MÁRIO TOMIYOSHI UCHIYAMA JUNIOR

CONTROLE PREDITIVO APLICADO AO PROCESSAMENTO PRIMÁRIO DE PETRÓLEO

São Paulo

2013

2013

MÁRIO TOMIYOSHI UCHIYAMA JUNIOR

CONTROLE PREDITIVO APLICADO AO PROCESSAMENTO PRIMÁRIO DE PETRÓLEO

Dissertação apresentada à Escola Politécnica da Universidade de São Paulo para a obtenção do título de Mestre em Engenharia

São Paulo

2013

2013

MÁRIO TOMIYOSHI UCHIYAMA JUNIOR

CONTROLE PREDITIVO APLICADO AO PROCESSAMENTO PRIMÁRIO DE PETRÓLEO

Dissertação apresentada à Escola Politécnica da Universidade de São Paulo para a obtenção do título de Mestre em Engenharia

Área de Concentração: Engenharia Química

Orientador: Prof. Dr. Darci Odloak

São Paulo

2013

2013

Este exemplar foi revisado e corrigido em relação à versão original, sob responsabilidade única do autor e com a anuência de seu orientador.

São Paulo, de maio de 2013.

Assinatura do autor _____

Assinatura do orientador _____

FICHA CATALOGRÁFICA

Uchiyama Junior, Mário Tomiyoshi
Controle preditivo aplicado ao processamento primário de petróleo / M.T. Uchiyama Junior. – versão corr. -- São Paulo, 2013.
89 p.

Dissertação (Mestrado) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Química.

1. Controle de processos 2. Controle preditivo 3. Petróleo I. Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia Química II. t.

Aos meus pais Suely e Mário.

AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Dr. Darci Odloak pelo apoio, compreensão e ajuda durante a elaboração dessa dissertação.

Aos membros da banca de qualificação, pelas sugestões de melhoria e correções.

Aos meus pais por sempre me apoiar.

A minha namorada Maria Giuliana, pela compreensão e pelo apoio nessa etapa da minha vida.

Ao engenheiro Bruno, pela amizade e pela ajuda durante o desenvolvimento dessa dissertação.

A Deus, por me dar força para superar todas as dificuldades enfrentadas nessa jornada.

RESUMO

Esta dissertação estuda o controle multivariável de uma plataforma "*offshore*" típica. Com esse propósito, um modelo dinâmico rigoroso do processo não-linear foi desenvolvido e usado para representar o processo real nas simulações das estratégias de controle propostas. Baseado no modelo rigoroso e usando métodos de identificação, foram desenvolvidos modelos lineares aproximados para representar o processo no controlador preditivo (MPC). O sistema de controle foi projetado visando manter as variáveis controladas em valores adequados e reduzir o efeito de golfadas severas nos equipamentos à jusante da plataforma. Foram testados dois controladores preditivos: o MPC convencional que opera com "*set-points*" fixos para as variáveis controladas e o controlador preditivo que opera com zonas para as variáveis controladas. Os resultados da simulação mostram que o controlador preditivo com controle por zonas é capaz de ter uma performance bem melhor que o controlador preditivo convencional, com uma significativa redução na amplitude das oscilações causadas pelas golfadas na vazão de petróleo na saída da plataforma.

Palavras-chave: Plataformas de petróleo. Controle preditivo. Atenuação de golfadas.

ABSTRACT

This dissertation studies the multivariable control of a typical offshore platform. For this purpose, a rigorous nonlinear dynamic model of the process system is developed and used to represent the true process in the simulation of the proposed control strategies. Based on this rigorous model, approximate linear models are obtained through identification methods in order to represent the platform process in the Model Predictive Control (MPC). The control system was designed aimed at keeping all the controlled variables at adequate values and to reduce the effect of severe riser slugging on the downstream systems. Two model predictive controllers are tested: the conventional MPC with fixed set-points to the controlled outputs and the MPC with zone control of the outputs. The simulation results show that the controller based on the output zone control has a better performance than the conventional MPC with a significant reduction on the amplitude of the oscillation of oil flow at the outlet of the platform process.

Keywords: Platform. Model Predictive Control. Riser slugging attenuation.

LISTA DE FIGURAS

Figura 3-1 - Representação das fases de um ciclo de golfada. Nunes et at (2010) ..19
Figura 3-2 - Elevação artificial de petróleo por tecnologia *Gas-Lift*. Nunes et al (2010) 21
Figura 3-3 - Planta trifásica de processamento primário de petróleo. Nunes et al (2010).....22
Figura 3-4 - Separador Trifásico. Nunes et al (2010) 27
Figura 3-5 - Separador Bifásico. Nunes et al (2010) 33
Figura 3-6 - Tratador eletrostático. Nunes et al (2010).....36
Figura 3-7 - Hidrociclone *de-oiler*. Moraes (1994) 41
Figura 4-1 - Planta de separação trifásica com indicação das variáveis controladas e manipuladas. 44
Figura 4-2 - Planta trifásica de processamento primário de petróleo com os controladores do tipo PI. 46
Figura 4-3 - Resposta de y_1 ao estímulo em u_7. 48
Figura 4-4 - Resposta de y_1 ao estímulo em u_8. 49
Figura 4-5 - Resposta de y_2 ao estímulo em u_1. 49
Figura 4-6 - Resposta de y_2 ao estímulo em u_2. 50
Figura 4-7 - Resposta de y_3 ao estímulo em u_1. 50
Figura 4-8 - Resposta de y_3 ao estímulo em u_2. 51
Figura 4-9 - Resposta de y_3 ao estímulo em u_7. 51
Figura 4-10 - Resposta de y_4 ao estímulo em u_2. 52
Figura 4-11 - Resposta de y_4 ao estímulo em u_4. 52
Figura 4-12 - Resposta de y_5 ao estímulo em u_2. 53
Figura 4-13 - Resposta de y_5 ao estímulo em u_3. 53
Figura 4-14 - Resposta de y_5 ao estímulo em u_4. 54
Figura 4-15 - Resposta de y_6 ao estímulo em u_4. 54
Figura 4-16 - Resposta de y_6 ao estímulo em u_9. 55
Figura 4-17 - Resposta de y_7 ao estímulo em u_4. 55
Figura 4-18 - Resposta de y_7 ao estímulo em u_6. 56
Figura 4-19 - Resposta de y_8 ao estímulo em u_4. 56

Figura 4-20 - Resposta de y_8 ao estímulo em u_5. 57
Figura 4-21 - Resposta de y_8 ao estímulo em u_6. 57
Figura 5-1 - Vazão de saída de óleo do poço 72
Figura 5-2 - Nível de água no Separador Trifásico 72
Figura 5-3 - Nível de óleo no Separador Trifásico. 73
Figura 5-4 - Pressão no Separador Trifásico 73
Figura 5-5 - Nível de óleo no Separador Bifásico 1. 74
Figura 5-6 - Pressão no Separador Bifásico 1 74
Figura 5-7 - Nível no Tratador Eletrostático 75
Figura 5-8 - Nível de óleo no Separador Bifásico 2. 75
Figura 5-9 - Pressão no Separador Bifásico 2 76
Figura 5-10 - Vazão de óleo saída do Separador Bifásico 2 76
Figura 5-11 - Vazão de saída de óleo do poço 79
Figura 5-12 - Nível de água no Separador Trifásico. 80
Figura 5-13 - Nível de óleo no Separador Trifásico. 80
Figura 5-14 - Pressão no Separador Trifásico 81
Figura 5-15 - Nível no Separador Bifásico 1 81
Figura 5-16 - Pressão no Separador Bifásico 1 82
Figura 5-17 - Nível do Tratador Eletrostático 82
Figura 5-18 - Nível no Separador Bifásico 2 83
Figura 5-19 - Pressão no Separador Bifásico 2 83
Figura 5-20 - Vazão de óleo do Separador Bifásico 2. 84
Figura 5-21 - Vazão de óleo da Planta para o MPC convencional (com set-points fixos) e MPC com faixas. 85

LISTA DE TABELAS

Tabela 4-1 - Variáveis controladas do sistema.....45
Tabela 4-2 - Variáveis manipuladas do sistema.....45
Tabela 4-3 - Aberturas iniciais das válvulas, variações das aberturas das válvulas e intervalos entre as implementações das ações de controle que foram adotadas para cada variável manipulada.....47
Tabela 4-4 - Combinação variável controlada-variável manipulada.....48
Tabela 4-5 - Modelo em funções de transferência da plataforma de petróleo 59
Tabela 5-1 - Valor inicial, mínimo e máximo das variáveis manipuladas do sistema.70
Tabela 5-2 - Valor inicial e *set-points* das variáveis controladas do sistema.....71
Tabela 5-3 - Sintonia utilizada.....71
Tabela 5-4 - Valor inicial, mínimo e máximo das variáveis manipuladas do sistema.78
Tabela 5-5 - Valor inicial, mínimo e máximo das variáveis controladas do sistema..78
Tabela 5-6 - Sintonia utilizada.....79

LISTA DE SÍMBOLOS

A_r	Área da secção transversal da coluna de produção abaixo do ponto de injeção	(m^2)
A_t	Área da secção transversal da coluna de produção acima do ponto de injeção	(m^2)
BSW	Fração de água e sedimentos presente na carga oleosa	
C	Comprimento do vaso	(m)
C_1	Comprimento do vaso do separador bifásico	(m)
C_2	Comprimento do vaso do tratador eletrostático	(m)
C_{CL}	Comprimento da câmara de óleo	(m)
C_{CS}	Comprimento da câmara de separação	(m)
C_{iv}	Constante de injeção de gás na coluna de produção	
C_{pc}	Constante da *choke* de produção	
C_r	Constante de saída de petróleo do reservatório para a coluna de produção	
C_{VG}	Coeficiente de vazão da válvula de gás	
C_{VL}	Coeficiente de vazão da válvula de óleo	
C_{Vo}	Coeficiente de vazão da válvula de óleo de topo	
C_{Vu}	Coeficiente de vazão da válvula de água de fundo	
C_{VW}	Coeficiente de vazão da válvula de água	
D	Diâmetro do vaso	(m)
D_1	Diâmetro do vaso do separador bifásico	(m)
D_2	Diâmetro do vaso do tratador eletrostático	(m)
e	Eficiência de separação da água emulsionada presente na carga oleosa	
g	Constante de aceleração da gravidade	(m/s^2)
G_{in}	Vazão de entrada de gás	(m^3/s)
G_{out}	Vazão de saída de gás	(m^3/s)
h_L	Altura fase oleosa	(m)
h_T	Altura total de líquido	(m)
h_{VERT}	Altura do vertedouro	(m)
h_W	Altura da fase aquosa	(m)
L_a	Comprimento da região anular	(m)
L_{in}	Vazão de entrada da fase líquida	(m^3/s)
L_{out}	Vazão de saída de óleo	(m^3/s)
L_r	Comprimento do reservatório até o ponto de injeção de gás	(m)
L_t	Comprimento da coluna de produção	(m)
L_{VERT}	Vazão através do vertedouro	(m^3/s)
M	Massa molar do gás natural	(kg/mol)
P	Pressão no separador	(bar)
P_1	Pressão a jusante da válvula de óleo	(bar)
P_2	Pressão à jusante da válvula de gás	(bar)
P_3	Pressão à jusante da válvula de água	(bar)

P_{ai}	Pressão na região anular no ponto de injeção	(bar)
P_o	Pressão na descarga na linha de topo	(bar)
P_r	Pressão no reservatório	(bar)
P_s	Pressão no separador trifásico	(bar)
P_t	Pressão no topo da coluna de produção	(bar)
P_{tb}	Pressão no fundo da coluna de produção	(bar)
P_{ti}	Pressão na coluna de produção no ponto de injeção	(bar)
P_u	Pressão na descarga na linha de fundo	(bar)
R	Constante universal dos gases	(J/mol.K)
T_a	Temperatura do gás natural na região anular	(K)
T_t	Temperatura na coluna de produção	(K)
u_1	Abertura da válvula de saída de gás do separador trifásico	
u_{10}	Abertura da válvula de saída de rejeito de óleo/água do hidrociclone do tratador eletrostático	
u_2	Abertura da válvula de saída de óleo do separador trifásico	
u_3	Abertura da válvula de saída de gás do separador bifásico 1	
u_4	Abertura da válvula de saída de óleo do tratador eletrostático	
u_5	Abertura da válvula de saída de gás do separador bifásico 2	
u_6	Abertura da válvula de saída de óleo do separador bifásico 2	
u_7	Abertura da válvula de saída de água do hidrociclone do separador trifásico	
u_8	Abertura da válvula de saída de rejeito de óleo/água no hidrociclone do separador trifásico	
u_9	Abertura da válvula de saída de água do hidrociclone do tratador eletrostático	
V	Volume do vaso	(m^3)
V_a	Volume da região anular	(m^3)
V_L	Volume da fase oleosa	(m^3)
v_O	Volume específico do petróleo	(m^3/kg)
V_T	Volume da fase líquida na câmara de separação	(m^3)
V_W	Volume da fase aquosa	(m^3)
V_{WFL}	Volume de água dispersa na fase oleosa no separador eletrostático	(m^3)
V_{WFLCL}	Volume de água dispersa na fase oleosa na câmara de óleo	(m^3)
V_{WFLCS}	Volume de água dispersa na fase oleosa na câmara de separação	(m^3)
w_{gc}	Vazão mássica constante de gás injetado na região anular	(kg/s)
w_{iv}	Vazão mássica que vai da região anular para a coluna de produção	(kg/s)
Wo	Vazão de saída de topo	(kg/s)
W_{out}	Vazão de saída de água	(m^3/s)
wpc	Vazão mássica total através do *choke* de produção	(kg/s)
w_{pg}	Vazão mássica de gás através da *choke* de produção	(kg/s)
w_{po}	Vazão mássica de petróleo produzido através da *choke* de produção	(kg/s)
w_r	Vazão mássica de petróleo do reservatório para a coluna de produção	(kg/s)

W_u	Vazão de saída de fundo	(kg/s)
x_1	Massa de gás na região anular	(kg)
x_2	Massa de gás na coluna de produção	(kg)
x_3	Massa de petróleo na coluna de produção	(kg)
x_G	Fração de abertura da válvula de gás	
x_L	Fração de abertura da válvula de óleo	
x_o	Fração de abertura da válvula de topo	
x_p	Fração de abertura da válvula *choke* de produção	
x_u	Fração de abertura da válvula de fundo	
x_W	Fração de abertura da válvula de água	
y_1	Nível da água na câmara de separação do separador trifásico	(m)
y_2	Nível da câmara de óleo do separador trifásico	(m)
y_3	Pressão do separador trifásico	(bar)
y_4	Nível do separador bifásico 1	(m)
y_5	Pressão do separador bifásico 1	(bar)
y_6	Nível do tratador eletrostático	(m)
y_7	Nível do separador bifásico 2	(m)
y_8	Pressão do separador bifásico 2	(bar)
$y_{gás/líquido}$	Fração da corrente de alimentação líquida que passa para a fase gasosa na condição de temperatura e pressão do equipamento seguinte	

Símbolos gregos:

α_1	Parâmetro de ajuste do modelo para perda de carga	
α_2	Parâmetro de ajuste do modelo para perda de carga	
ρ_{ai}	Massa específica do gás na região anular no ponto de injeção	(kg/m^3)
ρ_G	Massa específica da fase oleosa	(kg/m^3)
$\rho_{H2O,15,5°C}$	Massa específica da água a 15,5°C	(kg/m^3)
ρ_L	Massa específica da fase oleosa	(kg/m^3)
ρ_m	Massa específica da mistura petróleo e gás no topo da coluna de produção	(kg/m^3)
ρ_o	Massa específica do petróleo	(kg/m^3)
ρ_{Po}	Diferença de pressão entre a corrente de alimentação e a corrente de descarga de topo	(bar)
ρ_{Pu}	Diferença de pressão entre a corrente de alimentação e a corrente de descarga de fundo	(bar)
ρ_u	Massa específica da saída de fundo	(kg/m^3)
ρ_W	Massa específica da fase aquosa	(kg/m^3)

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO **15**

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA **17**

3 MODELAGEM DO PROCESSO **19**

3.1 Descrição do processo ***19***

3.2 Modelo da alimentação vinda do poço de petróleo ***22***

3.3 Modelo de cada equipamento ***26***

3.3.1 Separador trifásico 26

3.3.2 Separador bifásico 32

3.3.3 Tratador eletrostático 35

3.3.4 Hidrociclone de-oiler 40

3.4 Modelo integrado ***43***

4 MODELOS LINEARES **44**

4.1 Metodologia utilizada na identificação das funções de transferência ***45***

4.2 Critérios utilizados para identificar quais variáveis controladas não são influenciadas por cada variável manipulada ***47***

4.3 Funções de transferência identificadas ***58***

5 CONTROLE PREDITIVO **60**

5.1 Introdução ao Controle Preditivo baseado em Modelo (MPC) ***60***

5.1.1 Perspectiva Histórica 60

5.1.2 Aplicações 61

5.1.3 Vantagens e Desvantagens 61

5.1.4 Elementos Básicos 62

5.2 Controle preditivo de horizonte finito com modelo em espaço de estados na forma incremental ***63***

5.3 Controle preditivo de horizonte finito com faixas para as variáveis controladas ***66***

5.4 Simulação e Análise dos Resultados ***69***

5.4.1 Controle preditivo da plataforma de petróleo com set-points fixos 70
5.4.2 Controle preditivo da plataforma de petróleo com controle por faixas para as variáveis controladas 77

6 CONSIDERAÇÕES FINAIS 86

6.1 Conclusões.....86

6.2 Sugestões de continuidade.....87

REFERÊNCIAS.....88

1 INTRODUÇÃO

O petróleo é um mineral de origem fóssil composto de hidrocarbonetos complexos, podendo ser encontrado na forma sólida, líquida ou gasosa, a depender de sua composição, pressão e temperatura. Ele fica alojado nos poros de rochas chamadas “rochas-reservatórios”, formadas no fundo de antigos oceanos. Por isso o petróleo é, geralmente, encontrado em bacias sedimentares. Em decorrência da migração do petróleo nessas rochas-reservatórios, que contem água, até encontrar uma rocha selante, vão se formando os três fluidos principais - óleo, gás e água - presentes nos campos de produção. O gás pode estar dissolvido no óleo, ou se apresentar como uma camada independente entre o óleo e a rocha selante (THOMAS, 2001).

A produção de um poço de petróleo é consubstanciada na elevação dos fluídos até a superfície e na sua separação. O óleo e o gás são os fluídos buscados nesta atividade. A obtenção desses fluídos se dá através das atividades de Exploração e Produção (E&P). Dentre as atividades de Produção, destaca-se o tratamento inicial do petróleo, com produtos químicos, para a separação dos fluídos e no seu enquadramento em parâmetros físico-químicos de qualidade exigidos pela cadeia produtiva e pelos órgãos ambientais.

O foco desse trabalho será o processamento primário do petróleo que é responsável pela separação das diferentes fases presentes na mistura (água, óleo e gás) proveniente dos poços. Nesse processo, o óleo é tratado e processado para envio às refinarias. A água pode ser descartada no mar ou reciclada para injeção em poços. O gás natural é utilizado para geração de potência em turbinas a gás, alimentação de sistemas de injeção em poços e pode ser enviado a plantas de processamento em terra para posterior comercialização.

A complexidade do processo se deve à alimentação da planta de processamento primário ser intermitente ou em golfada. Essa alimentação é resultado dos longos trechos verticais de tubulação (*risers)* combinada com o processo *Gas-Lift*, que é utilizado para incrementar a produção dos poços de petróleo *offshore* de baixa surgência. Tais variações na alimentação da planta resultam em oscilações na pressão e nas vazões em todo o processo.

Dessa forma, o objetivo do trabalho é realizar o estudo comparativo entre o controlador preditivo com *set-points* fixos para as variáveis controladas e o controlador preditivo com faixas para as variáveis controladas para verificar qual deles suporta melhor o tipo de escoamento intermitente da alimentação citado anteriormente. Para isso, primeiramente será construída uma simulação em MATLAB® que contemple a planta de separação trifásica de processamento primário e a alimentação em golfadas. Em seguida, será realizada a identificação das funções de transferência e finalmente, os controladores serão implementados.

Este documento divide-se em 6 capítulos: no capítulo 2 é feita uma revisão da literatura sobre as técnicas que foram desenvolvidas ao longo do tempo para diminuir os efeitos da alimentação em golfadas nas plantas de processamento primário. Em seguida, o capítulo 3 apresenta com detalhes o modelo da planta de separação trifásica e da alimentação em golfadas. No capítulo 4 é apresentada a estrutura de controle que será empregada na planta e as funções de transferência identificadas e sua aderência aos dados do modelo rigoroso. Já no capítulo 5 são apresentados os modelos dos controladores preditivos com *set-points* fixos e com faixas e seus resultados. Por fim, o capítulo 6 contém as conclusões obtidas e sugestão para trabalhos futuros.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Muito esforço e dinheiro têm sido gastos tentando evitar os problemas operacionais resultantes do fluxo multifásico em golfadas. Henriot et al. (1999) mostraram que é possível prevenir golfadas severas com a instalação de uma bomba multifásica na base do *riser*. A aplicação da bomba multifásica tem o mesmo efeito da injeção de *Gas-lift* na base do *riser*, no entanto é um método mais dispendioso.

Duret et al. (2004) propõem a aplicação de um *bypass* ativo para estabilizar o fenômeno indesejado das golfadas. Esta técnica consiste na implantação de uma válvula de passagem para o gás localizado entre a seção de alimentação da tubulação e o *riser*, resultando em um fluxo constante. O ponto negativo deste método é que ele não é aplicável a plantas de processamento já existentes, uma vez que necessita de alteração da estrutura.

Para instalações já existentes, o uso de controladores tem se apresentado como a melhor solução para a minimização dos efeitos das golfadas.

Vários sistemas de controle têm sido desenvolvidos com o intuito de amenizar os problemas gerados pela alimentação intermitente nos processos de tratamento do petróleo. Fard et al. (2006) utilizaram uma estratégia de controle em cascata com realimentação baseada em medidas de pressão na seção de alimentação do encanamento e na taxa de fluxo no topo do *riser* para suprimir as golfadas. Já Storkaas e Skogestad (2007) utilizaram um sistema de controle PID que mede a pressão na base do *riser* e manipula a válvula *choke* para evitar golfadas no *riser*. O único inconveniente dessa solução é que a instalação e a manutenção desse sistema são muito dispendiosas por necessitar de medidas submarinas, como a pressão na seção de alimentação.

Estratégias de controle que atuam diretamente nas unidades de separação são as mais encontradas na literatura, além de ser a solução mais viável do ponto de vista econômico. Filgueiras (2005) propõe a aplicação de controladores PI para controlar os níveis da câmara de separação e do óleo da câmara de óleo e a pressão do separador trifásico.

Recentemente, estratégias de controle baseadas no conceito de oscilação de nível dentro dos vasos separadores têm-se mostrado eficientes no controle do fluxo das

golfadas. Nunes (2004) propõe o “Controle por bandas”, no qual são permitidas variações do nível dentro dos vasos de acúmulo, de modo a estabilizar as vazões de saída do processo. Diferentemente dos outros métodos, que necessitam de medidas de vazão, o “Controle por bandas” requer somente medidas de nível dos separadores. Esse método tem apresentado desempenho satisfatório, porém apresenta problemas de chaveamento de controladores PI.

O objetivo deste trabalho é aplicar um controlador do tipo MPC (Model Predictive Control) para o processo de separação trifásico, uma vez que o MPC permite o controle por faixas e não apresenta problemas de chaveamento como no “Controle por bandas”.

3 MODELAGEM DO PROCESSO

3.1 Descrição do processo

A maior parte da complexidade do controle de processos *offshore* advém das instabilidades no escoamento de óleo e gás proveniente dos poços produtores de petróleo. Essas instabilidades da alimentação são resultado da combinação dos grandes comprimentos das linhas de produção e dos *risers* com o uso de tecnologia *Gas-Lift* de elevação do óleo.

O grande comprimento da linha horizontal de produção, seguida por outro grande trecho vertical (*riser*), associados a baixas velocidades superficiais de líquido e gás, resultam em um escoamento sob a forma estratificada no trecho horizontal da tubulação, seguido pelo padrão de golfadas no trecho vertical. As fases do ciclo de uma golfada estão esquematizadas na Figura 3-1.

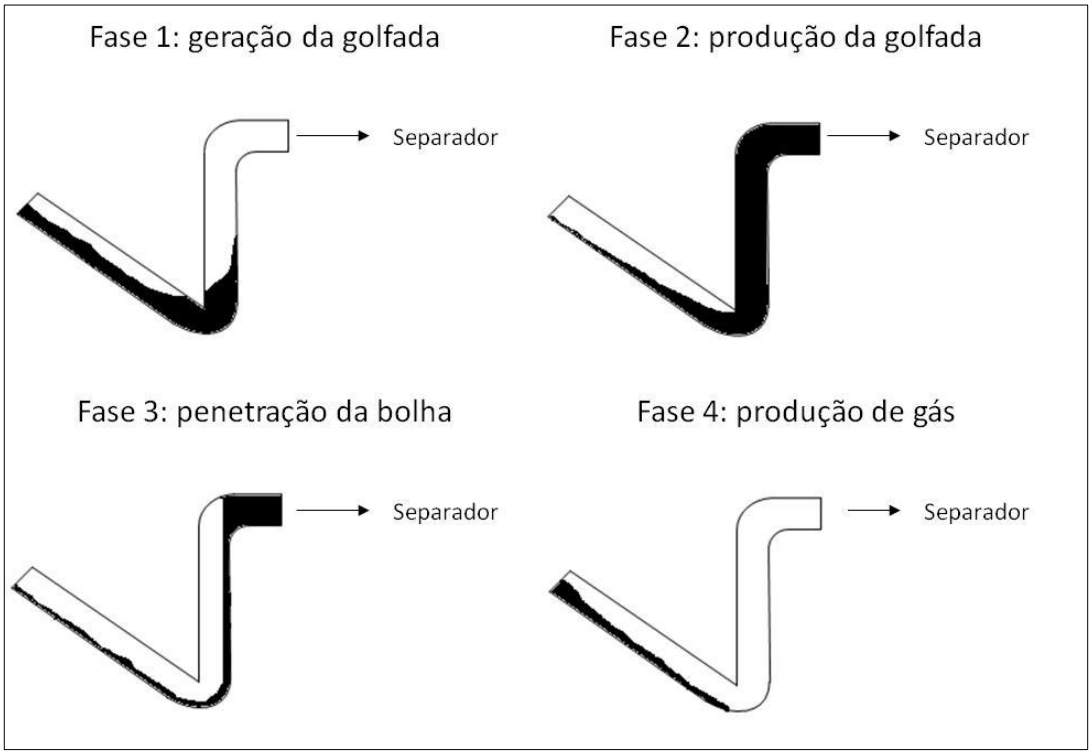

Figura 3-1 - Representação das fases de um ciclo de golfada. Nunes et at (2010)

Na primeira fase, ocorre o acúmulo do líquido na base em V do *riser, o* líquido acumulado é proveniente da linha de produção e do retorno do *riser*. Este acúmulo acaba gerando um selo na base V do *riser* retendo o gás proveniente do poço pela linha de produção.

A segunda fase inicia-se com a pressurização de gás na linha de produção até que um valor crítico de pressão seja alcançado e o gás penetre o *riser* empurrando abruptamente o líquido acumulado. Nessa fase, o líquido passa pela *Top-Side Choke* do *riser*, atingindo separador primário. No início da terceira fase, o gás ocupa praticamente todo o *rise*r e também se movimenta com alta velocidade através do *Top-Side Choke* ingressando no separador, impactando o controle de pressão. Por fim, a quarta fase é caracterizada por uma produção transitória de gás com uma taxa decrescente de gás até cessar pelo início da primeira fase.

O processo *Gas-Lift* é uma alternativa para aumentar a produção de poço de petróleo *offshore*, cuja pressão disponível no reservatório geológico de óleo não é suficiente para fazer o fluido escoar a taxas apropriadas, vencendo a gravidade em dois longos trechos verticais: a coluna de produção do poço e o percurso via *riser* através da lâmina de água na zona de campo.

Na tecnologia *Gas-Lift*, o gás natural comprimido é bombeado da plataforma de produção e injetado na coluna de produção do poço (Figura 3-2). A injeção de gás na coluna de produção resulta em uma mistura bifásica com densidade inferior à do óleo, permitindo que a pressão disponível no reservatório movimente o fluído ascensionalmente em direção à plataforma.

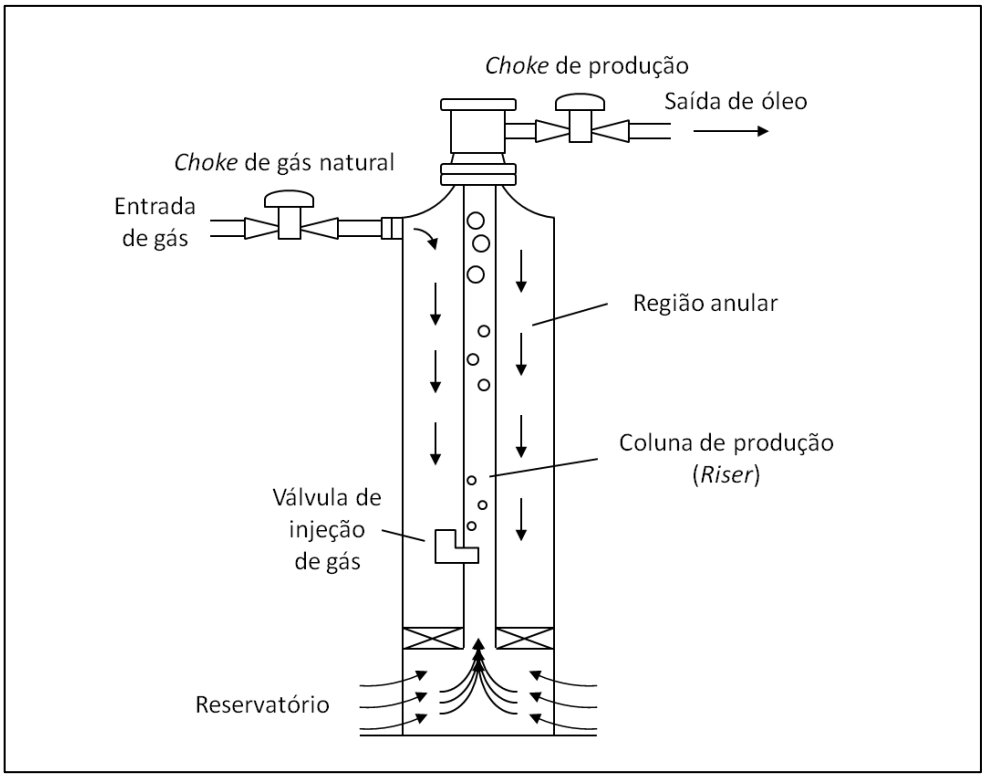

Figura 3-2 - Elevação artificial de petróleo por tecnologia *Gas-Lift*. Nunes et al (2010)

A produção dos poços de petróleo passa por um *manifold*, onde a pressão é equalizada, seguindo através de uma válvula *choke*, cuja função é reduzir a intermitência do escoamento por meio de estrangulamento, antes de alimentar a primeira fase de separação.

No caso das plantas com separação trifásica (Figura 3-3), a primeira fase de separação é realizada por um separador trifásico, onde as correntes líquida e gasosa são separadas na câmara de separação. A corrente líquida (mistura água-óleo) se acumula na câmara de separação até que ocorra o transbordo do óleo, que tem menor massa específica que a água, para a câmara de óleo. A água oleosa retirada da câmara de separação é encaminhada para um hidrociclone *de-oiler*, que pela ação da força centrífuga, separa as gotículas de óleo dispersas na fase aquosa. O óleo, contendo água, é retirado da câmara de óleo e alimenta o primeiro estágio de separação bifásica, onde a separação do gás dissolvido no óleo é realizada em pressão inferior à do separador trifásico. A corrente líquida efluente do separador bifásico escoa para o tratador eletrostático, onde um campo elétrico é aplicado na fase oleosa para promover a coalescência das gotas de água, que se acumulam na fase inferior do equipamento. A água retirada do tratador eletrostático ainda contém óleo, então é necessário que passe pelo hidrociclone *de-oiler* antes de ser

descartada. O óleo proveniente do tratador eletrostático é então enviado para um segundo estágio de separação em outro separador bifásico, com pressão inferior à estabelecida no primeiro separador bifásico, para a remoção do gás dissolvido.

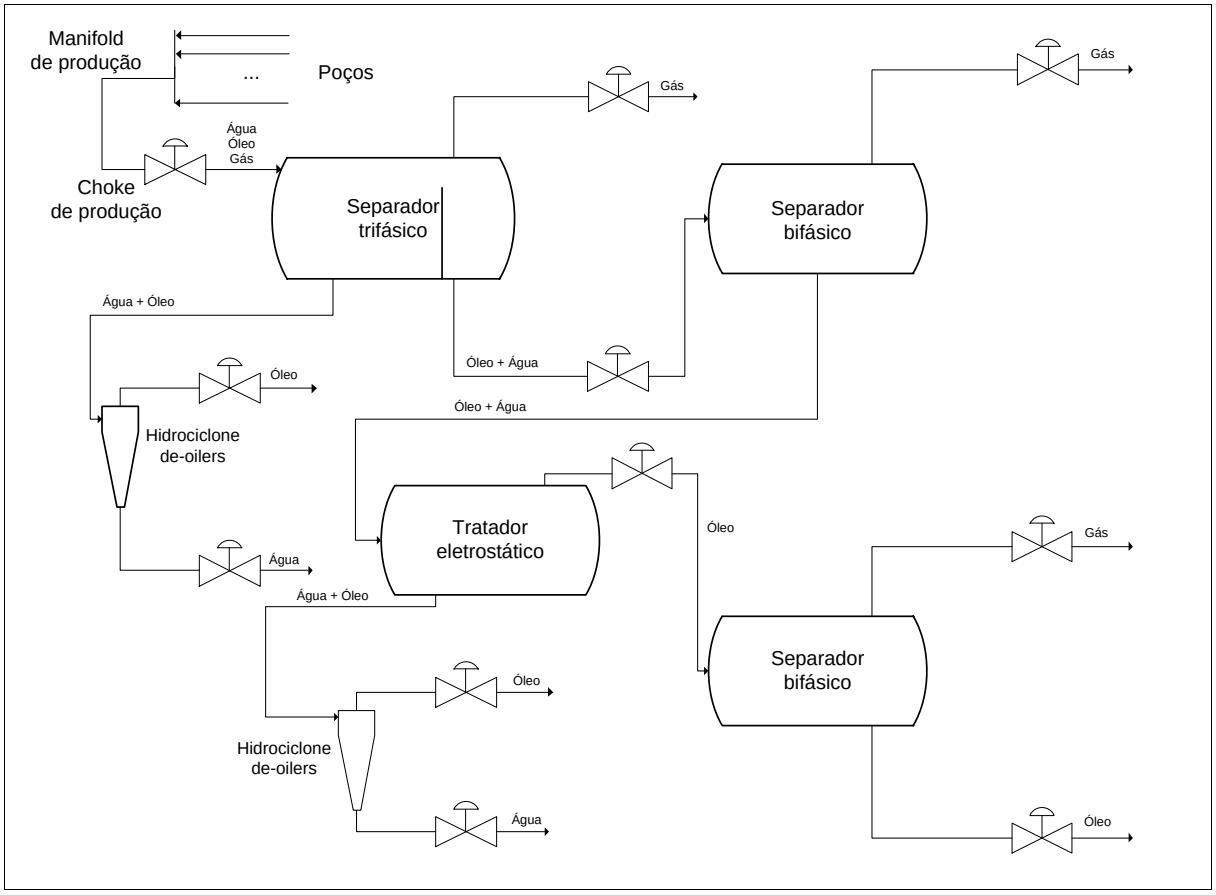

Figura 3-3 - Planta trifásica de processamento primário de petróleo. Nunes et al (2010)

3.2 Modelo da alimentação vinda do poço de petróleo

O modelo apresentado por Jahanshahi et al. (2007) foi adotado para representar o escoamento em golfadas de óleo e gás resultante do *Gas-Lift* provenientes dos poços produtores de petróleo. O processo descrito na seção anterior é modelado matematicamente através de três estados:

$$\dot{x}_1 = w_{gc} - w_{iv} \qquad 3\text{-}1$$

$$\dot{x}_2 = w_{iv} - w_{pg} \qquad 3\text{-}2$$

$$\dot{x}_3 = w_r - w_{po} \qquad 3\text{-}3$$

onde:

x_1 – massa de gás na região anular (kg)

x_2 – massa de gás na coluna de produção (kg)

x_3 – massa de óleo na coluna de produção (kg)

w_{gc} – vazão mássica constante de gás injetado na região anular (kg/s)

w_{iv} – vazão mássica de gás que vai da região anular para a coluna de produção (kg/s)

w_{pg} – vazão mássica de gás através da *choke* de produção (kg/s)

w_r – vazão mássica de petróleo do reservatório para a coluna de produção (kg/s)

w_{po} – vazão mássica de petróleo produzido através da *choke* de produção (kg/s)

Por hipótese, a vazão mássica de gás natural injetado na coluna de produção é considerada constante.

A vazão mássica de gás que vai da região anular para a coluna de produção é representada pela Equação 3-4.

$$w_{iv} = C_{iv}\sqrt{\rho_{ai}\, max(0, P_{ai} - P_{ti})} \qquad 3\text{-}4$$

onde:

C_{iv} – constante de injeção de gás na coluna de produção

ρ_{ai} – massa específica do gás na região anular no ponto de injeção (kg/m^3)

P_{ai} – pressão na região anular no ponto de injeção (bar)

P_{ti} – pressão na coluna de produção no ponto de injeção (bar)

A vazão mássica total (óleo e gás) de saída através da *choke* de produção é representada pela Equação 3-5.

$$w_{pc} = C_{pc}\sqrt{\rho_m\, max(0, P_t - P_s)}\; x_P \qquad 3\text{-}5$$

onde:

C_{pc} – constante da *choke* de produção
P_s – pressão no separador trifásico (bar)
P_t – pressão no topo da coluna de produção (bar)
x_p – fração de abertura da válvula *choke* de produção
ρ_m – massa específica da mistura petróleo e gás no topo da coluna de produção (kg/m^3)
w_{pc} – vazão mássica total através do *choke* de produção (kg/s)

A vazão mássica de gás e petróleo que passam através da válvula *choke* de produção (kg/s) é apresentada nas Equações 3-6 e 3-7.

$$w_{pg} = \frac{x_2}{x_2 + x_3}\, w_{pc} \qquad 3\text{-}6$$

$$w_{po} = \frac{x_3}{x_2 + x_3}\, w_{pc} \qquad 3\text{-}7$$

A vazão mássica de petróleo do reservatório para a coluna de produção é representada através da Equação 3-8.

$$w_r = C_r(P_r - P_{tb}) \qquad 3\text{-}8$$

onde:
C_r – constante de saída de petróleo do reservatório para a coluna de produção
P_r – pressão no reservatório (bar)
P_{tb} – pressão no fundo da coluna de produção (bar)

As massas específicas do gás na região anular no ponto de injeção e da mistura petróleo e gás no topo da coluna de produção são modelados da seguinte forma:

$$\rho_{ai} = \frac{M}{R\,T_a} P_{ai} \qquad 3\text{-}9$$

$$\rho_m = \frac{x_2 + x_3 - \rho_O\, L_r\, A_r}{L_t A_t} \qquad 3\text{-}10$$

onde:

A_r – área da secção transversal da coluna de produção abaixo do ponto de injeção (m^2)

A_t – área da secção transversal da coluna de produção acima do ponto de injeção (m^2)

L_r – comprimento desde o reservatório até o ponto de injeção de gás (m)

L_t – comprimento da coluna de produção (m)

M – massa molar do gás natural (kg/mol)

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

T_a – temperatura do gás natural na região anular (K)

ρ_O – massa específica do petróleo (kg/m^3)

A pressão na região anular no ponto de injeção é dado pela Equação 3-11.

$$P_{ai} = \left(\frac{R\, T_a}{V_a\, M} + \frac{g\, L_a}{V_a}\right) x_1 \qquad 3\text{-}11$$

onde:

g – constante de aceleração da gravidade (m/s^2)

L_a – comprimento da região anular (m)

V_a – volume da região anular (m^3)

A pressão no topo da coluna de produção é apresentada na Equação 3-12.

$$P_t = \frac{R\, T_t}{M} \frac{x_2}{L_t A_t + L_r A_r - v_o x_3} \qquad 3\text{-}12$$

onde:

T_t – temperatura na coluna de produção (K)

v_O – volume específico do petróleo (m^3/kg)

A pressão na coluna de produção no ponto de injeção é dada pela Equação 3-13:

$$P_{ti} = P_t + \frac{g}{A_t}(x_2 + x_3 - \rho_o L_r A_r) \qquad 3\text{-}13$$

A pressão no fundo da coluna de produção é dada pela Equação 3-14:

$$P_{tb} = P_{ti} + \rho_o g L_r \qquad 3\text{-}14$$

3.3 Modelo de cada equipamento

O modelo de cada equipamento que compõe a planta trifásica de processamento primário de petróleo é apresentado a seguir. O separador trifásico, o separador bifásico e o tratador eletrostático foram modelados conforme Nunes et al (2010). Já a modelagem do hidrociclone foi baseada em Moraes (1994).

3.3.1 Separador trifásico

O separador trifásico (Figura 3-4) é responsável pela separação do óleo, da água e do gás proveniente dos poços produtores. Este equipamento possui um vertedouro que o divide em duas seções: câmara de separação e câmara de óleo. A câmara de separação efetua a separação do óleo e da água por diferença de massa específica. O óleo separado verte para a câmara de óleo.

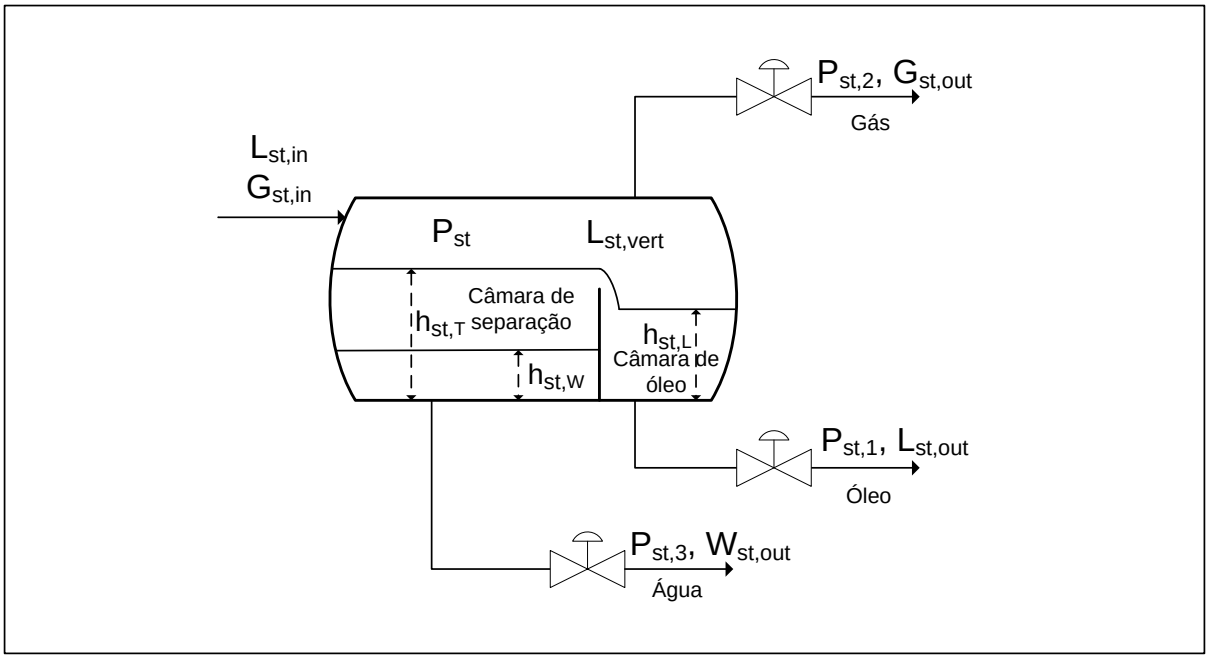

Figura 3-4 - Separador Trifásico. Nunes et al (2010)

onde:

$L_{st,in}$ – vazão de entrada da fase líquida (água + óleo) (m^3/s)

$G_{st,in}$ – vazão de entrada de gás (m^3/s)

$L_{st,out}$ – vazão de saída de óleo da câmara de óleo (m^3/s)

$W_{st,out}$ – vazão de saída de água da câmara de separação (m^3/s)

$G_{st,out}$ – vazão de saída de gás (m^3/s)

$h_{st,T}$ – altura total de líquido na câmara de separação (m)

$h_{st,W}$ – altura da fase aquosa na câmara de separação (m)

$h_{st,L}$ – altura fase oleosa na câmara de óleo (m)

$h_{st,VERT}$ – altura do vertedouro (m)

$L_{st,VERT}$ – vazão através do vertedouro (m^3/s)

P_{st} – pressão no separador (bar)

$P_{st,1}$ – pressão a jusante da válvula de óleo (bar)

$P_{st,2}$ – pressão à jusante da válvula de gás (bar)

$P_{st,3}$ – pressão à jusante da válvula de água (bar)

Vale observar que a vazão volumétrica de entrada da mistura óleo e água, L_{in}, é dada pela variável w_{po} obtida pelo modelo do poço dividido pelo valor de sua massa específica. O mesmo ocorre para a vazão volumétrica de gás, em que $G_{st,in}$ do

modelo do separador trifásico é equivalente a w_{pg} do modelo do poço dividido pela sua respectiva massa específica.

Câmara de separação

Na câmara de separação são necessários dois balanços de massa. O primeiro balanço considera a fase líquida como volume de controle:

$$\frac{dh_{st,T}(t)}{dt} = \frac{L_{st,in}(t) - L_{st,VERT}(t) - W_{st,out}(t)}{2C_{st,CS}\sqrt{\left(D_{st} - h_{st,T}(t)\right)h_{st,T}(t)}} \qquad 3\text{-}15$$

onde:

$C_{st,CS}$ – comprimento da câmara de separação (m)

D_{st} – diâmetro do vaso (m)

O segundo balanço é realizado na fase aquosa:

$$\frac{dh_{st,W}(t)}{dt} = \frac{L_{st,in}(t)BSW_{st,in}\varepsilon_{st}(t) - W_{st,out}(t)}{2C_{st,CS}\sqrt{\left(D_{st} - h_{st,W}(t)\right)h_{st,W}(t)}} \qquad 3\text{-}16$$

onde:

$BSW_{st,in}$ – fração de água e sedimentos presentes na carga oleosa

ε_{st} – eficiência de separação da água emulsionada presente na carga oleosa

Câmara de óleo

Para a câmara de óleo, tem-se o seguinte balanço de massa:

$$\frac{dh_{st,L}(t)}{dt} = \frac{L_{st,VERT}(t) - L_{st,out}(t)}{2C_{st,CL}\sqrt{\left(D_{st} - h_{st,L}(t)\right)h_{st,L}(t)}} \qquad 3\text{-}17$$

onde:

$C_{st,CL}$ – comprimento da câmara de óleo (m)

A presença do vertedouro leva a duas condições de operação. A primeira condição é quando $h_{st,L} \leq h_{st,VERT}$, ou seja, o líquido verte da câmara de separação para a câmara de óleo. Na segunda condição, $h_{st,L} > h_{st,VERT}$ não há mais influência do vertedouro e o separador começa a operar como se fosse um único vaso. Nesse último caso, a variação do nível de óleo na câmara de óleo será igual à variação do nível total da câmara de separação:

$$\frac{dh_{st,L}(t)}{dt} = \frac{dh_{st,T}(t)}{dt} \qquad 3\text{-}18$$

Fase gasosa

Aplicando-se um balanço de massa na fase gasosa, tem-se:

$$\frac{dP_{st}(t)}{dt} = \frac{P_{st}(t)\left(G_{st,in}(t) + L_{st,in}(t) - G_{st,out}(t) - L_{st,out}(t) - W_{st,out}(t)\right)}{V_{st} - V_{st,W}(t) - V_{st,L}(t)} \qquad 3\text{-}19$$

onde:

V_{st} – volume do vaso (m^3)

$V_{st,W}$ – volume da fase aquosa (m^3)

$V_{st,L}$ – volume da fase oleosa (m^3)

Água dispersa na fase oleosa na câmara de separação

O balanço de massa da água dispersa na fase oleosa na câmara de separação resulta em:

$$\frac{dV_{st,WFLCS}(t)}{dt} = L_{st,in}(t)BSW_{st,in}(1-\varepsilon_{st}(t)) - L_{st,VERT}(t)\frac{V_{st,WFLCS}(t)}{V_{st,T}(t)-V_{st,W}(t)} \qquad 3\text{-}20$$

onde:

$V_{st,T}$ – volume da fase líquida na câmara de separação (m^3)

$V_{st,WFLCS}$ – volume de água dispersa na fase oleosa na câmara de separação (m^3)

Água dispersa na fase oleosa na câmara de óleo

Aplicando um balanço de massa na água dispersa na fase oleosa na câmara de óleo, tem-se:

$$\frac{dV_{st,WFLCL}(t)}{dt} = L_{st,VERT}(t)\frac{V_{st,WFLCS}(t)}{V_{st,T}(t)-V_{st,W}(t)} - L_{st,out}(t)\frac{V_{st,WFLCL}(t)}{V_{st,L}(t)} \qquad 3\text{-}21$$

onde:

$V_{st,WFLCL}$ – volume de água dispersa na fase oleosa na câmara de óleo (m^3)

A partir das relações geométricas do separador trifásico é possível determinar o volume da fase líquida na câmara de separação e o volume da fase oleosa na câmara de óleo.

$$V_{st,T} = \frac{C_{st,CS}{D_{st}}^2}{4}\left[arcos\left[\frac{D_{st}-2h_{st,T}(t)}{D_{st}}\right] - \left[2\frac{\sqrt{\left(D_{st}-h_{st,T}(t)\right)h_{st,T}(t)}}{D_{st}}\right]\left[\frac{D_{st}-2h_{st,T}(t)}{D_{st}}\right]\right] \qquad 3\text{-}22$$

$$V_{st,L} = \frac{C_{st,CL}{D_{st}}^2}{4}\left[arcos\left[\frac{D_{st} - 2h_{st,L}(t)}{D_{st}}\right] - \left[2\frac{\sqrt{\left(D_{st} - h_{st,L}(t)\right)h_{st,L}(t)}}{D_{st}}\right]\left[\frac{D_{st} - 2h_{st,L}(t)}{D_{st}}\right]\right] \quad 3\text{-}23$$

A equação de vazão através do vertedouro e as equações que relacionam as vazões de gás, óleo e água com as aberturas das suas respectivas válvulas são apresentadas a seguir.

Vertedouro

$$L_{st,VERT}(t) = 110{,}7632 \cdot \left(D_{st} - 0{,}2\left[h_{st,T}(t) - h_{st,VERT}\right]\right)\left(h_{st,T}(t) - h_{st,VERT}\right)^{1,5} \quad 3\text{-}24$$

Essa equação é valida somente para o caso em que a altura do líquido na câmara de separação é maior do que a altura do vertedouro, ou seja, $h_{st,T}>h_{st,VERT}$. Caso a altura do líquido seja inferior ou igual a altura do vertedouro ($h_{st,T}\leq h_{st,VERT}$), a vazão através do vertedouro será nula ($L_{st,VERT}=0$).

Óleo

$$L_{st,out}(t) = 2{,}4 \cdot 10^{-4} x_{st,L}(t) C_{st,VL}\sqrt{\frac{P_{st}(t) - P_{st,1}}{\rho_{st,L}/\rho_{H_2O,15{,}5°C}}} \quad 3\text{-}25$$

onde:

$C_{st,VL}$ – coeficiente de vazão da válvula de óleo

$x_{st,L}$ – fração de abertura da válvula de óleo

$\rho_{st,L}$ – massa específica da fase oleosa (kg/m^3)

$\rho_{H2O,15,5°C}$ – massa específica da água a 15,5°C (kg/m^3)

Gás

$$G_{st,out}(t) = 2{,}4 \cdot 10^{-4} x_{st,G}(t) C_{st,VG} \sqrt{\frac{\left(P_{st}(t) - P_{st,2}\right)\left(P_{st}(t) + P_{st,2}\right)}{\rho_{st,G}(t) / \rho_{H_2O,15{,}5°C}}} \qquad 3\text{-}26$$

onde:

$C_{st,VG}$ – coeficiente de vazão da válvula de gás

$x_{st,G}$ – fração de abertura da válvula de gás

$\rho_{st,G}$ – massa específica da fase oleosa (kg/m^3)

Água

$$W_{st,out}(t) = 2{,}4 \cdot 10^{-4} x_{st,W}(t) C_{st,VW} \sqrt{\frac{P_{st}(t) - P_{st,3}}{\rho_{st,W} / \rho_{H_2O,15{,}5°C}}} \qquad 3\text{-}27$$

onde:

$C_{st,VW}$ – coeficiente de vazão da válvula de água

$x_{st,W}$ – fração de abertura da válvula de água

$\rho_{st,W}$ – massa específica da fase aquosa (kg/m^3)

3.3.2 Separador bifásico

Diferentemente do separador trifásico, o separador bifásico (Figura 3-5) é um equipamento composto por somente uma câmara e tem a função de retirar o gás presente nas correntes oleosas. É projetado para um tempo de residência da fase líquida entre 3 e 5 minutos e para valores de velocidade do gás que não ocorram arraste de líquido.

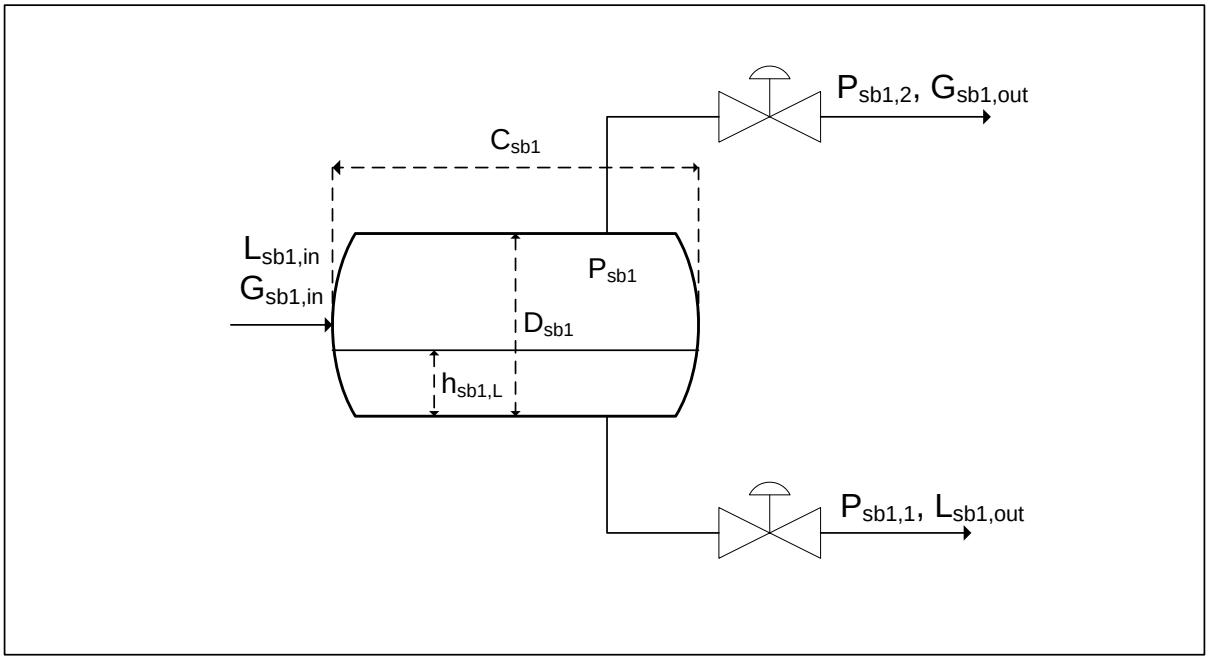

Figura 3-5 - Separador Bifásico. Nunes et al (2010)

onde:

$L_{sb1,in}$ – vazão de entrada da fase líquida (água + óleo) (m^3/s)

$G_{sb1,in}$ – vazão de entrada de gás (m^3/s)

$L_{sb1,out}$ – vazão de saída de óleo (m^3/s)

$G_{sb1,out}$ – vazão de saída de gás (m^3/s)

$h_{sb1,L}$ – altura fase oleosa na câmara de óleo (m)

P_{sb1} – pressão no separador (bar)

$P_{sb1,1}$ – pressão a jusante da válvula de óleo (bar)

$P_{sb1,2}$ – pressão à jusante da válvula de gás (bar)

C_{sb1} – comprimento do vaso (m)

D_{sb1} – diâmetro do vaso (m)

Fase líquida

A partir do balanço de massa na fase líquida, é possível obter a Equação 3-28:

$$\frac{dh_{sb1,L}(t)}{dt} = \frac{L_{sb1,in}(t) - L_{sb1,out}(t)}{2C_{sb1}\sqrt{\left(D_{sb1} - h_{sb1,L}(t)\right)h_{sb1,L}(t)}} \qquad 3\text{-}28$$

Fase gasosa

O balanço de massa para a fase gasosa resulta em:

$$\frac{dP_{sb1}(t)}{dt} = \frac{P_{sb1}(t)\left(G_{sb1,in}(t) - G_{sb1,out}(t) + L_{sb1,in}(t) - L_{sb1,out}(t)\right)}{V_{sb1} - V_{sb1,L}(t)} \qquad 3\text{-}29$$

onde:

V_{sb1} – volume do separador bifásico (m^3)

$V_{sb1,L}$ – volume da fase oleosa (m^3)

As equações que relacionam as vazões de óleo e água com as aberturas das suas respectivas válvulas são apresentadas a seguir.

Óleo

$$L_{sb1,out}(t) = 2{,}4 \cdot 10^{-4} x_{sb1,L}(t) C_{sb1,VL} \sqrt{\frac{P_{sb1}(t) - P_{sb1,1}}{\rho_{sb1,L}/\rho_{H_2O,15{,}5°C}}} \qquad 3\text{-}30$$

onde:

$C_{sb1,VL}$ – coeficiente de vazão da válvula de óleo

$x_{sb1,L}$ – fração de abertura da válvula de óleo

$\rho_{sb1,L}$ – massa específica da fase oleosa (kg/m^3)

$\rho_{H2O,15,5°C}$ – massa específica da água a 15,5°C (kg/m^3)

Gás

$$G_{sb1,out}(t) = 2{,}4 \cdot 10^{-4} x_{sb1,G}(t) C_{sb1,VG} \sqrt{\frac{\left(P_{sb1}(t) - P_{sb1,2}\right)\left(P_{sb1}(t) + P_{sb1,2}\right)}{\rho_{sb1,G}(t) / \rho_{H_2O,15{,}5°C}}} \qquad 3\text{-}31$$

onde:

$C_{sb1,VG}$ – coeficiente de vazão da válvula de gás

$x_{sb1,G}$ – fração de abertura da válvula de gás

$\rho_{sb1,G}$ – massa específica da fase oleosa (kg/m^3)

A partir da relação geométrica das dimensões do vaso é possível definir uma equação não linear que relaciona o volume da fase oleosa ($V_{sb1,L}$) com a altura da fase oleosa ($h_{sb1,L}$).

$$V_{sb1,L}(t) = \frac{C_{sb1} {D_{sb1}}^2}{4} \left[arcos\left[\frac{D_{sb1} - 2h_{sb1,L}(t)}{D_{sb1}}\right] - \left[2 \frac{\sqrt{\left(D_{sb1} - h_{sb1,L}(t)\right) h_{sb1,L}(t)}}{D_{sb1}}\right]\left[\frac{D_{sb1} - 2h_{sb1,L}(t)}{D_{sb1}}\right]\right] \qquad 3\text{-}32$$

3.3.3 Tratador eletrostático

O tratador eletrostático (Figura 3–6) tem como função o enquadramento do óleo nas especificações, que ainda contém traços de água, nas plataformas, retirando o restante da água e deixando passar apenas o óleo para o equipamento seguinte. Placas metálicas carregadas eletricamente são utilizadas para gerar campo elétrico na fase oleosa e aproximar as gotas de água, resultando no coalescimento destas. Para evitar que bolhas de gás perturbem esse processo, adota-se a configuração na qual um separador bifásico garante a retirada do gás de modo que o tratador eletrostático opere completamente cheio de líquido.

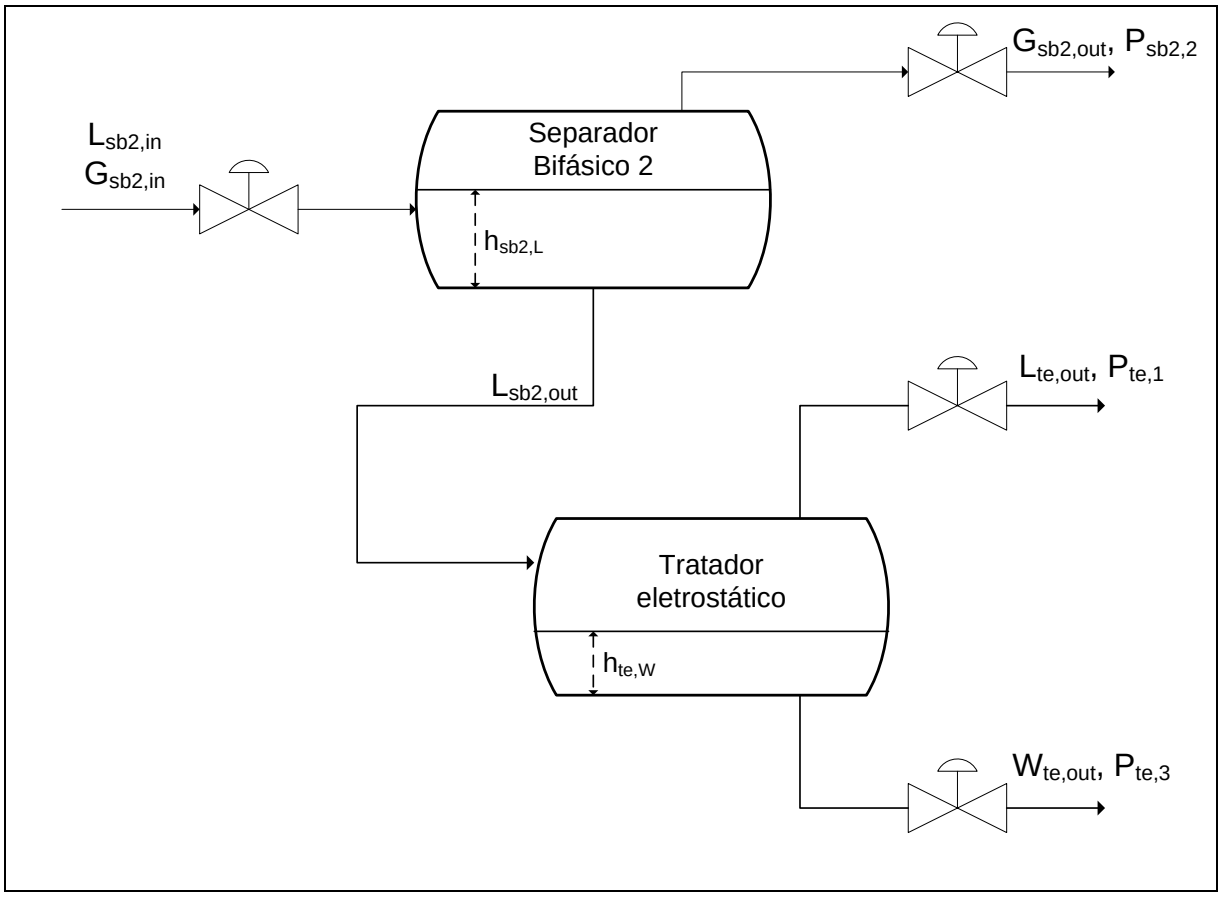

Figura 3-6 - Tratador eletrostático. Nunes et al (2010)

onde:

$L_{sb2,in}$ – vazão de entrada da fase líquida (m^3/s)

$G_{sb2,in}$ – vazão de entrada de gás (m^3/s)

$L_{sb2,out}$ – vazão de saída de óleo do separador bifásico (m^3/s)

$L_{te,out}$ – vazão de saída de óleo do tratador eletrostático (m^3/s)

$W_{te,out}$ – vazão de saída de água do tratador eletrostático (m^3/s)

$G_{sb2,out}$ – vazão de saída de gás do separador bifásico (m^3/s)

$h_{te,W}$ – altura da fase aquosa no tratador eletrostático (m)

$h_{sb2,L}$ – altura fase oleosa no separador bifásico (m)

P_{sb2} – pressão no separador bifásico (bar)

$P_{te,1}$ – pressão a jusante da válvula de óleo no tratador eletrostático (bar)

$P_{sb2,2}$ – pressão à jusante da válvula de gás no separador bifásico (bar)

$P_{te,3}$ – pressão à jusante da válvula de água no tratador eletrostático (bar)

Dos balanços de massa aplicados para a fase líquida e gasosa do separador bifásico, tem-se:

Fase líquida no separador bifásico

$$\frac{dh_{sb2,L}(t)}{dt} = \frac{L_{sb2,in}(t) - L_{sb2,out}(t)}{2C_{sb2}\sqrt{\left(D_{sb2} - h_{sb2,L}(t)\right)h_{sb2,L}(t)}} \qquad 3\text{-}33$$

onde:

C_{sb2} – comprimento do vaso do separador bifásico (m)

D_{sb2} – diâmetro do vaso do separador bifásico (m)

Fase gasosa no separador bifásico

$$\frac{dP_{sb2}(t)}{dt} = \frac{P_{sb2}(t)\left(G_{sb2,in}(t) - G_{sb2,out}(t) + L_{sb2,in}(t) - L_{sb2,out}(t)\right)}{V_{sb2} - V_{sb2,L}(t)} \qquad 3\text{-}34$$

onde:

V_{sb2} – volume do vaso do separador bifásico (m^3)

$V_{sb2,L}$ – volume da fase líquida do separador bifásico (m^3)

Aplicando um balanço de massa na fase aquosa e considerando que a quantidade de óleo presente na corrente de saída de água do tratador eletrostático ($W_{te,out}$) não é significativa, tem-se:

Fase aquosa no separador eletrostático

$$\frac{dh_{te,W}(t)}{dt} = \frac{L_{sb2,out}(t)\ BSW_{sb2}\ \varepsilon_{te}(t) - W_{te,out}(t)}{2C_{te}\sqrt{\left(D_{te} - h_{te,W}(t)\right) h_{te,W}(t)}} \qquad 3\text{-}35$$

Com

$$L_{sb2,out}(t) = L_{te,out}(t) + W_{te,out}(t) \ \text{ e } \varepsilon_{te}(t) = \frac{W_{te,out}(t)}{L_{sb2,out}(t)\ BSW_{sb2}}.$$

onde:

BSW_{sb2} – fração de água e sedimentos presente na carga oleosa

C_{te} – comprimento do vaso do tratador eletrostático (m)

D_{te} – diâmetro do vaso do tratador eletrostático (m)

ε_{te} – eficiência de separação da água emulsionada presente na carga oleosa

Água dispersa na fase oleosa no tratador eletrostático

$$\frac{dV_{te,WFL}(t)}{dt} = L_{sb2,in}(t)\ BSW_{sb2}\ (1 - \varepsilon_{te}(t)) - L_{te,out}(t)\frac{V_{te,WFL}(t)}{V_{te}(t) - V_{te,W}(t)} \qquad 3\text{-}36$$

onde:

$V_{te,WFL}$ – volume de água dispersa na fase oleosa no separador eletrostático (m^3)

V_{te} – volume do vaso do tratador eletrostático (m^3)

$V_{te,w}$ – volume da fase aquosa no tratador eletrostático (m^3)

As relações geométricas permitem calcular o volume de óleo ($V_{sb2,L}$) e água ($V_{te,W}$) no separador bifásico e no tratador eletrostático respectivamente.

$$V_{sb2,L} = \frac{C_{sb2}D_{sb2}^2}{4}\left[arcos\left[\frac{D_{sb2} - 2h_{sb2,L}(t)}{D_{sb2}}\right] - \left[2\frac{\sqrt{\left(D_{sb2} - h_{sb2,L}(t)\right) h_{sb2,L}(t)}}{D_{sb2}}\right]\left[\frac{D_{sb2} - 2h_{sb2,L}(t)}{D_{sb2}}\right]\right] \qquad 3\text{-}37$$

$$V_{te,W} = \frac{C_{te}D_{te}^2}{4}\left[arcos\left[\frac{D_{te} - 2h_{te,W}(t)}{D_{te}}\right] - \left[2\frac{\sqrt{\left(D_{te} - h_{te,W}(t)\right)h_{te,W}(t)}}{D_{te}}\right]\left[\frac{D_{te} - 2h_{te,W}(t)}{D_{te}}\right]\right] \quad 3\text{-}38$$

As equações que relacionam a vazão através das válvulas com as suas aberturas são apresentadas a seguir.

Óleo do tratador eletrostático

$$L_{te,out}(t) = 2{,}4 \cdot 10^{-4} x_{te,L}(t) C_{te,VL} \sqrt{\frac{P_{te}(t) - P_{te,1}}{\rho_{te,L}/\rho_{H_2O,15{,}5°C}}} \quad 3\text{-}39$$

onde:

$C_{te,VL}$ – coeficiente de vazão da válvula de óleo

$x_{te,L}$ – fração de abertura da válvula de óleo

$\rho_{te,L}$ – massa específica da fase oleosa (kg/m^3)

$\rho_{H2O,15,5°C}$ – massa específica da água a 15,5°C (kg/m^3)

Gás do separador bifásico

$$G_{sb2,out}(t) = 2{,}4 \cdot 10^{-4} x_{sb2,G}(t) C_{sb2,VG} \sqrt{\frac{\left(P_{sb2}(t) - P_{sb2,2}\right)\left(P_{sb2}(t) + P_{sb2,2}\right)}{\rho_{sb2,G}(t)/\rho_{H_2O,15{,}5°C}}} \quad 3\text{-}40$$

onde:

$C_{sb2,VG}$ – coeficiente de vazão da válvula de gás

$x_{sb2,G}$ – fração de abertura da válvula de gás

$\rho_{sb2,G}$ – massa específica da fase oleosa (kg/m^3)

Água do tratador eletrostático

$$W_{te,out}(t) = 2{,}4 \cdot 10^{-4} x_{te,W}(t) C_{te,VW} \sqrt{\frac{P_{te}(t) - P_{te,3}}{\rho_{te,W} / \rho_{H_2O,15{,}5°C}}} \qquad 3\text{-}41$$

onde:

$C_{te,VW}$ – coeficiente de vazão da válvula de água

$x_{te,W}$ – fração de abertura da válvula de água

$\rho_{te,W}$ – massa específica da fase aquosa (kg/m^3)

3.3.4 Hidrociclone de-oiler

O hidrociclone *de-oiler* (Figura 3-7) é um equipamento utilizado na recuperação de óleo de águas de produção. O princípio de funcionamento consiste na entrada tangencial de água oleosa, sob pressão, no trecho de maior diâmetro do hidrociclone, sendo direcionada em fluxo espiral, em direção ao trecho de menor diâmetro. O contínuo decréscimo de diâmetro faz com que o fluxo seja acelerado, gerando uma força centrífuga que força o componente mais pesado (água) contra as paredes. O fluxo axial reverso ocorre, na parte central do equipamento, em virtude do diferencial de pressão existente entre as paredes e o centro, que se estabelece em consequência do campo centrífugo, associado à perda de intensidade do vórtice ao longo do escoamento axial. A fase líquida central, que deixa o hidrociclone pela parte superior contendo óleo, é denominada de rejeito. A saída de água se localiza na parte inferior do equipamento com certa quantidade de óleo residual.

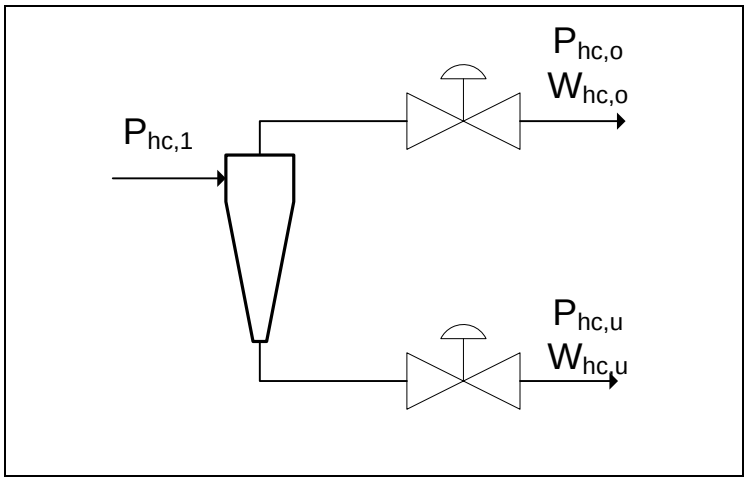

Figura 3-7 - Hidrociclone *de-oiler*. Moraes (1994)

onde:

$P_{hc,1}$ – pressão da corrente de alimentação (bar)

$P_{hc,o}$ – pressão na descarga na linha de topo (bar)

$P_{hc,u}$ – pressão na descarga na linha de fundo (bar)

$W_{hc,o}$ – vazão de saída de topo (m^3/s)

$W_{hc,u}$ – vazão de saída de fundo (m^3/s)

A modelagem do hidrociclone adotada foi desenvolvida por Moraes (1994), pois além de apresentar resultados satisfatórios, admite a não dependência da eficiência em relação à pressão interna do equipamento. A vazão do equipamento depende das pressões de entrada e saída e da perda de carga no equipamento. O modelo do hidrociclone é apresentado a seguir.

A relação da perda de carga com a vazão de saída de rejeito de topo é dada por:

$$\Delta P_{hc,o}(t) = \alpha_{hc,1}\, W_{hc,o}(t) \qquad 3\text{-}42$$

onde:

$\Delta P_{hc,o}$ – diferença de pressão entre a corrente de alimentação e a corrente de descarga de topo (bar)

$\alpha_{hc,1}$ – parâmetro de ajuste do modelo para perda de carga

Por sua vez, a relação da perda de carga com a vazão de saída de água é fornecida por:

$$\Delta P_{hc,u}(t) = \alpha_{hc,2}\, W_{hc,u}(t) \qquad 3\text{-}43$$

onde:

$\Delta P_{hc,u}$ – diferença de pressão entre a corrente de alimentação e a corrente de descarga de fundo (bar)

$\alpha_{hc,2}$ – parâmetro de ajuste do modelo para perda de carga

A vazão de topo é apresentada a seguir.

$$W_{hc,o}(t) = 2{,}4 \cdot 10^{-4} x_{hc,o}(t) C_{hc,Vo} \sqrt{\frac{P_{hc,1}(t) - \Delta P_{hc,o}(t) - P_{hc,o}(t)}{\rho_{hc,o} / \rho_{H_2O,15{,}5°C}}} \qquad 3\text{-}44$$

onde:

$x_{hc,o}$ – fração de abertura da válvula de topo

$C_{hc,Vo}$ – coeficiente de vazão da válvula de óleo de topo

$\rho_{hc,o}$ – massa específica da saída de topo (kg/m^3)

$\rho_{H2O,15,5°C}$ – massa específica da água a 15,5°C (kg/m^3)

A vazão de fundo é apresentada a seguir.

$$W_{hc,u}(t) = 2{,}4 \cdot 10^{-4} x_{hc,u}(t) C_{hc,Vu} \sqrt{\frac{P_{hc,1}(t) - \Delta P_{hc,u}(t) - P_{hc,u}(t)}{\rho_{hc,u} / \rho_{H_2O,15{,}5°C}}} \qquad 3\text{-}45$$

onde:

$x_{hc,u}$ – fração de abertura da válvula de fundo

$C_{hc,Vu}$ – coeficiente de vazão da válvula de água de fundo

$P_{hc,u}$ – massa específica da saída de fundo (kg/m^3)

3.4 Modelo integrado

Na integração dos modelos dos equipamentos foram adotadas algumas hipóteses visando simplificar o modelo sem que houvesse o comprometimento dos fluxos da planta trifásica.

Para evitar que as equações termodinâmicas fossem incluídas na simulação para representar o equilíbrio líquido-vapor e resultasse em mais não linearidades ao modelo da simulação, foi adotada a hipótese de que uma fração da corrente que vai para o equipamento seguinte passa para a fase gasosa ao entrar em equilíbrio nas condições de temperatura e pressão desse equipamento. Isso pode ser representado através da seguinte expressão.

$$G_{in,2}\,(t) = L_{out,1}(t) \cdot y_{gás/líquido} \qquad \text{3-46}$$

onde:

$G_{in,2}$ – vazão de entrada de gás no equipamento seguinte (m^3/s)

$L_{out,1}$ – vazão de saída de líquido do equipamento anterior (m^3/s)

$y_{gás/líquido}$ – fração da corrente de alimentação líquida que passa para a fase gasosa na condição de temperatura e pressão do equipamento seguinte

A hipótese anterior foi adotada, pois o solver utilizado não encontrava solução para muitos casos e porque o foco desse trabalho é o estudo dos controladores, de maneira que os fluxos da planta são importantes, não sendo necessário o detalhamento da composição das correntes.

Quanto à variação da pressão ao longo do processo, foi adotada a hipótese de que a pressão à jusante da válvula do equipamento anterior é igual à pressão de operação do equipamento seguinte, de maneira que a perda de carga no trecho válvula-equipamento seguinte é desprezada. Com isso, complicações desnecessárias no modelo da simulação são evitadas.

4 MODELOS LINEARES

Com o modelo rigoroso do processo, neste capítulo será definida a estrutura de controle (Figura 4-1) e será realizada a identificação das funções de transferência que relacionam as variáveis controladas com as variáveis manipuladas. Na Tabela 4-1 e na Tabela 4-2 são apresentadas as variáveis controladas e manipuladas do sistema, respectivamente.

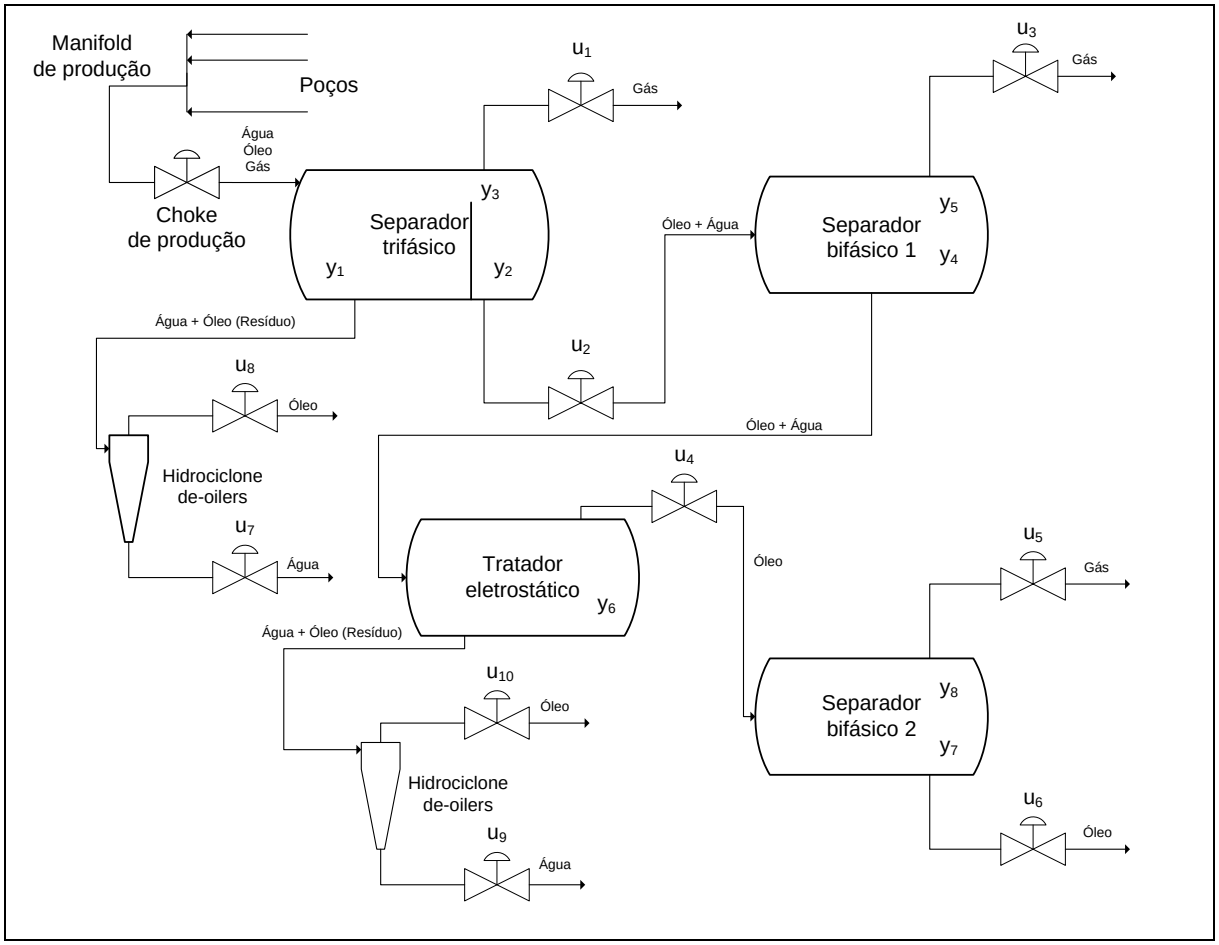

Figura 4-1 - Planta de separação trifásica com indicação das variáveis controladas e manipuladas.

Tabela 4-1 - Variáveis controladas do sistema.

Variáveis controladas	
y_1	Nível da água na câmara de separação do separador trifásico (m)
y_2	Nível da câmara de óleo do separador trifásico (m)
y_3	Pressão do separador trifásico (bar)
y_4	Nível do separador bifásico 1 (m)
y_5	Pressão do separador bifásico 1 (bar)
y_6	Nível do tratador eletrostático (m)
y_7	Nível do separador bifásico 2 (m)
y_8	Pressão do separador bifásico 2 (bar)

Tabela 4-2 - Variáveis manipuladas do sistema.

Variáveis manipuladas	
u_1	Abertura da válvula de saída de gás do separador trifásico
u_2	Abertura da válvula de saída de óleo do separador trifásico
u_3	Abertura da válvula de saída de gás do separador bifásico 1
u_4	Abertura da válvula de saída de óleo do tratador eletrostático
u_5	Abertura da válvula de saída de gás do separador bifásico 2
u_6	Abertura da válvula de saída de óleo do separador bifásico 2
u_7	Abertura da válvula de saída de água do hidrociclone do separador trifásico
u_8	Abertura da válvula de saída de rejeito de óleo/água no hidrociclone do separador trifásico
u_9	Abertura da válvula de saída de água do hidrociclone do tratador eletrostático
u_{10}	Abertura da válvula de saída de rejeito de óleo/água do hidrociclone do tratador eletrostático

4.1 Metodologia utilizada na identificação das funções de transferência

Para a identificação, o modelo de alimentação intermitente da planta de separação trifásica foi trocado por uma alimentação constante. Houve dificuldade em definir as aberturas de válvulas que garantissem um estado estacionário para o processo. Essa dificuldade é justificada pelas equações de nível dos equipamentos resultarem em um sistema integrador, assim qualquer variação nas aberturas das válvulas resulta em um aumento/diminuição do nível do equipamento até este encher/esvaziar completamente. Diante disso foi necessário implementar

controladores do tipo PI (ação proporcional e integral) no processo. Na Figura 4-2 é possível visualizar todos os controladores do tipo PI do processo.

Com os controladores PI implementados no processo, foi possível estabelecer *set-points* para as variáveis controladas e definir as aberturas das válvulas necessárias para que esse estado estacionário fosse alcançado.

Com o estado estacionário definido, partiu-se para a identificação das funções de transferência e, para isso, os controladores PI foram desligados e foram realizadas variações nas ações de controle para cada variável manipulada. A primeira ação mantém a variável manipulada na abertura inicial, depois se aplica um degrau positivo por um determinado período e retorna-se para a abertura inicial e por fim, aplica-se um degrau de mesma intensidade no sentido negativo por um determinado período e retorna-se para a abertura inicial novamente.

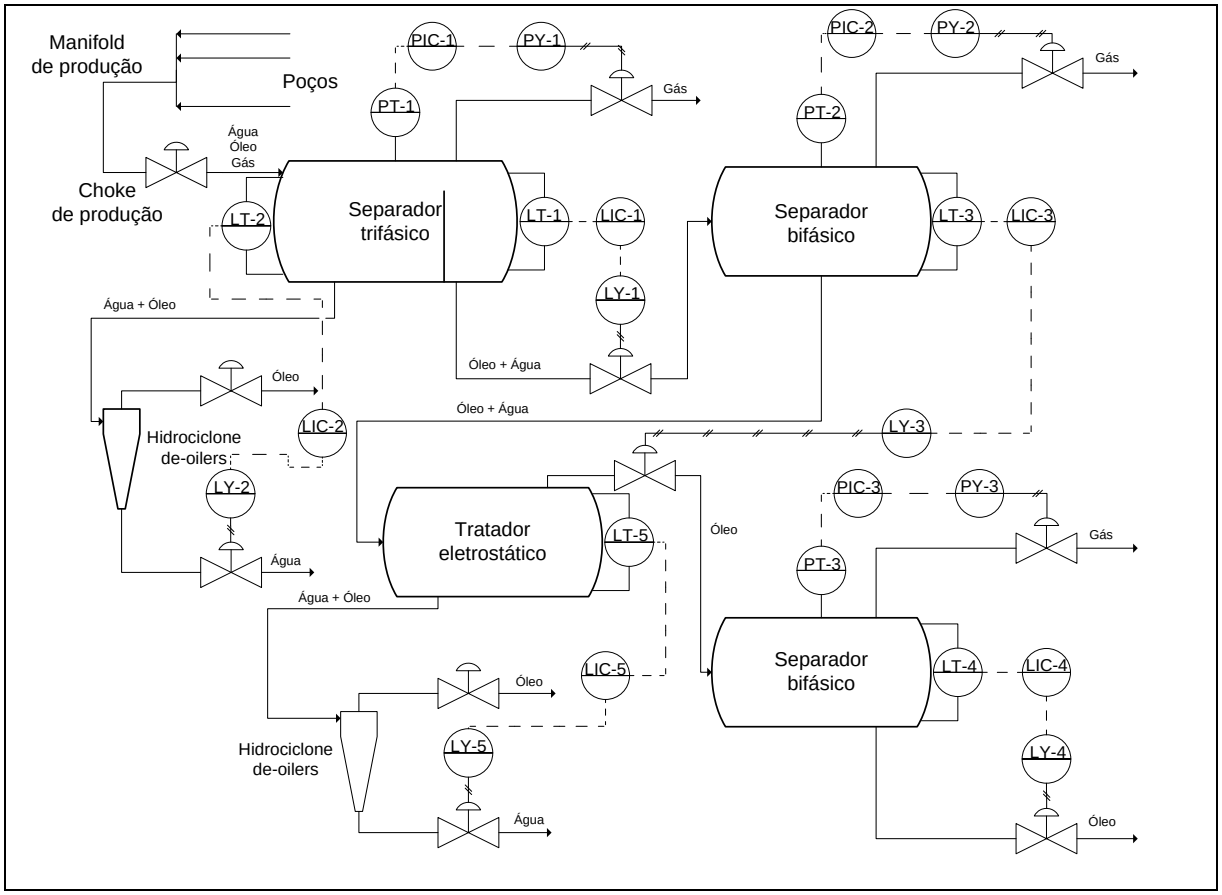

Figura 4-2 - Planta trifásica de processamento primário de petróleo com os controladores do tipo PI.

O tempo de amostragem utilizado para a identificação foi de 3 segundos. A seguir, são apresentadas as tabelas com as aberturas iniciais das válvulas, as variações

das aberturas das válvulas e os intervalos entre as implementações das ações de controle que foram adotadas.

Tabela 4-3 - Aberturas iniciais das válvulas, variações das aberturas das válvulas e intervalos entre as implementações das ações de controle que foram adotadas para cada variável manipulada.

Variável Manipulada	Abertura inicial da válvula	Variação na abertura da válvula	Intervalo entre as mudanças na abertura da válvula (s)
u_1	0,3044	0,10	20
u_2	0,6056	0,10	50
u_3	0,4664	0,10	20
u_4	0,4783	0,10	30
u_5	0,6030	0,10	20
u_6	0,7563	0,10	20
u_7	0,3969	0,10	30
u_8	0,5000	0,10	30
u_9	0,2424	0,10	50
u_{10}	0,5000	0,10	30

Para definir a ordem do numerador e do denominador de cada função de transferência, cujas estruturas são ARMAX, sempre foi escolhida a menor ordem para a função de transferência, de maneira que os seus valores se aproximassem dos valores do modelo rigoroso de forma satisfatória.

4.2 Critérios utilizados para identificar quais variáveis controladas não são influenciadas por cada variável manipulada

Como o sistema possui um número grande de variáveis controladas e manipuladas e ainda, algumas funções de transferência são instáveis em malha aberta, foi necessário adotar um critério para determinar quais funções de transferência serão consideradas. O critério consiste em selecionar as variáveis manipuladas que têm influência em cada variável controlada baseado no modelo desenvolvido no capítulo anterior. Na Tabela 4-4 é apresentada a combinação variável controlada - variável manipulada.

Tabela 4-4 - Combinação variável controlada-variável manipulada.

Variável controlada	Variável manipulada
y_1	u_7 e u_8
y_2	u_1 e u_2
y_3	u_1, u_2 e u_7
y_4	u_2 e u_4
y_5	u_2, u_3 e u_4
y_6	u_4 e u_9
y_7	u_4 e u_6
y_8	u_4, u_5 e u_6

A seguir são apresentadas as respostas ao degrau positivo (Figura 4-3) seguido de um negativo das funções de transferência que foram consideradas importantes.

Para o nível de água na câmara de separação do separador trifásico (y_1), tem-se as respostas para o estímulo na abertura da válvula de saída de água do hidrociclone do separador trifásico (u_7) e na abertura da válvula de saída de rejeito de óleo/água no hidrociclone do separador trifásico (u_8).

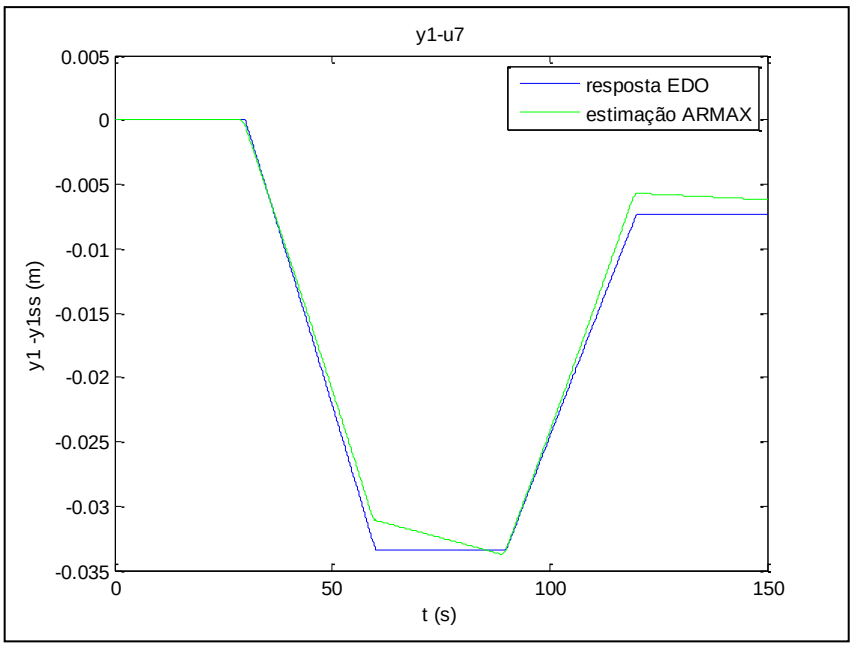

Figura 4-3 - Resposta de y_1 ao estímulo em u_7.

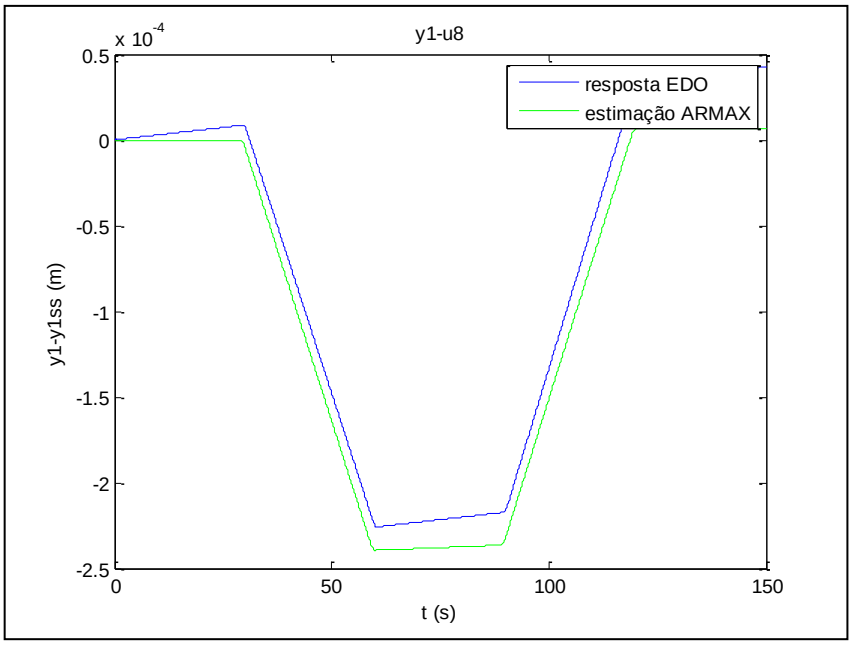

Figura 4-4 - Resposta de y_1 ao estímulo em u_8.

Já para o nível da câmara de óleo do separador trifásico (y_2), tem-se as respostas para o estímulo na abertura da válvula de saída de gás do separador trifásico (u_1) e na abertura da válvula de saída de óleo do separador trifásico (u_2).

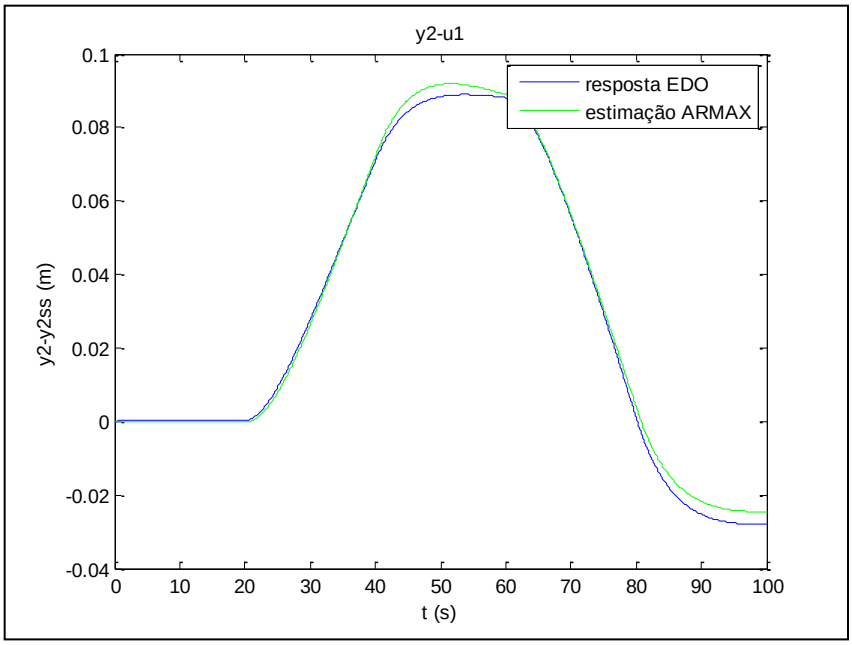

Figura 4-5 - Resposta de y_2 ao estímulo em u_1.

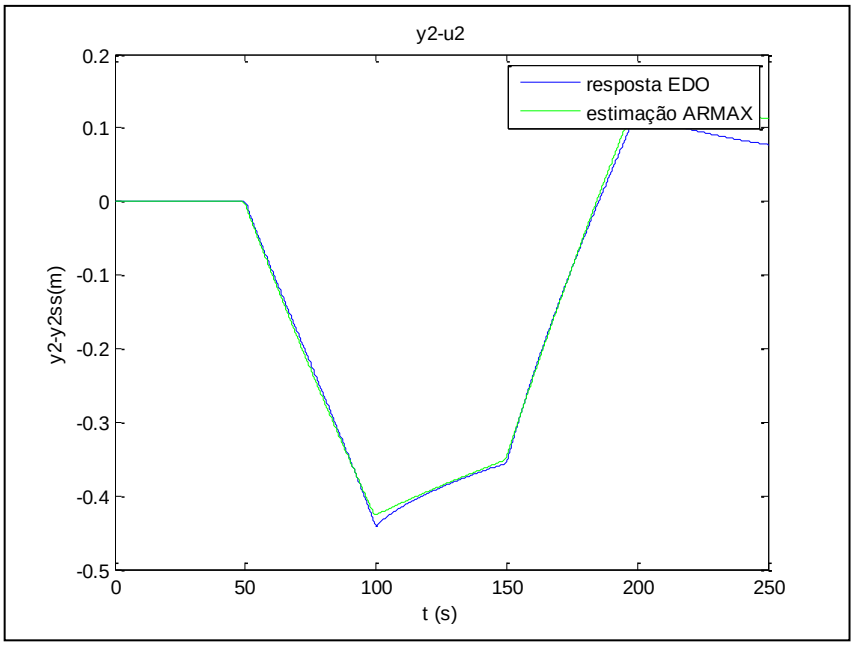

Figura 4-6 - Resposta de y_2 ao estímulo em u_2.

Para a pressão do separador trifásico (y_3), tem-se as respostas para o estímulo na abertura da válvula de saída de gás do separador trifásico (u_1), na abertura da válvula de saída de óleo do separador trifásico (u_2) e na abertura da válvula de saída de água do hidrociclone do separador trifásico (u_7).

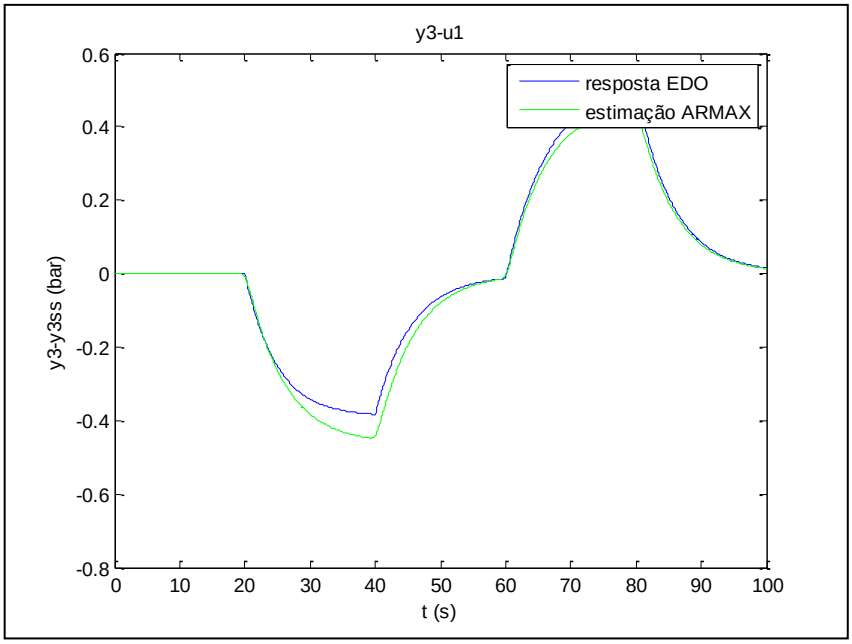

Figura 4-7 - Resposta de y_3 ao estímulo em u_1.

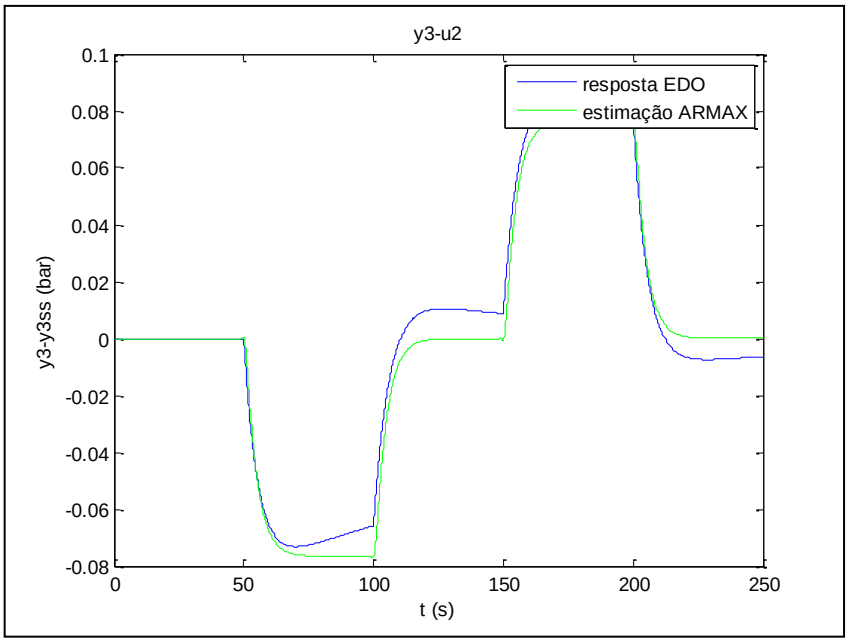

Figura 4-8 - Resposta de y_3 ao estímulo em u_2.

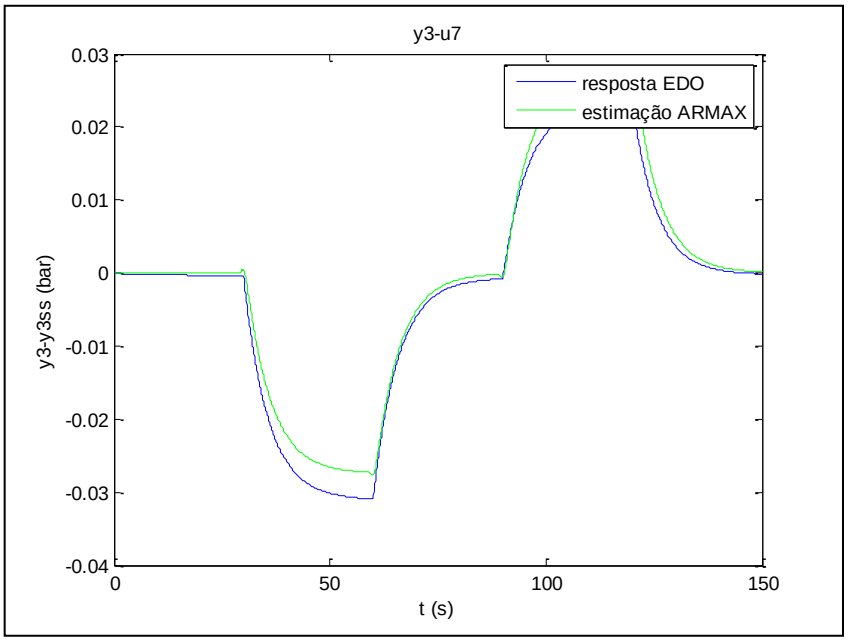

Figura 4-9 - Resposta de y_3 ao estímulo em u_7.

Para o nível do separador bifásico 1 (y_4), tem-se as respostas para o estímulo na abertura da válvula de saída de óleo do separador trifásico (u_2) e na abertura da válvula de saída de óleo do tratador eletrostático (u_4).

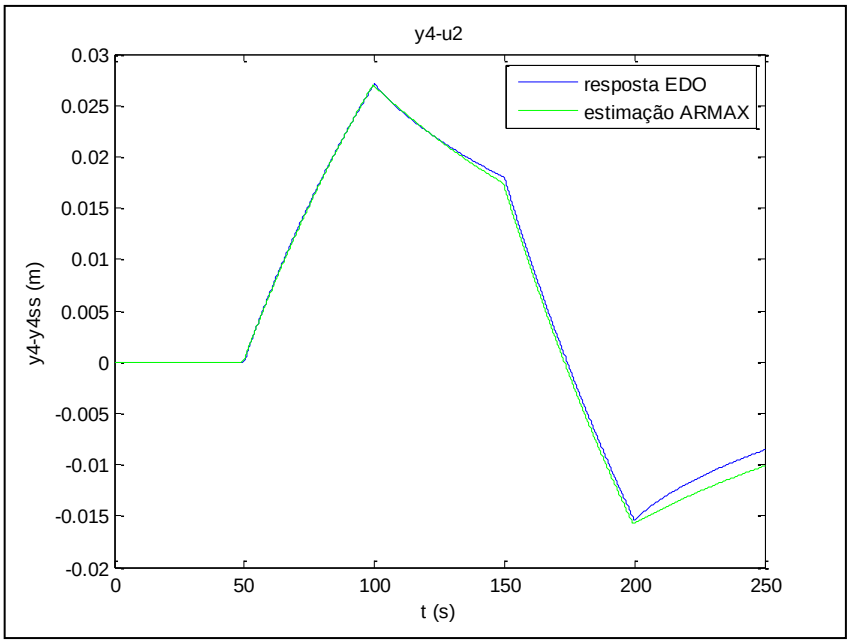

Figura 4-10 - Resposta de y_4 ao estímulo em u_2.

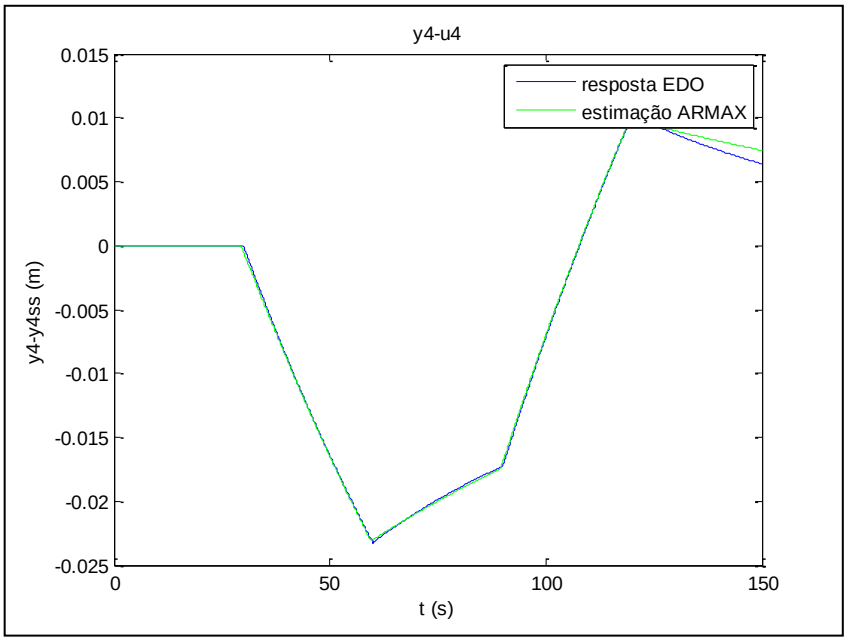

Figura 4-11 - Resposta de y_4 ao estímulo em u_4.

Para a pressão do separador bifásico 1 (y_5), tem-se as respostas para o estímulo na abertura da válvula de saída de óleo do separador trifásico (u_2), na abertura da válvula de saída de gás do separador bifásico 1 (u_3) e na abertura da válvula de saída de óleo do tratador eletrostático (u_4).

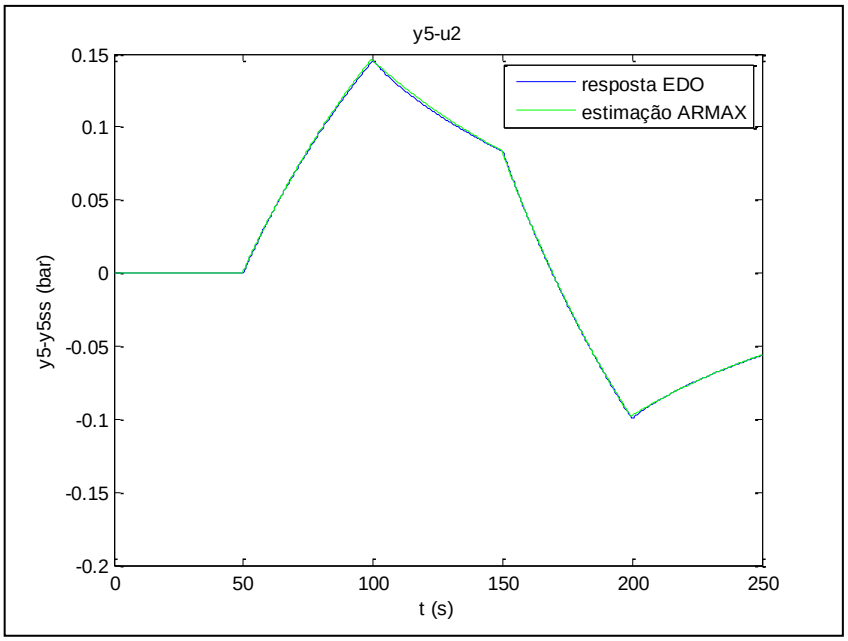

Figura 4-12 - Resposta de y_5 ao estímulo em u_2.

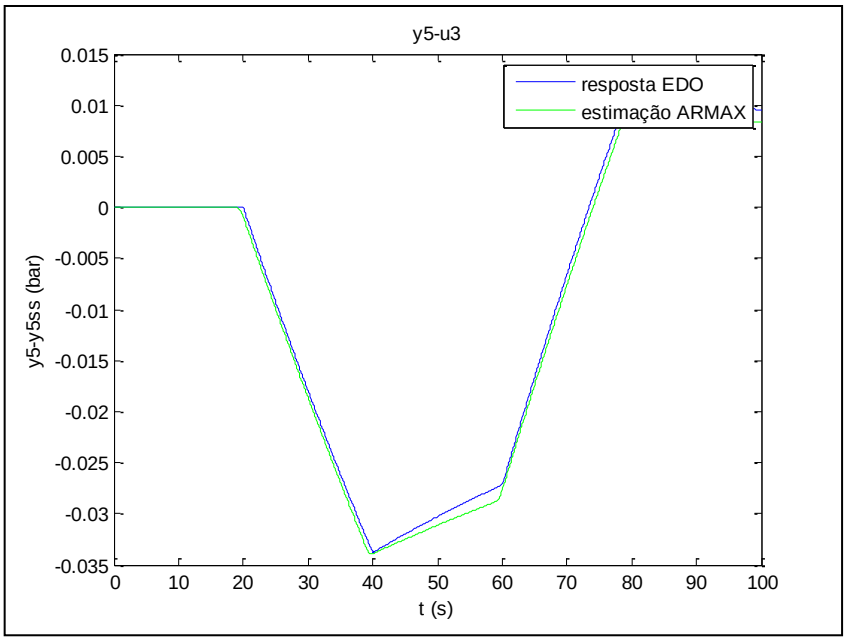

Figura 4-13 - Resposta de y_5 ao estímulo em u_3.

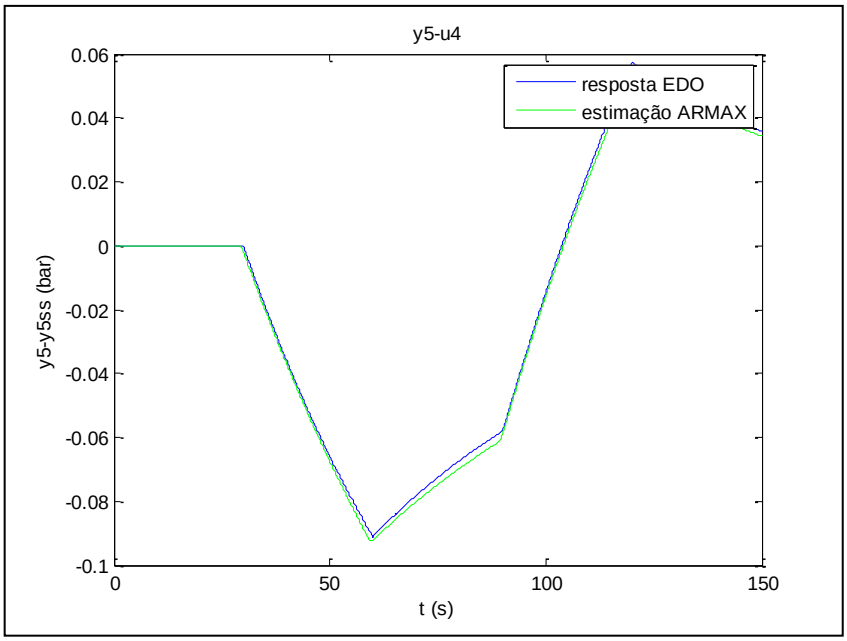

Figura 4-14 - Resposta de y_5 ao estímulo em u_4.

Para o nível do tratador eletrostático (y_6), tem-se as respostas para o estímulo na abertura da válvula de saída de óleo do tratador eletrostático (u_4) e na abertura da válvula de saída de água do hidrociclone do tratador eletrostático (u_9).

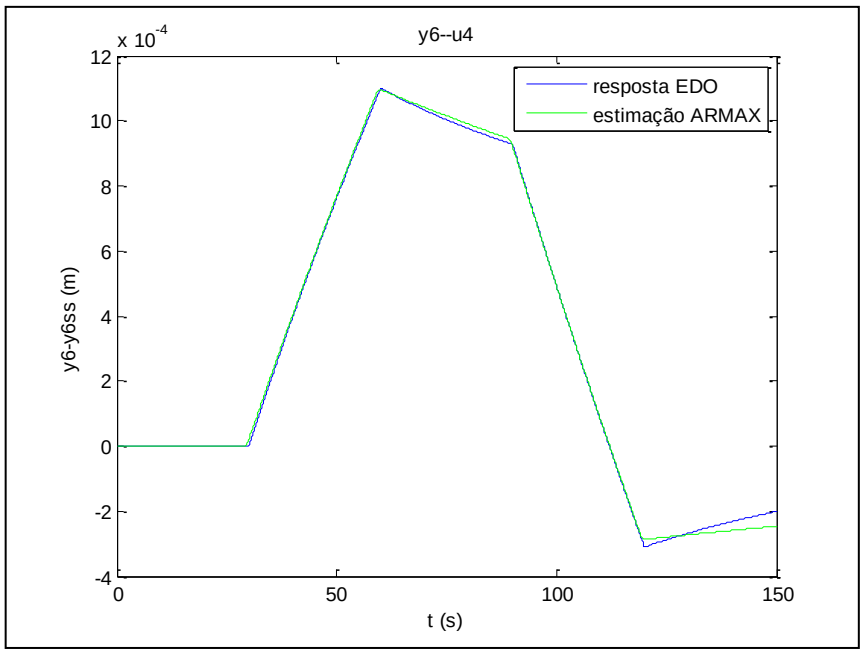

Figura 4-15 - Resposta de y_6 ao estímulo em u_4.

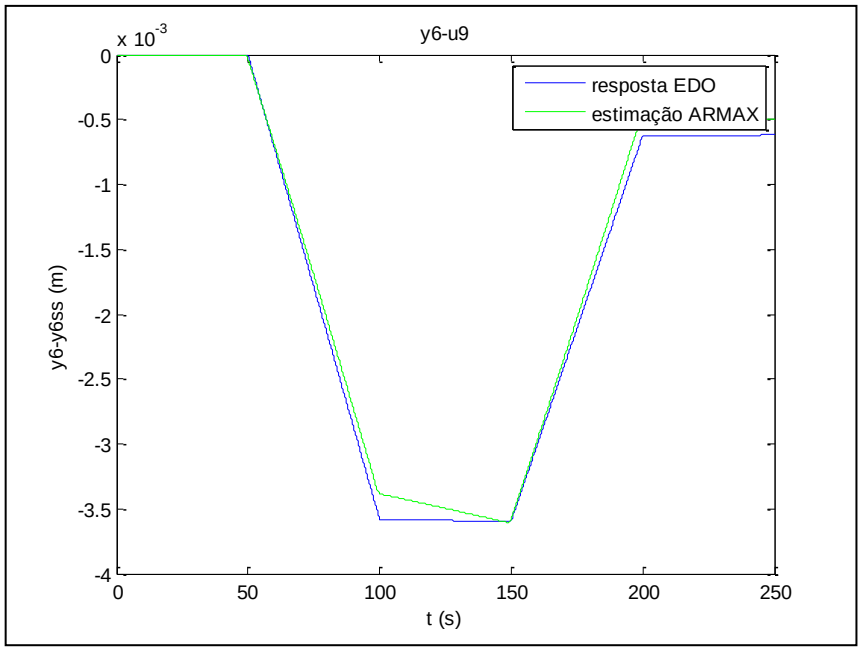

Figura 4-16 - Resposta de y_6 ao estímulo em u_9.

Para o nível do separador bifásico 2 (y_7), tem-se as respostas para o estímulo na abertura da válvula de saída de óleo do tratador eletrostático (u_4) e na abertura da válvula de saída de óleo do separador bifásico 2 (u_6).

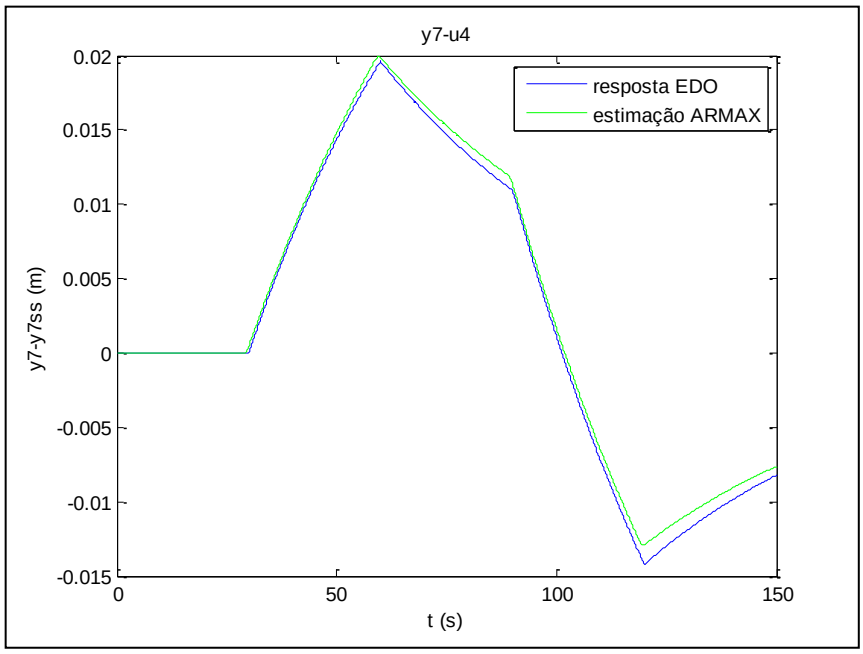

Figura 4-17 - Resposta de y_7 ao estímulo em u_4.

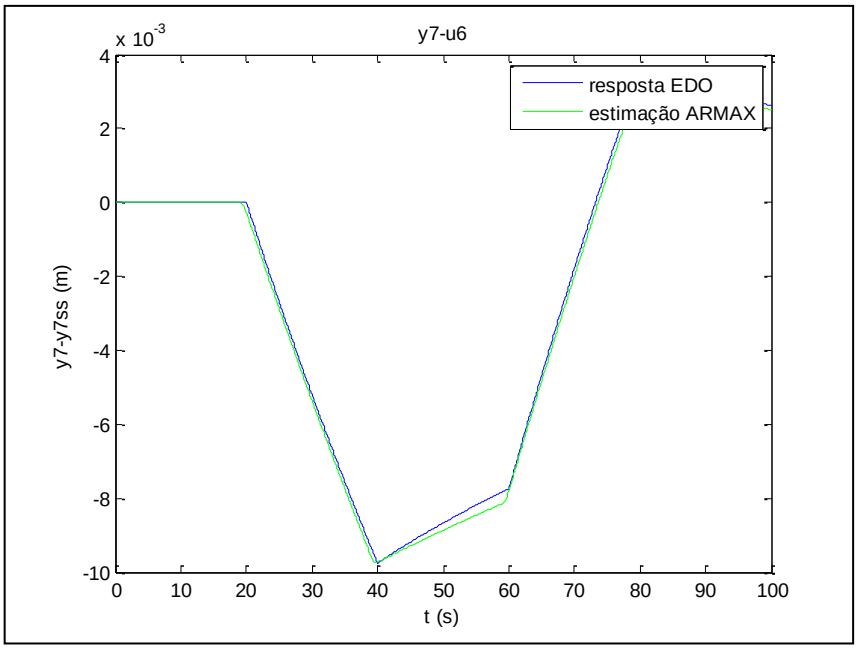

Figura 4-18 - Resposta de y_7 ao estímulo em u_6.

Para a pressão do separador bifásico 2 (y_8), tem-se as respostas para o estímulo na abertura da válvula de saída de óleo do tratador eletrostático (u_4), na abertura da válvula de saída de gás do separador bifásico 2 (u_5) e na abertura da válvula de saída de óleo do separador bifásico 2 (u_6).

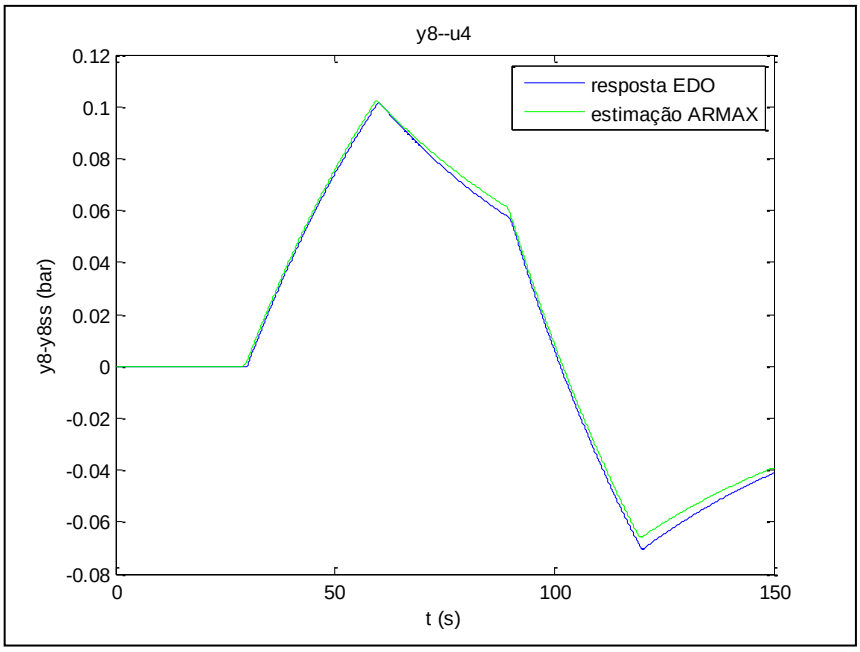

Figura 4-19 - Resposta de y_8 ao estímulo em u_4.

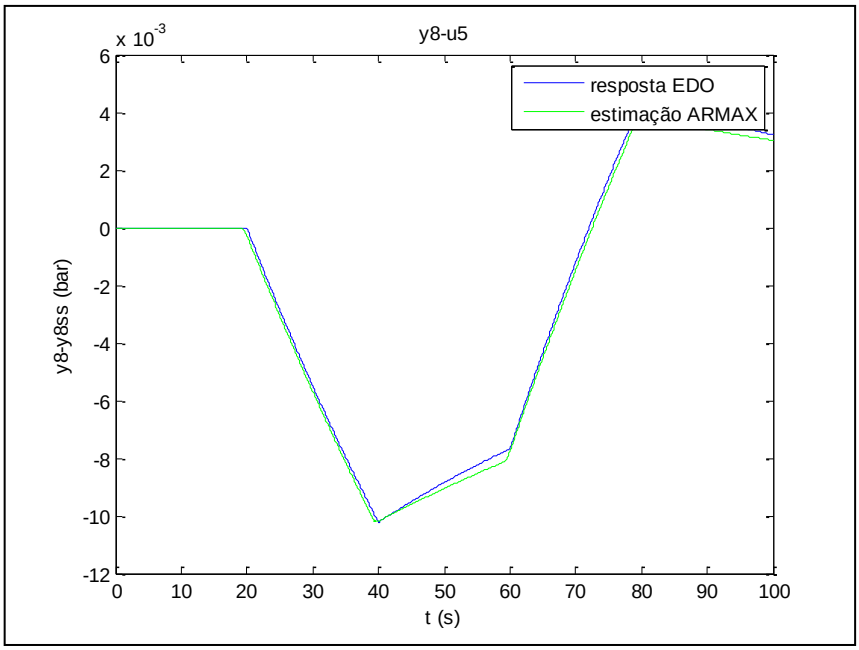

Figura 4-20 - Resposta de y_8 ao estímulo em u_5.

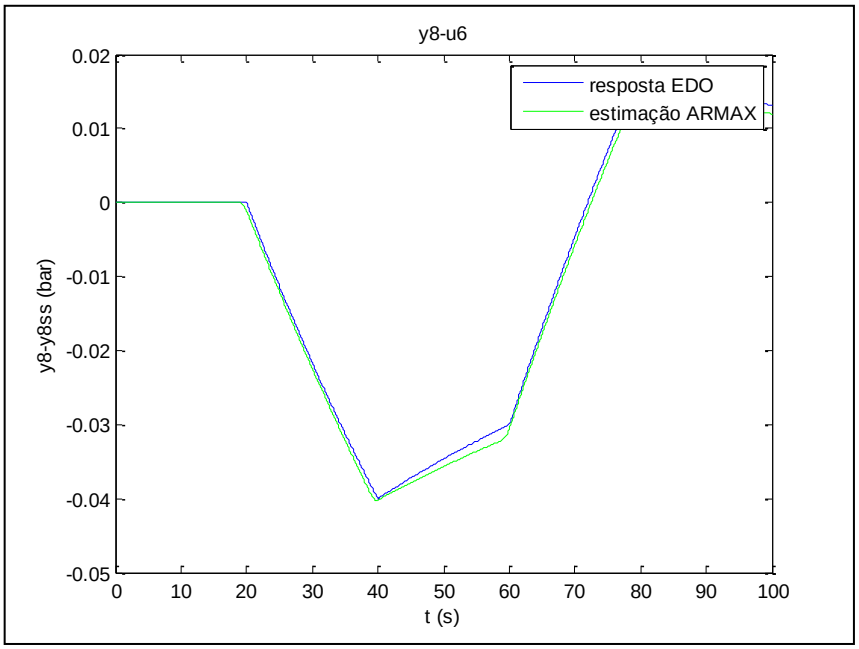

Figura 4-21 - Resposta de y_8 ao estímulo em u_6.

Observando as comparações das respostas do modelo com as respostas das funções de transferência, nota-se que as respostas de algumas funções de transferência levantadas apresentaram um leve desvio em relação ao modelo rigoroso da planta. Isso pode ser observado na Figura 4-4, Figura 4-7, Figura 4-8 e na Figura 4-9. Mesmo com esse leve desvio, essas funções de transferências

podem ser consideradas aceitáveis, uma vez que apresentam o mesmo comportamento do modelo rigoroso.

Desta forma, todas as funções de transferências levantadas podem ser consideradas satisfatórias e poderão ser utilizadas nos controladores preditivos para prever o comportamento da planta.

4.3 Funções de transferência identificadas

Finalmente, são apresentadas a seguir, na Tabela 4-5, as funções de transferências que foram consideradas para a representação do sistema da planta trifásica de processamento primário de petróleo.

Tabela 4-5 - Modelo em funções de transferência da plataforma de petróleo

	y_1	y_2	y_3	y_4	y_5	y_6	y_7	y_8
u_1	0	$\frac{0{,}004861\,z + 0{,}08057}{z^3 - 1{,}919\,z^2 + 1{,}134\,z - 0{,}2043}$	$\frac{-1{,}349\,z^2 - 1{,}541\,z + 1{,}758}{z^3 - 1{,}261\,z^2 + 0{,}3444\,z + 0{,}04277}$	0	0	0	0	0
u_2	0	$\frac{-0{,}6849}{z - 1}$	$\frac{-0{,}3981\,z^2 - 0{,}3667\,z + 0{,}07276}{z^3 - 0{,}7168\,z^2 + 0{,}02674\,z - 0.06612}$	$\frac{0{,}04544}{z - 1}$	$\frac{0{,}2548}{z - 1}$	0	0	0
u_3	0	0	0	0	$\frac{-0{,}0455}{z - 1}$	0	0	0
u_4	0	0	0	$\frac{-0{,}0297}{z - 1}$	$\frac{-0{,}1359}{z - 1}$	$\frac{0{,}001356}{z - 1}$	$\frac{0{,}03115}{z - 1}$	$\frac{0{,}1577}{z - 1}$
u_5	0	0	0	0	0	0	0	$\frac{-0{,}0312}{z - 1}$
u_6	0	0	0	0	0	0	$\frac{-0{,}02747}{z - 1}$	$\frac{-0{,}1219}{z - 1}$
u_7	$\frac{-0{,}04659}{z - 1}$	0	$\frac{-0{,}06115}{z^2 + 1{,}198\,z - 0{,}3547}$	0	0	0	0	0
u_8	$\frac{-0{,}000316}{z - 1}$	0	0	0	0	0	0	0
u_9	0	0	0	0	0	$\frac{-0{,}001693}{z - 1}$	0	0

5 CONTROLE PREDITIVO

5.1 Introdução ao Controle Preditivo baseado em Modelo (MPC)

O MPC surgiu no final da década de 70 e ainda hoje vem se desenvolvendo. Segundo Camacho e Bordons (2000), essa técnica não designa apenas uma estratégia específica de controle, mas sim uma gama de métodos de controle. Esses métodos utilizam explicitamente um modelo do processo para prever as saídas do sistema em instantes de tempo futuros (horizontes). Possuindo tal modelo, é possível determinar uma trajetória ótima das variáveis controladas através da minimização de uma função objetivo, que geralmente é um custo.

Os algoritmos do MPC se diferem basicamente no modelo do processo estudado, nos ruídos e na função objetivo.

5.1.1 Perspectiva Histórica

O controle preditivo foi proposto independentemente por vários autores, mais ou menos simultaneamente, por isso não se pode atribuir sua criação a um único autor. No entanto, o que se sabe é que os pioneiros no assunto eram, em sua maioria, oriundos da indústria e já haviam implementado o controle preditivo anos antes das primeiras publicações científicas aparecerem.

Foi no final da década de 70 que apareceram os artigos embrionários tratando do assunto. Nessa época, pode-se destacar Richalet et al (1978), que propuseram, segundo eles próprios, “um novo método de controle de processos” que pode ser aplicado mesmo em sistemas com ruídos, distúrbios e variações de parâmetros chamado de *Model Predictive Heuristic Control* (MPHC), traduzindo: Controle Heurístico com Predição baseada em Modelo. Outra publicação relevante nesta época foi a de Cutler e Ramaker (1980), que também propuseram um método de controle preditivo, chamado de *Dynamic Matrix Control* (DMC). Observa-se que tanto

Richalet et al (1978) quanto Cutler e Ramaker (1980) utilizaram um modelo dinâmico do processo em seus algoritmos.

Em 1986, Garcia e Morshedi desenvolveram o QDMC: *Quadratic Dynamic Matrix Control*. Esse método foi desenvolvido para lidar com as restrições impostas às variáveis manipuladas, já que algoritmos como o MPHC e DMC apresentavam dificuldades em tratar as restrições. Assim, vários outros modelos foram surgindo ao longo dos anos.

Com o passar do tempo, o controle preditivo baseado em modelo foi sendo cada vez mais utilizado, especialmente na indústria de processos, e vem se expandindo por outras áreas, como mostra o tópico seguinte.

5.1.2 Aplicações

As aplicações do Controle Preditivo são, em sua maioria, industriais. Como exemplo, tem-se a indústria petroquímica, de cimento, em equipamentos como as torres de secagem e colunas de destilação, entre outros. Além dessas aplicações industriais, também existem aplicações em variadas áreas, como na robótica e na anestesia clínica (CAMACHO e BORDONS, 2000).

5.1.3 Vantagens e Desvantagens

As vantagens desse método de controle giram em torno da sua versatilidade, já que ele pode ser utilizado para controlar uma boa variedade de processos, desde aqueles com dinâmica relativamente simples, até os mais complexos, incluindo sistemas com tempo morto ou instáveis; o caso multivariável pode ser facilmente tratado; há uma compensação intrínseca de tempo morto; é uma metodologia aberta baseada em alguns princípios básicos que permitem futuras extensões (CAMACHO e BORDONS, 2000).

A principal desvantagem é a necessidade de um modelo representativo e atualizado do processo, já que o algoritmo do MPC depende de um conhecimento prévio desse

modelo. No controle clássico (que utiliza os controladores PID), não há a necessidade de um modelo extremamente rigoroso, já este último lida apenas com o erro entre a variável controlada e o *set-point*.

5.1.4 Elementos Básicos

Os algoritmos MPC possuem elementos comuns. Tais elementos são: o modelo de predição, a função objetivo e a obtenção da lei de controle (sequência de ações das variáveis manipuladas) (CAMACHO e BORDONS, 2000).

Modelo de Predição

O modelo de predição é o elemento mais importante do MPC, todos os outros elementos desse método serão definidos em relação a ele. Tal modelo é utilizado para prever o comportamento do processo, devendo ser capaz de capturar completamente a dinâmica do processo e também permitir que as predições sejam calculadas no mesmo tempo, ser intuitivo, estar atualizado e permitir uma análise teórica (CAMACHO e BORDONS, 2000).

Função Objetivo

Diferentes funções custo são propostas para os algoritmos MPC, sendo que a otimização dessa função é feita em tempo real.
Na função custo é possível considerar parâmetros como horizonte de predição e horizonte de controle; também podem ser incluídas restrições, já que, na prática, todos os processos estão sujeitos a restrições (CAMACHO e BORDONS, 2000).

A Lei de Controle é obtida a partir da otimização (minimização) da função custo. Para tanto, os valores das saídas preditas são calculadas como função dos valores anteriores das entradas e das saídas e dos futuros sinais de controle, fazendo uso do modelo escolhido e substituindo na função custo (CAMACHO e BORDONS, 2000).

5.2 Controle preditivo de horizonte finito com modelo em espaço de estados na forma incremental

Considerando que o processo a ser controlado pode ser representado pelo seguinte modelo em espaço de estados:

$$x(k+1) = Ax(k) + B\Delta u(k) \qquad 5\text{-}1$$

$$y(k) = Cx(k) \qquad 5\text{-}2$$

onde:

$x \in \Re^{nx}$, $y \in \Re^{ny}$ e $\Delta u(k) = u(k) - u(k-1)$

nx é o número de variáveis manipuladas

ny é o número de variáveis controladas

Métodos de conversão do modelo de função de transferência representado na Tabela 4-5 para o modelo em variáveis de estado usual (posicional) podem ser encontrados em Ogata (2002), e métodos para a conversão do modelo em variáveis de estado posicional para o modelo em variáveis de estado incremental podem ser encontrados em Maciejowski (2002).

Assumindo também que o estado $x(k)$ seja conhecido para o passo de tempo k, então o controlador preditivo calcula a sequência de controle $u(k|k)$, $u(k+1|k)$,..., $u(k+m-1|k)$ que minimiza a seguinte função objetivo:

$$J_k = \sum_{j=1}^{p} (y(k+j|k) - y^{sp})^T Q\, (y(k+j|k) - y^{sp}) + \sum_{j=0}^{m-1} \Delta u(k+j|k)^T R\, \Delta u(k+j|k) \qquad 5\text{-}3$$

onde *p* é o horizonte de predição; *m* é o horizonte de controle; y^{sp} é valor desejado para as variáveis controladas; $\Delta u(k+j|k) = u(k+j|k) - u(k+j-1|k)$; Q e R são matrizes de pesos com dimensões apropriadas.

Usando o modelo definido na Equação 5-1 e na Equação 5-2, pode-se representar o vetor de saídas preditas como:

$$\begin{aligned}
&y(k+1|k) = Cx(k+1|k) = CAx(k) + CB\Delta u(k|k)\\
&y(k+2|k) = CAx(k+1|k) + CB\Delta u(k+1|k) = CA^2x(k) + CAB\Delta u(k|k) + CB\Delta u(k+1|k)\\
&y(k+3|k) = CA^3x(k) + CA^2B\Delta u(k|k) + CAB\Delta u(k+1|k) + CB\Delta u(k+2|k)\\
&\quad\vdots \qquad\qquad\qquad\qquad\qquad\qquad \vdots\\
&y(k+j|k) = CA^jx(k) + CA^{j-1}B\Delta u(k|k) + CA^{j-2}B\Delta u(k+1|k) + \cdots + CB\Delta u(k+j-1|k)
\end{aligned}$$

Supondo que

$$\Delta u(k+m|k) = \Delta u(k+m+1|k) = \cdots = 0 \qquad 5\text{-}4$$

ou que as entradas manipuladas permaneçam constantes depois do instante de tempo $k+m$, então com a hipótese adotada na Equação 5-4, as saídas preditas podem ser escritas da seguinte maneira:

$$\begin{bmatrix} y(k+1|k) \\ y(k+2|k) \\ \vdots \\ y(k+m|k) \\ y(k+m+1|k) \\ \vdots \\ y(k+p|k) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} CA \\ CA^2 \\ \vdots \\ CA^m \\ CA^{m+1} \\ \vdots \\ CA^p \end{bmatrix} x(k) + \begin{bmatrix} CB & 0 & \cdots & 0 \\ CAB & CB & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ CA^{m-1}B & CA^{m-2}B & \cdots & CB \\ CA^mB & CA^{m-1}B & \cdots & CAB \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ CA^{p-1}B & CA^{p-2}B & \cdots & CA^{p-m}B \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta u(k|k) \\ \Delta u(k+1|k) \\ \vdots \\ \Delta u(k+m-1|k) \end{bmatrix}$$

5-5

A Equação 5-5 da saída predita pode ser apresentada na seguinte forma:

$$\bar{y}(k) = \Psi\, x(k) + \overline{\Theta}\Delta u_k$$

onde:

$$\Psi = \begin{bmatrix} CA \\ CA^2 \\ \vdots \\ CA^m \\ CA^{m+1} \\ \vdots \\ CA^p \end{bmatrix}, \overline{\Theta} = \begin{bmatrix} CB & 0 & \cdots & 0 \\ CAB & CB & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ CA^{m-1}B & CA^{m-2}B & \cdots & CB \\ CA^mB & CA^{m-1}B & \cdots & CAB \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ CA^{p-1}B & CA^{p-2}B & \cdots & CA^{p-m}B \end{bmatrix}, \Delta u_k = \begin{bmatrix} \Delta u(k|k) \\ \Delta u(k+1|k) \\ \vdots \\ \Delta u(k+m-1|k) \end{bmatrix}$$

O vetor de *set-points* como $\bar{y}^{sp} = \left[\underbrace{y^{sp} \quad \cdots \quad y^{sp}}_{p}\right]^T$, assim como as matrizes de pesos estendidas $\bar{Q} = diag\left[\underbrace{Q \quad \cdots \quad Q}_{p}\right]$ e $\bar{R} = diag\left[\underbrace{R \quad \cdots \quad R}_{m}\right]$.

Então, a função custo de controle pode ser escrita da seguinte maneira:

$$J_k = \sum_{j=1}^{p} (\Psi\, x(k) + \overline{\Theta}\Delta u_k - \bar{y}^{sp})^T \bar{Q}\, (\Psi\, x(k) + \overline{\Theta}\Delta u_k - \bar{y}^{sp}) + \sum_{j=0}^{m-1} {\Delta u_k}^T \bar{R}\, \Delta u_k \qquad 5\text{-}6$$

A função custo pode então ser reduzida à forma quadrática:

$$J_k = {\Delta u_k}^T \overline{H} \Delta u_k + 2\bar{c}_f^T \Delta u_k + \bar{c}$$

onde

$$\overline{H} = \overline{\Theta}^{\mathrm{T}} \bar{Q} \overline{\Theta} + \bar{R}$$

$$\bar{c}_f^T = (\Psi\, x(k) - \bar{y}^{sp})^T \bar{Q} \overline{\Theta}$$

$$\bar{c} = (\Psi\, x(k) - \bar{y}^{sp})^T \bar{Q} (\Psi\, x(k) - \bar{y}^{sp})$$

A lei de controle do MPC baseada no modelo de espaço de estados incremental resulta da seguinte QP (Programação Quadrática):

$$\min_{\Delta u_k} \Delta u_k{}^T \bar{H} \Delta u_k + 2\bar{c}_f^T \Delta u_k \qquad 5\text{-}7$$

$$s.a.$$

$$u_{min} \leq u(k+j|k) \leq u_{max}, \qquad j = 0, 1, \dots, m-1$$

$$-\Delta u_{max} \leq \Delta u(k+j|k) \leq \Delta u_{max}, \qquad j = 0, 1, \dots, m-1$$

No problema definido em 5-7, o vetor de entradas pode ser relacionado com o vetor de variação das entradas, que são as varáveis de decisão do problema, conforme é mostrado a seguir:

$$u_k = \widetilde{M} \Delta u_k + \tilde{I} u(k-1)$$

onde:

$$\widetilde{M} = \begin{bmatrix} I_{nu} & 0 & \cdots & 0 \\ I_{nu} & I_{nu} & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ I_{nu} & I_{nu} & \cdots & I_{nu} \end{bmatrix}$$

$$\tilde{I} = \begin{bmatrix} I_{nu} \\ I_{nu} \\ \vdots \\ I_{nu} \end{bmatrix}$$

5.3 Controle preditivo de horizonte finito com faixas para as variáveis controladas

Na maioria dos processos industriais controladas por MPC, as saídas controladas não têm *set-points*, mas apenas faixas onde essas variáveis devem ser mantidas. Assim, o controlador preditivo apresentado na seção anterior tem que ser modificado para acomodar essa situação prática.

Na extensão do controlador preditivo convencional apresentada por González e Odloak (2009), os valores dos *set-points* que antes eram parâmetros de entrada do modelo passam a ser considerados variáveis adicionais do problema de controle e

devem ser incluídas novas restrições de valores máximos e mínimos para essas novas variáveis.

Supondo que:

$$\bar{y}^{sp} = \bar{I}\,\mathrm{y}^{\mathrm{sp}}$$

onde:

$$\bar{I} = \left[\underbrace{I_{ny} \quad \cdots \quad I_{ny}}_{p}\right]^T$$

A função custo dada pela Equação 5-6 de controle pode ser escrita na seguinte forma:

$$J_k = (\Psi\, x(k) + \overline{\Theta}\Delta u_k - \bar{I}\, y^{sp})^T \bar{Q}(\Psi\, x(k) + \overline{\Theta}\Delta u_k - \bar{I}\, y^{sp}) + \Delta u_k{}^T \bar{R}\Delta u_k$$

Considerando as matrizes na forma estendida para que as variáveis controladas sejam incluídas:

$$\overline{\Theta}_{\mathrm{ext}} = [\overline{\Theta} \quad -\mathrm{I}]$$

$$\Delta u_{ext} = [\Delta u_k \quad \mathrm{y}^{\mathrm{sp}}]^{\mathrm{T}}$$

$$\Delta u_k = \mathrm{N_u}\Delta u_{ext}$$

$$y^{sp} = \mathrm{N_y}\Delta u_{ext}$$

Assim a função objetivo pode ser escrita da seguinte maneira:

$$J_k = \Delta u_{ext}{}^T \overline{\Theta}_{\mathrm{ext}}{}^{\mathrm{T}} \bar{Q}\, \Delta u_{ext} \overline{\Theta}_{\mathrm{ext}} + 2\mathrm{x(k)}^{\mathrm{T}}\Psi^T \bar{Q}\overline{\Theta}\mathrm{N_u}\Delta u_{ext} + \mathrm{x(k)}^{\mathrm{T}}\Psi^{\mathrm{T}}\bar{Q}\Psi\mathrm{x(k)} + \Delta u_{ext}{}^T \mathrm{N_u}{}^{\mathrm{T}} \bar{R}\mathrm{N_u}\Delta u_{ext}$$

A função objetivo pode ser reduzida à forma quadrática:

$$J_k = \Delta u_{ext}{}^T \bar{H}_{ext} \Delta u_{ext} + 2c_f^T \Delta u_{ext} + \bar{c}_{ext}$$

onde:

$$\bar{\mathrm{H}}_{\mathrm{ext}} = \bar{\Theta}_{\mathrm{ext}}{}^{\mathrm{T}} \bar{Q}\, \bar{\Theta}_{\mathrm{ext}} + \mathrm{N_u}{}^{\mathrm{T}} \bar{R} \mathrm{N_u}$$
$$c_f^T = x(k)^T \Psi^{\mathrm{T}} \bar{Q} \bar{\Theta}_{\mathrm{ext}}$$
$$\bar{c} = x(k)^T \Psi^{\mathrm{T}} \bar{Q} x(k)^T \Psi^{\mathrm{T}} \bar{Q} x(k)$$

A lei de controle do MPC baseado no controle das saídas por faixas resulta na seguinte QP:

$$\min_{\Delta u_k} \Delta u_{ext}{}^T \bar{H}_{ext} \Delta u_{ext} + 2c_f^T \Delta u_{ext} \qquad 5\text{-}8$$
$$s.a.$$
$$u_{min} \leq u(k+j|k) \leq u_{max}, \qquad j = 0, 1, \dots, m-1$$
$$-\Delta u_{max} \leq \Delta u(k+j|k) \leq \Delta u_{max}, \; j = 0, 1, \dots, m-1$$
$$y_{min} \leq y^{sp} \leq y_{max}$$

Como consequência de trabalhar-se com modelos em variáveis de estado, surge a necessidade de estimar o estado do sistema a partir das medidas das variáveis controladas (saídas). Um dos estimadores de estado mais eficientes é o Filtro de Kalman, que foi originalmente desenvolvido para a estimação do estado de sistemas lineares, mas pode ser adaptado para a estimação do estado de sistemas não lineares. Inicialmente será apresentado o desenvolvimento desse estimador para sistemas lineares. Considerando então um sistema linear representado pelo seguinte modelo em variáveis de estado:

$$x(k+1) = A\, x(k) + B \Delta u(k) + w(k)$$
$$y(k) = C\, x(k) + v(k)$$

onde *w*(*k*) e *v*(*k*) são ruídos randômicos associados com os erros no modelo e na medida respectivamente. Esses ruídos são admitidos ter valor esperado nulo e serem não correlacionados entre si e com nenhuma outra variável do sistema. O vetor *y*(*k*) é a saída medida, porém tem dimensão menor que o estado *x*(*k*). Portanto, não é possível calcular diretamente o estado a partir da medida da saída. O filtro de Kalman apresenta uma solução para a estimativa de *x* a partir do conhecimento de *y*.

A estimativa do filtro de Kalman pode ser colocada na forma:

$$\hat{x}(k+1/k) = A\hat{x}(k/k-1) + Bu(k) + K(k)\left[y(k) - C\,\hat{x}(k/k-1)\right]$$

onde:

$\hat{x}(k+1/k)$ é a estimativa de $x(k+1)$ baseada em informações da planta até o instante *k*.

K é o ganho do filtro que é calculado pelas seguintes equações (ASTROM e WITTENMARK, 1990):

$$K = APC^T\left(V + CPC^T\right)^{-1}$$

$$P = APA^T - APC^T\left[V + CPC^T\right]^{-1}CPA^T + W$$

onde *W* e *V* são as matrizes de covariância de *w*(*k*) e *v*(*k*) respectivamente.

5.4 Simulação e Análise dos Resultados

Nesta seção, serão realizados os estudos dos controladores preditivos com horizonte finito com valores de *set-points* fixos para as variáveis controladas e com faixas nas variáveis de saída utilizando a alimentação em golfadas do poço e as funções de transferência identificadas no capítulo anterior. Foi necessária a

utilização do Filtro de *Kalman* para se estimar o estado do sistema a partir das medidas das variáveis controladas e com isso evitar que as variáveis controladas divirjam após terem convergido para o *set-point* devido ao sistema possuir funções de transferência instáveis.

5.4.1 Controle preditivo da plataforma de petróleo com set-points fixos

Os valores iniciais, valores mínimos e máximos das variáveis manipuladas e os valores iniciais e os *set-points* das variáveis controladas são apresentados na Tabela 5-1 e na Tabela 5-2, respectivamente.

Tabela 5-1 - Valor inicial, mínimo e máximo das variáveis manipuladas do sistema.

Variável Manipulada	Valor Inicial	Valor Mínimo	Valor Máximo
Abertura da válvula de saída de gás do separador trifásico	0,3044	0	1
Abertura da válvula de saída de óleo do separador trifásico	0,6056	0	1
Abertura da válvula de saída de gás do separador bifásico 1	0,4664	0	1
Abertura da válvula de saída de óleo do tratador eletrostático	0,4783	0	1
Abertura da válvula de saída de gás do separador bifásico 2	0,6030	0	1
Abertura da válvula de saída de óleo do separador bifásico 2	0,7563	0	1
Abertura da válvula de saída de água do hidrociclone do separador trifásico	0,3969	0	1
Abertura da válvula de saída de rejeito de óleo/água no hidrociclone do separador trifásico	0,5000	0	1
Abertura da válvula de saída de água do hidrociclone do tratador eletrostático	0,2424	0	1
Abertura da válvula de saída de rejeito de óleo/água do hidrociclone do tratador eletrostático	0,5000	0	1

Tabela 5-2 - Valor inicial e *set-points* das variáveis controladas do sistema.

Variável Controlada	**Valor Inicial**	**Valor *Set-Point***
Nível da água na câmara de separação do separador trifásico	0,50 m	0,55 m
Nível da câmara de óleo do separador trifásico	0,49 m	0,60 m
Pressão do separador trifásico	10,00 bar	10,00 bar
Nível do separador bifásico 1	1,00 m	1,00 m
Pressão do separador bifásico 1	7,50 bar	7,50 bar
Nível do tratador eletrostático	1,50 m	1,50 m
Nível do separador bifásico 2	1,50 m	1,50 m
Pressão do separador bifásico 2	5,00 bar	5,00 bar

O tempo de amostragem considerado na simulação foi equivalente a 3 segundos devido à dinâmica rápida das pressões nos vasos. Para horizonte de predição foi escolhido *p*=100 e para horizonte de controle *m*=15, por tentativa e erro.

Para a sintonia do controlador as variáveis controladas foram levadas ao seu respectivo *set-point* uma de cada vez, depois em conjuntos de duas e assim por diante até que todas as variáveis fossem controladas ao mesmo tempo.

A sintonia utilizada é apresentada na Tabela 5-3.

Tabela 5-3 - Sintonia utilizada.

Parâmetro de Sintonia	Valor Escolhido
$\bar{Q}$	$diag[1 \quad 1 \quad 1 \quad 2 \quad 1 \quad 1 \quad 2 \quad 1]$
$\bar{R}$	$diag[30 \quad 0{,}5 \quad 1 \quad 1 \quad 0{,}5 \quad 1 \quad 1 \quad 1 \quad 1 \quad 1]$

Os resultados das simulações considerando *set-points* fixos para as saídas controladas estão apresentados na Figura 5-1 até a Figura 5-10:

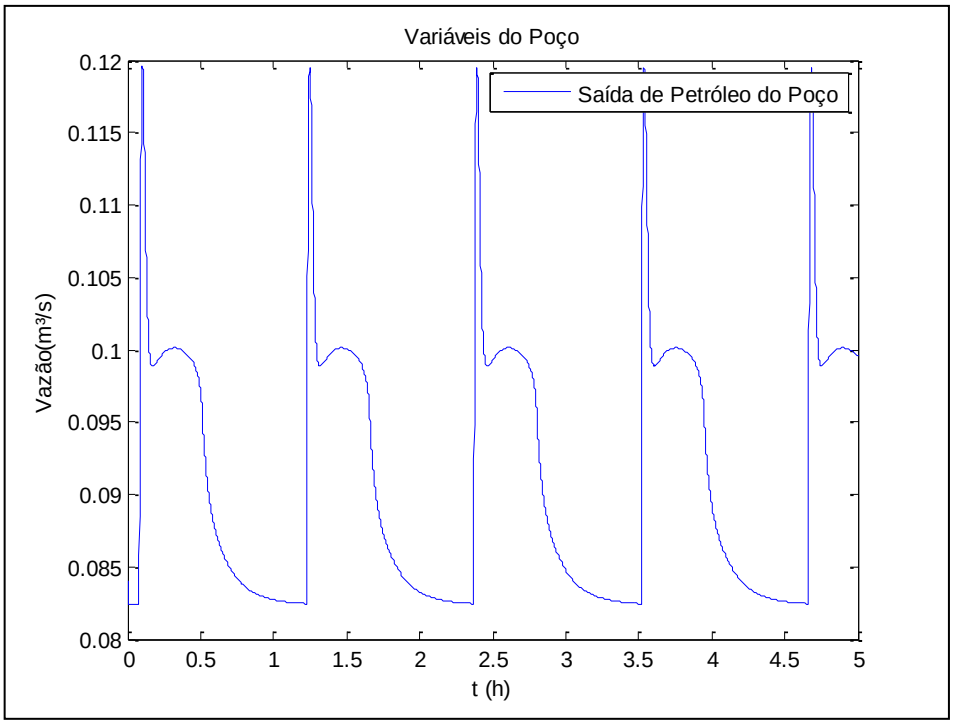

Figura 5-1 - Vazão de saída de óleo do poço

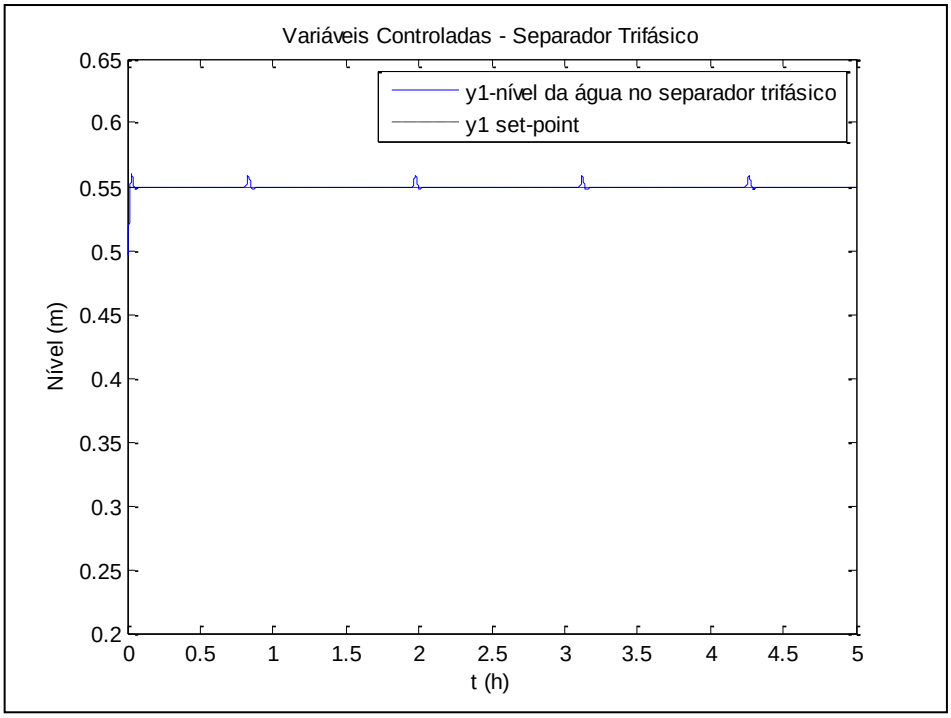

Figura 5-2 - Nível de água no Separador Trifásico.

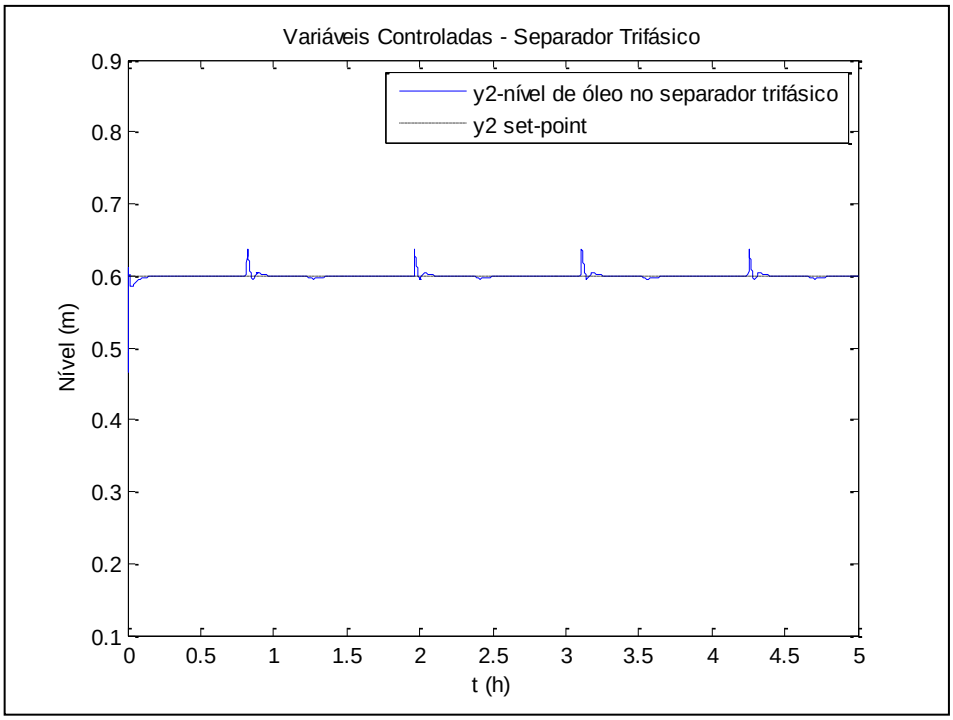

Figura 5-3 - Nível de óleo no Separador Trifásico.

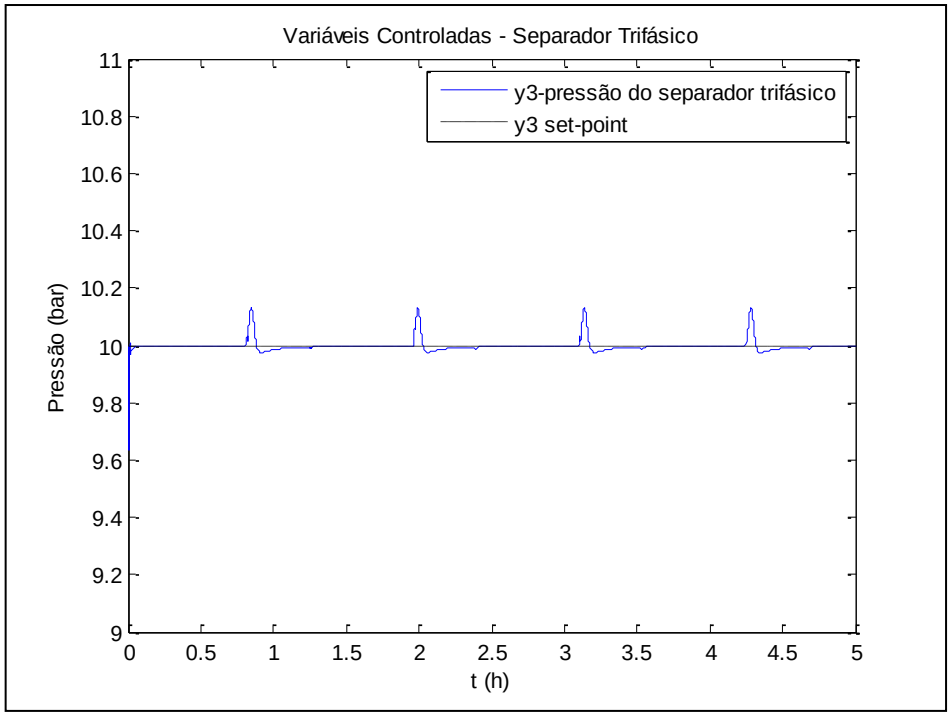

Figura 5-4 - Pressão no Separador Trifásico.

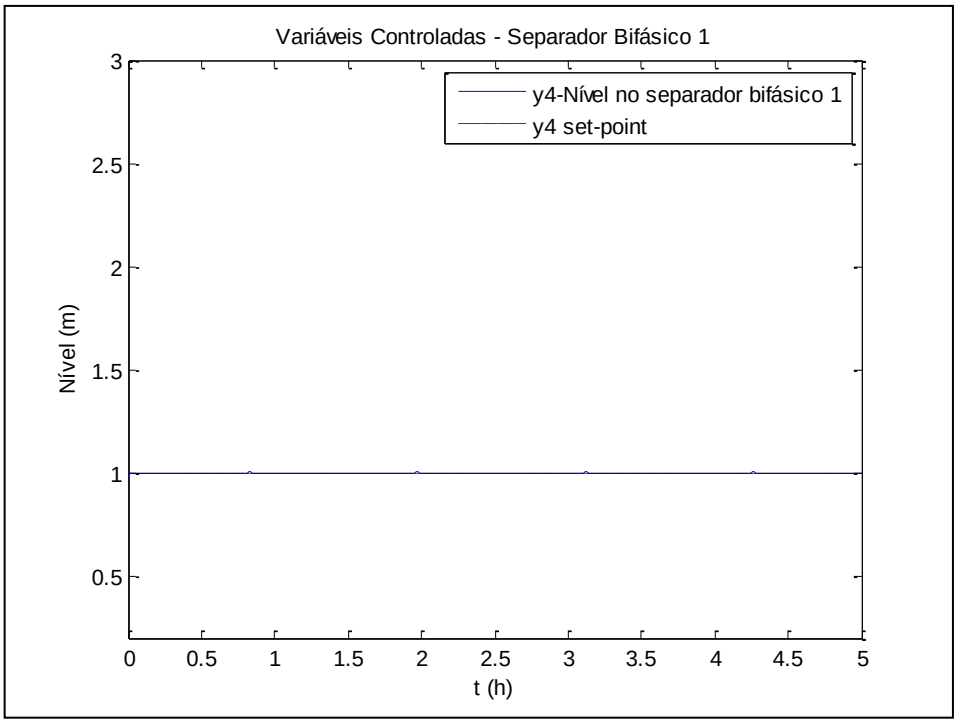

Figura 5-5 - Nível de óleo no Separador Bifásico 1.

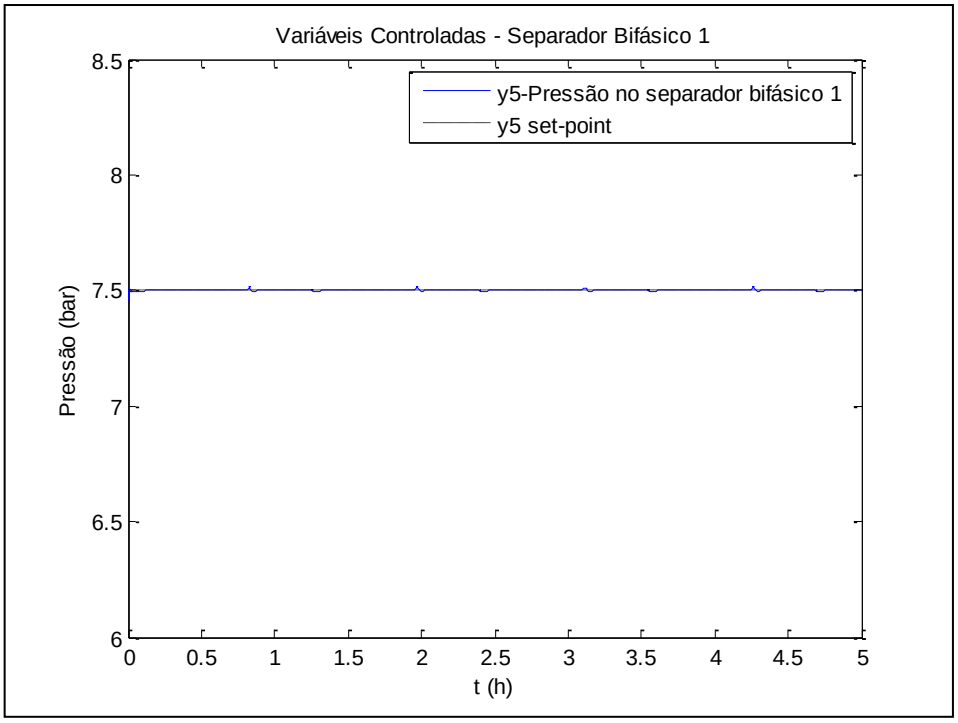

Figura 5-6 - Pressão no Separador Bifásico 1.

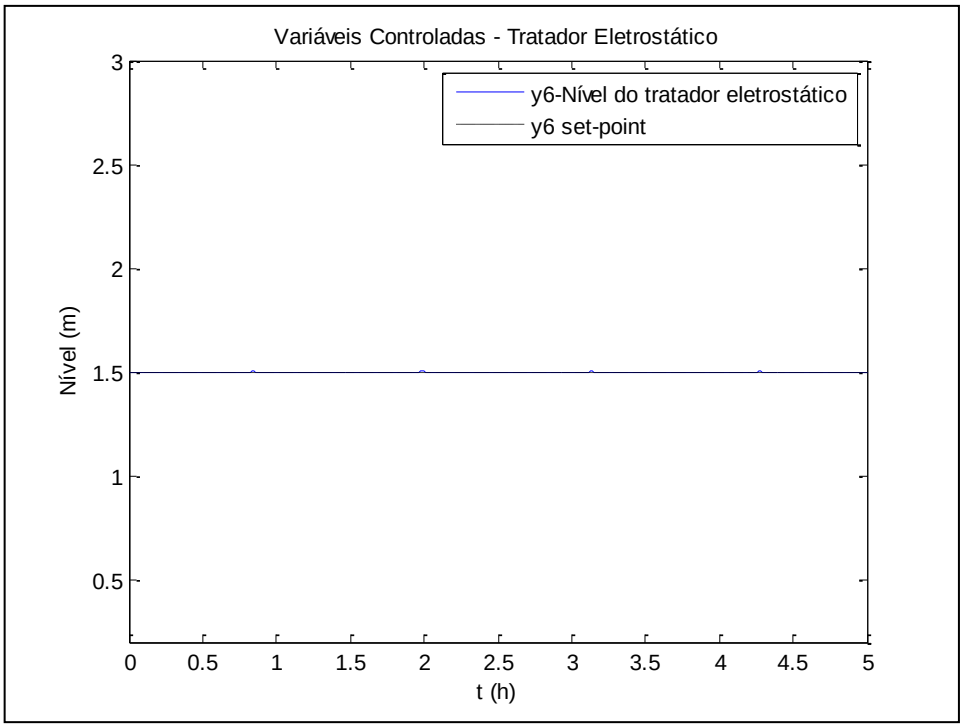

Figura 5-7 - Nível no Tratador Eletrostático.

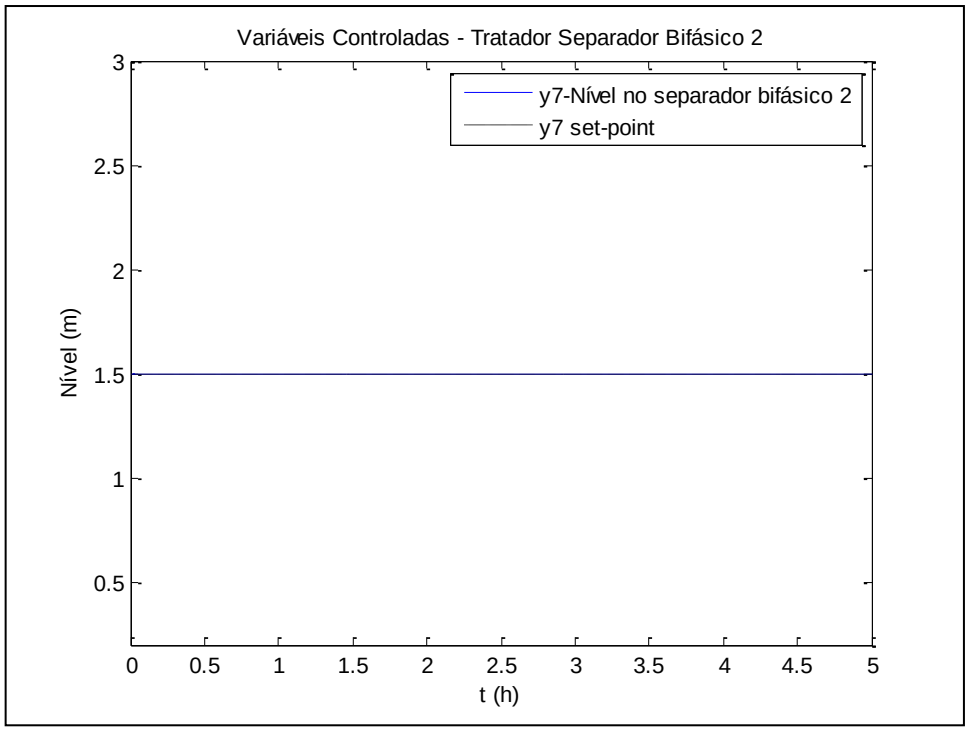

Figura 5-8 - Nível de óleo no Separador Bifásico 2.

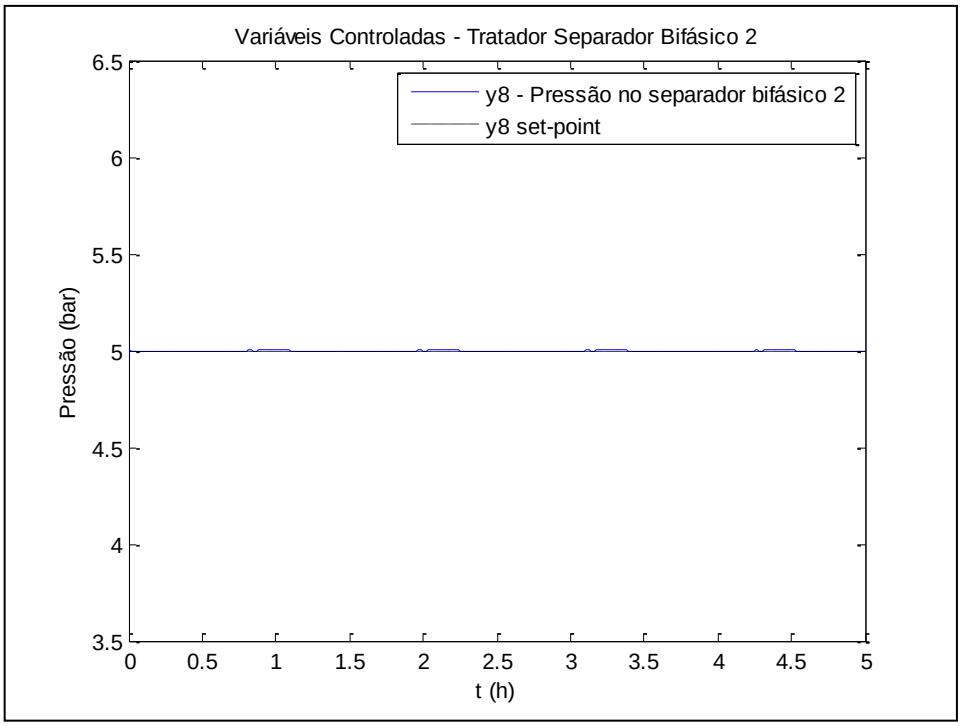

Figura 5-9 - Pressão no Separador Bifásico 2.

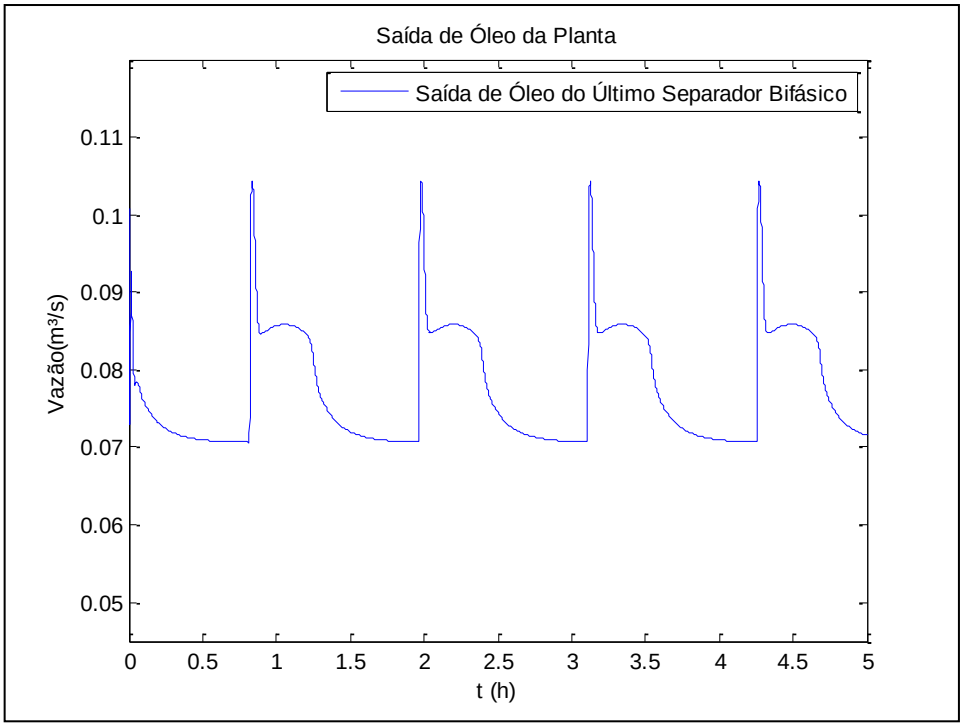

Figura 5-10 - Vazão de óleo saída do Separador Bifásico 2

A análise dos resultados obtidos mostra que o controlador preditivo cumpriu o seu papel de forma excelente mantendo todas as variáveis controladas muito próximas de seus *set-points* apesar da sequência de golfadas que atinge a plataforma.

As golfadas são representadas na Figura 5-1, que representa a vazão total do fluído (óleo, água e gás) que deixa o poço. Como resultado desses distúrbios, existe alguma oscilação nos valores das variáveis controladas como pode ser observado para os casos do nível de água e óleo e pressão do separador trifásico (Figura 5-2, Figura 5-3 e Figura 5-4). Além disso, nota-se que o perfil da vazão de saída de óleo da planta trifásica (Figura 5-10) apresenta o padrão das golfadas de entrada (Figura 5-1), com amplitudes menores. Isso significa que o controlador preditivo com *set-points* fixos, está transferindo quase que totalmente os distúrbios na vazão de entrada de óleo para a vazão de óleo na saída da plataforma.

Tal perfil é indesejado, por isso será implementado o controle preditivo com faixas nas variáveis controladas. Esse método será utilizado na tentativa de aproveitar melhor os níveis dos vasos ao longo do processo, de maneira que o perfil acima seja amenizado.

5.4.2 Controle preditivo da plataforma de petróleo com controle por faixas para as variáveis controladas

Os valores iniciais, valores mínimos e máximos das variáveis manipuladas e os valores iniciais e os valores mínimos e máximos das variáveis controladas são apresentados na Tabela 5-4 e na Tabela 5-5, respectivamente.

Tabela 5-4 - Valor inicial, mínimo e máximo das variáveis manipuladas do sistema.

Variável Manipulada	Valor Inicial	Valor Mínimo	Valor Máximo
Abertura da válvula de saída de gás do separador trifásico	0,3044	0	1
Abertura da válvula de saída de óleo do separador trifásico	0,2510	0	1
Abertura da válvula de saída de gás do separador bifásico 1	0,3498	0	1
Abertura da válvula de saída de óleo do tratador eletrostático	0,3587	0	1
Abertura da válvula de saída de gás do separador bifásico 2	0,3015	0	1
Abertura da válvula de saída de óleo do separador bifásico 2	0,3781	0	1
Abertura da válvula de saída de água do hidrociclone do separador trifásico	0,2825	0	1
Abertura da válvula de saída de rejeito de óleo/água no hidrociclone do separador trifásico	0,5000	0	1
Abertura da válvula de saída de água do hidrociclone do separador bifásico 1	0,3621	0	1
Abertura da válvula de saída de rejeito de óleo/água do hidrociclone do separador bifásico 1	0,5000	0	1

Tabela 5-5 - Valor inicial, mínimo e máximo das variáveis controladas do sistema.

Variável Controlada	Valor Inicial	Valor Mínimo	Valor Máximo
Nível da água na câmara de separação do separador trifásico	0,50 m	0,25 m	0,60 m
Nível da câmara de óleo do separador trifásico	0,49 m	0,20 m	0,80 m
Pressão do separador trifásico	10,00 bar	9,50 bar	10,50 bar
Nível do separador bifásico 1	1,00 m	0,42 m	2,80 m
Pressão do separador bifásico 1	7,50 bar	6,50 bar	8,00 bar
Nível do tratador eletrostático	1,50 m	0,42 m	2,80 m
Nível do separador bifásico 2	1,50 m	0,42 m	2,80 m
Pressão do separador bifásico 2	5,00 bar	4,00 bar	6,00 bar

O tempo de amostragem do controlador foi também de 3 segundos devido à dinâmica rápida das pressões nos vasos. Para horizonte de predição foi escolhido p=100 e para horizonte de controle m=15 baseado na tentativa e erro.

A sintonia utilizada é apresentada na Tabela 5-6.

Tabela 5-6 - Sintonia utilizada.

Parâmetro de Sintonia	Valor Escolhido
$\bar{Q}$	$diag[0{,}01 \quad 1 \quad 15 \quad 0{,}01 \quad 1 \quad 0{,}01 \quad 0{,}02 \quad 1]$
$\bar{R}$	$diag[5 \quad 1 \quad 1 \quad 25 \quad 1 \quad 50 \quad 20 \quad 1 \quad 1 \quad 1]$

Os resultados das simulações estão apresentados nas Figura 5-11 a Figura 5-20.

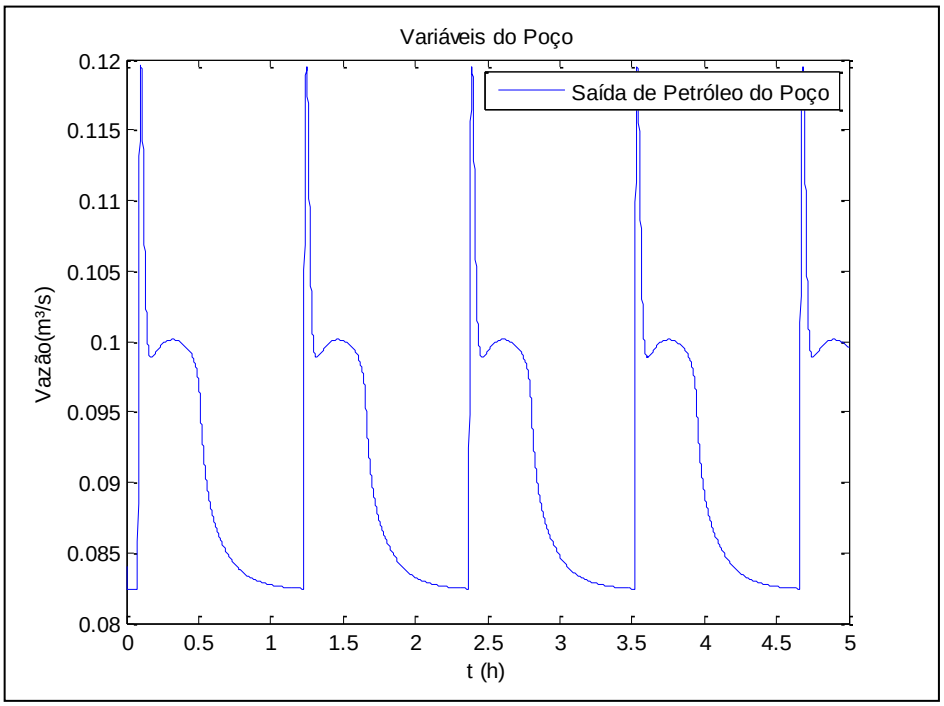

Figura 5-11 - Vazão de saída de óleo do poço

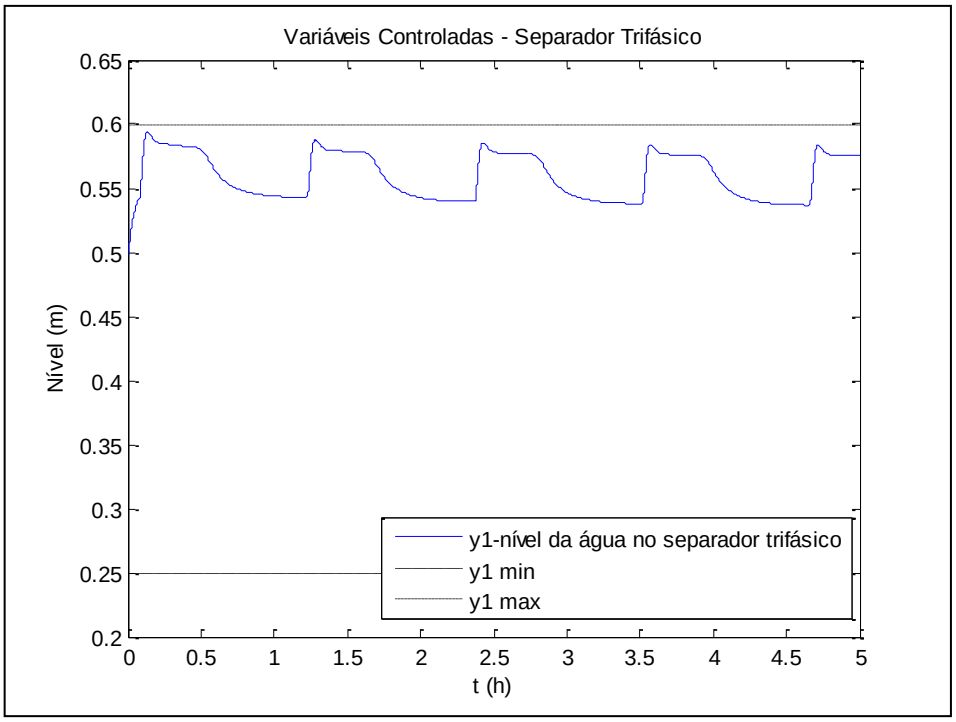

Figura 5-12 - Nível de água no Separador Trifásico.

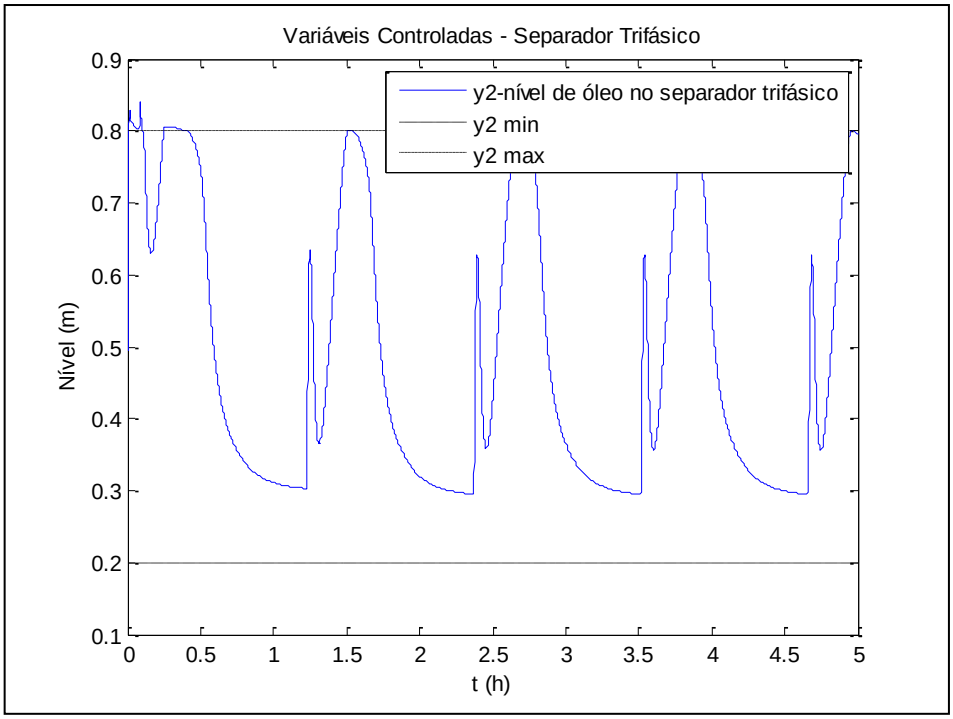

Figura 5-13 - Nível de óleo no Separador Trifásico.

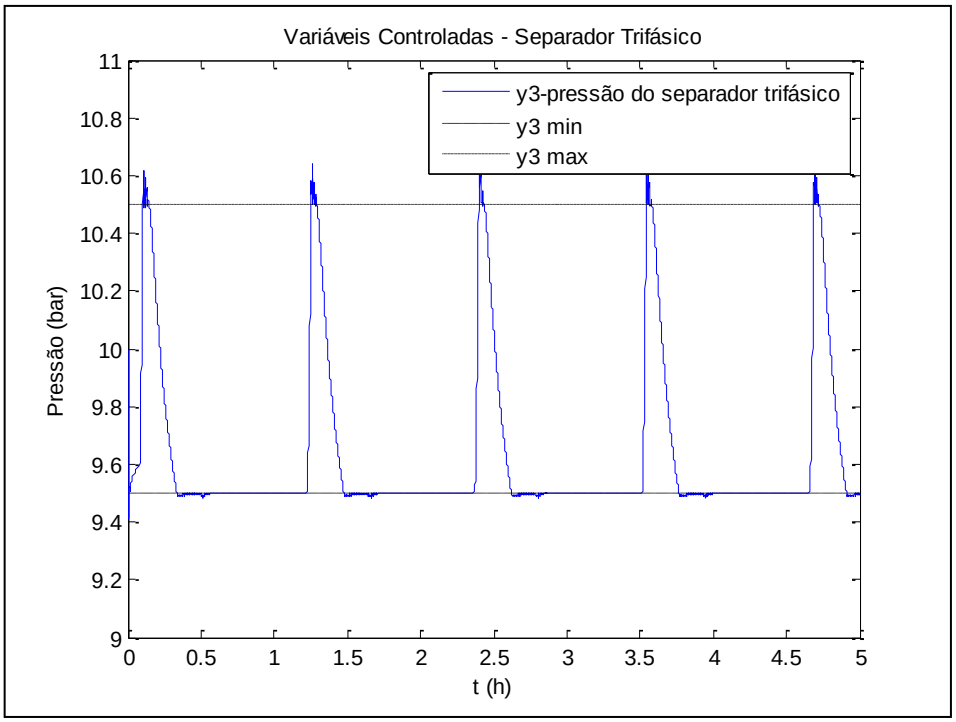

Figura 5-14 - Pressão no Separador Trifásico.

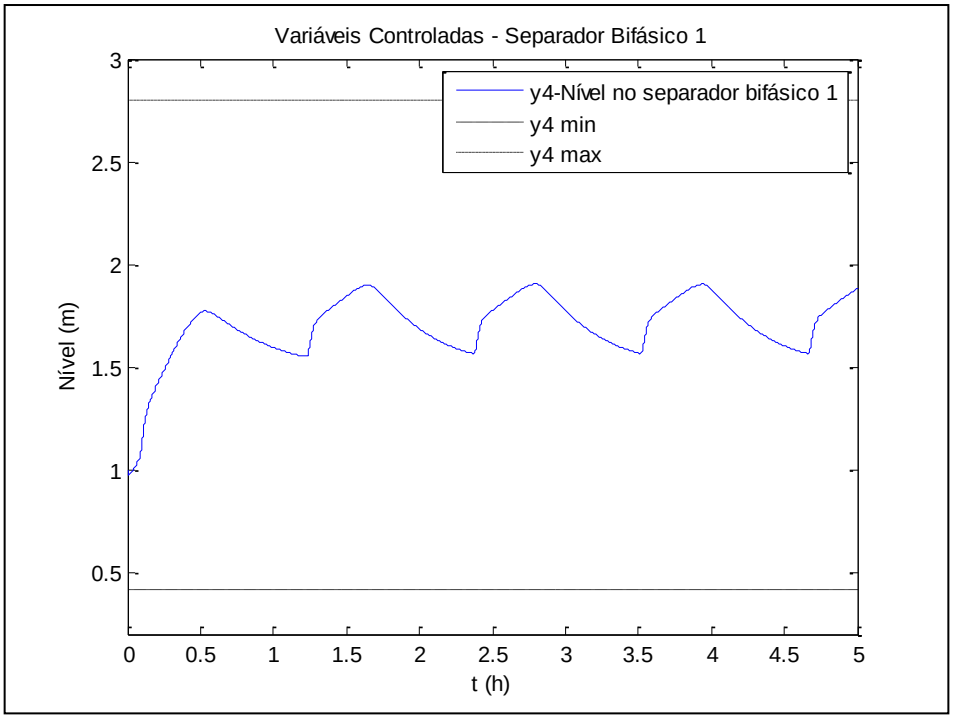

Figura 5-15 - Nível no Separador Bifásico 1.

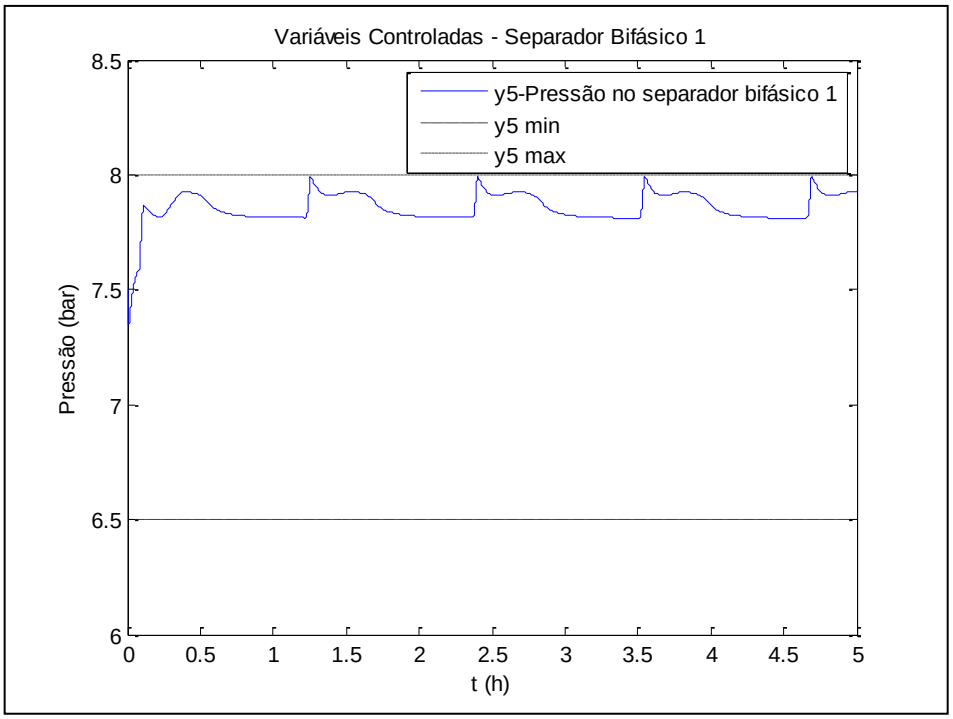

Figura 5-16 - Pressão no Separador Bifásico 1.

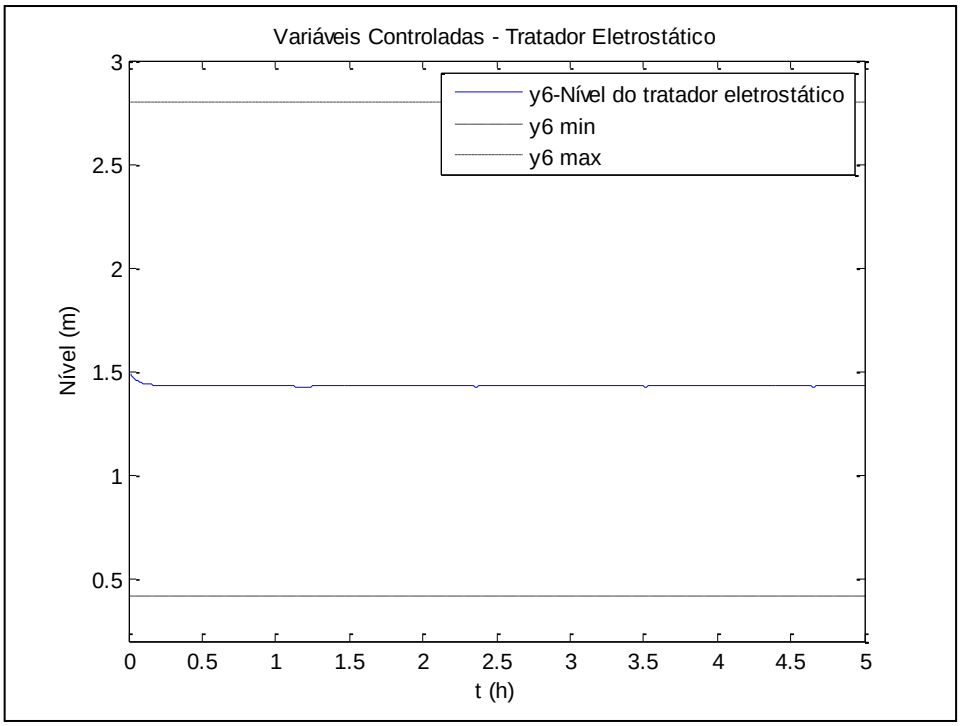

Figura 5-17 - Nível do Tratador Eletrostático.

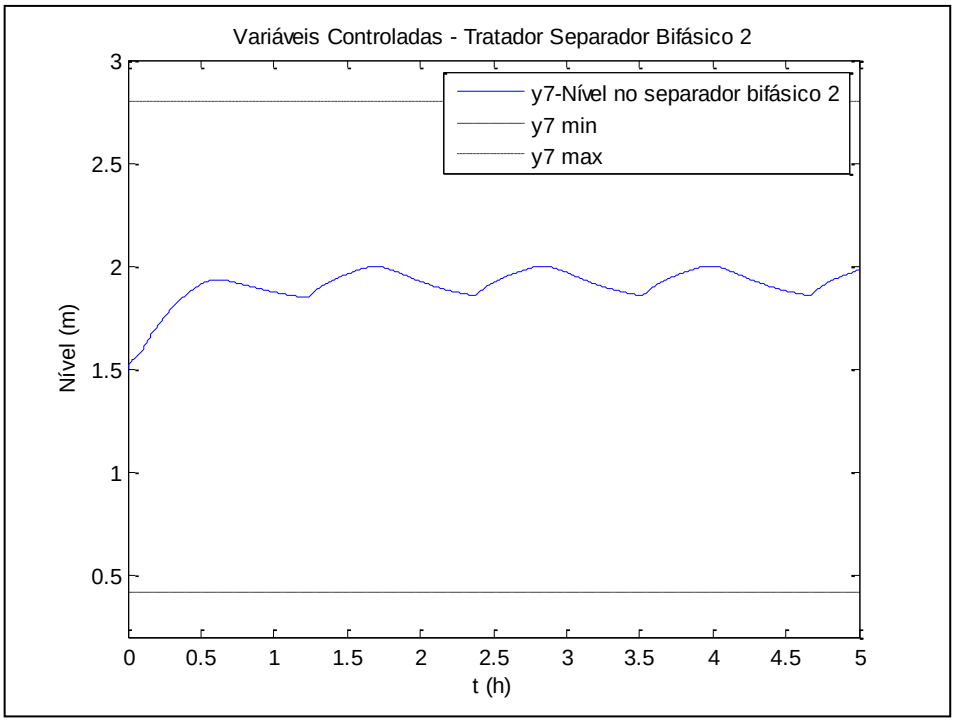

Figura 5-18 - Nível no Separador Bifásico 2.

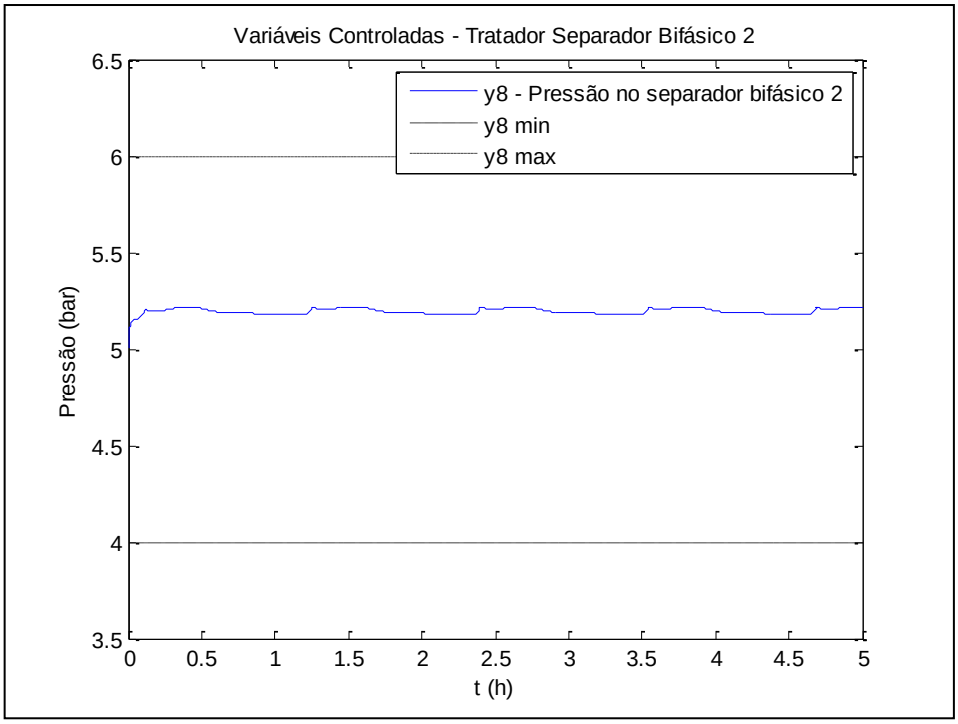

Figura 5-19 - Pressão no Separador Bifásico 2.

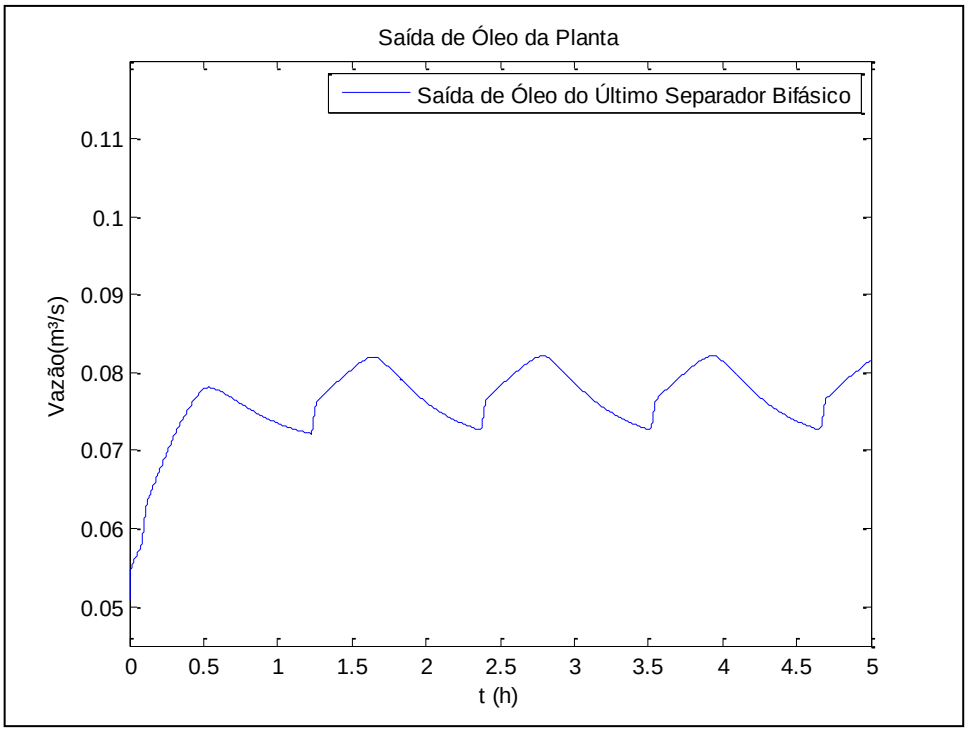

Figura 5-20 - Vazão de óleo do Separador Bifásico 2.

Observando a Figura 5-11 até a Figura 5-20, nota-se que o controlador conseguiu manter as variáveis controladas dentro das suas respectivas faixas e ainda utilizou as faixas dos níveis dos vasos do separador trifásico (Figura 5-12 e Figura 5-13), do primeiro separador bifásico (Figura 5-15) e do segundo separador bifásico (Figura 5-18) para amortecer os efeitos da alimentação em golfadas (Figura 5-11) sobre as demais vazões do processo.

Esse resultado pode ser comprovado pela Figura 5-20, na qual nota-se que a vazão de saída de óleo da planta apresenta um perfil totalmente diferente do perfil da alimentação deixando de ter o formato de “h” com um grande pico no início de cada ciclo de golfadas, passando a ter um perfil com oscilações de menor amplitude.

Na Figura 5-21, observa-se que com o controlador preditivo com faixas, a amplitude das oscilações foram reduzidas para menos de 1/3 do valor da amplitude das oscilações resultantes da aplicação do controlador preditivo com *set-points* fixos.

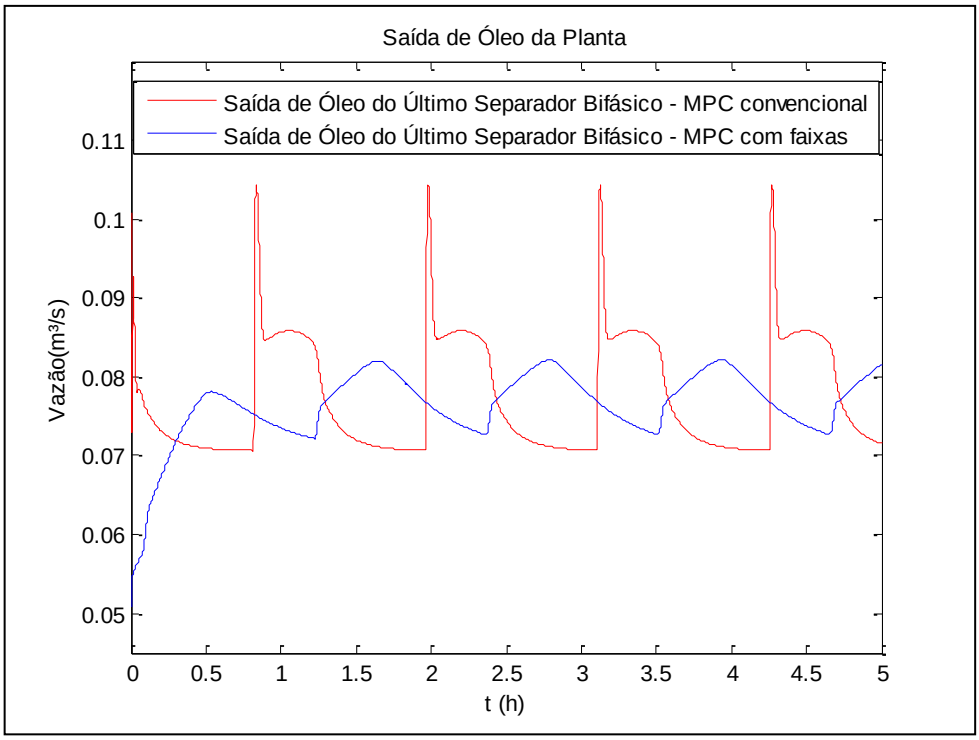

Figura 5-21 - Vazão de óleo da Planta para o MPC convencional (com set-points fixos) e MPC com faixas.

Na Figura 5-14, a pressão do separador trifásico acaba ultrapassando o limite máximo de pressão e oscilando bastante com baixa amplitude para depois retornar a faixa definida para esta variável. Como a dinâmica da pressão é muito mais rápida que a dinâmica das demais variáveis do processo, podemos atribuir esse comportamento mais a problemas numéricos do solver utilizado para resolver o modelo não-linear do que a problemas com o controlador.

O nível de água do tratador eletrostático (Figura 5-17), não apresenta variações, isso pode ser justificado pelo fato do equipamento ter que operar em uma faixa de nível restrita para que ocorra a separação correta da água do óleo. Assim, a sintonia do controlador deve contemplar essa condição.

Diante dos resultados obtidos, conclui-se que o controlador preditivo com faixas nas variáveis controladas garante uma saída de óleo da planta com menores oscilações por utilizar as faixas nos níveis dos equipamentos para compensar as golfadas. Desta maneira os objetivos desse trabalho foram alcançados.

6 CONSIDERAÇÕES FINAIS

6.1 Conclusões

Neste trabalho foram apresentados os modelos de extração do petróleo pelo processo *Gas-lift* e o processo de uma planta trifásica de processamento primário de petróleo. A partir da simulação da plataforma usando os modelos rigorosos não-lineares, foi possível realizar a identificação das funções de transferência do processo. As funções de transferência levantadas estão aderentes aos dados do modelo rigoroso do processo. Também foram aplicados os controladores preditivos com *set-points* e com faixas nas variáveis controladas. Os resultados foram satisfatórios e mostraram que o controlador preditivo com faixas nas variáveis manipuladas é melhor que o controlador preditivo com *set-points*, uma vez que garantiu uma produção de óleo com menor oscilação e conseguiu manter todas as variáveis controladas dentro das suas respectivas faixas de maneira adequada. A menor oscilação da vazão de saída da planta foi obtida através das variações dos níveis dos equipamentos dentro dos limites das faixas.

Como resultado final desde trabalho, fica uma boa perspectiva para a aplicação do controlador preditivo com controle das saídas por faixas em sistemas trifásicos em plataformas *offshore* reais. Essa aplicação parece atraente em termos de melhorias na performance do sistema de controle e perfeitamente factível em termos de esforço computacional. Nas simulações aqui apresentadas, período de amostragem de 3s foi suficiente para um controle adequada tanto das dinâmicas lentas quanto das dinâmicas rápidas do processo da plataforma. Os computadores atuais conseguem resolver o problema de controle preditivo proposto em um tempo menor que 1/10 desse período de amostragem.

6.2 Sugestões de continuidade

Diante de uma série de dificuldades e restrições enfrentadas durante o desenvolvimento dos estudos, podem-se sugerir alguns pontos para trabalhos futuros.

Seria interessante estudar a possibilidade de representar o modelo rigoroso em algum simulador comercial, já que os *solvers* do MATLAB® enfrentaram certa dificuldade para resolver o conjunto das equações diferenciais do modelo, gerando assim um modelo não tão robusto quanto era esperado.

Uma sugestão de melhoria seria utilizar dados reais de uma planta de separação trifásica para se realizar esse tipo de estudo, uma vez que todos os dados de dimensão dos equipamentos e valores iniciais para as vazões foram retirados de Nunes et al (2010) e Filgueiras (2005).

Além disso, outra possibilidade de estudo seria separar o controle de pressão dos controles de níveis, permitindo adotar tempos de amostragem diferentes, já que o controle de pressão é mais rápido que o controle de nível. Assim poderiam ser aplicados controladores do tipo PI para controlar as pressões dos equipamentos e utilizar um controlador MPC para o restante das variáveis controladas ou aplicar dois controladores MPC, um para a pressão e outro para o nível dos equipamentos.

REFERÊNCIAS[1]

AZEVEDO, D. O., SOTOMAYOR, O. A. Z. **Controle de escoamentos no regime de golfadas em processos de produção de petróleo.** Mecânica Computacional XXIX, 8447-8461, 2010.

ASTROM, K. J., WITTENMARK, B., **Computer-Controlled Systems Theory and Design**. Prentice-Hall International Inc. New Jersey, 1990.

CAMACHO, E. F., BORDONS, C. **Model Predictive Control**, Springer, 2000.

CUTLER, C. R., RAMAKER, B. L. **Dynamic Matrix Control – A Computer control Algorithm**, Proceedings Joint Automatic Control Conference, San Francisco, CA (EUA), 1980.

DURET, E., PEYSSON, Y., TRAN, Q. H., ROUCHON, P. **Active bypass to eliminate severe-slugging in multiphase production**, Proceeding of the 4th North American Conference on Multiphase Technology, Banff, June, J. Brill, ed., Cranfield, 2004,BHR Group Limited, 205-223 , 2004.

FARD, M. P., GODHAVN, J. M., SAGATUN, S. I. **Modeling of severe slug and slug control with OLGA**, SPE Productions & Operations 2006, 21, 3, 381-387, 2006.

FILGUEIRAS, N. G. T. **Modelagem, Análise e Controle de Separação Óleo/Água**. 2005. 86 p. Dissertação de mestrado. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, Brasil, 2005.

GARCIA, C. E., MORSHEDI, A. M. **Quadratic Programming Solution of Dynamic Matrix Control (QDMC)**. Chemical Engeneering Communications 46, 73-87, 1986.

GODHAVN, J. M., FARD, M. P., FUCHS, P. H. **New slug control strategies, tuning rules and experimental results**. Journal of Process Control 15, 547–557, 2005.

GODHAVN, J. M., STRAND, S., SKOFTELAND, G. **Increased oil production by advanced control of receiving facilities.** Statoil R&D Process Control, 2005.

---

[1] De acordo com a Associação Brasileira de Normas Técnicas. NBR 6023

GONZÁLEZ, A. H., ODLOAK, D. **A stable MPC with zone control**, Journal of Process Control**,** 19, 110-122, 2009.

HENRIOT, K., COURBOT, A., HEINTZE, E., MOYEUX, L. **Simulation of process to control severe slugging: Application to the Dunbar pipeline**, SPE Annual Conference& Exhibition, SPE 56461, Houston, TX , 1999.

JAHANSHAHI, E., SALAHSHOOR, K., SAHRAIE, Y. **Application of fuzzy observer and controller in gas-lifted oil wells**. Petroleum University of Technology, Tehran, Iran, 2007.

MACIEJOWSKI, J. M. **Predictive Control with Constraints**. Pearson Eductation Ltd, London, 2002.

MORAES, C. A. C. **Modelo Fluidodinâmico para a Estimativa de Eficiência em Hidrociclones para Águas Oleosas**. Dissertação de mestrado. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, Brasil, 1994.

NUNES, G. C., MEDEIROS, J. L., ARAÚJO, O. Q. F. **Modelagem e controle na produção de petróleo: aplicações em Matlab**. São Paulo, Editora Blucher, 2010.

NUNES, G. C. **Design and analysis of multivariable predictive control applied to an oil-water-gas separator: a polynomial approach.** D. Sc. Thesis, University of Florida, 2001.

NUNES, G. C. **Controle por Bandas para Processamento Primário: Aplicação e conceitos fundamentais**, PETROBRAS – Comunicação Técnica, 2004.

OGATA, K, **Modern Control Engineering**, Prentice Hall, 4th Ed. 2002.

RICHALET, J., RAULT, A., TESTUD, J. L., PAPON, J. **Model Predictive Heuristic Control: Applications to industrial processes**, Automatica 14, 413-428, 1978.

STORKAAS, E., SKOGESTAD, S., **Controllability analysis of two-phase pipeline riser systems at riser slugging conditions**, Control Engineering Practice 15, 567-581, 2007.

THOMAS, J. E, **Fundamentos de Engenharia de Petróleo**. Editora Interciência Ltda, Rio de Janeiro, 2001.