



CONTROLE PREDITIVO MULTIVARIÁVEL COM REQUISITOS DE QUALIDADE EM PLATAFORMAS DE PRODUÇÃO DE PETRÓLEO

Cido Hernani Perissé Ribeiro

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Elétrica, COPPE, da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Mestre em Engenharia Elétrica.

Orientadores: Amit Bhaya

Argimiro Resende Secchi

Rio de Janeiro
Setembro de 2012

CONTROLE PREDITIVO MULTIVARIÁVEL COM REQUISITOS DE
QUALIDADE EM PLATAFORMAS DE PRODUÇÃO DE PETRÓLEO

Cido Hernani Perissé Ribeiro

DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DO INSTITUTO ALBERTO
LUIZ COIMBRA DE PÓS-GRADUAÇÃO E PESQUISA DE ENGENHARIA
(COPPE) DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE
DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE
EM CIÊNCIAS EM ENGENHARIA ELÉTRICA.

Examinada por:

Prof. Argimiro Resende Secchi, D.Sc.

Prof. Amit Bhaya, Ph.D.

Dr. Mario Cesar Mello Massa de Campos, Ph.D.

Prof. Alessandro Jacoud Peixoto, D.Sc.

RIO DE JANEIRO, RJ - BRASIL
SETEMBRO DE 2012

Ribeiro, Cido Hernani Perissé

Controle preditivo multivariável com requisitos de qualidade em plataformas de produção de petróleo / Cido Hernani Perissé Ribeiro. – Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE, 2012.

XIII, 83 p.: il.; 29,7 cm.

Orientadores: Amit Bhaya

Argimiro Resende Secchi

Dissertação (mestrado) – UFRJ/ COPPE/ Programa de Engenharia Elétrica, 2012.

Referências Bibliográficas: p. 81-83.

1. Controle preditivo baseado em modelo. 2. Produção de petróleo. 3. Gas lift. I. Bhaya, Amit *et al.* II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, Programa de Engenharia Elétrica. III.

Título

*A Jesus Cristo,
pois tudo vem dEle e é para Ele. É Jesus quem torna a minha vida cheia de significado.*

É Ele quem me capacita a superar os desafios que se colocam diante de mim.

“Porque todo aquele que faz o mal odeia a luz, e não vem para a luz, para que as suas obras não sejam reprovadas. Mas quem pratica a verdade vem para a luz, a fim de que as suas obras sejam manifestas, porque são feitas em Deus.”

(João 3:20-21)

Agradecimentos

Sou grato a Deus pela saúde que me concede e por renovar as minhas energias a cada dia. Agradeço à minha esposa, Alana Ramalho, por todo o apoio e incentivo para que eu completasse essa dissertação (você é uma mulher muito especial, obrigado por sua sabedoria e alegria contagiante). Também sou grato a amigos como Alexandre França que me aconselharam no desenvolvimento e escrita deste trabalho e me encorajaram a não desistir, mesmo quando eu fui trabalhar em Macaé, longe da UFRJ. Aos meus pais o meu muito obrigado pelo ensinamento e valores transmitidos pela experiência.

Um agradecimento muito especial aos meus orientadores Amit Bhaya, do programa de engenharia elétrica, e Argemiro Secchi, do programa de engenharia química, que aceitaram o desafio desse trabalho multidisciplinar e me privilegiaram com seus conselhos de alto conhecimento, orientações embasadas em grande experiência. Obrigado pela paciência comigo.

Esse trabalho também não seria completo sem a contribuição de amigos do LADES/COPPE, em especial Rafael Bendia (que trabalhou em paralelo no desenvolvimento dos modelos de poço e *riser* no ambiente EMSO) e Simone Miyoshi (que desenvolveu os modelos dos compressores para *gas lift*). Um agradecimento especial a toda a equipe do LADES, laboratório no qual trabalhei desde sua implantação e onde tive a oportunidade de fazer boas amizades.

A minha gratidão ainda aos professores e colegas do curso de formação de engenheiros de petróleo da Petrobras, pois vivi um período de intenso aprendizado (que foi também aproveitado nessa dissertação) e de amizades frutíferas durante esse curso.

E finalmente, o meu agradecimento aos colegas de trabalho na base de operação das plataformas da Petrobras, com os quais pude ganhar experiência prática na área de produção de petróleo *offshore*.

Resumo da Dissertação apresentada à COPPE/UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências (M.Sc.)

CONTROLE PREDITIVO MULTIVARIÁVEL COM REQUISITOS DE QUALIDADE EM PLATAFORMAS DE PRODUÇÃO DE PETRÓLEO

Cido Hernani Perissé Ribeiro

Setembro/2012

Orientadores: Amit Bhaya

Argimiro Resende Secchi

Programa: Engenharia Elétrica

O presente trabalho propõe uma abordagem abrangente do problema de controle e otimização da produção de petróleo, no sentido de que investiga o potencial do controle preditivo multivariável em uma *unidade de produção offshore* desde o poço à planta de processamento. A partir de modelos matemáticos de poços, linhas de escoamento e planta de separação, incluindo o sistema de compressão (*gas lift*), são realizadas análises de estratégias de controle através de simulação computacional. O objetivo é maximizar a produção de óleo e ao mesmo tempo, e de forma integrada, garantir as especificações de qualidade de produtos do processamento primário de petróleo.

São descritas, também, as modificações que foram feitas nos modelos de poços e separador trifásico encontrados na literatura, com o objetivo de torná-los capazes de representar alguns comportamentos físicos importantes para a análise de controle, quais sejam, a perda de carga por fricção no escoamento e a variação das eficiências de separação em função do nível da interface no separador trifásico.

Foram analisados cenários verossímeis, nos quais se verificou um comportamento satisfatório da estratégia de controle proposta.

Abstract of Dissertation presented to COPPE/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science (M.Sc.)

MULTIVARIABLE PREDICTIVE CONTROL WITH QUALITY REQUIREMENTS
ON PLATFORMS FOR PRODUCTION OF OIL

Cido Hernani Perissé Ribeiro

Setembro/2012

Advisors: Amit Bhaya

Argimiro Resende Secchi

Department: Electrical Engineering

This work proposes a so called plantwide approach to the problem of control and optimization of oil production, in the sense that it investigates the potential of multivariable predictive control on an *offshore production unit* from the well all the way up to the process plant. Starting from mathematical models of wells, flow lines and separation plant, including the compression system (gas lift), analyses of control strategies are performed using computer simulation. The objective is to maximize the production of oil and at the same time, in an integrated fashion, to ensure product quality specifications of the primary oil processing.

This dissertation also describes the modifications that were made in the models of wells and three phase separator in the literature, in order to make them capable of representing certain physical behavior important for the analysis of control, namely, the loss of frictional pressure variation in the flow and separation efficiencies depending on the level of the interface in the three-phase separator.

Scenarios likely to occur in practice were analyzed and satisfactory behavior of the proposed control strategy was observed.

Sumário

| | |
|------------------------------------------------------------------------------------------------|------|
| Lista de Figuras | x |
| Lista de Tabelas | xii |
| Lista de Siglas..... | xiii |
| 1. Introdução..... | 1 |
| 1.1. Objetivo | 2 |
| 1.2. Estrutura da Dissertação | 3 |
| 2. Revisão Bibliográfica | 4 |
| 2.1. Elevação de Petróleo..... | 4 |
| 2.1.1. Introdução..... | 4 |
| 2.1.2. Elevação natural | 6 |
| 2.1.3. <i>Gas lift</i> | 9 |
| 2.2. Processamento Primário de Petróleo | 10 |
| 2.2.1. Separador trifásico..... | 11 |
| 2.2.2. Estratégias de controle avançado no separador trifásico..... | 13 |
| 2.3. Controle Preditivo baseado em modelo | 15 |
| 2.4. Estratégias de controle avançado em plataformas de produção de petróleo.... | 20 |
| 3. Modelo do sistema poço – escoamento - processamento primário | 26 |
| 3.1. Modelo simplificado de poço..... | 28 |
| 3.1.1. Modelo de Eikrem <i>et al.</i> | 28 |
| 3.1.2. Modificação do modelo para contemplar perda de carga por fricção | 30 |
| 3.2. Modelo da linha de produção..... | 36 |
| 3.3. Modelo do Separador Trifásico | 40 |
| 3.3.1. Modelo de Nunes..... | 40 |
| 3.3.2. Parametrização de correlação para cálculo das eficiências de separação (TOG e BSW)..... | 46 |

| | | |
|--------|-----------------------------------------------------------------|----|
| 4. | Implementação do controle avançado | 52 |
| 4.1. | Identificação das funções de transferências do sistema 3x4..... | 53 |
| 4.1.1. | Validação do modelo identificado..... | 63 |
| 4.2. | Sintonia do controlador preditivo | 65 |
| 4.2.1. | Sintonia dos horizontes..... | 66 |
| 4.2.2. | Sintonia dos pesos | 67 |
| 5. | Simulações e Resultados | 70 |
| 5.1. | Desempenho do controle de rastreamento | 71 |
| 5.1.1. | Degraus na referência da vazão de óleo produzido | 71 |
| 5.1.2. | Degrau na restrição para TOG..... | 73 |
| 5.2. | Desempenho do controle em rejeição de perturbação | 75 |
| 5.2.1. | Poço sofrendo aumento do BSW..... | 75 |
| 6. | Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros..... | 78 |
| 7. | Referências Bibliográficas..... | 81 |

LISTA DE FIGURAS

| | |
|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Figura 2.1 - Ilustração do processo de elevação do petróleo desde o poço até a plataforma..... | 4 |
| Figura 2.2 - Exemplo de curva de pressão disponível. Adaptado de Matos (2008)..... | 6 |
| Figura 2.3 - Ponto de operação determinado pelo cruzamento das curvas de pressão disponível e requerida..... | 8 |
| Figura 2.4 - Efeito do <i>gas lift</i> na curva de TPR..... | 10 |
| Figura 2.5 - Separador gravitacional trifásico. FONTE: Nunes (1994) | 12 |
| Figura 2.6 - Gráfico mostrando o princípio de operação do algoritmo de um MPC (figura extraída da documentação da toolbox MPC do Matlab). | 16 |
| Figura 2.7 - Exemplo ilustrativo de como a diminuição da variabilidade do processo possibilita operar com maior vazão mesmo respeitando as restrições. | 22 |
| Figura 3.1 - Fluxograma simplificado do processo de uma plataforma de produção de petróleo. | 27 |
| Figura 3.2: Poço de produção. (Fonte: Eikrem et al., 2005). | 29 |
| Figura 3.3 - Curva de Performance de Poço gerada através de sucessivas simulações no EMSO, com o objetivo de demonstrar o efeito da perda de carga por fricção..... | 34 |
| Figura 3.4 - Curvas de IPR e TPR levantadas a partir do modelo de poço Eikrem <i>et al.</i> modificado, mostrando o efeito da vazão de gas lift sobre a curva de TPR..... | 35 |
| Figura 3.5 - Modelagem do comportamento multifásico do escoamento na linha de produção. | 37 |
| Figura 3.6 - Esquema do separador trifásico mostrando as variáveis referenciadas nos balanços de massa..... | 41 |
| Figura 3.7 - Superfície da eficiência de coleta de óleo na fase aquosa levantada em função do nível da interface e da vazão de entrada de água | 47 |
| Figura 3.8 – Superfície da eficiência de coleta de água na fase oleosa levantada em função do nível da interface e da vazão de entrada de óleo. | 50 |
| Figura 4.1 - Hierarquia da estrutura de controle considerada..... | 52 |
| Figura 4.2 - Modelo no Simulink integrando o EMSO ao Matlab..... | 54 |
| Figura 4.3 - Sinal de excitação usado para a identificação..... | 55 |
| Figura 4.4 - Resultado da excitação da planta. | 56 |

| | |
|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Figura 4.5 - Interface gráfica da toolbox <i>system identification</i> com os 12 modelos identificados utilizando a opção “Process models”..... | 57 |
| Figura 4.6 - Resposta da produção a degrau no GL do poço 91..... | 57 |
| Figura 4.7 – Resposta do TOG a degrau no GL do poço 91. | 58 |
| Figura 4.8 - Resposta da produção a degrau no GL do poço 198..... | 58 |
| Figura 4.9 - Resposta da TOG a degrau no GL do poço 198. | 59 |
| Figura 4.10 - Resposta do BSW a degrau no GL do poço 198. | 59 |
| Figura 4.11 - Resposta da produção a degrau no GL do poço 3. | 60 |
| Figura 4.12 - Resposta do TOG a degrau no GL do poço 3..... | 60 |
| Figura 4.13 - Resposta do BSW a degrau no GL do poço 3. | 61 |
| Figura 4.14 - Resposta da produção a degrau no nível da interface do separador. | 61 |
| Figura 4.15- Resposta do TOG a degrau no nível da interface. | 62 |
| Figura 4.16 - Resposta do BSW a degrau no nível da interface..... | 62 |
| Figura 4.17 - Teste de validação investigando o princípio da superposição de modelos. | 64 |
| Figura 4.18 –Avaliação do ajuste entre a vazão de produção do modelo fenomenológico (EMSO) e o modelo identificado para uma entrada de pulsos sobrepostos..... | 64 |
| Figura 4.19 - Teste da sintonia do controlador num cenário sem perturbação. Note que a produção segue o setpoint e que TOG e BSW variam livremente dentro das restrições. | 69 |
| Figura 5.1 - Curvas de performance dos poços do estudo de caso deste trabalho..... | 70 |
| Figura 5.2 - Simulação de mudança de referência para a vazão de produção (do ótimo econômico para o ótimo global). | 72 |
| Figura 5.3 - Redução na referência da vazão de produção de 777 para 775 kmol/h às 2 horas de simulação..... | 73 |
| Figura 5.4 – Redução na restrição de máximo TOG; simulação com peso nos <i>targets</i> . 74 | |
| Figura 5.5 - Redução na restrição de máximo TOG; simulação com peso nulo nos <i>targets</i> | 75 |
| Figura 5.6 - Aumento do BSW como perturbação para o MPC..... | 76 |
| Figura 5.7 – Simulação de rejeição de perturbação no BSW de um poço; as restrições são respeitadas, ao preço de uma redução na vazão de óleo produzido. | 77 |

LISTA DE TABELAS

| | |
|-----------------------------------------------------------------------------------|----|
| Tabela 3-1: Dados de simulações para levantamento das curvas de IPR e TPR..... | 35 |
| Tabela 3-2: Variáveis e parâmetros do modelo de skogestad para <i>riser</i> | 38 |
| Tabela 3-3: Desvios da correlação da EFlw em relação ao modelo fenomenológico.... | 49 |
| Tabela 3-4: Desvios da correlação de EFwl em relação ao modelo fenomenológico.... | 51 |
| Tabela 5-1: Dados de otimização do <i>gas lift</i> dos poços estudados..... | 71 |
| Tabela 5-2: Valores das qualidades dos fluidos provenientes de cada poço..... | 76 |

LISTA DE SIGLAS

| | |
|------|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| ANP | Agência Nacional do Petróleo |
| BSW | <i>Basic Sediments and Water</i> - concentração volumétrica de água na fase oleosa. |
| CPP | Curva de Performance de Poço |
| E&P | Exploração e Produção: designa o setor da indústria de petróleo responsável por explorar e descobrir novas jazidas de petróleo, além de produzir o petróleo do reservatório até a superfície e prover o tratamento primário deste fluido. |
| GL | Gas lift |
| MPC | <i>Model Predictive Control</i> |
| RGL | Razão gás-líquido |
| RGO | Razão gás-óleo |
| SISO | Single-input single-output |
| TOG | Teor de Óleos e Graxas – concentração volumétrica de óleo na fase aquosa. |
| VGL | Válvula de gas lift |

1. INTRODUÇÃO

Os hidrocarbonetos são um recurso energético essencial na sociedade atual. Na natureza, hidrocarbonetos são encontrados em formações geológicas portadoras de petróleo (os chamados *reservatórios*) encontradas abaixo da crosta terrestre, tais hidrocarbonetos são extraídos através de um *poço de petróleo*.

Um poço de petróleo é feito perfurando-se o solo e, em seguida, revestindo-se a parede do poço com um revestimento metálico. Após essa etapa, o procedimento de *completação* consiste em instalar um tubo (coluna) de produção equipado e furar o revestimento na profundidade do reservatório para que o óleo escoe para o interior do poço e suba pela coluna de produção.

Se a pressão do reservatório é alta o suficiente para vencer as perdas de carga no escoamento até a superfície e a contrapressão dos equipamentos de processamento primário, o poço é chamado *surgente*. No entanto, se a pressão do reservatório não for suficiente é necessário fornecer energia ao processo, através de algum método de *elevação artificial*. Mesmo quando o poço é surgente, se a vazão de produção for baixa torna-se usual a utilização de elevação artificial para aumentar a vazão e os lucros. Além disso, em todos os poços surgentes, após um período de produção, a pressão do reservatório cai e eventualmente o poço deixa de ser surgente e, então, recorre-se à implementação de um método de elevação artificial.

O principal método de elevação artificial é o *gas lift*, o qual consiste em injetar gás comprimido na coluna de produção com o objetivo de diminuir a densidade média do fluido e com isso a perda de carga gravitacional. O gás, comprimido na superfície, passa por uma válvula especial (para controlar a vazão), flui pelo anular (espaço entre o revestimento do poço e a coluna de produção) e entra na coluna de forma controlada através das válvulas de *gas lift*.

Após subir até a superfície, os fluidos são encaminhados à planta de processamento primário responsável pela separação do óleo, gás, água e sedimentos. O primeiro equipamento da planta de processamento é o separador trifásico, muitas vezes este vaso recebe o fluxo em golfadas e, portanto, é fortemente perturbado. Uma maneira de

diminuir estas perturbações é o realizar o dimensionamento adequado deste equipamento (aumentando suas dimensões) tornando-o de grande porte para, dessa forma, funcionar como tanque pulmão (*surge tank*) absorvendo as perturbações, o que é feito no caso da exploração de campos *onshore* (terrestres).

No Brasil, a maior parte do volume de óleo produzido é proveniente de campos *offshore* (marítimos), e em uma boa parte desses campos tem-se óleo pesado, localizado em lâmina d'água profunda (mais de 1000m). O método de elevação responsável pela maioria da produção nesses poços é o *gas lift*. Em alto mar, o processamento primário é feito em plataformas de produção o que acarreta uma limitação no tamanho dos equipamentos a bordo, tornando inviável o uso de separadores de grande porte. Portanto a planta de processamento *offshore* é ainda mais vulnerável às perturbações por fluxo em golfadas.

É necessário injetar água no reservatório para manter a pressão e conseguir recuperar um percentual maior do petróleo existente no reservatório subterrâneo. Esta água, que é injetada através de poços injetores, acaba escoando até os poços produtores e vem junto com o óleo para a planta de produção. Portanto, com o passar do tempo a produção de água aumenta, o que dificulta o processo e reduz a vida útil econômica do campo. Além disso, segundo as regras de proteção ambiental, essa água produzida só pode ser descartada no mar contendo níveis de óleo menores que 29 parte por milhão (ppm), o que requer altos investimentos em tratamento.

1.1. OBJETIVO

Pode ser observado que na engenharia de petróleo existe uma segmentação entre a área de elevação e a área de processamento. Porém o problema da otimização da produção engloba as duas áreas. É imprescindível que as duas áreas se mesquem de uma forma multidisciplinar para implementar um controle holístico.

O presente trabalho vem propor uma abordagem abrangente do problema, investigando o potencial do controle preditivo multivariável em uma *unidade de produção*. A proposta é fazer uma modelagem do poço, escoamento e planta de separação, incluindo o sistema de compressão (*gas lift*), e em seguida analisar o desempenho de estratégias de controle através de simulação computacional. Os objetivos destas estratégias são a

maximização da produção de óleo e, ao mesmo tempo, e de forma integrada, a satisfação das especificações do processamento primário de petróleo.

1.2. ESTRUTURA DA DISSERTAÇÃO

Este trabalho está organizado de acordo com os seguintes capítulos:

No capítulo dois é feita uma revisão bibliográfica sobre as diversas áreas envolvidas no escopo do trabalho: elevação de petróleo, processamento primário de petróleo, identificação de modelos e controle preditivo baseado em modelo.

O terceiro capítulo descreve o modelo do sistema abordado. Tal sistema é composto por poço, linhas de escoamento e processamento na plataforma (*topside*). O embasamento teórico de cada modelo é mostrado e são descritas as contribuições feitas para torná-los mais fidedignos com a realidade.

No quarto capítulo são descritas as etapas para implementar o controlador preditivo baseado em modelo. Descreve-se o processo de identificação das funções de transferência usadas como modelo interno do controlador e também a metodologia para sintonia dos parâmetros do controlador.

O capítulo cinco apresenta os resultados obtidos realizando testes de desempenho em diferentes aspectos do controle (rastreamento e regulação) e a análise crítica destes resultados. O trabalho é finalizado com um capítulo de conclusões e sugestões para trabalhos futuros.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1. ELEVAÇÃO DE PETRÓLEO

2.1.1. INTRODUÇÃO

O ramo da engenharia de petróleo responsável por drenar o óleo do reservatório e fazer com que alcance a plataforma de produção é chamado de elevação e escoamento.

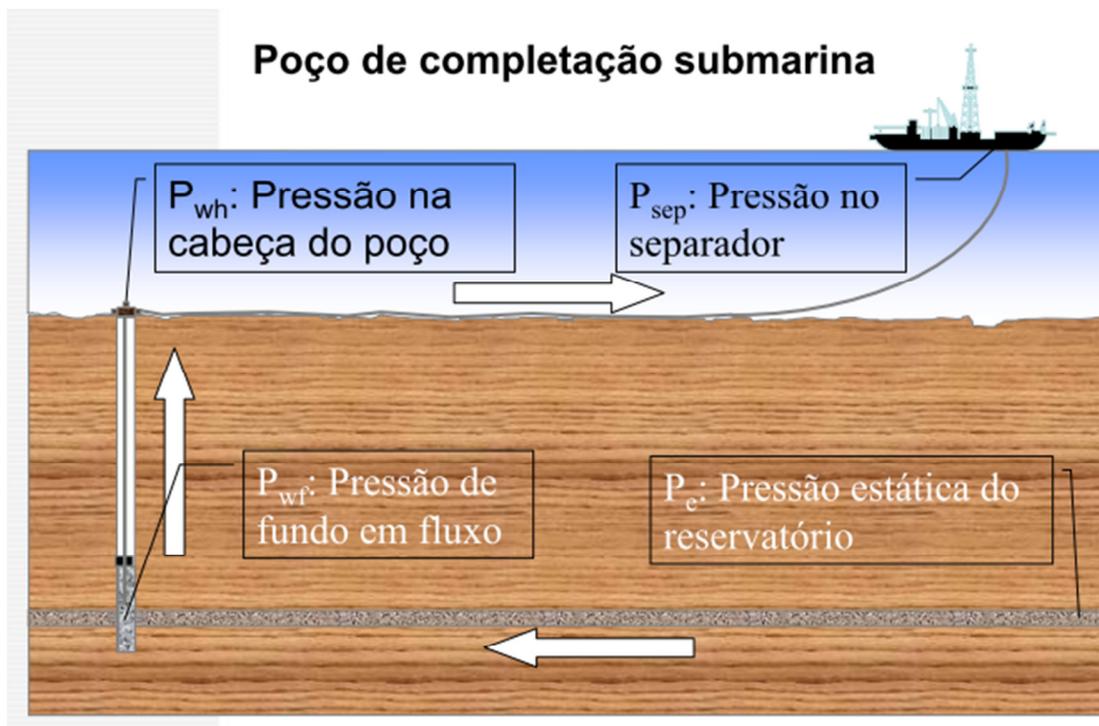


FIGURA 2.1 - Ilustração do processo de elevação do petróleo desde o poço até a plataforma.

Conforme se observa na Figura 2.1, verifica-se que a grandeza chave aqui é pressão. Para que o petróleo flua do meio do reservatório em direção ao poço é necessário haver um diferencial de pressão entre o reservatório (P_e) e o fundo do poço (P_{wf} : *pressure of well flowing*). Quanto maior for esse diferencial de pressão, maior a vazão, conforme a Equação (2.1), de Darcy, que descreve o escoamento em meios porosos:

$$q = \frac{2\pi hk(p_e - p_{wf})}{\mu \ln(r_e / r_w)} \quad (2.1)$$

Onde:

q = vazão fluindo do reservatório em direção ao poço;

h = espessura do reservatório (também chamado de *netpay*¹);

k = permeabilidade do reservatório;

μ = viscosidade do óleo;

r_e = raio do reservatório;

r_w = raio do poço;

p_e = pressão estática do reservatório;

p_{wf} = pressão no fundo do poço em fluxo.

Como as variáveis h , k , μ , r_e , r_w podem ser consideradas constantes por boa parte do tempo de operação de um poço, é costume aglomerar essas constantes em um termo chamado índice de produtividade (IP) que é característico de cada poço. Dessa forma, a Equação (2.1) torna-se:

$$q = IP(p_e - p_{wf}) \quad (2.2)$$

Da Equação (2.2) deriva um conceito muito importante da engenharia de petróleo que é a curva denominada de IPR (*Inflow performance relationship*), ou seja, o gráfico de P_{wf} em função da vazão (q). Um exemplo de IPR (considerando IP constante) está na Figura 2.2.

¹ Refere-se à espessura da camada de rocha permeável saturada com óleo, delimitada pelo contato óleo/água ou outras rochas impermeáveis.

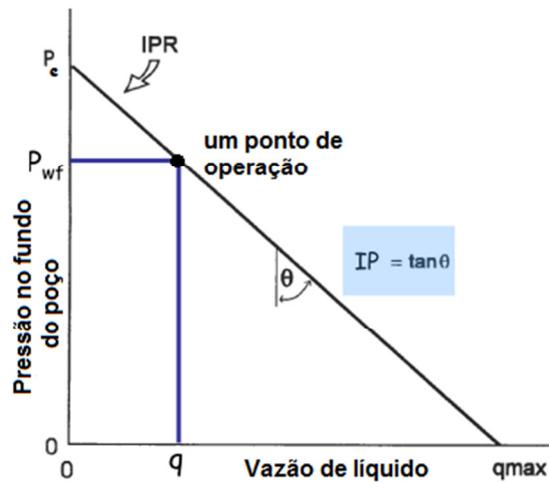


FIGURA 2.2 - Exemplo de curva de pressão disponível. Adaptado de Matos (2008).

Para que o petróleo chegue até a plataforma é necessário que o reservatório tenha energia suficiente (na forma de pressão) para empurrar o óleo do fundo do poço até a plataforma. Se determinado poço conseguir produzir petróleo apenas com a energia disponível no reservatório, esse poço é chamado de surgente. Caso esse poço não seja surgente, não tendo, portanto, energia suficiente para deslocar o fluido até a superfície, técnicas artificiais de elevação serão necessárias para suplementar essa energia (THOMAS *et al.*, 2001). Deve-se esclarecer que os poços que iniciam sua operação como surgentes, após um determinado tempo de produção, têm a sua pressão depletada naturalmente, até uma pressão limite, impossibilitando o deslocamento do petróleo até a superfície apenas com energia natural, ou então, a vazão fica tão baixa que esse poço deixa de ser viável economicamente. Portanto, a partir desse instante, as técnicas de elevação artificiais começam a ser empregadas nesse poço visando o aumento da produção.

2.1.2. ELEVAÇÃO NATURAL

Para que ocorra a elevação natural dos fluidos, a pressão disponível no fundo do poço precisa ser maior do que a pressão hidrostática da coluna de fluido somada às perdas de carga no escoamento desse fluido. Tais perdas são classificadas como distribuídas e localizadas. Perdas de carga distribuídas estão relacionadas ao atrito entre o fluido e a coluna de produção, e entre fluido e linhas de produção. As perdas localizadas são atribuídas a quaisquer restrições nas linhas de escoamento, como válvulas, reduções de

diâmetro, curvas, etc. Além disso, a aceleração submetida ao fluido no processo de elevação também gera uma queda da pressão resultante na superfície. Com isso, o resultado da pressão requerida no reservatório para que o poço seja surgente está descrito na Equação (2.3); e os detalhamentos da pressão hidrostática e das perdas de carga estão referidos nas Equações (2.4), (2.5) e (2.6) (HENKE, 2002).

$$P_{wf} = P_{hidro} + \Delta P_{atrito,D} + \Delta P_{atrito,L} + \Delta P_{ac} + P_{sep} \quad (2.3)$$

$$P_{hidro} = \rho gh \quad (2.4)$$

$$\Delta P_{atrito,D} = \frac{f_a \rho v^2 L}{2d} \quad (2.5)$$

$$\Delta P_{ac} = \rho v \Delta v \quad (2.6)$$

Onde:

P_{hidro} = pressão hidrostática referente à coluna de fluido;

$\Delta P_{atrito,D}$ = perda de carga devida ao atrito provocado entre o fluido e a tubulação;

$\Delta P_{atrito, L}$ = perdas localizadas referentes às restrições na linha de produção (termo calculado por meio de correlações);

ΔP_{ac} = perda de carga devido à aceleração do fluido (geralmente é desprezível);

P_{sep} = Pressão do separador de produção, definida por projeto;

f_a = fator de atrito, determinado pelo tipo do material da tubulação e o número de Reynolds;

ρ = massa específica do fluido;

L = distância percorrida pelo fluido (do fundo do poço até a superfície);

h = altura vertical do trajeto percorrido pelo fluido

v = velocidade do fluido;

Δv = variação da velocidade do fluido discretizada no espaço (variável relacionada com a aceleração);

d = diâmetro da linha em que o fluido esco.

Analisando a Equação (2.3), o lado esquerdo é constituído da parcela P_{wf} que é conhecida como a “pressão disponível” entregue pelo reservatório ao poço em uma determinada vazão. O lado direito dessa equação, contendo as parcelas de pressão hidrostática e as perdas de cargas, é chamado de “pressão requerida” pelo poço para conseguir fluir, que também é função da vazão. Ou seja, o ponto de equilíbrio ou ponto de operação se dá quando a pressão disponível é igual à pressão requerida.

É possível visualizar esse ponto de equilíbrio traçando-se as curvas de pressão disponível pelo reservatório (IPR) e pressão requerida (*Tubing Pressure Requirement – TPR*) através da Figura (2.3).

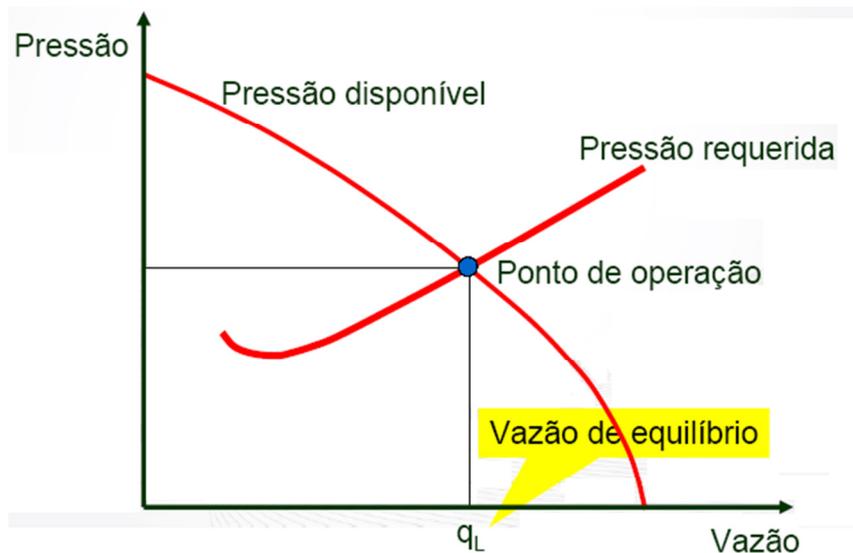


FIGURA 2.3 - Ponto de operação determinado pelo cruzamento das curvas de pressão disponível e requerida.

De acordo com a Figura (2.3), pode-se observar que a pressão requerida aumenta com a vazão, o que é explicado pelo atrito que é proporcional à velocidade do escoamento. Por outro lado, a pressão disponível diminui com o aumento da vazão. Ou seja, conforme a vazão produzida aumenta, o reservatório demanda uma pressão cada vez menor no fundo do poço, enquanto a malha de escoamento a jusante demanda uma pressão cada vez maior também no fundo do poço. Essas solicitações contrárias acabam por determinar um ponto de equilíbrio. Esse ponto de operação também pode ser deslocado com a utilização de métodos de elevação artificial, dentre os quais o *gas lift* tem se mostrado o principal.

2.1.3. GAS LIFT

O *gas lift* (GL) é um método muito versátil, segundo Thomas *et al.* (2001), em termos de vazão pode ser aplicado em poços que produzam desde 1 a 1.700 m³/d, e com profundidades de até 2.600 metros. Este método propicia, ainda, baixos investimentos em poços profundos quando comparado a outros sistemas de elevação artificial.

O processo de injeção de gás natural se inicia a partir de compressores instalados na plataforma de produção que aplicam uma pressão suficiente para permitir empurrar o gás natural para dentro da coluna de produção através da válvula de *gás lift* (VGL), equipamento que possibilita a passagem e o controle de vazão do gás do anular para a coluna do poço.

O princípio de funcionamento do sistema de elevação por GL se baseia na “gaseificação” do óleo na coluna de produção utilizando gás natural. O objetivo é diminuir a densidade média do fluido e, com isso, reduzir a pressão requerida para o deslocamento do fluido.

Dessa forma, o efeito do gás injetado na coluna de produção faz com que a curva de pressão requerida (TPR) se desloque para baixo, conforme Figura 2.4, Assim, um novo ponto de equilíbrio com maior vazão é estabelecido entre a pressão requerida e a pressão disponível (IPR).

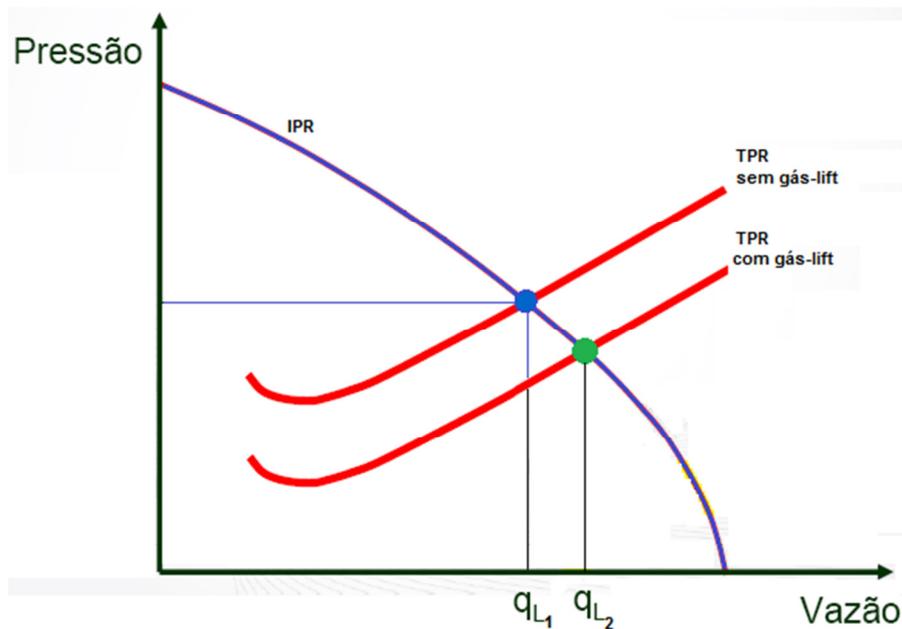


FIGURA 2.4 - Efeito do *gas lift* na curva de TPR.

Conforme Figura 2.4, verifica-se que neste caso devido à presença de *gas lift* decorreu um aumento de vazão, pois a redução de hidrostática foi maior que o atrito adicionado pelo gás. Contudo, é importante salientar que, se a injeção de *gas lift* for elevada, outro efeito contrário começa a ficar mais evidente. Em vazões muito altas de GL, o aumento da perda de carga por atrito não é compensado pela redução da pressão hidrostática devido à gaseificação do fluido produzido. Nesse momento, têm-se um ponto de máximo na curva de performance de um poço (CPP). Isso será demonstrado no capítulo seguinte, quando se descreve a modificação do modelo de poço de Eikrem *et al.* (2005) para contemplar a perda de carga por atrito.

2.2. PROCESSAMENTO PRIMÁRIO DE PETRÓLEO

Como já dito anteriormente, o processamento primário de petróleo consiste em separar a mistura multifásica produzida pelos poços de petróleo nas parcelas de água, óleo e gás e dar o destino adequado para cada uma delas.

- A água produzida é tratada para se enquadrar nas especificações para descarte no mar determinadas pelo Conselho Nacional do Meio Ambiente – CONAMA, que determina que o teor de óleos e graxas (TOG) na água produzida possua concentração média mensal de até 29 mg/L e valor máximo diário de 42 mg/L.

- O óleo é bombeado para a costa através de oleodutos ou então é transferido para navios aliviadores que fazem o transporte do óleo até os terminais em terra.
- O gás é comprimido para três usos principais:
 - Consumido como gás combustível nos geradores de energia elétrica da plataforma;
 - Injeção nos poços para prover a elevação dos fluidos do reservatório.
 - Exportação para a costa através da malha de gasodutos.

O principal equipamento da planta de processamento primário é o separador de produção (trifásico). A função dele é fazer a primeira separação das três fases, mesmo que ainda seja uma separação grosseira, isto é, nenhuma das fases sai desse separador totalmente pura, ao invés disso, cada fase sai do separador de produção arrastando de forma diluída um pouco das outras fases.

A jusante de cada uma dessas saídas do separador de produção, temos sistemas específicos para cada uma das fases produzidas:

- Sistema de tratamento de água produzida: composto principalmente por hidrociclones e flotores; cujo objetivo é enquadrar o TOG da água.

- Sistema de tratamento do óleo: composto principalmente por tratador eletrostático e separador atmosférico; cujo objetivo é enquadrar o BSW (*Basic Sediments and Water*) do óleo.

- Sistema de compressão e desidratação do gás: composto principalmente por compressores, resfriadores, vasos depuradores e torres de TEG (trietileno-glicol).

Os sistemas mencionados acima não serão abordados em profundidade, detendo-se o foco desse trabalho no separador de produção.

2.2.1. SEPARADOR TRIFÁSICO

A Figura 3.2 mostra um esquema do separador utilizado para este estudo.

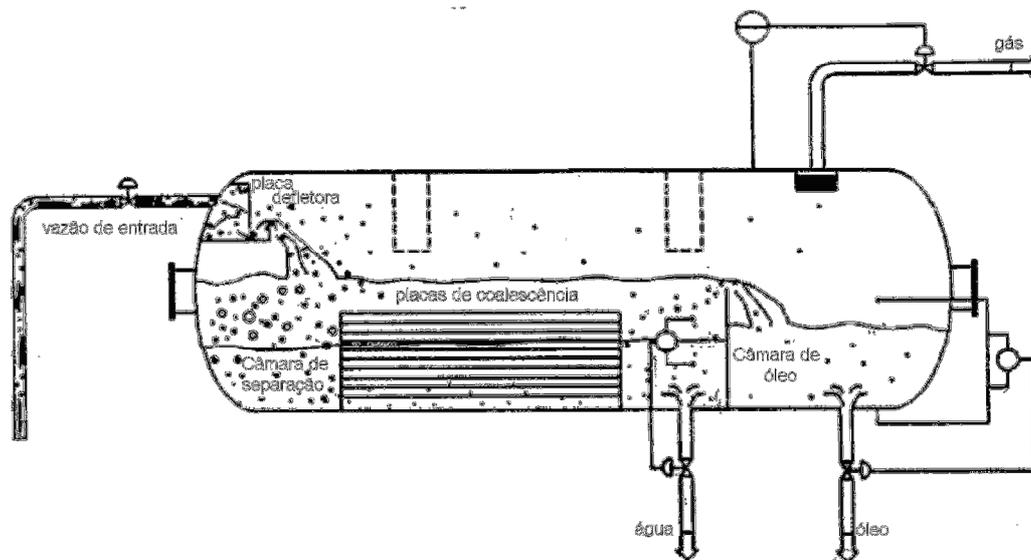


FIGURA 2.5 - Separador gravitacional trifásico. FONTE: Nunes (1994)

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

O separador (Figura 3.2) é constituído de duas câmaras (a de separação e a de óleo) e possui uma vazão de entrada e três de saída (de água, de óleo e de gás). As principais variáveis a serem controladas neste tipo de equipamento estão associadas ao seu inventário, sendo o nível de óleo na câmara de óleo, o nível da interface água-óleo na câmara de separação e a pressão do gás.

Na entrada do equipamento, uma placa defletora promove a fragmentação das fases, facilitando assim a saída do gás e ao mesmo tempo aumentando ainda mais o grau de dispersão das outras fases. Após se chocar com a placa defletora, óleo e água vão para a câmara de separação, onde ocorre parcialmente a separação gravitacional entre os dois líquidos e o gás é exaurido. Dependendo do tipo de óleo pode ocorrer a formação de espuma, que gera a dispersão de líquidos na fase gasosa.

Na câmara de separação existem componentes internos que favorecem a separação das fases líquidas, como é o caso das chamadas placas de coalescência mostradas na Figura

3.2. É um conjunto de diversas placas paralelas que promovem a coalescência de gotas das fases dispersas, resultando em um número menor de gotas, mas com um diâmetro maior. Conforme a Lei de Stokes (PERRY e CHILTON, 1980), gotas de diâmetro maior favorecem a separação.

A fase oleosa verte para a câmara de óleo, onde o nível é controlado manipulando-se a sua vazão de saída. O controle de pressão atua sobre a vazão de saída de gás.

A separação promovida pelo separador gravitacional trifásico não é completa. Em termos dessa separação, a função deste equipamento é somente manter dentro de limites toleráveis as seguintes quantidades:

- líquido arrastado no gás,
- água arrastada no óleo (BSW),
- óleo arrastado na água (TOG).

É importante observar que a baixa eficiência dos separadores gravitacionais convencionais decorre de tempos de residência baixos. Para aumentar o tempo de residência são necessários volumes de equipamentos consideráveis, onerando em peso e área ocupada e, conseqüentemente, em custo as plataformas de produção de petróleo. Este problema se torna ainda mais grave no caso de poços antigos, que podem ter até 90% de água, que requisitaria em um tamanho maior do separador devido ao aumento da quantidade de água extraída junto com o petróleo.

2.2.2. ESTRATÉGIAS DE CONTROLE AVANÇADO NO SEPARADOR TRIFÁSICO

Há pesquisas de diferentes estratégias de controle avançado do separador para que ele possa absorver as perturbações provenientes dos poços e passar adiante vazões mais estáveis de gás, de água e de óleo separadamente.

Desde a década de 1940 (Ziegler, 1946) vêm sendo propostas estratégias de controle de nível não convencionais em vasos pulmão (*surge vessels*) visando atender dois objetivos conflitantes, quais sejam, atuar de forma suave na válvula de saída do vaso (para não propagar perturbações para os equipamentos a jusante) e não permitir que o nível se desvie demais do setpoint. Esse tipo de problema ficou conhecido na literatura

internacional pelo termo “*averaging liquid level control*”. Os trabalhos de Shunta *et al.* (1976) e Luyben *et al.* (1980) fazem propostas utilizando controladores não-lineares, McDonald *et al.* (1986) utiliza Controle Ótimo e Morari *et al.* (1989) faz uma proposta com controle preditivo.

Em Nunes (1994), foi implementado o controle por bandas, especificamente, sobre os níveis de interface do separador trifásico encontrado em plataformas de produção de petróleo. O controle por bandas consiste em um controlador PID que alterna automaticamente entre duas sintonias: uma sintonia branda (ganho proporcional baixo) enquanto a variável controlada (nível do separador) estiver com um desvio do *setpoint* dentro de um certo limite (banda inferior e superior); e uma sintonia mais agressiva (ganho proporcional maior) quando o valor da variável controlada ultrapassar os limites da banda. Este controle permite que o nível, mesmo controlado, varie oscilando em torno do *setpoint*, com a intenção de que o separador absorva as perturbações na vazão, dessa forma o controle por bandas é eficaz em suavizar as vazões a partir do separador desde que a amplitude das golfadas não seja grande demais.

Alguns trabalhos (SILVEIRA, 2006; RIBEIRO, 2009) analisaram em simulações o desempenho de controle preditivo multivariável sobre sistemas de separação constituídos por separador trifásico e hidrociclones em série para enquadramento da concentração de óleo na água. Por ser multivariável, o controle leva em conta o grau de acoplamento das funções de transferência do sistema como um todo o que traz vantagem em relação à abordagem descentralizada habitual. Outra abordagem é o controlador preditivo atuando em um nível hierárquico acima dos controladores PID alterando o *setpoint* destes.

Recentemente, a estratégia de controle por bandas incluindo um novo parâmetro chamado *grau de perturbação* foi implementada nas plataformas P-26 e P-31 (CAMPOS *et al.*, 2009) e alcançou bons resultados. Após analisar o desempenho atual em uma janela de tempo, o sistema de controle otimiza automaticamente a sintonia dos controladores PIDs configurados no PLC (*Programmable Logic Controller*) em tempo real. O algoritmo desse controlador possui funções para lidar com grandes perturbações e com o acoplamento entre as malhas, visando minimizar as interações e oscilações dos níveis. Inclusive antes da implementação deste controle avançado muitas válvulas de controle do separador operavam oscilando entre totalmente abertas e totalmente

fechadas (saturadas). Na P-26 o sistema está operando desde 04/01/2007 com uma disponibilidade de 98,63%, devido às manutenções programadas do supervisor.

Existem também pesquisas buscando controlar a formação das golfadas nas linhas submarinas. Godhavn *et al.* (2005) propuseram uma malha de controle com medição de pressão no *choke*² próximo à cabeça de poço no leito submarino, medição da vazão na linha de superfície próximo à chegada do separador e manipulação do *choke* próximo do separador. Plucenio *et al.* (2010) apresentaram uma modelagem dos fenômenos de cabeceio e *density wave* decorrentes da elevação por *gas lift*. Essa modelagem é usada para simular a ocorrência do ciclo limite desses fenômenos geradores de golfadas e também para a determinação da condição de instabilidade de fluxo em função da vazão de injeção de gás comprimido para elevação.

2.3. CONTROLE PREDITIVO BASEADO EM MODELO

O controle preditivo também conhecido como MPC (*Model Predictive Control*) é amplamente utilizado na indústria química, por ser uma estratégia adequada para controlar plantas multivariáveis e apresentar a possibilidade de considerar restrições sob as variáveis controladas e manipuladas (MORARI, 1999).

O MPC, como o próprio nome diz, é um controlador baseado no modelo da planta a ser controlada (modelo interno). De posse deste modelo o controlador pode inferir predições sobre o estado futuro da planta em função das entradas manipuladas pelo controlador. Na maioria dos casos, tais modelos internos são simplificações lineares do processo, portanto uma primeira etapa da implementação de controladores MPC tradicionais é a obtenção do modelo linear da planta, utilizando técnicas de identificação para plantas lineares.

² Válvula estranguladora: válvula utilizada para controlar a produção de um poço e quebrar a pressão de modo a harmonizar com a pressão de trabalho dos equipamentos da plataforma (separador de produção).

A Figura 2.6 mostra o cenário em que opera um controlador MPC no instante atual, k , em função de informações disponíveis sobre o passado do sistema, a medida atual da variável controlada e uma trajetória de futuros valores desejados.

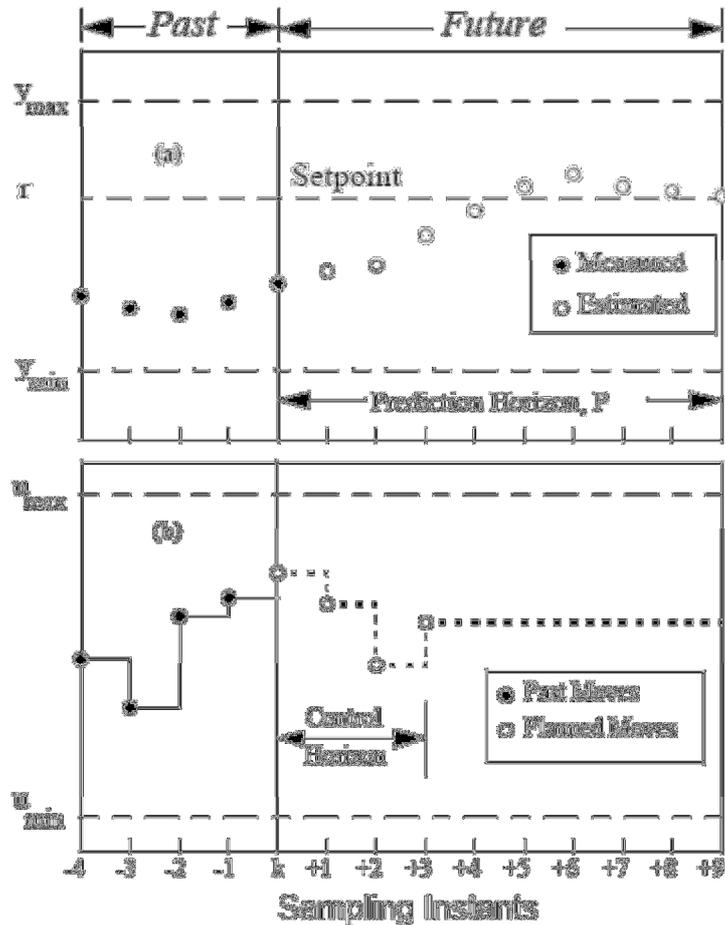


FIGURA 2.6 - Gráfico mostrando o princípio de operação do algoritmo de um MPC (figura extraída da documentação da toolbox MPC do Matlab).

A partir das informações disponíveis no instante k , o modelo interno do MPC gera previsões ao longo de um período de tempo, denominado horizonte de previsão (P). O controlador então busca minimizar uma função objetivo, que reflete as diferenças futuras entre os valores desejados e os valores preditos pelo modelo, sujeita ou não a restrições, onde as variáveis de decisão são as ações de controle futuras, $u(k), \dots, u(k+M-1)$.

A função objetivo é normalmente definida como uma função quadrática das diferenças entre o vetor de previsão das saídas (y) e o vetor de referência que pode ter um valor fixo (y^d) ou variável no tempo ($y^d(k)$). Quando são consideradas restrições de forma implícita, a definição da função objetivo também inclui termos para contabilizar desvios

das variáveis em relação a este tipo de restrições. As ações de controle variam dentro de um horizonte $M < P$, conhecido como horizonte de controle. Usualmente, apenas a primeira ação de controle calculada é implementada. No instante seguinte, obtém-se uma nova medição da saída da planta e o problema de otimização é novamente resolvido, sendo o horizonte movido adiante em um intervalo de amostragem, gerando novas ações de controle sequencialmente.

A seguir são apresentadas as equações da estratégia de controle preditivo, denominada *Quadratic Dynamic Matrix Control – QDMC* (GARCIA e MORSHEDI, 1986).

Dado um sistema contínuo, discretizado com tempo de amostragem T_a , obtém-se sua representação entrada/saída por meio de sua resposta ao degrau. O modelo do sistema, resultante dessa operação, é chamado Modelo de Resposta ao Degrau e é dado por

$$y(k) = \sum_{j=1}^{n-1} s(j) \cdot \Delta u(k-j) + s(n) \cdot u(k-n) \quad (2.7)$$

sendo $\Delta u(k) = u(k) - u(k-1)$; e $s(k)$ a resposta ao degrau.

O modelo é corrigido acrescentando o efeito de perturbações, $d(k)$,

$$y(k) = \sum_{j=1}^{n-1} s(j) \cdot \Delta u(k-j) + s(n) \cdot u(k-n) + d(k) \quad (2.8)$$

Este é o modelo linear que o controlador utiliza para as suas predições. Tomando os dados conhecidos e substituindo na Equação (2.8) é possível prever o comportamento do sistema para determinadas ações de controle a serem aplicadas no futuro.

Porém nem todos os dados são conhecidos, o sistema está submetido a perturbações não previsíveis. O caminho tradicionalmente seguido é considerar que as perturbações futuras são iguais à do instante “k” e que esta (também não previsível) é **inferida** em termos da diferença entre o valor medido de $y(k)$ (denominado y_{med}) e o valor que o modelo estipula que $y(k)$ deveria ter (denominado y_{mod}):

$$\hat{d}(k) = y_{med} - y_{mod} = y_{med}(k) - \left[\sum_{j=1}^{n-1} s(j) \cdot \Delta u(k-j) + s(N) \cdot u(k-N) \right] \quad (2.9)$$

Usando o modelo, considerando as perturbações futuras iguais à inferida no instante “k”, $\hat{d}(k)$, podem-se fazer previsões ao longo do horizonte de previsão, $(k+1, k+2, \dots, k+P)$, e escrevê-las usando notação matricial:

$$\begin{bmatrix} \hat{y}(k+1) \\ \hat{y}(k+2) \\ \vdots \\ \hat{y}(k+P) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \hat{y}^*(k+1) \\ \hat{y}^*(k+2) \\ \vdots \\ \hat{y}^*(k+P) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} s(1) & 0 & \dots & 0 \\ s(2) & s(1) & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ s(P) & s(P-1) & \dots & s(P-M+1) \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} \Delta u(k) \\ \Delta u(k+1) \\ \vdots \\ \Delta u(k+M-1) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \hat{d}(k) \\ \hat{d}(k) \\ \vdots \\ \hat{d}(k) \end{bmatrix} \quad (2.10)$$

sendo as chamadas **previsões em malha aberta** (\hat{y}^* , anteriormente denotado por y_{mod}) dadas por

$$\hat{y}^*(k+v) = \sum_{j=v+1}^{n-1} s(j) \cdot \Delta u(k+v-j) + s(n) \cdot u(k+v-n) \quad v = 1, 2, \dots, P \quad (2.11)$$

Escrevendo este conjunto de equações de previsão na forma matricial resulta em:

$$\boxed{\underline{\hat{y}}(k) = \underline{\hat{y}}^*(k) + \underline{S} \cdot \underline{\Delta u}(k) + \underline{\hat{d}}(k)} \quad (2.12)$$

Nestas P equações estão envolvidas as M incógnitas, $\Delta u(k), \dots, \Delta u(k+M-1)$. O que se busca é que as previsões da saída futura do sistema, que são os componentes do vetor $\underline{\hat{y}}(k)$, satisfaçam uma determinada trajetória desejada. Para isso é necessário determinar as M ações de controle do vetor $\underline{\Delta u}(k)$.

Desta forma resulta um sistema com mais equações (P) do que incógnitas (M), que não tem solução, mas que pode ser aproximadamente resolvido como solução de um problema de otimização que visa minimizar a soma das diferenças $[y^d(k+v) - \hat{y}(k+v)]$ ao quadrado.

Entretanto, do ponto de vista prático, é conveniente incluir nesse problema de otimização restrições implícitas para as ações de controle e certos fatores de ponderação, que conferem maior ou menor importância a alguns termos das somas, resultando,

$$\min_{\underline{\Delta u}(k)} \left\{ \left[\underline{y}^d(k) - \underline{\hat{y}}(k) \right]^T \cdot \underline{\Gamma}^T \cdot \underline{\Gamma} \cdot \left[\underline{y}^d(k) - \underline{\hat{y}}(k) \right] + \underline{\Delta u}^T(k) \cdot \underline{\Lambda}^T \cdot \underline{\Lambda} \cdot \underline{\Delta u}(k) \right\} \quad (2.13)$$

com as matrizes de ponderação ‘ Γ ’ e ‘ Λ ’ (parâmetros que configuram respectivamente os pesos do setpoint e os pesos da taxa de variação da variável manipulada):

$$\underline{\underline{\Gamma}} = \begin{bmatrix} \gamma_1 & 0 & \cdots & 0 \\ 0 & \gamma_2 & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ 0 & 0 & \cdots & \gamma_P \end{bmatrix} \quad \underline{\underline{\Lambda}} = \begin{bmatrix} \lambda_1 & 0 & \cdots & 0 \\ 0 & \lambda_2 & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ 0 & 0 & \cdots & \lambda_M \end{bmatrix}$$

Este problema tem solução analítica

$$\Delta \underline{\underline{u}}(k) = \left[\left(\underline{\underline{S}}^T \cdot \underline{\underline{\Gamma}}^T \cdot \underline{\underline{\Gamma}} \cdot \underline{\underline{S}} + \underline{\underline{\Lambda}}^T \cdot \underline{\underline{\Lambda}} \right)^{-1} \underline{\underline{S}}^T \cdot \underline{\underline{\Gamma}}^T \cdot \underline{\underline{\Gamma}} \right] \cdot \hat{\underline{\underline{e}}}(k) \quad (2.14)$$

onde o erro predito é: $\hat{\underline{\underline{e}}}(k) = \left[\underline{\underline{y}}^r(k) - \underline{\underline{y}}^*(k) - \hat{\underline{\underline{d}}}(k) \right]$

Diversos tipos de restrições explícitas estão sempre presentes na operação de processos industriais. Inclusive sabe-se que, geralmente, a operação tem seu desempenho otimizado quando acontece em pontos onde se encontram diversas restrições (PRETT e GILLETTE, 1980).

No controle preditivo, as restrições explícitas formam parte da formulação do problema, aparecendo na forma de inequações.

Como a estratégia de controle preditivo resolve um problema de otimização em linha, esta estratégia permite que esse problema seja reformulado a cada intervalo de amostragem, incorporando ou retirando restrições, dependendo do andamento da operação. Por exemplo, o algoritmo pode ser informado que uma determinada variável manipulada não está disponível, pois o correspondente atuador falhou. Neste caso, tem que ser resolvido o problema de otimização sem considerar esta variável de decisão.

Quando o problema de otimização analisado inicialmente para controle preditivo incorpora restrições explícitas, se estabelece um problema de Programação Quadrática (sob as hipóteses padrão de sistemas lineares e funções objetivo quadráticas), muito estudado e definitivamente resolvido na prática (Camacho *et al.*, 1999). Existem programas computacionais comerciais eficientes para a sua solução. Aliás, foi justamente a disponibilidade de eficientes programas comerciais de identificação de

modelos lineares e de programação quadrática que garantiram o sucesso do controle preditivo linear no meio industrial.

Na prática existem três tipos de restrições principais:

- no valor absoluto da ação de controle
- na variação da ação de controle em um intervalo de amostragem
- no valor absoluto da variável controlada

As restrições nas variáveis controladas podem ser **flexíveis**, no sentido de que, eventualmente, podem ser violadas, com um certo custo. Entretanto, as restrições nas variáveis manipuladas em geral são do tipo **rígidas**, não podendo ser violadas sob hipótese alguma.

O problema de **controle preditivo linear multivariável com restrições**, em um caso simples, pode ser colocado da seguinte forma,

$$\min_{\Delta \underline{U}(k)} \left\{ \left[\underline{y}^d(k) - \hat{\underline{y}}(k) \right]^T \cdot \underline{\Gamma}^T \cdot \underline{\Gamma} \cdot \left[\underline{y}^d(k) - \hat{\underline{y}}(k) \right] + \Delta \underline{U}^T(k) \cdot \underline{\Lambda}^T \cdot \underline{\Lambda} \cdot \Delta \underline{U}(k) \right\} \quad (2.15)$$

sujeito a

$$\hat{\underline{y}}(k) = \hat{\underline{y}}^*(k) + \underline{S} \cdot \Delta \underline{U}(k) + \hat{\underline{d}}(k)$$

$$\underline{U}^{\min} \leq \underline{U}(k) \leq \underline{U}^{\max}$$

$$\Delta \underline{U}^{\min} \leq \Delta \underline{U}(k) \leq \Delta \underline{U}^{\max}$$

$$\underline{y}^{\min}(k) \leq \hat{\underline{y}}(k) \leq \underline{y}^{\max}(k)$$

2.4. ESTRATÉGIAS DE CONTROLE AVANÇADO EM PLATAFORMAS DE PRODUÇÃO DE PETRÓLEO

Com a crescente cobrança por eficiência e a competitividade no setor, a indústria de petróleo começa a despertar para o potencial de controle avançado. Nesse aspecto a indústria do refino já está bem mais avançada que o setor de exploração e produção (E&P), pois já tem aplicado estratégias como controle preditivo e experimentando os benefícios operacionais (STRAND e SAGLI, 2003).

Neste contexto, alguns trabalhos na literatura têm surgido como um esforço para convencer as empresas petrolíferas de que vale a pena investir em controle avançado em suas plataformas. Laing *et al.* (2001) descreveram um estudo feito para convencer a *Marathon Oil* de que a implementação de controle avançado traz retorno financeiro.

Segundo os autores, uma plataforma de produção de óleo pode ser descrita como um processo dinâmico multivariável e modular, de grande escala e descentralizado. Este tipo de planta tem dinâmicas caracterizadas por atrasos longos, perturbações frequentes e severas, interações multivariáveis, restrições físicas/ambientais, dinâmica variável e altamente interativa.

Segundo Laing *et al.* (2001), estratégias de controle avançado ainda não acharam lugar na maioria das plataformas devido às despesas financeiras envolvidas e a impressão de que não há muito a ganhar financeiramente a partir da implementação de controle avançado.

O artigo mostra três áreas onde se acredita que benefícios financeiros existam com o controle avançado:

- 1) Gerenciamento de reservatório e poços de injeção, que não é o foco do presente trabalho.
- 2) Minimização de tempo em *shutdown*

Sistemas de controle avançado provêm controle mais robusto, rejeição de perturbações e lidam melhor com restrições do que os tradicionais controladores PID. Com isso, fica menor o risco de que uma variável de processo ultrapasse os limites de máximo e mínimo do sistema de intertravamento causando um *shutdown* (parada não programada). Obviamente, quanto menos *shutdowns*, maior a produção e maior o lucro.

- 3) Diminuição da variabilidade do processo

Controle avançado utilizando modelagem adequada de sistemas multivariáveis possibilita a compensação de interações indesejáveis de malhas de controle e ciclos de processo, melhorando a aderência aos setpoints de variáveis controladas (ou seja, aumentando o desempenho do controle). Com essa menor variância na variável controlada, os setpoints podem ser ajustados mais próximos das restrições e, portanto,

levar a planta para um ponto de operação mais otimizado, mantendo, ao mesmo tempo, o compromisso com os limites de segurança.

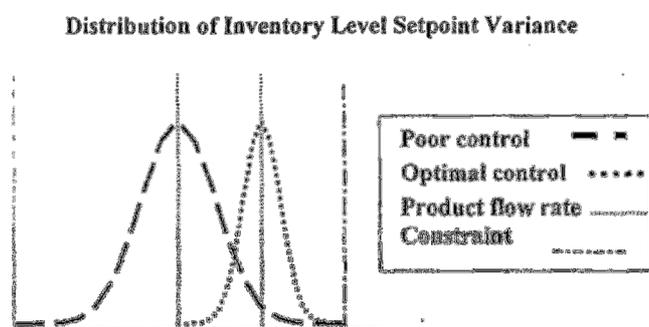


FIGURA 2.7 - Exemplo ilustrativo de como a diminuição da variabilidade do processo possibilita operar com maior vazão mesmo respeitando as restrições (Fonte: LAING *et al.*, 2001).

Em STRAND e SAGLI (2003) é descrita a metodologia aplicada pela Statoil para desenvolver um software *in-house*³ para implementação de MPC nas plantas da empresa. O objetivo foi ter um software interno para controle avançado, otimização em tempo real, simulação dinâmica para estudos de casos simples e estimação de parâmetros *online* e *offline*. O software foi concluído em 1997 e batizado como SEPTIC (*Statoil Estimation and Prediction Tool for Identification and Control*). Em 2003, a Statoil já possuía em operação 44 MPCs operando de forma confiável (tempo online em torno de 99%), desses 44 controladores, 35 são aplicações em colunas de destilação, e segundo o artigo, ainda grande parte dos principais processos da Statoil (especialmente, o E&P) ainda não estavam cobertos por esses projetos de controle avançado. Os autores evidenciam que até o momento todas as aplicações em operação tinham sido construídas com modelos de resposta ao degrau SISO. Essa decisão foi motivada por esses modelos serem fáceis de construir, entender e manter. Apesar de serem modelos lineares e baseados no princípio da superposição, eles são capazes de representar a dinâmica dos processos de forma suficientemente acurada para alcançar um bom desempenho do controlador. A identificação dos modelos é realizada com testes PRBS (*pseudo random binary sequence*) e o uso do software comercial Tai-Ji ID. Após descrever as etapas de

³ Software desenvolvido internamente pela própria equipe da empresa onde se fará uso da ferramenta.

trabalho de desenvolvimento computacional do software, o artigo termina mostrando um caso de sucesso da aplicação do MPC na Statoil em uma planta de gasolina. Nesse caso, o investimento no projeto de controle pode ser recuperado em 1 ano de operação, através da diminuição de custos e a redução de ocorrências de produto fora de especificação. Os autores concluem que o custo de desenvolver o software próprio foi menor ou igual aos custos de licenças de outros softwares comerciais e, pelo fato de os profissionais envolvidos no desenvolvimento do software serem da própria empresa, o conhecimento foi agregado dentro da companhia e as melhores práticas foram integradas ao software de MPC.

Godhavn *et al.* (2005) aplicaram estratégias de controle avançado nas plataformas da Statoil em duas frentes estratégicas: “suprimindo golfadas” e “lidando com golfadas”. Foi utilizado controle ativo de supressão de golfadas consistindo em um controlador de pressão da base do *riser* em cascata com um controlador de vazão no *choke topside*. As golfadas aumentam quando a pressão na base do *riser* é reduzida, e a motivação do projeto de controle avançado foi abaixar esse limite de pressão onde ocorrem as golfadas, possibilitando assim aumentar a produção. Na outra frente (lidando com golfadas) foi usado um controlador MPC para preparar os separadores e compressores para uma repentina variação de produção, visando evitar um *trip*⁴ em cascata. O MPC implementado foi desenvolvido pela própria Statoil, sendo chamado de SEPTIC. Nesse artigo, são também enumerados os principais recursos do controlador MPC: adaptação rápida a grandes mudanças na vazão de produção, possibilidade de redução das margens de segurança, melhor compromisso com as restrições, redução do tempo de partida e aumento da flexibilidade por ter mais e melhores parâmetros de controle para ajustar. Os autores enfatizam que para um projeto de controle avançado ser bem sucedido é fundamental que ocorra a participação dos operadores, por isso foram dados treinamentos para os operadores antes e depois da implementação para assegurar a confiança e a competência deles. Os objetivos desse MPC foram limitar as variações de nível dentro das restrições e minimizar as variações na vazão de óleo que sai do

⁴ Na indústria chama-se de *trip* a parada automática de um equipamento provocado pelo sistema de intertravamento quando uma variável ultrapassa os limites de segurança.

separador para a estação de medição. As seguintes variáveis foram selecionadas como manipuladas: setpoints dos PIDs de níveis de água e de óleo nos separadores; e como variáveis controladas foram selecionadas os níveis de água e óleo nos separadores; e como perturbação medida foi selecionada a pressão no topo do *riser*. Esse MPC pode ser considerado bem simples por ser 2x2, mas ele já explora as principais vantagens do MPC que são controle multivariável, feedback e feedforward, além da administração de restrições. Os modelos identificados mostraram que as golfadas podiam ser previstas com aproximadamente 1 min de antecedência com base em uma redução na pressão do topo dos *risers*, com isso o controlador podia preparar o separador para receber essa perturbação de forma adequada. O resultado do projeto de controle avançado foi uma redução de 8 bar na base do *riser* e, conseqüentemente, um aumento de 3% na capacidade de produção da plataforma. Dessa forma, o investimento financeiro no projeto pôde ser recuperado em cerca de três semanas.

Além de iniciativas acadêmicas também é válido citar casos de pesquisas aplicadas empreendidas pela própria indústria que são descritas em artigos que não estão em formato acadêmico. É o caso da Honeywell (2005), onde é feito um estudo de caso sobre a aplicação de controle avançado em plataformas da empresa australiana *Woodside Energy*. O objetivo das duas plataformas em estudo era produzir gás e exportá-lo de acordo com a demanda de uma planta *onshore*. Essa vazão de exportação precisava ser estável e confiável. Além disso, as plataformas precisavam ser capazes de responder rapidamente a mudanças na demanda de gás. Tais objetivos tornam-se particularmente complexos considerando-se o grande porte das plataformas (cada uma com 25 poços produtores). A solução proposta pela Honeywell foi utilizar o seu *Profit Controller*TM para implementar controle avançado no processo. Este controlador usa a tecnologia patenteada RMPCT (*Robust Multivariable Predictive Controller Technology*) da própria empresa contratada. O controlador ficou responsável por manipular os *chokes* dos poços e as pressões do processo para alcançar a vazão de exportação demandada, enquanto mantinha o compromisso com as restrições do processo tais como aberturas de válvulas. O artigo termina listando os benefícios imediatos decorrentes do projeto de controle avançado: aumento da estabilidade da operação, maior flexibilidade de produção, redução da carga de trabalho dos operadores da sala de controle, possibilitando que eles gastem mais tempo otimizando o processo.

Mais recentemente, a SPE (*Society of Petroleum Engineers*) tem publicado artigos voltados para o tema de gerenciamento integrado da operação e, nesse contexto, têm sido abordados os assuntos de controle avançado e controle *plant-wide* (ou *field-wide*, como eles chamam). No trabalho de Bieker *et al.* (2007), o foco é sobre otimização da produção em tempo real. São discutidos métodos para priorização de poços, otimização do *gas lift*, otimização da injeção de água/gás e atualização de modelos. Os autores mostram que no caso desse trabalho a atualização de modelos é realizada utilizando medidas disponíveis no sistema de produção, o esquema deve atualizar parâmetros de restrições de capacidade de processamento para evitar sobre-utilização ou subutilização devido à falta de acurácia no modelo do sistema de produção. Para o planejamento de reservatórios, foram propostas várias estratégias que usam um modelo dinâmico na otimização, devido à natureza fortemente dinâmica do processo de drenagem e injeção. Uma das conclusões do artigo é que, para conseguir colocar mais sistemas RTO em operação na produção de petróleo *offshore*, deve-se atacar as tarefas centrais de identificação de modelos de poços e integração do estado estacionário e modelos dinâmicos.

3. MODELO DO SISTEMA POÇO – ESCOAMENTO - PROCESSAMENTO PRIMÁRIO

O presente trabalho tem por objetivo estudar um sistema de controle multivariável que manipula as vazões de *gas lift* de cada poço e o nível do separador trifásico. O processo a ser controlado, portanto, vai desde os poços até a planta de processamento.

Uma etapa muito importante para viabilizar tal estudo é o desenvolvimento e implementação computacional de modelos dos poços, dos dutos de escoamento (linha de produção) e da planta de processamento. Tais modelos foram pesquisados na literatura, passaram por algumas adaptações e foram implementados no simulador EMSO⁵.

Este trabalho faz parte de um projeto maior do LADES (um laboratório do PEQ-COPPE/UFRJ) para modelagem de uma plataforma de produção. O fluxograma simplificado do processo está esquematizado na Figura 3.1.

⁵ EMSO (*Environment for Modeling, Simulation and Optimization*): é um software nacional de modelo aberto, que utiliza linguagem orientada a objetos para modelagem dinâmica e estacionária de processos.

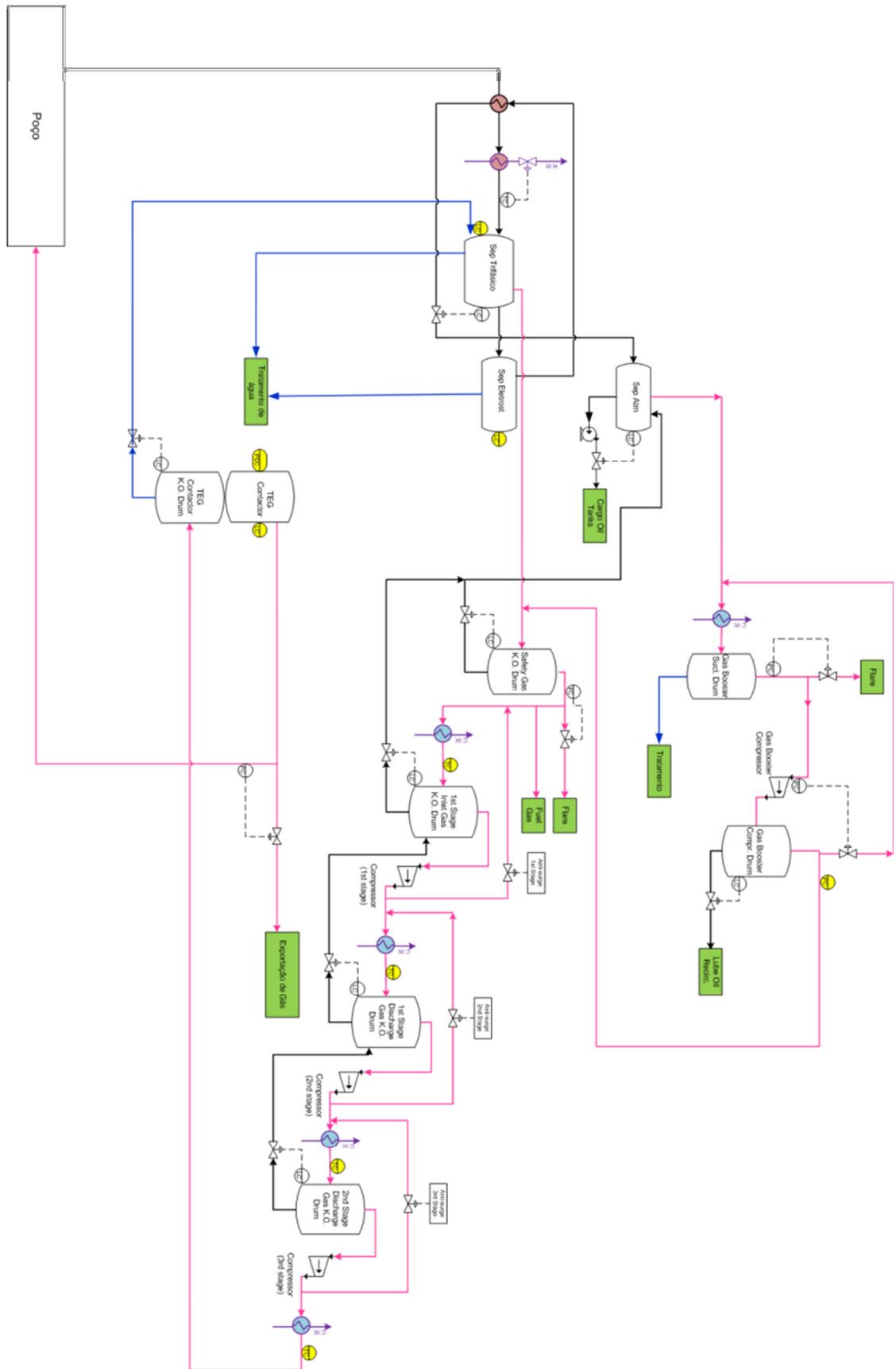


FIGURA 3.1 - Fluxograma simplificado do processo de uma plataforma de produção de petróleo.

Neste trabalho focou-se em um subconjunto de modelos deste fluxograma, qual seja, poço – riser (escoamento) – separador trifásico – *gas lift*. O sistema de compressão foi modelado em trabalhos anteriores pela equipe do LADES.

A seguir mostra-se o desenvolvimento teórico desses modelos e as modificações realizadas.

3.1. MODELO SIMPLIFICADO DE POÇO

3.1.1. MODELO DE EIKREM *ET AL.*

O modelo escolhido para representar o poço de produção é um modelo simplificado que visa capturar o fenômeno do *casing heading*. Tal modelo está descrito em EIKREM *et al.* (2005).

Várias hipóteses são consideradas para simplificar a modelagem, seguem as mais importantes (Figura 3.2):

- Pressão do reservatório é tratada como constante
- As vazões através das válvulas só podem ser em um sentido
- Escoamento bifásico na tubulação, tratando óleo e água como uma única fase
- Não há efeito de flasheamento (desprendimento de gás da fase líquida)
- Razão gás-óleo (RGO) baixa, que se reflete no fato de que o escoamento a partir do reservatório é modelado como óleo puro
- Componentes de gás e óleo variando lentamente
- São consideradas constantes:
 - Massa molar do gás
 - Massa específica do óleo
 - Temperatura do espaço anular
 - Temperatura da coluna de produção

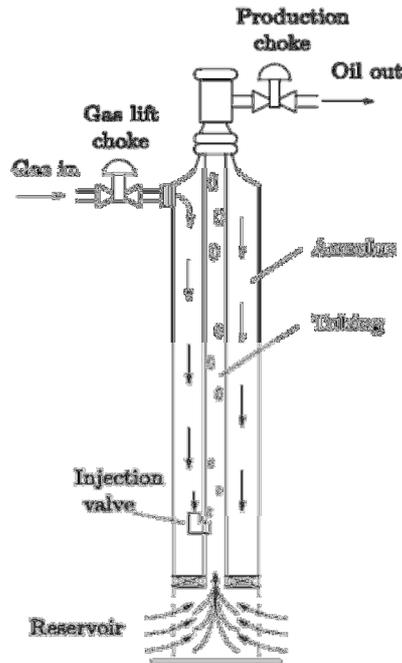


FIGURA 3.2: Poço de produção. (Fonte: EIKREM et al., 2005).

O modelo é composto por três balanços de massa. A massa de gás no espaço anular (x_1), a massa de gás na coluna de produção (x_2) e a massa de óleo na coluna de produção (x_3). Tal modelo é bastante simplificado, desconsiderando a presença de água no sistema, no entanto é suficiente para o projeto de controle. Ele tem a forma:

$$\dot{x}_1 = w_{gc} - w_{iv}, \quad (3.1)$$

$$\dot{x}_2 = w_{iv} - w_{pg}, \quad (3.2)$$

$$\dot{x}_3 = w_r - w_{po}, \quad (3.3)$$

onde w_{gc} é a vazão de gás no espaço anular vinda do *gas lift*, w_{iv} é a vazão de gás na válvula de injeção (passando do anular para a coluna de produção), w_{pg} é a vazão de gás na cabeça do poço, w_r é a vazão de óleo que entra do reservatório e w_{po} é a vazão de óleo na cabeça do poço. Numa visão de sistema teríamos w_{gc} como entrada, o vetor x como estado e como saídas teríamos w_{po} e w_{pg} .

A vazão de *gas lift* (w_{gc}) é considerada constante e a vazão do reservatório (w_r) é calculada a partir da pressão do reservatório e do índice de produtividade do mesmo,

$$w_r = PI\sqrt{\rho_t\Delta P}, \quad (3.4)$$

onde ρ_t é a massa específica da mistura.

Este modelo trabalha com vazões mássicas. No entanto, os dados disponíveis são vazões volumétricas e, portanto, utilizou-se as massas específicas de líquido e gás para a conversão de massa para volume. Estas vazões volumétricas são repassadas como entradas para o modelo do *riser*, juntamente com a pressão a jusante da cabeça do poço.

3.1.2. MODIFICAÇÃO DO MODELO PARA CONTEMPLAR PERDA DE CARGA POR FRICÇÃO

Uma das simplificações no modelo original de Eikrem *et al.* (2005) é desconsiderar a perda de carga (diferencial de pressão) causada pelo atrito entre o fluido e as paredes da tubulação. Isso faz com que o ganho entre a vazão de *gas lift* e a vazão de óleo produzido seja sempre positivo. Ou seja, se o atrito for desconsiderado, é sempre benéfico aumentar a vazão de *gas lift*, pois quanto mais gás diluído na corrente mais leve se torna a mistura e, com isso, menor o gradiente hidrostático. Mas na prática se observa que, acima de um certo patamar de vazão de *gas lift*, um aumento nessa vazão torna-se prejudicial, pois o aumento da perda de carga por atrito supera a redução da hidrostática e o saldo final é negativo. Contemplar esse comportamento no modelo é importante, pois é isso que define a curva de performance de um poço (vazão de GL \times vazão de produção) como uma curva com concavidade para baixo e, portanto, possuindo um ponto de máximo.

O modelo original de Eikrem *et al.* (2005) calcula as pressões nos diferentes pontos do escoamento através do seguinte equacionamento:

$$p_{a,i} = \left(\frac{RT_a}{V_a M} + \frac{gL_a}{V_a} \right) x_1, \quad (3.5)$$

$$p_{wh} = \frac{RT_w}{M} \frac{x_2}{L_w A_w - v_o x_3} \quad (3.6)$$

$$p_{wi} = p_{wh} + \frac{g}{A_w} (x_2 + x_3) \quad (3.7)$$

$$p_{wb} = p_{wi} + \rho_o g L_r \quad (3.8)$$

Onde: $p_{a,i}$ é a pressão no anular

p_{wh} é a pressão na cabeça do poço

p_{wi} é a pressão na altura da válvula de injeção de *gas lift* (VGL)

p_{wb} é a pressão no fundo do poço

T, V, L significam, respectivamente, temperatura, volume e comprimento.

Os subscritos a, w, r indicam, respectivamente, anular, coluna de produção e trecho do reservatório até a altura da válvula de *gas lift*.

M é a massa molar do gás

g é a aceleração da gravidade

R é a constante universal dos gases

$\rho_o = 1/v_o$ é a massa específica do óleo.

Reescrevendo as Equações (3.7) e (3.8) com os termos de pressão do lado esquerdo pode-se perceber que essas equações definem as diferenças de pressão entre pontos do trajeto de escoamento do óleo vindo do reservatório. A Equação (3.8) especifica a perda de carga entre o fundo do poço e a altura da válvula de *gas lift* (VGL) e a Equação (3.7) entre essa válvula e a cabeça do poço. Vale salientar que a posição da válvula de *gas lift* na coluna de produção é um nó importante para o modelo devido à mudança provocada na fração de gás do fluido, ou seja, abaixo da VGL o fluido tem a RGL (razão gás-líquido) original da formação e acima dessa válvula a RGL é aumentada com o *gas lift*, o que provoca a diminuição do gradiente hidrostático. Podemos observar que dessas duas equações, apenas a (3.7) leva em conta o termo x_2 (massa de gás na coluna de produção).

No entanto, essas equações estão considerando apenas a perda de carga por hidrostática. Para contemplar também a perda de carga por fricção deve-se somar ao lado direito dessas equações um termo referente a esse diferencial de pressão, isto é, as Equações (3.7) e (3.8) ficam no formato:

$$p_2 - p_1 = \Delta P_h + \Delta P_f \quad (3.9)$$

Sendo esses deltas calculados em função dos gradientes de pressão, i.e., $\Delta P_f = grad_f \cdot L$, onde L representa a distância linear de escoamento.

Na literatura encontram-se várias correlações para cálculo da perda de carga por fricção. A maioria delas, na verdade, são correlações para calcular o *gradiente de pressão* que é a derivada da pressão em relação ao deslocamento linear. Isto é,

$$grad_f = -\frac{dp}{dx} \quad (3.10)$$

Em simuladores específicos de escoamento, os gradientes são calculados para vários segmentos discretos, sendo que o tamanho dos segmentos será tão pequeno quanto mais se desejar refinar a simulação.

No presente trabalho, como o foco não está sobre a simulação do escoamento, adotou-se como simplificação apenas dois segmentos, quais sejam, do reservatório à VGL e da VGL à cabeça do poço.

Dentre as correlações para perda de carga, usou-se a equação de Darcy-Weisbach por ser mais utilizada na indústria de petróleo e ser de simples implementação computacional:

$$grad_f = f_a \frac{\rho v^2}{2D} \quad (3.11)$$

onde: f_a é o fator de atrito

ρ é a massa específica do fluido

v é a velocidade do fluido

D é o diâmetro da tubulação.

O fator de atrito da equação de Darcy-Weisbach depende do regime de escoamento, do número de Reynolds (Re) e da rugosidade absoluta da tubulação.

O número de Reynolds, ou coeficiente de Reynolds, é um número adimensional usado em mecânica dos fluidos para o cálculo do regime de escoamento (laminar ou turbulento) de determinado fluido em uma tubulação (PERRY e CHILTON, 1980), definido como:

$$Re = \rho v D / \mu \quad (3.12)$$

Para o regime laminar, $Re < 2300$, o coeficiente independe da rugosidade da tubulação e o seu valor é dado por: $f_a = 64/Re$.

Para o regime turbulento em tubo liso (rugosidade $\varepsilon = 0$), o coeficiente pode ser expresso de acordo com a correlação de Blasius:

$$f_a = 0,316 Re^{-0,25}, \text{ para } Re < 50\,000 \quad (3.13)$$

$$f_a = 0,184 Re^{-0,20}, \text{ para } Re > 50\,000 \quad (3.14)$$

De posse do fator de atrito, calcula-se o gradiente de atrito e a partir daí é possível reescrever as Equações (3.7) e (3.8) do modelo de Eikrem *et al.* (2005) como:

$$p_{wi} - p_{wh} = \frac{g}{A_w} (x_2 + x_3) + grad_f \cdot L_w \quad (3.15)$$

$$p_{wb} - p_{wi} = \rho_o g L_r + grad_f \cdot L_r \quad (3.16)$$

Tal modificação foi submetida a testes de simulação e o novo modelo comportou-se como esperado. O gráfico da Figura 3.3 foi obtido com pontos de várias simulações estacionárias (onde se calcula apenas os pontos de equilíbrio do sistema de equações diferenciais, desprezando o transiente) no EMSO, tendo no eixo das abscissas a vazão de *gas lift* e no eixo das ordenadas a vazão de óleo produzida.

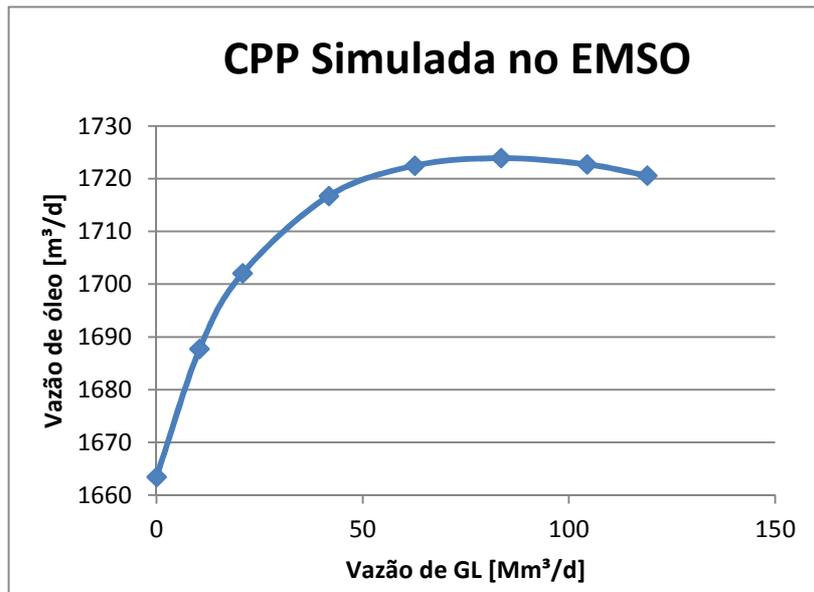


FIGURA 3.3 - Curva de Performance de Poço gerada através de sucessivas simulações no EMSO, com o objetivo de demonstrar o efeito da perda de carga por fricção.

Pode-se observar que acima da vazão de *gas lift* de aproximadamente 85.000 m³/d um aumento na vazão de GL acaba por reduzir a produção, devido ao efeito do atrito superar o efeito da redução de densidade do fluido por diluição do gás no óleo.

Outro teste de validação deste modelo de poço foi obter as curvas de IPR e TPR (conforme Seção 2.1 deste texto). A curva de IPR foi obtida rodando a simulações para diversos valores de vazão de *gas lift* e anotando-se a pressão no fundo do poço no estado estacionário. Já a curva TPR foi obtida fixando-se uma vazão de *gas lift* e variando-se a vazão de líquido produzido, ou seja, no código do modelo substituiu-se a Equação (3.4) por w_r igual a uma constante, sendo esse valor uma vazão de líquido encontrada anteriormente quando se levantou a curva de IPR. Esse processo foi repetido para as vazões de *gas lift* de 1000 e 2000 kg/h, resultando nos dados organizados na Tabela 3.1 e plotados no gráfico da Figura 3.4.

TABELA 3-1: Dados de simulações para levantamento das curvas de IPR e TPR

| Vazão de gas lift | Produção | P_{wbr} para $w_{gc}=2000$ kg/h | P_{wbr} para $w_{gc}=1000$ kg/h | Pressão de fundo |
|-------------------|------------------------------|-----------------------------------|-----------------------------------|---------------------------------|
| w_{gc} [kg/h] | q_{po} [m ³ /h] | TPR, GL=2000 | TPR, GL=1000 | P_{wb} [kgf/cm ²] |
| 0 | 120.8 | 103.414 | 104.654 | 105.715 |
| 500 | 121.077 | 103.5 | 104.735 | 105.109 |
| 1000 | 121.276 | 103.562 | 104.794 | 104.6 |
| 1500 | 121.44 | 103.613 | 104.842 | 104.178 |
| 2000 | 121.575 | 103.655 | 104.882 | 103.834 |
| 2500 | 121.683 | 103.689 | 104.913 | 103.556 |
| 3000 | 121.767 | 103.715 | 104.938 | 103.338 |
| 3500 | 121.832 | 103.736 | 104.957 | 103.172 |
| 4000 | 121.877 | 103.75 | 104.97 | 103.054 |
| 4500 | 121.907 | 103.76 | 104.979 | 102.978 |
| 5000 | 121.922 | 103.764 | 104.983 | 102.94 |
| 5500 | 121.923 | 103.764 | 104.984 | 102.937 |

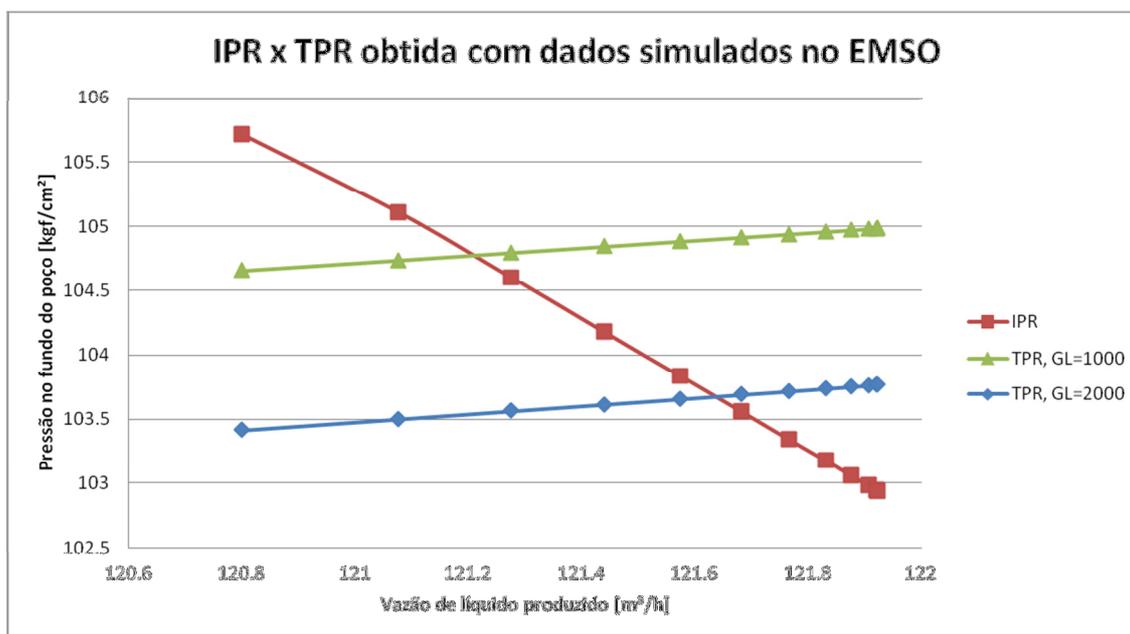


FIGURA 3.4 - Curvas de IPR e TPR levantadas a partir do modelo de poço Eikrem *et al.* modificado, mostrando o efeito da vazão de gas lift sobre a curva de TPR.

Nesse caso o aumento de *gas lift* de 1000 kg/h para 2000 kg/h foi benéfico e levou o ponto de operação (ponto de cruzamento entre as curvas de IPR e TPR) de uma

produção de 121,2 m³/h para 121,64 m³/h. Note-se que o gráfico da Figura 3.4 segue o comportamento das curvas teóricas mostradas anteriormente na Figura 2.4. Isso demonstra a razoável confiabilidade do modelo de poço usado neste trabalho.

3.2. MODELO DA LINHA DE PRODUÇÃO

A linha de produção consiste de um duto flexível que liga a cabeça do poço (no leito marinho) à plataforma (no nível do mar), sendo dividido em trecho horizontal assentado sobre o leito marinho e trecho vertical também chamado de *riser*.

Para simular o comportamento na linha de produção foi utilizado o modelo de Skogestad e Storkaas (2002). Esse é um modelo de baixa dimensão (apenas três estados) simplificado propositalmente com o objetivo de propiciar a análise e projeto de controladores convencionais anti-golfadas. No entanto, o ajuste dos dados do modelo se baseou em simulações rigorosas (com poucas hipóteses simplificadoras) no simulador multifásico OLGA (Skogestad e Storkaas, 2002), portanto o modelo não se distancia muito da realidade.

A modelagem toma como ponto de partida a Figura 3.5, a qual mostra que foi considerado o caso em que o trecho horizontal da linha de produção é ligeiramente descendente. Esse é um caso onde a cabeça do poço está localizada em uma lâmina d'água um pouco mais rasa que a plataforma. Essa condição é famosa por induzir golfadas severas e foi escolhida porque o propósito original do modelo de Skogestad e Storkaas (2002) era ser usado para o estudo de controladores anti-golfadas.

TABELA 3-2: Variáveis e parâmetros do modelo de skogestad para riser

| Símbolo | Descrição | Unidade | Observações |
|-------------------|--------------------------------------------------------------|--------------------------|---------------------|
| m_{Gi} | Massa de gás no volume i | Kg | Variável de estado |
| m_L | Massa de líquido | Kg | Variável de estado |
| V_{Gi} | Volume de gás i | m^3 | V_{Gi} |
| V_L | Volume ocupado pelo líquido | m^3 | |
| V_{LR} | Volume de líquido no riser | m^3 | |
| V_T | Volume total do riser | m^3 | |
| P_i | Pressão no volume i | Pa | |
| ρ_{Gi} | Massa específica do gás no volume i | kg/m^3 | Constante |
| ρ_L | Massa específica do líquido | kg/m^3 | |
| $\bar{\rho}$ | Massa específica média no Riser | kg/m^3 | |
| ρ_T | Massa específica a montante da válvula | kg/m^3 | |
| v_{Gl} | Velocidade do gás na base do riser | m/s | |
| $v_{mix,out}$ | Velocidade do líquido através da choke | m/s | |
| \dot{m}_{G1} | Vazão mássica de gás na entrada | kg/s | |
| $\dot{m}_{G,out}$ | Vazão mássica de gás através da choke | kg/s | |
| $\dot{m}_{L,out}$ | Vazão mássica de líquido através da choke | kg/s | |
| α_L | Fração média de líquido no riser, em base volumétrica | - | |
| α_{LT} | Fração de líquido a montante da válvula, em base volumétrica | - | |
| α_L^m | Fração de líquido a montante da válvula, em base mássica | - | |
| h_l | Nível de líquido a montante da base do riser | m | |
| H_1 | Nível crítico de líquido | m | Constante |
| H_2 | Altura do riser | m | Constante |
| r | Raio do duto | m | Constante |
| A_1 | Área no plano horizontal, V_1 | m^2 | Constante |
| A_2 | Área da seção, V_2 | m^2 | Constante |
| \hat{A} | Área para fluxo de gás na base do riser | m^2 | |
| L_3 | Comprimento da seção horizontal de topo | m | Constante |
| θ | Inclinação do duto de alimentação | rad | Constante |
| R | Constante dos gases | $\frac{J}{K \cdot kmol}$ | Constante = 8314 |
| g | Gravidade específica | m/s^2 | Constante = 9.81 |
| T | Temperatura do sistema | K | Constante |
| M_G | Massa molecular do gás | $kg/kmol$ | Constante |
| $\dot{m}_{G,in}$ | Vazão mássica de gas para dentro do sistema | kg/s | Perturbação |
| $\dot{m}_{L,in}$ | Vazão mássica de líquido para dentro do sistema | kg/s | Perturbação |
| P_0 | Pressão após a choke | Pa | Perturbação |
| z | Posição da válvula | - | Variável manipulada |
| K_1 | Constante da válvula choke | - | Parâmetro de ajuste |
| K_2 | Constante de fluxo do gas | - | Parâmetro de ajuste |
| K_3 | Parâmetro de fricção | - | Parâmetro de ajuste |
| n | w^n na expressão de fricção | - | Parâmetro de ajuste |

E as equações do modelo são as seguintes.

Equações internas:

$$\begin{aligned}
 P_1 &= \frac{m_{G1}RT}{V_{G1}M_G} \\
 \rho_{G1} &= \frac{m_{G1}}{V_{G1}} \\
 V_L &= \frac{m_L}{\rho_L} \\
 h_1A_1 + V_{LR} &= V_L \\
 V_T &= A_2(H_2 + L_3) \\
 V_{G2} &= V_T - V_{LR} \\
 \rho_{G2} &= \frac{m_{G2}}{V_{G2}} \\
 \alpha_L &= \frac{V_{LR}}{V_T} \\
 P_2 &= \frac{m_{G2}RT}{V_{G2}M_G} \\
 \bar{\rho} &= \frac{m_{G2} + V_{LR}\rho_L}{V_T} \\
 \bar{\rho}g(H_2 + H_3) - \rho_Lgh_1 &= P_1 - P_2 \\
 \alpha_{LT} &= (V_{LR} > H_2A_2) \frac{V_{LR} - A_2H_2}{A_3H_3} \\
 + \frac{w^n}{1 + w^n} \left(\alpha_L - (V_{LR} > H_2A_2) \frac{V_{LR} - A_2H_2}{A_3H_3} \right), w &= \frac{K_3\rho_{G1}v_{G1}^2}{\rho_L - \rho_{G1}} \\
 \rho_T &= \alpha_{LT}\rho_L + (1 - \alpha_{LT})\rho_{G2} \\
 \alpha_L^m &= \frac{\alpha_{LT}\rho_L}{\alpha_{LT}\rho_L + (1 - \alpha_{LT})\rho_{G2}}
 \end{aligned} \tag{3.17}$$

Equações de transporte:

$$\begin{aligned}
 v_{G1} &= (h_1 < H_1) K_2 \frac{H_1 - h_1}{H_1} \sqrt{\frac{P_1 - P_2 - \rho_Lg\alpha_LH_2}{\rho_{G1}}} \\
 \dot{m}_{G1} &= v_{G1}\rho_{G1}\hat{A} \\
 m_{mix,out} &= K_1z\sqrt{\rho_T(P_2 - P_0)} \\
 \dot{m}_{G,out} &= (1 - \alpha_L^m) m_{mix,out} \\
 \dot{m}_{L,out} &= \alpha_L^m m_{mix,out}
 \end{aligned} \tag{3.18}$$

Equações geométricas:

$$\begin{aligned}
 H_1 &= \frac{2r}{\cos(\theta)} \\
 A_1 &= \frac{A_2}{\sin(\theta)} \\
 \phi &= ((H_1 - h_1) \cos(\theta) < r) \left(\pi - \arccos \left(1 - \frac{(H_1 - h_1) \cos(\theta)}{r} \right) \right) + \\
 &\quad ((H_1 - h_1) \cos(\theta) > r) \left(\arccos \left(\frac{(H_1 - h_1) \cos(\theta)}{r} - 1 \right) \right) \\
 \hat{A} &= r^2 (\pi - \phi - \cos(\pi - \phi) \sin(\pi - \phi))
 \end{aligned} \tag{3.19}$$

Equações de conservação:

$$\begin{aligned}
 \frac{d}{dt} m_L &= \dot{m}_{L,in} - \dot{m}_{L,out} \\
 \frac{d}{dt} m_{G1} &= \dot{m}_{G,in} - \dot{m}_{G1} \\
 \frac{d}{dt} m_{G2} &= \dot{m}_{G1} - \dot{m}_{G,out}
 \end{aligned} \tag{3.20}$$

A maior parte das equações é de obtenção direta: lei dos gases ideais, balanços de massa, balanços de volume para o líquido (massa específica constante), definições de massa específica e computações de frações volumétricas e de massa.

Tal modelo já considera a perda de carga por fricção e, portanto, não foi necessário fazer nenhuma adaptação.

3.3. MODELO DO SEPARADOR TRIFÁSICO

3.3.1. MODELO DE NUNES

O modelo fenomenológico do separador trifásico utilizado neste projeto é apresentado a seguir. Ele é uma adaptação, feita por Silveira (2006), do modelo desenvolvido no trabalho de Nunes (1994), onde maiores detalhes podem ser encontrados.

A Figura 3.6 mostra as principais variáveis envolvidas na modelagem.

Sendo:

- G_e : vazão de gás na entrada
- L_e : vazão de óleo na entrada
- W_e : vazão de água na entrada
- G_s, L_s, W_s : vazões de saída
- p : pressão de gás no interior do separador
- h_t : altura total; nível de óleo na câmara de separação
- h_w : altura de água; câmara de separação
- h_l : altura de óleo; nível de óleo na câmara de óleo
- s_g, s_l, s_w : aberturas da válvulas, respectivamente, de gás, óleo e água.

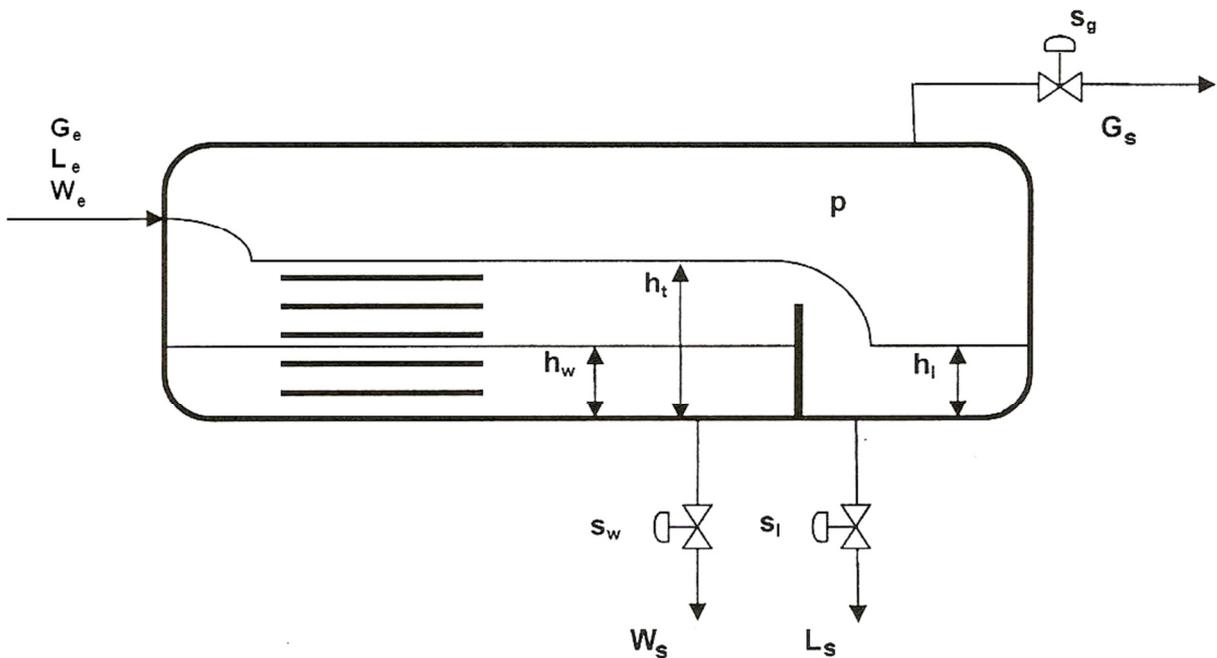


FIGURA 3.6 - Esquema do separador trifásico mostrando as variáveis referenciadas nos balanços de massa.

A modelagem foi realizada estabelecendo os balanços de massa para a câmara de separação, a câmara de óleo e o espaço de gás, considerando que as massas específicas das fases líquidas (aquosa e oleosa) são iguais. Na prática a diferença é pequena, sendo 0,965 a densidade da fase aquosa e 0,855 a densidade da fase oleosa.

A seguinte equação, que relaciona a derivada do volume de um líquido com a derivada do seu nível em um tanque cilíndrico, será usada nos balanços de massa,

$$\frac{dh}{dt} = \frac{\frac{dv}{dt}}{2 \cdot C \cdot \sqrt{h(D-h)}} \quad (3.21)$$

A notação utilizada nesse desenvolvimento matemático do modelo do separador trifásico é a seguinte.

| | | | |
|---------------|--------------------------------------------------------------------------------------|---------------|-----------------------------------------------------------------------------------------------------|
| C: | comprimento do tanque cilíndrico [m] | P_{jus} : | pressão a jusante [kgf/cm ²] |
| C_{cl} : | comprimento da câmara de óleo [m] | P_s : | pressão no separador [kgf/cm ²] |
| C_{cs} : | comprimento da câmara de separação | s_i : | fração de abertura da válvula da fase oleosa |
| cv_{maxl} : | coeficiente de descarga máxima da válvula da fase oleosa [kmol cm ² /kgf] | s_w : | fração de abertura da válvula da fase aquosa |
| cv_{maxw} : | coeficiente de descarga máxima da válvula da fase aquosa [kmol cm ² /kgf] | s_g : | fração de abertura da válvula da fase gasosa |
| D: | diâmetro do separador trifásico [m] | v: | volume de líquido |
| ef_{lw} : | eficiência de coleta de óleo da fase aquosa | v_{cl} : | volume da câmara de óleo [m ³] |
| ef_{wl} : | eficiência de coleta da água da fase oleosa | v_{cs} : | volume da câmara de separação [m ³] |
| G_l : | gravidade específica do óleo | v_{lwcs} : | volume de óleo na fase aquosa na câmara de separação [m ³] |
| G_w : | gravidade específica da água | v_t : | volume total [m ³] |
| h: | altura (nível) de líquido | v_{wcl} : | volume de água na câmara de óleo [m ³] |
| h_i : | nível da fase oleosa na câmara de óleo [m] | v_{wcs} : | volume da fase aquosa na câmara de separação [m ³] |
| h_t : | nível total na câmara de separação [m] | v_{wlcs} : | volume de água na fase oleosa na câmara de separação [m ³] |
| h_{vert} : | altura do vertedouro [m] | W_e : | vazão de fase aquosa que entra [m ³ /s] |
| h_w : | nível da fase aquosa na câmara de separação [m] | W_s : | vazão de água que sai [m ³ /s] |
| L_e : | vazão de fase oleosa que entra [m ³ /s] | x_{lfwcs} : | fração volumétrica de óleo na fase aquosa da câmara de separação [m ³ /m ³]. |
| L_s : | vazão de fase oleosa saída da câmara de óleo [m ³ /s] | x_{wcl} : | fração volumétrica de água na fase oleosa da câmara de óleo [m ³ /m ³] |
| L_v : | vazão de fase oleosa por cima do vertedouro [m ³ /s] | x_{wlcs} : | fração volumétrica de água na fase oleosa da câmara de separação [m ³ /m ³] |
| L_{vert} : | largura do vertedouro [m] | | |

Balanco de Massa Global na Câmara de Separação

Existem dois casos distintos: (1) quando o nível da câmara de óleo, h_i , é menor que a altura do vertedouro, considera-se duas câmaras separadas (de separação e de óleo):

$$\frac{dh_t(t)}{dt} = \frac{1}{2 \cdot C_{cs} \cdot \sqrt{h_t(t)} [D - h_t(t)]} (W_e(t) + L_e(t) - L_v(t) - W_s(t)) \quad (3.22)$$

(2) Quando o nível da câmara de óleo é maior que a altura do vertedouro, considera-se como sendo uma câmara única:

$$\frac{dh_t(t)}{dt} = \frac{1}{2 \cdot (C_{cs} + C_{cl}) \cdot \sqrt{h_t(t)} \cdot [D - h_t(t)]} \cdot (W_e(t) + L_e(t) - L_s(t) - W_s(t)) \quad (3.23)$$

onde:

$$L_v(t) = \frac{K}{60} \cdot \{L_{vert} - 0.2 \cdot [h_t(t) - h_{vert}]\} \cdot (h_t(t) - h_{vert})^{1.5}$$

$$L_s(t) = \frac{cv_{max1} \cdot s_1(t)}{70.028} \cdot \sqrt{\frac{P_s(t) + \gamma_1 \cdot h_1(t) \cdot 10^{-4} - P_{jus}}{G_1}}$$

$$W_s(t) = \frac{cv_{maxw} \cdot s_w}{70.0280} \cdot \sqrt{\frac{P_s(t) + \{\gamma_w \cdot h_w(t) + \gamma_1 \cdot [h_t(t) - h_w(t)]\} \cdot 10^{-4} - P_{jus}}{G_w}}$$

Balço de Massa da Fase Aquosa na Câmara de Separação

$$\frac{dh_w(t)}{dt} = \frac{1}{2 \cdot C_{cs} \cdot \sqrt{h_w(t)} [D - h_w(t)]} \{W_e(t) \cdot [1 - TOG \cdot ef_{lw}(t)] + L_e(t) \cdot BSW \cdot ef_{wl}(t) - W_s(t)\} \quad (3.24)$$

Balço de Massa Global na Câmara de Óleo

Se o nível da câmara de óleo é menor que a altura do vertedouro:

$$\frac{dh_1(t)}{dt} = \frac{1}{2 \cdot C_{cl} \cdot \sqrt{h_1(t)} \cdot [D - h_1(t)]} [L_{vert}(t) - L_s(t)] \quad (3.25)$$

Se o nível da câmara de óleo é maior que a altura do vertedouro:

$$\frac{dh_1(t)}{dt} = \frac{dh_t(t)}{dt} \quad (3.26)$$

Balço de Massa da Água na Fase Oleosa da Câmara de Separação

$$\frac{dv_{wlcs}(t)}{dt} = \{L_e(t) \cdot BSW \cdot [1 - ef_{wl}(t)] - L_{vert}(t) \cdot x_{wlcs}(t)\} \quad (3.27)$$

onde:

$$x_{wlcs}(t) = \frac{v_{wlcs}(t)}{v_{cs}(t) - v_{wcs}(t)}$$

$$v_{cs}(t) = \frac{C_{cs} \cdot D^2}{4} \{\theta_t(t) - \text{sen}[\theta_t(t)] \cdot \text{cos}[\theta_t(t)]\}$$

$$\theta_t(t) = a \cos \left[1 - 2 \frac{h_t(t)}{D} \right]$$

$$v_{wcs} = \frac{C_{cs} \cdot D^2}{4} \{\theta_w(t) - \text{sen}[\theta_w(t)] \cdot \text{cos}[\theta_w(t)]\}$$

$$\theta_w(t) = a \cos \left[1 - 2 \frac{h_w(t)}{D} \right]$$

Balço de Massa de Óleo na Fase Aquosa da Câmara de Separação

$$\frac{dv_{lwcs}(t)}{dt} = W_e(t) \cdot TOG [1 - ef_{lw}(t)] - W_s \cdot x_{lwcs}(t) \quad (3.28)$$

onde:

$$x_{lwcs}(t) = \frac{v_{lwcs}(t)}{v_{wcs}(t)}$$

Balço de Massa da Água na Câmara de Óleo

$$\frac{dv_{wlcl}(t)}{dt} = [L_{vert}(t) \cdot x_{wlcs}(t) - L_s(t) \cdot x_{wlcl}(t)] \quad (3.29)$$

onde:

$$x_{wcl}(t) = \frac{v_{wcl}(t)}{v_{cl}(t)}$$

$$v_{cl} = \frac{C_{cl} \cdot D^2}{4} \{\theta_1(t) - \sin[\theta_1(t)] \cdot \cos[\theta_1(t)]\}$$

$$\theta_1(t) = a \cos \left[1 - 2 \frac{h_1(t)}{D} \right]$$

Balço de Massa na Fase Gasosa

$$\frac{dP_s(t)}{dt} = \frac{[W_e(t) + L_e(t) + G_e(t) - W_s(t) - L_s(t) - G_s(t)] \cdot P_s(t)}{v_t(t) - v_{cs}(t) - v_{cl}(t)} \quad (3.30)$$

A dinâmica da fase gasosa é muito rápida, se comparada com as das fases líquidas. Assim pode ser considerada em estado quasi-estacionário (derivada nula na maior parte do tempo).

$$[W_e(t) + L_e(t) + G_e(t) - W_s(t) - L_s(t) - G_s(t)] \cdot P_s(t) = 0 \quad (3.31)$$

As vazões de saída, através das correspondentes válvulas, são dadas por,

$$W_s(t) = \frac{cv_{maxw} \cdot s_w}{70.0280} \cdot \sqrt{\frac{P_s(t) + \{\gamma_w \cdot h_w(t) + \gamma_l \cdot [h_l(t) - h_w(t)]\} \cdot 10^{-4} - P_{jus}}{G_w}}$$

$$L_s(t) = \frac{cv_{maxl} \cdot s_l(t)}{70.028} \cdot \sqrt{\frac{P_s(t) + \gamma_l \cdot h_l(t) \cdot 10^{-4} - P_{jus}}{G_l}}$$

$$G_s(t) = \frac{c_{v_{\max g}} \cdot s_g(t) \cdot c_f}{4034.24} \cdot \sqrt{\frac{T}{G_g}} \cdot \left\{ \frac{1.63}{c_f} \cdot \sqrt{\frac{P_s(t) - P_c(t)}{P_s(t)}} - 0.148 \cdot \left[\frac{1.63}{c_f} \cdot \sqrt{\frac{P_s(t) - P_c(t)}{P_s(t)}} \right]^3 \right\}$$

Onde $P_s(t)$ é solução desta equação algébrica não linear.

O modelo descrito acima foi implementado no EMSO e as simulações retornaram resultados satisfatórios e de acordo com a realidade. Porém, foi observado que os parâmetros ef_{wl} e ef_{lw} (as eficiências de coleta de óleo da fase aquosa e vice-versa) estavam sendo consideradas constantes no modelo do EMSO. A princípio essa era uma simplificação válida, mas para atender ao objetivo deste trabalho, as especificações de BSW e TOG deveriam ser sensíveis a perturbações no sistema. Partiu-se então para a obtenção de uma correlação das eficiências de separação, descrita na próxima seção.

3.3.2. PARAMETRIZAÇÃO DE CORRELAÇÃO PARA CÁLCULO DAS EFICIÊNCIAS DE SEPARAÇÃO (TOG E BSW)

O modelo de Filgueiras (2005) contempla a variação das eficiências em função de parâmetros de entrada do separador. A eficiência é calculada em função do processo de deposição de gotículas na placa inferior (para gota de água), ou superior (para gota de óleo), quando a emulsão passa entre duas placas paralelas (um dos internos do separador trifásico; contribui para a coalescência das gotas). A modelagem, nesse caso, é dependente de uma distribuição de diâmetro de gotículas dispersas nas fases de entrada do separador e utiliza um equacionamento complexo de velocidades de escoamento para concluir até qual diâmetro máximo de gotícula ocorre a deposição. A partir daí, a eficiência de coleta é definida como a quantidade de gotículas depositadas sobre as placas em relação ao total de gotículas dispersas.

Para o presente trabalho, não era interessante incluir no modelo do EMSO toda essa teoria baseada na distribuição dos diâmetros das gotículas, pois deixaria o programa computacionalmente pesado sem um ganho que justificasse isso. Buscou-se então uma correlação das eficiências de coleta em função dos parâmetros mais sensíveis, tomando como fonte de dados simulações do modelo completo de Filgueiras (2005).

Após simulações no MATLAB, levantou-se conjectura que, para uma estrutura física fixa e considerando também fixas a distribuição dos tamanhos das gotículas (devido a dificuldades de medida na prática), a vazão de entrada de água e o nível da interface do separador são as variáveis que mais influenciam a eficiência de coleta do óleo na fase aquosa (EF_{lw} , determina o TOG da água para descarte). Como esperado, aumentar o nível da interface (h_w) aumenta a eficiência e um aumento na vazão de entrada (W_{in}) diminui a eficiência.

Considerando essas duas variáveis foram realizadas simulações variando h_w de $0,05 h_{vert}$ (altura do vertedouro) até $0,95 h_{vert}$ e W_{in} de $0,6 W_{nom}$ (vazão nominal de entrada de água) a $1,5 W_{nom}$, tais variações foram feitas com passos pequenos de forma a obter 101 pontos diferentes para h_w e para W_{in} . Para cada par ordenado (h_w, W_{in}) foi obtida a eficiência de coleta de óleo na fase aquosa e plotados na Figura 3.7.

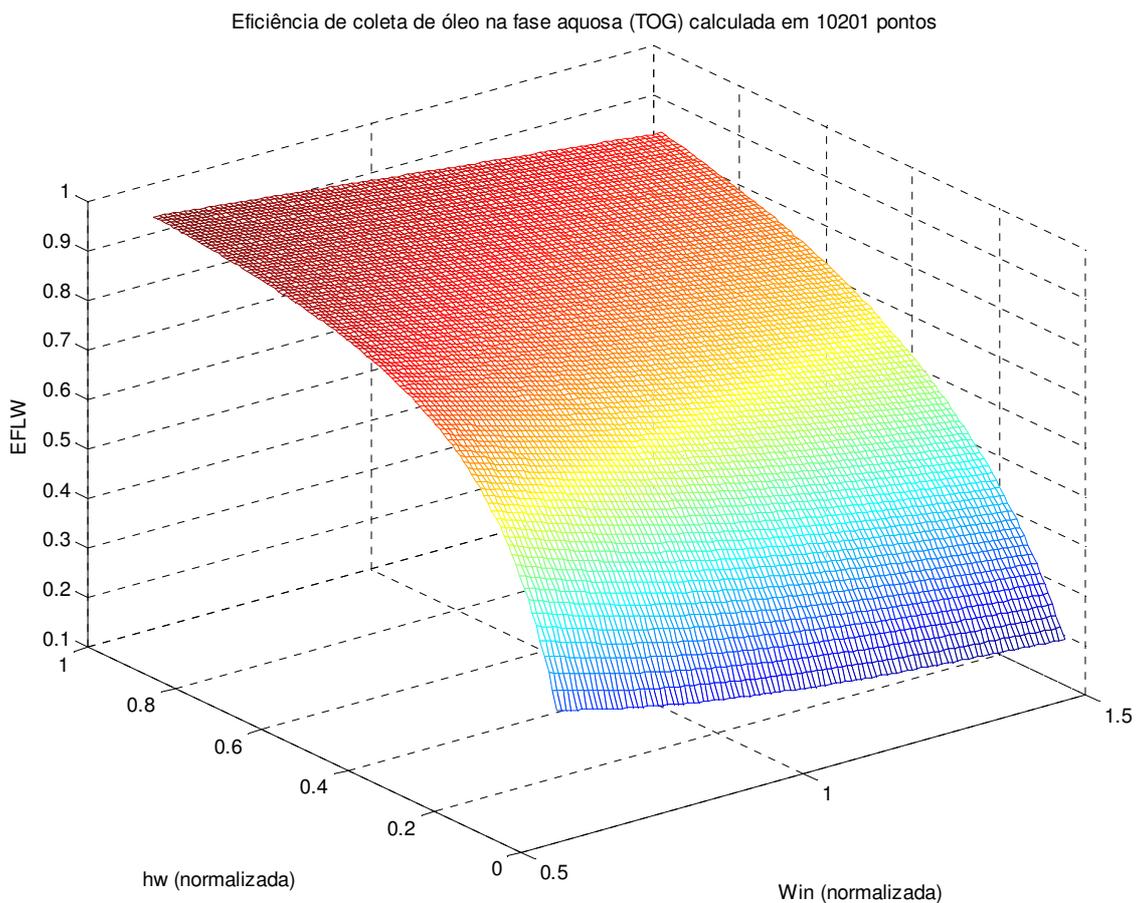


FIGURA 3.7 - Superfície da eficiência de coleta de óleo na fase aquosa levantada em função do nível da interface (101 pontos) e da vazão de entrada de água (101 pontos).

Pode-se observar na Figura 3.7 que essa função não se distancia muito do comportamento linear (superfície parecida com um plano) e pequena curvatura que possui concavidades opostas para h_w e W_{in} (ponto de sela). Essas observações nos levaram a escolher a equação da correlação no seguinte formato (dado pela seguinte expressão polinomial):

$$Ef = c_0 + c_1 h_w + c_2 W_{in} + c_3 h_w W_{in} + c_4 h_w^2 + c_5 W_{in}^2 + c_6 h_w^3 + c_7 W_{in}^3 \quad (3.32)$$

Para obter os coeficientes da Equação (3.32), foi utilizado o método dos mínimos quadrados da seguinte maneira.

- Construiu-se a matriz de dados de entrada com 101 pontos de h_w e 101 pontos de W_{in} :

$$X = [1 \quad h_w_i \quad W_{in}_j \quad h_w_i W_{in}_j \quad h_w_i^2 \quad W_{in}_j^2 \quad h_w_i^3 \quad W_{in}_j^3]; \quad (3.33)$$

- Construiu-se o vetor de dados de saída com os 10201 pontos:

$$Y = [Ef(h_w_i, W_{in}_j)] \quad (3.34)$$

- Calculou-se o vetor de 8 coeficientes (C) através da fórmula de mínimos quadrados:

$$C = (X^T X)^{-1} X^T Y \quad (3.35)$$

A equação obtida para eficiência de coleta de óleo na fase aquosa foi a seguinte:

$$EF_{LW} = 0,5322 + 2,1956 h_w - 0,4602 W_{in} + 0,1294 h_w W_{in} - 2,8631 h_w^2 + 0,1213 W_{in}^2 + 1,2763 h_w^3 - 0,0185 W_{in}^3 \quad (3.36)$$

Para conferir a aderência da correlação aos dados da simulação, calculou-se a eficiência já utilizando a correlação ($Y_{corr} = X \cdot C$) e comparando com a eficiência calculada pelo modelo levantou-se os desvios ($erros = Y_{rig} - Y_{corr}$) conforme a Tabela 3.3.

TABELA 3-3: Desvios da correlação da EFlw em relação ao modelo fenomenológico

| | |
|---------------------------------------------------------------|--------|
| erro absoluto máximo = $\max(\text{abs}(\text{erros}))$ | 0,0677 |
| erro absoluto médio = $\text{mean}(\text{abs}(\text{erros}))$ | 0,0073 |
| RMS = $\sqrt{(\text{sum}(\text{erros}.^2)/N)}$ | 0,0102 |

De forma análoga, foi calculada a correlação para a eficiência de separação de água da fase oleosa (EF_w , que determina o BSW do óleo produzido). A diferença é que no lugar da variável W_{in} temos agora a vazão de entrada de óleo no separador (L_{in}) como variável de entrada da correlação junto com h_w .

Outra particularidade é que, ao invés de uma função de 3º grau, bastou usar uma função de 2º grau para um ajuste satisfatório. Portanto, nesse caso, o vetor de coeficientes a ser calculado tem dimensão 6.

$$Ef = c_0 + c_1 h_w + c_2 L_{in_j} + c_3 h_w L_{in_j} + c_4 h_w^2 + c_5 L_{in_j}^2 \quad (3.37)$$

A superfície levantada, através da mesma metodologia já descrita, está na Figura 3.8.

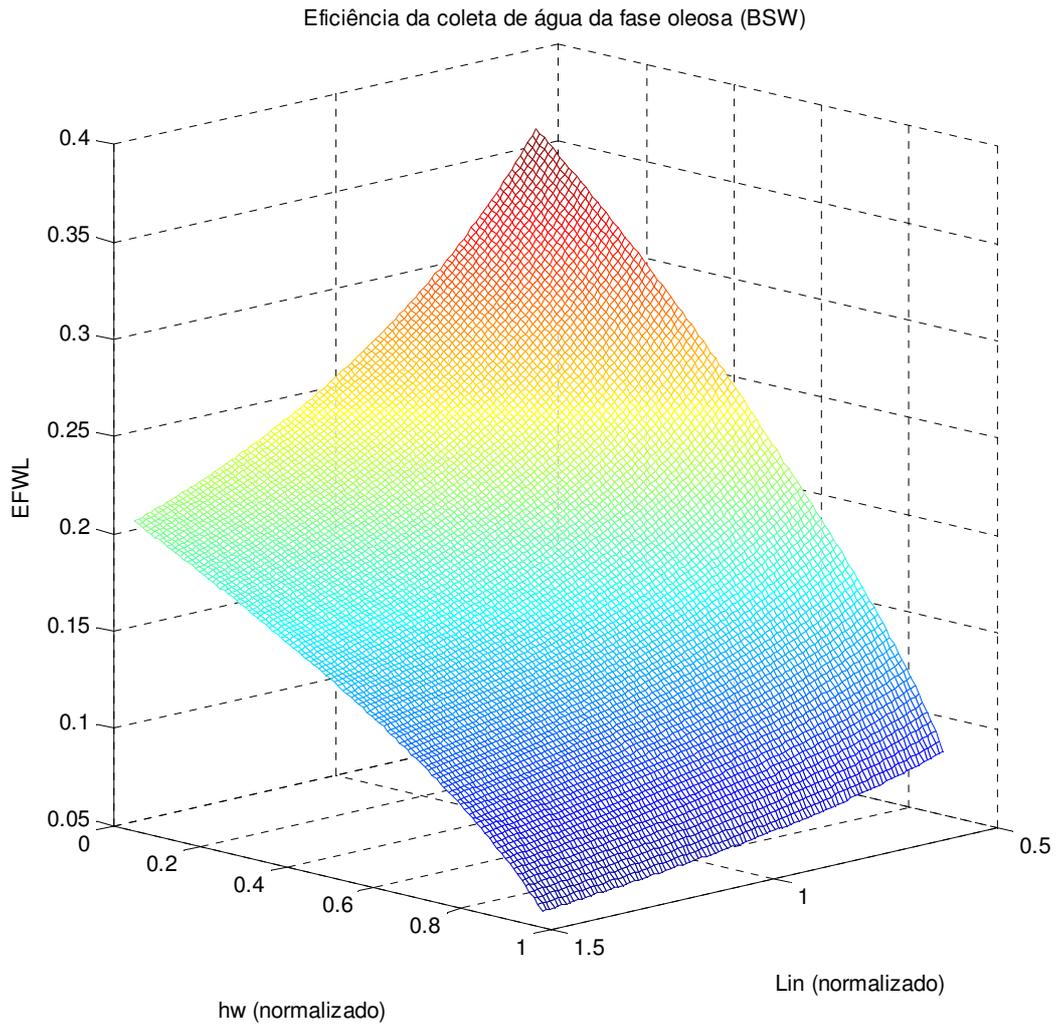


FIGURA 3.8 – Superfície da eficiência de coleta de água na fase oleosa levantada em função do nível da interface (101 pontos) e da vazão de entrada de óleo (101 pontos).

Dessa forma, a correlação obtida para eficiência de coleta de água na fase oleosa foi a seguinte:

$$EF_{WL} = 0,5486 - 0,2675 hw - 0,3626 Lin + 0,1356 hw Lin - 0,0747 hw^2 + 0,0890 Lin^2 \quad (3.38)$$

A mesma conferência da correlação foi realizada para a eficiência de coleta de água na fase oleosa, os resultados estão organizados na Tabela 3.4.

TABELA 3-4: Desvios da correlação de EFWl em relação ao modelo fenomenológico

| | |
|---------------------------------------------------------------|--------|
| erro absoluto máximo = $\max(\text{abs}(\text{erros}))$ | 0,0156 |
| erro absoluto médio = $\text{mean}(\text{abs}(\text{erros}))$ | 0,0022 |
| RMS = $\text{sqrt}((\text{sum}(\text{erros}.^2))/N)$ | 0,0028 |

Em vista dos erros apresentados, conclui-se que as correlações para as eficiências de coleta constituem boas simplificações em relação ao modelo fenomenológico, podendo ser usadas para estudo de controle monitorando as especificações de BSW e TOG.

4. IMPLEMENTAÇÃO DO CONTROLE

AVANÇADO

A estratégia de controle avançado aplicada neste trabalho pressupõe uma estrutura de três níveis hierárquicos de controle, conforme Figura 4.1.

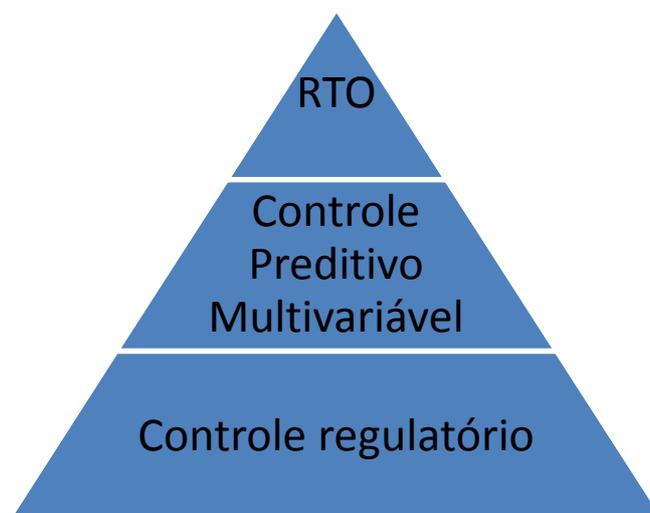


FIGURA 4.1 - Hierarquia da estrutura de controle considerada.

No nível mais alto da hierarquia tem-se o RTO (*real-time optimization*) para encontrar os pontos de operação ótimos para a planta como um todo. Em particular, o RTO também determina quais são as vazões ótimas de injeção de *gas lift* em cada poço (ver conceito da CPP na Seção 3.1.2, Figura 3.2) e encaminha esses valores para o MPC que, por sua vez, faz a administração dessas vazões de *gas lift* nas proximidades dos pontos ótimos, também monitorando critérios de qualidade do óleo e água produzidos. Para isso o MPC manipula os setpoints dos PIDs do controle regulatório e monitora as variáveis de interesse, chamadas de variáveis controladas.

Neste trabalho é considerado o caso de uma plataforma de produção com três poços, sendo dois destes (91 e 198) baseados em dados reais de poços do campo de Marlim, na Bacia de Campos. O poço 3 tem parâmetros hipotéticos baseados no artigo de Eikrem. Para esta dissertação, as variáveis controladas do MPC foram as seguintes:

1. Vazão de óleo produzido (saída da câmara de óleo do separador trifásico)
2. TOG da água no separador
3. BSW do óleo no separador.

E as variáveis manipuladas selecionadas foram:

1. Setpoint de vazão de injeção *gas lift* no poço 91
2. Setpoint de vazão de injeção *gas lift* no poço 198
3. Setpoint de vazão de injeção *gas lift* no poço 3
4. Setpoint do nível da interface água-óleo no separador trifásico.

Note-se que todas as variáveis manipuladas são setpoints do controle regulatório que está em nível hierárquico inferior. Daqui em diante, neste texto, será omitida a palavra setpoint quando se referir a variáveis manipuladas.

Esse conjunto de variáveis manipuladas foi selecionado devido a forte interação que há entre variações no *gas lift* e a produção de cada poço e entre o nível da interface e as eficiências de separação (como visto anteriormente). Como um poço possui fluidos com BSW e TOG diferentes dos outros poços o MPC deve atuar no nível da interface do separador com o intuito de respeitar as restrições de qualidade dos produtos.

4.1. IDENTIFICAÇÃO DAS FUNÇÕES DE TRANSFERÊNCIAS DO SISTEMA 3X4

O controlador preditivo (chamado em inglês de *model predictive controller*) é baseado em modelo e, portanto, depende da identificação de modelos lineares representativos do comportamento aproximado da planta a ser controlada.

A identificação foi realizada em ambiente MATLAB com comunicação com o EMSO utilizando o modelo de Simulink conforme Figura 4.2.

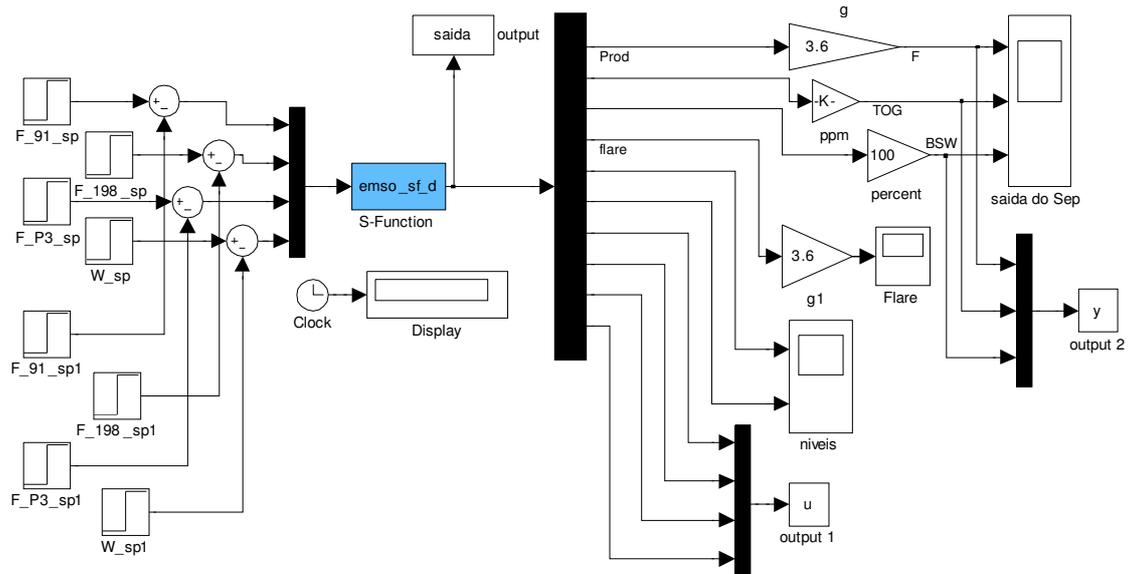


FIGURA 4.2 - Modelo no Simulink integrando o EMSO ao Matlab.

Nesse arquivo Simulink, o bloco ‘emso_sf_d’ (em azul) é uma S-function que usa um arquivo DLL para se comunicar com o modelo completo da planta escrito no EMSO. Portanto, esse bloco representa para o Matlab a planta dinâmica a ser identificada.

O modelo de planta escrito no EMSO se baseia em dados dimensionais reais de uma plataforma de produção de petróleo, que foram fornecidos pela Petrobras. O modelo completo abrange os poços, as linhas de produção, os *risers*, o separador trifásico, os compressores e as válvulas de injeção de gas lift; possui 1589 variáveis, 1385 equações e 204 especificações. Através das configurações da interface EMSO-Matlab foi possível selecionar apenas as variáveis que se desejavam transferir para o Matlab.

O teste realizado para excitar a planta foi uma sequência de pulsos nas variáveis manipuladas. A amplitude dos pulsos foi de 10% nas vazões de *gas lift* e de 0,1% no nível da interface, pois a sensibilidade das variáveis controladas era maior em relação a este nível (na prática o degrau no nível da interface deve ser maior para apresentar uma melhor relação sinal/ruído). A largura e espaçamento entre os pulsos foram determinados em função do tempo de assentamento das variáveis controladas, que em média foi de aproximadamente 5,5 horas (20000 segundos).

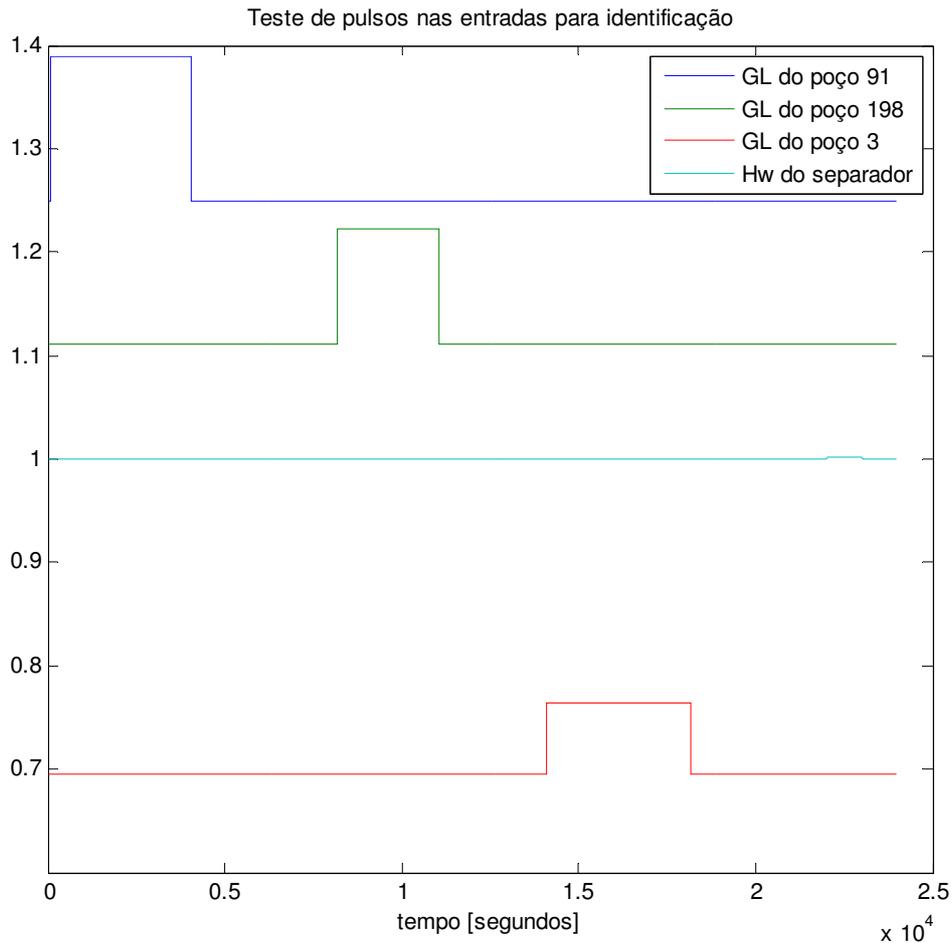


FIGURA 4.3 - Sinal de excitação usado para a identificação.

Na Figura 4.3, pode ser visto o sinal usado para excitar a planta. A escala das vazões de *gas lift* está em kg/h e o nível da interface (Hw – *height of water*) em metros. Nesse teste para identificação, partiu-se de um ponto de operação já próximo do ponto ótimo, pois se considera que essa informação sobre o ponto ótimo já foi disponibilizada pelo nível hierárquico superior e que o papel do MPC é controlar a planta nesta região de ótimo.

Com a simulação do teste descrito acima, obteve-se a resposta da planta conforme pode ser visto na Figura 4.4.

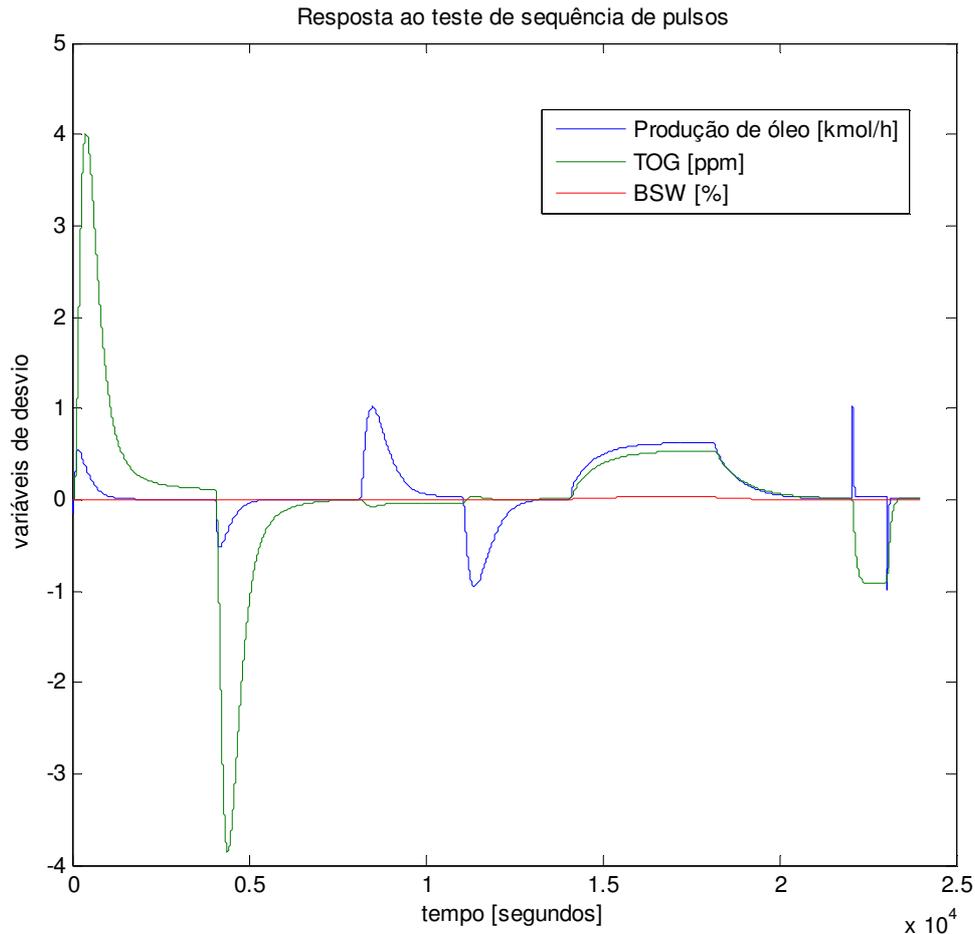


FIGURA 4.4 - Resultado da excitação da planta.

Verifica-se que o BSW é muito menos sensível do que as outras variáveis controladas. Isso é explicado pelas figuras 3.7 e 3.8, as quais representam as funções para as eficiências de separação. Enquanto a eficiência de coleta do óleo na fase aquosa (relacionada ao TOG) varia entre 20% e 90%, a eficiência de coleta da água na fase oleosa (relacionada ao BSW) varia apenas entre 10% e 40%.

A partir destes dados seguiu-se o procedimento de identificação SISO na toolbox *system identification*. Os dados foram separados em 12 *datasets* correspondentes aos 12 pares entrada-saída possíveis no sistema 3x4. Em seguida, cada *dataset* passou pelo processo de estimação de parâmetros do modelo de processo e deu origem a uma função de transferência. Na maior parte das vezes, foi selecionada função de transferência de dois pólos complexos e um zero para representar bem o *overshoot* característico das respostas ao degrau (em alguns casos mais simples, em que a resposta era amortecida,

usou-se função de transferência com apenas um pólo). A identificação foi realizada na toolbox empregando o algoritmo PEM (*prediction error method*) (Ljung, 2002).

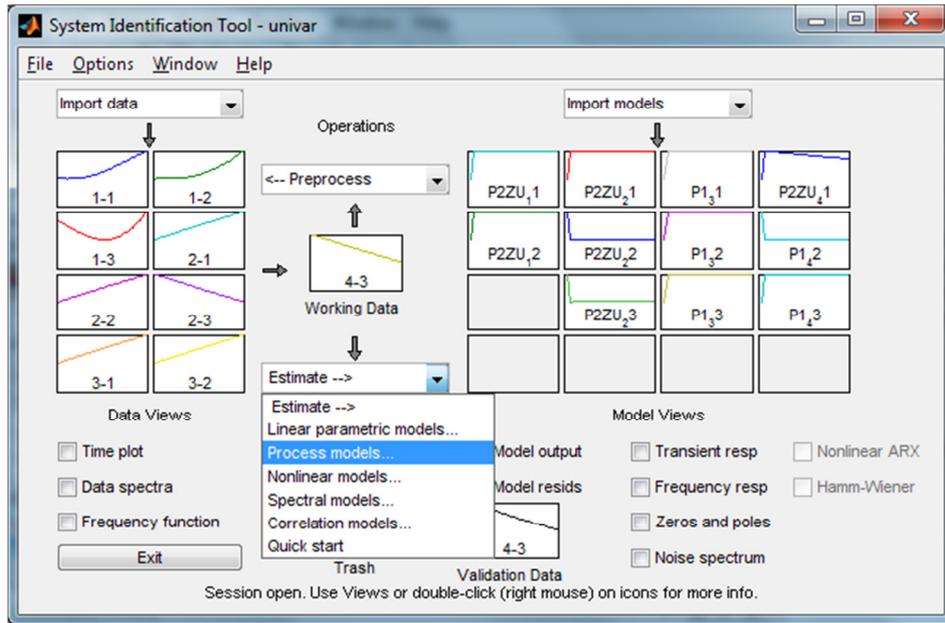


FIGURA 4.5 - Interface gráfica da toolbox *system identification* com os 12 modelos identificados utilizando a opção “Process models” (um deles foi desprezado por ser muito próximo de zero).

- Os modelos obtidos para respostas ao degrau na vazão de *gas lift* do poço 91 foram os seguintes (onde F representa vazão de óleo produzido):

$$F: \frac{0.009842 s + 4.378e-009}{s^2 + 0.001479 s + 3.98e-007}$$

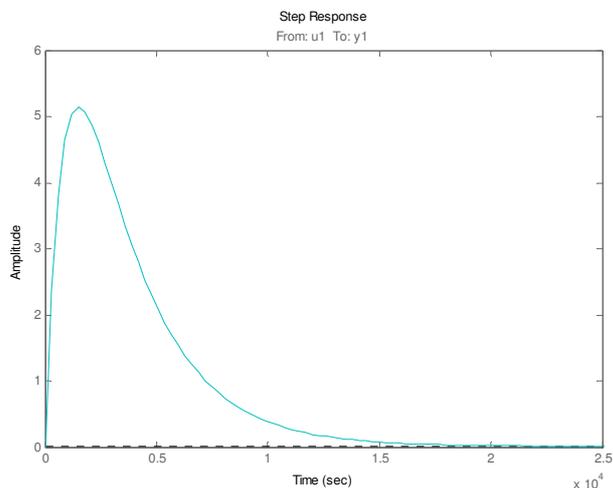


FIGURA 4.6 - Resposta da produção a degrau no GL do poço 91.

$$\text{TOG: } \frac{0.01305 s + 8.781e-008}{s^2 + 0.0004987 s + 1.045e-007}$$

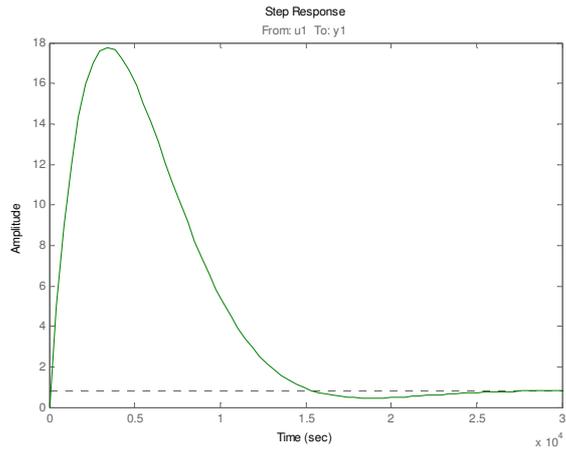


FIGURA 4.7 – Resposta do TOG a degrau no GL do poço 91.

BSW: 0

Pode-se observar que o ganho estático na vazão de óleo produzido é muito pequeno para o *gas lift* do poço 91, isso se deve ao fato de já estar operando em um ponto próximo ao máximo global.

- Respostas ao degrau na vazão de *gas lift* do poço 198:

$$\text{F: } \frac{0.004687 s + 2.525e-008}{s^2 + 0.0005213 s + 9.353e-008}$$

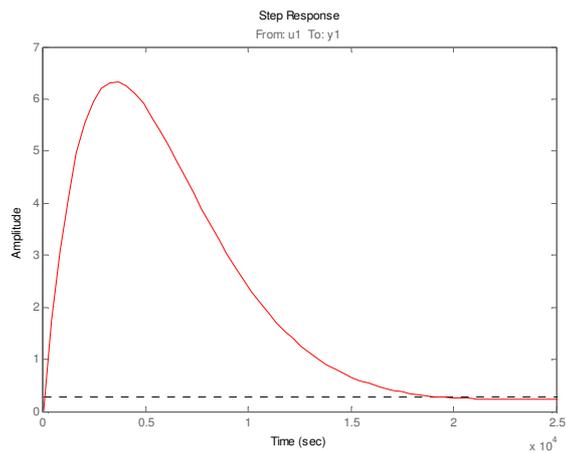


FIGURA 4.8 - Resposta da produção a degrau no GL do poço 198.

$$-0.0003528 s - 8.012e-008$$

TOG: -----

$$s^2 + 0.0004229 s + 2.003e-007$$

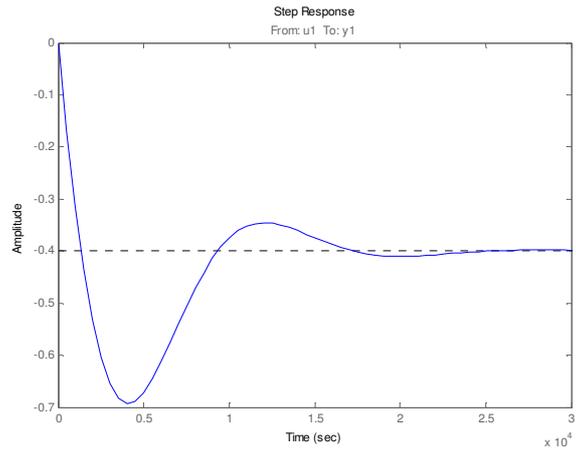


FIGURA 4.9 - Resposta da TOG a degrau no GL do poço 198.

$$-2.629e-006 s - 4.898e-011$$

BSW: -----

$$s^2 + 0.0004216 s + 7.536e-008$$

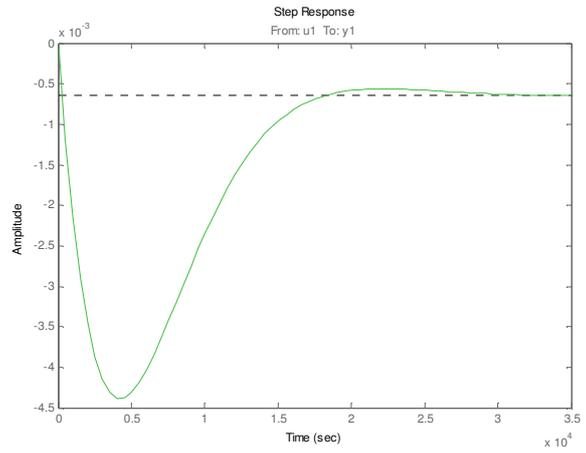


FIGURA 4.10 - Resposta do BSW a degrau no GL do poço 198.

- Respostas ao degrau na vazão de *gas lift* do poço 3:

$$F: \frac{0.001388}{s + 0.000156}$$

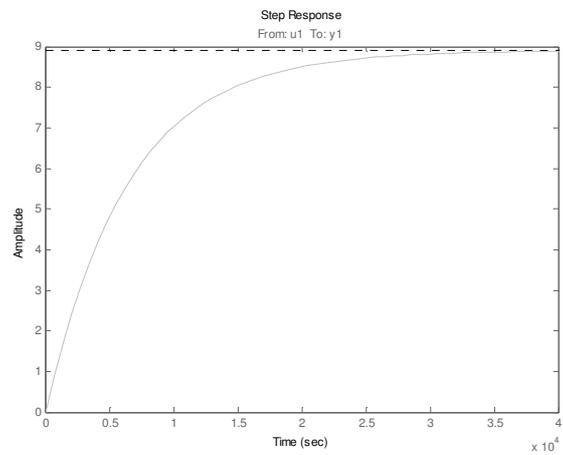


FIGURA 4.11 - Resposta da produção a degrau no GL do poço 3.

$$TOG: \frac{0.0009591}{s + 0.0001262}$$

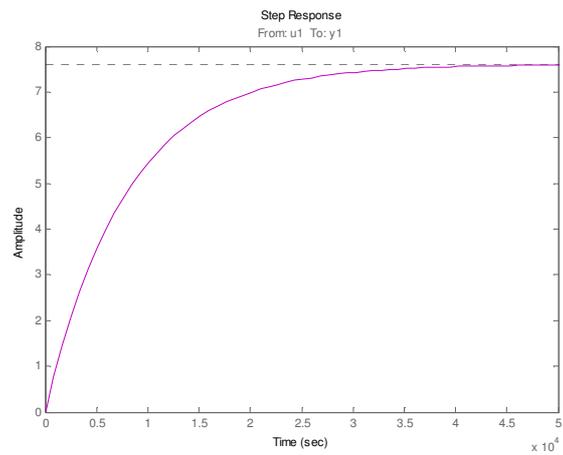


FIGURA 4.12 - Resposta do TOG a degrau no GL do poço 3.

$$\text{BSW: } \frac{6.28e-005}{s + 0.0001519}$$

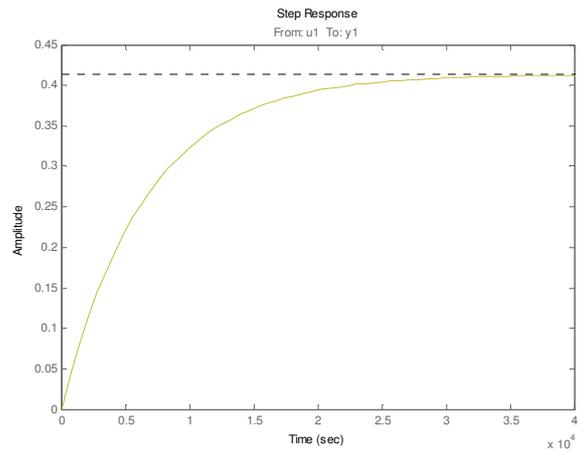


FIGURA 4.13 - Resposta do BSW a degrau no GL do poço 3.

- Respostas ao degrau na interface água-óleo do separador trifásico:

$$\text{F: } \frac{19.85 s + 0.001209}{s^2 + 0.01437 s + 5.498e-005}$$

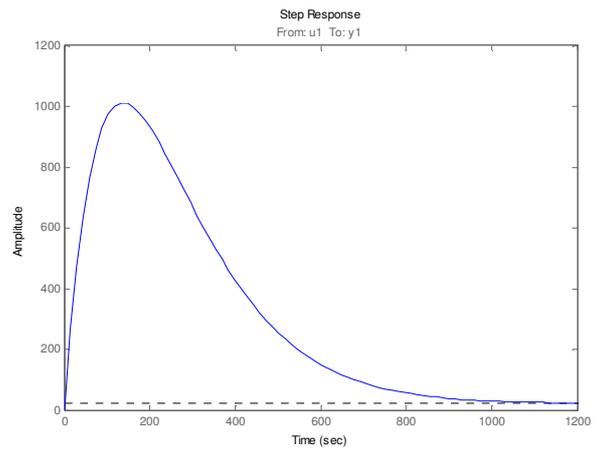


FIGURA 4.14 - Resposta da produção a degrau no nível da interface do separador.

$$\text{TOG: } \frac{-0.9119}{s + 0.0009743}$$

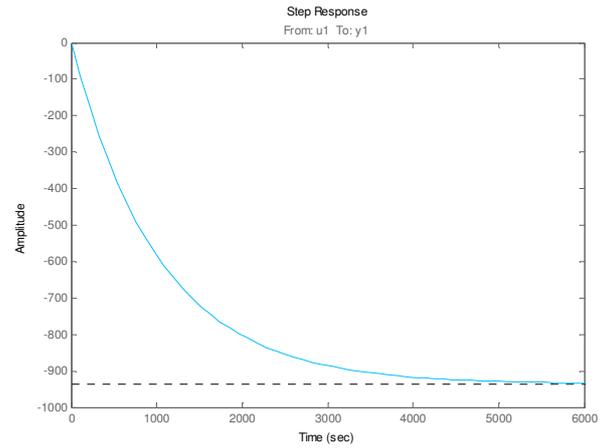


FIGURA 4.15- Resposta do TOG a degrau no nível da interface.

$$\text{BSW: } \frac{0.002453}{s + 0.001425}$$

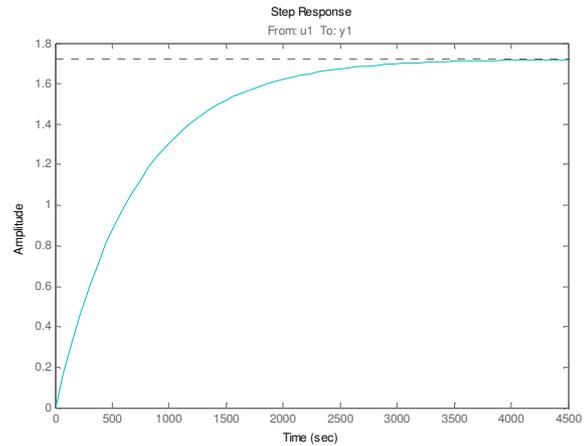


FIGURA 4.16 - Resposta do BSW a degrau no nível da interface.

Da relação de curvas de resposta ao degrau acima, pode-se tirar algumas informações relevantes:

- um aumento na produção dos poço 91 e poço 3 aumenta o TOG e BSW no separador, enquanto o aumento na produção do poço 198 reduz esses índices de

qualidade. Isso aponta para o fato de que o poço 198 possui fluidos com BSW e TOG⁶ menores do que a média desses três poços.

- O poço 3 tem o maior aumento de produção como resposta a um aumento de *gas lift*, mas por outro lado também tem o maior impacto no TOG e no BSW.
- Como esperado, um aumento no setpoint do nível da interface tem como consequência a redução do TOG e aumento do BSW, e vice-versa. Por sua vez, o efeito na produção de óleo é praticamente nenhum no estado estacionário, apenas o *overshoot* é grande (o que é explicado pelo fato de o nível de água estar subindo e o controle regulatório de nível da câmara de óleo ter que atuar para manter o nível total no setpoint).

As informações acima são valiosas para o MPC que, por sua vez, deverá atuar nas entradas desses modelos (as variáveis manipuladas) com o objetivo de manter os índices de qualidade dentro das restrições.

4.1.1. VALIDAÇÃO DO MODELO IDENTIFICADO

Como os modelos foram obtidos através de várias identificações SISO ao invés de uma identificação multivariável e a planta é inerentemente não-linear, achou-se por bem testar o princípio da superposição nessas funções de transferência. Submeteu-se, então, a matriz de transferência a um teste de validação consistindo em uma sequência de pulsos sobrepostos conforme a Figura 4.17.

⁶ Na prática é muito comum medir-se o BSW de um poço como a fração de água em relação à vazão de líquido total. Neste trabalho, além do BSW de poço, também utilizamos o conceito de TOG medido em um poço, que seria a medida do volume de gotículas de óleo dispersas na água livre produzida do poço.

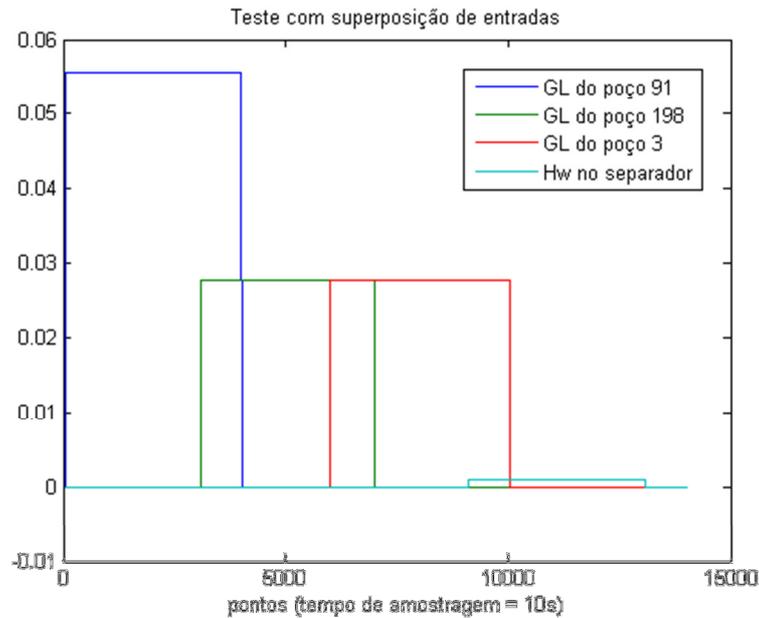


FIGURA 4.17 - Teste de validação investigando o princípio da superposição de modelos.

A Figura 4.18 mostra o resultado comparativo entre a vazão de produção retornada pelo modelo fenomenológico no EMSO e a retornada pela matriz de transferência identificada.

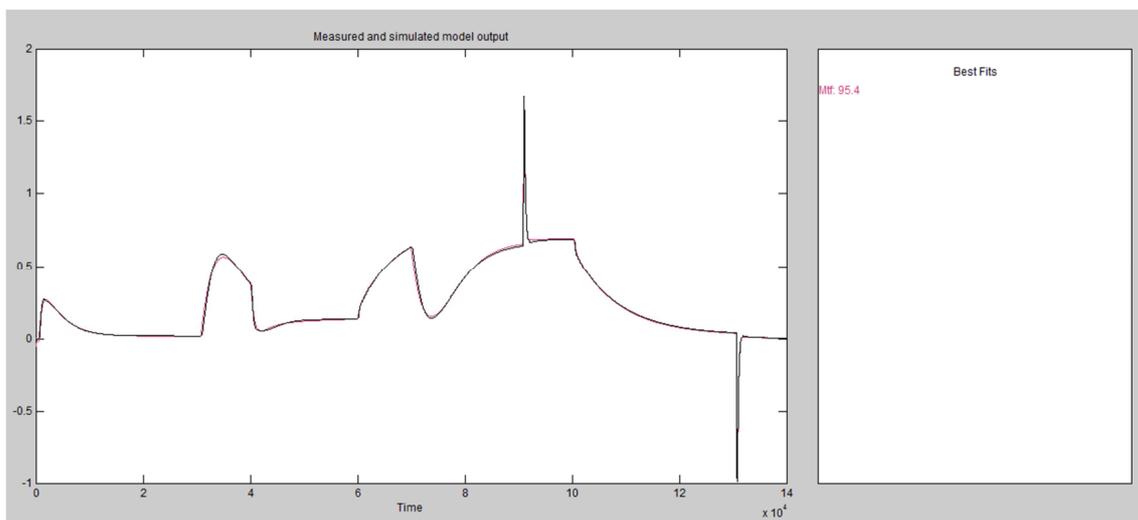


FIGURA 4.18 –Avaliação do ajuste entre a vazão de produção do modelo fenomenológico (EMSO) e o modelo identificado para uma entrada de pulsos sobrepostos.

Pode-se observar que, mesmo submetido a uma situação em que os estímulos nas entradas estavam sobrepostos o modelo identificado conseguiu responder com um índice de ajuste de 95,4% em relação ao modelo fenomenológico. As outras duas saídas do modelo também tiveram um índice de ajuste acima de 90%. Tais resultados apontam

para uma boa adequação do modelo identificado para fins de atuação como modelo interno do controlador preditivo.

4.2. SINTONIA DO CONTROLADOR PREDITIVO

Assim como a maioria dos controladores, o MPC também possui parâmetros a serem sintonizados para um desempenho adequado. Não existe ainda uma metodologia exata para sintonia deste tipo de controlador, o que se tem são apenas regras heurísticas. O procedimento empregado aqui não tem a intenção de obter um conjunto ótimo de parâmetros de sintonia, mas através de ponderação e ajustes por tentativa e erro chegar a uma sintonia adequada para os objetivos deste trabalho.

Para mostrar quais são os parâmetros a serem sintonizados cabe voltar à função objetivo que define o problema de otimização que deve ser resolvido pelo MPC a cada tempo de amostragem. Na equação (4.1) é apresentada a formulação da *toolbox* do Matlab ‘*Model predictive control*’, que foi utilizada para a implementação deste trabalho.

$$\begin{aligned}
 \min J_k(\Delta u(k|k), \dots, \Delta u(k+M-1|k), \varepsilon) = & \\
 = \sum_{i=0}^{H-1} \left(\sum_{j=1}^{n_y} \left| w_j^y (y_j(k+i+1|k) - y_j^{SP}(k+i+1)) \right|^2 \right. & \\
 + \sum_{j=1}^{n_u} \left| w_j^{\Delta u} \Delta u_j(k+i|k) \right|^2 + \sum_{j=1}^{n_u} \left| w_j^u (u_j(k+i|k) - u_{j,target}(k+i)) \right|^2 & \\
 \left. + \rho_\varepsilon \varepsilon^2 \right) &
 \end{aligned}
 \tag{4.1}$$

Onde:

$\Delta u_k = [\Delta u(k|k), \Delta u(k+1|k), \dots, \Delta u(k+m-1|k)]$, ações de controle em k

J_k = função objetivo a ser minimizada

y_j = variável controlada j do sistema

r_j = referência (ou setpoint) para a variável controlada j do sistema

ε = variável de folga das restrições

w^y = pesos para os erros preditos

$w^{\Delta u}$ = pesos na variação das variáveis manipuladas

w^u = pesos no desvio das variáveis manipuladas em relação ao seu *target*

ρ_ε = peso das folgas das restrições

M = horizonte de controle
 H = horizonte de predição

Os parâmetros que devem ser sintonizados são: os horizontes de controle M e de predição H e os pesos w^y , w^{Au} e w^u .

4.2.1. SINTONIA DOS HORIZONTES

Seborg *et al.* (2011) sugerem algumas regras gerais para a sintonia dos horizontes de controle (M) e predição (H):

$$5 < M < 20 \quad (4.2)$$

$$\frac{N}{3} < M < \frac{N}{2} \quad (4.3)$$

$$H = N + M \quad (4.4)$$

sendo N o chamado horizonte de modelo, ou seja, a quantidade de tempos de amostragem necessários para caracterizar toda a resposta ao degrau do modelo interno no MPC. Portanto N depende do tempo de amostragem e do tempo de assentamento do modelo.

No caso deste trabalho, são utilizados vários modelos. Portanto, pode-se considerar o tempo de assentamento médio das respostas ao degrau, que neste caso é 20000 segundos (5,5h). O tempo de amostragem foi escolhido como 10 minutos para se adequar às longas constantes de tempo da planta. Além disso, na prática a equipe de operação recomenda que alterações no setpoint do *gas lift* sejam feitas com intervalos de tempo superiores a este valor. Com isso, tem-se determinado o horizonte de modelo:

$$N = 20000/600 = 33$$

Utilizando a Equação (4.3), da regra de Seborg *et al.*, tem-se:

$$11 < M < 16$$

Escolheu-se M como 12 para evitar que o algoritmo MPC tenha um custo computacional maior que o necessário. A partir daí pode-se determinar o horizonte de predição pela Equação (4.4):

$$H = N + M = 33 + 12 = 45$$

Os parâmetros definidos acima foram testados no MPC em estudo alcançando resultados satisfatórios, validando desta forma o conjunto de horizontes escolhidos.

4.2.2. SINTONIA DOS PESOS

A influência dos pesos nas respostas pode ser verificada observando a Equação (4.1). O peso w^y ao multiplicar o erro de predição $(y-y^{SP})$ aumenta a sensibilidade da função objetivo em relação a esse desvio. Da mesma forma, o peso $w^{\Delta u}$ multiplica a variação da ação de controle Δu aumentando o efeito desta na função objetivo, evitando assim ações de controle muito acentuadas. Já o vetor w^u , de uso menos frequente, faz com que seja considerado o desvio da variável manipulada em relação a um valor nominal, chamado *target*, no nosso caso faremos uso deste artifício para que as vazões de *gas lift* manipuladas permaneçam próximas aos valores ótimos levantados pelo RTO.

w^y e w^u são vetores e cada componente j se refere a uma variável controlada/manipulada. No caso das variáveis controladas, não é de interesse que BSW e TOG sigam uma referência (ou setpoint), ao invés disso é desejado que essas variáveis de qualidade respeitem as restrições, então o vetor de pesos fica:

$$w^y = [1 \ 0 \ 0]$$

Isso significa que apenas a vazão de produção deve seguir a referência. Para as outras variáveis controladas, a tarefa do MPC será mantê-las dentro das seguintes restrições:

$$100 - 10\varepsilon < \text{TOG} < 1000 + 100\varepsilon$$

$$5 - 1\varepsilon < \text{BSW} < 20 + 1\varepsilon$$

Onde ε está multiplicando os valores especificados como folga de cada restrição. Pode-se perceber que enquanto o sistema estiver dentro das restrições o valor de ε é nulo e quando uma restrição é violada ε aumenta para permitir essa violação, porém o valor de ε tem seu custo computado na função objetivo o que leva o MPC a atuar para que o sistema volte para dentro das restrições.

O peso dessas variáveis de folga pode ser ajustado no parâmetro ρ_ε . No presente projeto, foi especificado no valor padrão que é calculado como:

$$\rho_\varepsilon = 10^5 \max(w^y, w^u, w^{\Delta u})$$

As restrições consideradas foram obtidas com uma equipe de operação de plataforma, através de entrevista com um engenheiro de processo da base de operações da Petrobras. Os valores de máximo e mínimo de TOG na saída do separador foram baseados nos dados de projeto dos equipamentos imediatamente a jusante para tratamento da água, que são os hidrociclones. A faixa de operação de projeto dos hidrociclones para a concentração de óleo na vazão de água na entrada é entre 100 ppm e 1000 ppm. De forma semelhante, o máximo e mínimo admissível para BSW na saída do separador foi estipulado de acordo com o projeto do equipamento a jusante da saída de óleo, que é o Tratador Eletrostático de Óleo. A faixa de operação desse equipamento quanto a BSW é de 5% a 20%.

Os pesos para as variações na ação de controle foram sintonizados tendo em mente que uma variação do nível da interface 100 vezes menor do que uma variação no GL dos poços tem um impacto de mesma ordem nas variáveis controladas. Portanto, para manter as variações do nível da interface em magnitudes menores, o peso correspondente a essa variável manipulada foi maior. Após alguns ajustes finos por tentativa e erro chegou-se à seguinte sintonia para estes pesos:

$$w^{Au} = [10 \ 10 \ 10 \ 500]$$

Quanto aos pesos do desvio da variável manipulada em relação ao seu *target*, usou-se dois tipos de especificação. Quando o objetivo é deixar livre a vazão de *gas lift* para operar em qualquer patamar (por exemplo, quando se deseja alterar a referência da vazão de produção, como na Seção 5.1.1), especificou-se o vetor w^u como nulo. Por outro lado, quando a intenção é controlar a planta mantendo as vazões de *gas lift* próximas do valor nominal (*target*) que foi calculado pelo RTO, especificou-se esses pesos como:

$$w^u = [10 \ 10 \ 10 \ 0]$$

Essa sintonia foi alcançada através de testes de tentativa e erro tendo como resultado uma resposta estável como mostrado na Figura 4.19.

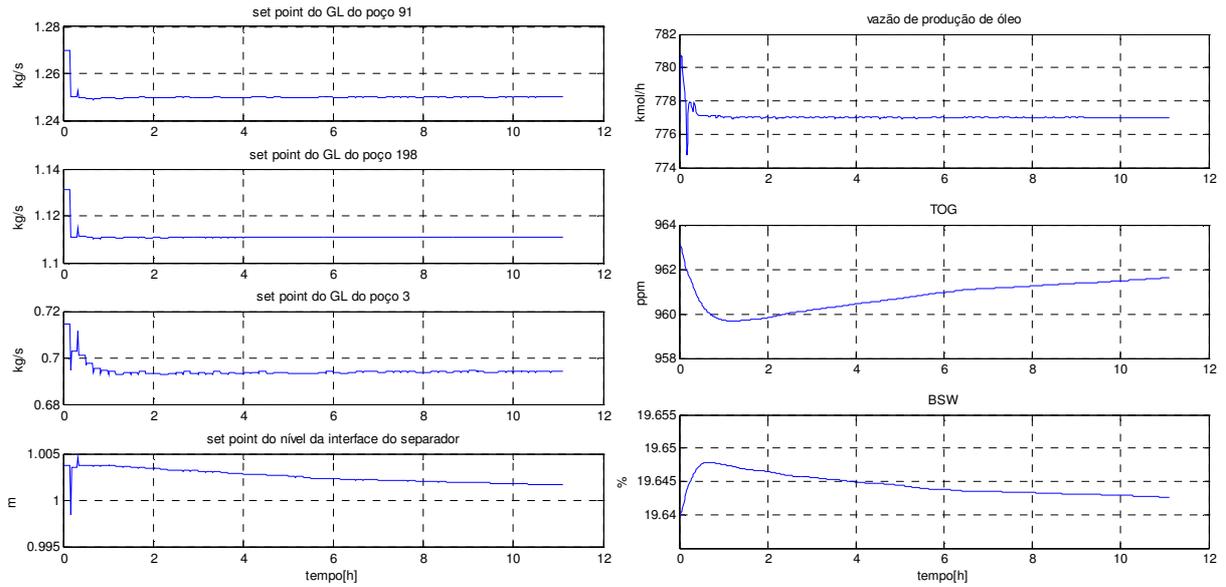


FIGURA 4.19 - Teste da sintonia do controlador num cenário sem perturbação. Note que a produção segue o setpoint e que TOG e BSW variam livremente dentro das restrições.

Estando o MPC configurado nessa primeira sintonia básica, partiu-se para simulações de alguns cenários, como será visto no próximo capítulo. Em alguns cenários específicos foi necessária a alteração de alguns pesos, o que é natural e corresponde a uma sintonia fina dos parâmetros.

5. SIMULAÇÕES E RESULTADOS

O controlador preditivo configurado com o modelo multivariável identificado, conforme descrito no capítulo anterior, foi inserido no modelo simulink que comunica com o modelo fenomenológico no EMSO e este, por sua vez, representa a planta a ser controlada.

Como já mencionado anteriormente, a planta foi identificada em um estado estacionário ótimo em relação ao *gas lift*, pois se considera que o RTO está presente na estrutura de controle calculando o ótimo e passando para o MPC como *targets* para as correspondentes variáveis manipuladas. Na prática, esses pontos ótimos para as vazões de *gas lift* são obtidos levantando-se as Curvas de Performance de Poço (CPP). Neste trabalho levantou-se as CPPs realizando várias simulações estacionárias no EMSO, conforme pode ser visto na Figura 5.1.

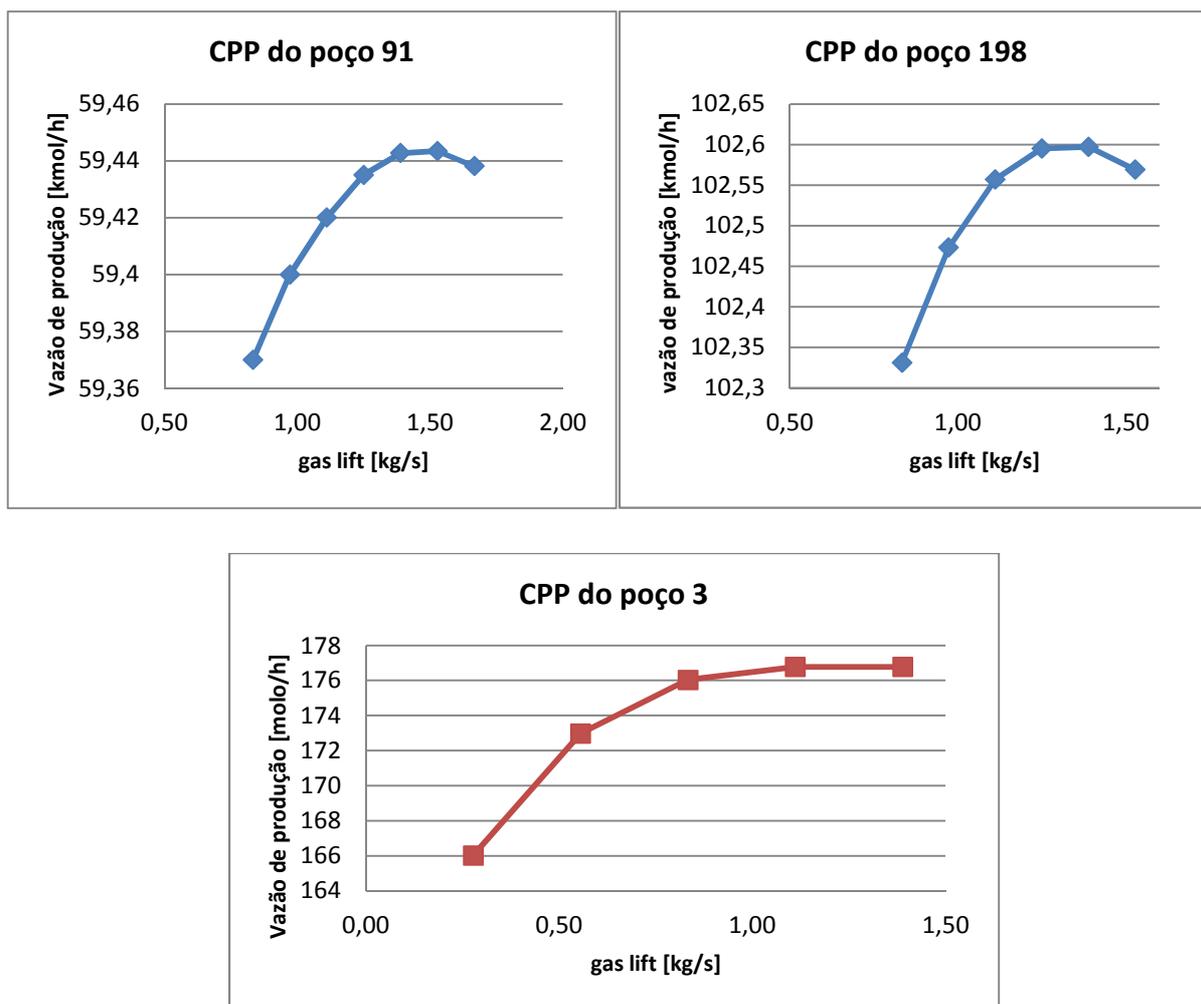


FIGURA 5.1 - Curvas de performance dos poços do estudo de caso deste trabalho.

No entanto, quando se fala de ótimo da curva de performance de poço, está se referindo ao ótimo econômico, o qual se localiza um pouco antes do ponto de máximo. O ótimo econômico é definido como o ponto a partir do qual não compensa economicamente aumentar a vazão de *gas lift*, pois o lucro com o ganho em produção não é maior do que o gasto (compressão) para aumentar a vazão de *gas lift*. Sendo assim, os ótimos econômicos e globais para os poços estão na Tabela 5.1.

TABELA 5-1: Dados de otimização do *gas lift* dos poços estudados

| | Poço 91 | Poço 198 | Poço 3 | Vazão de produção total |
|------------------------|----------------|-----------------|---------------|--------------------------------|
| <i>Ótimo econômico</i> | 1,25 kg/s | 1,11 kg/s | 0,69 kg/s | 777 kmol/h |
| <i>Ótimo global</i> | 1,39 kg/s | 1,25 kg/s | 1,11 kg/s | 778,8 kmol/h |

A quinta coluna da Tabela 5.1 contabiliza a vazão de óleo produzida no separador, ou seja, a produção somada dos 3 poços. Salienta-se que essa é uma das variáveis controladas pelo MPC, o que leva ao primeiro cenário para simulação, qual seja, uma mudança na referência para vazão de produção, do ótimo econômico para o ótimo global, como será descrito na próxima seção.

5.1. DESEMPENHO DO CONTROLE DE RASTREAMENTO

5.1.1. DEGRAUS NA REFERÊNCIA DA VAZÃO DE ÓLEO PRODUZIDO

Tendo em vista a existência dos dois tipos de ótimo em relação ao *gas lift*, suponha o cenário onde, por um período de tempo, tenha-se gás a alta pressão em excesso na planta. Nesse caso, seria interessante utilizar esse gás excedente para migrar a planta do ponto operacional de ótimo econômico para o de máxima produção através do aumento da injeção de *gas lift* nos poços. Com o controle regulatório convencional seria necessário configurar os setpoints das vazões de *gas lift* de cada poço para o valor do ótimo global, porém com o controle preditivo pode-se desligar os pesos dos *targets* e alterar apenas o setpoint da vazão de produção para o valor do máximo.

O cenário foi simulado considerando-se uma mudança na referência da vazão de produção (variável controlada) de 777 para 778.8 kmol/h no instante de 2 horas de simulação. O resultado está na Figura 5.2.

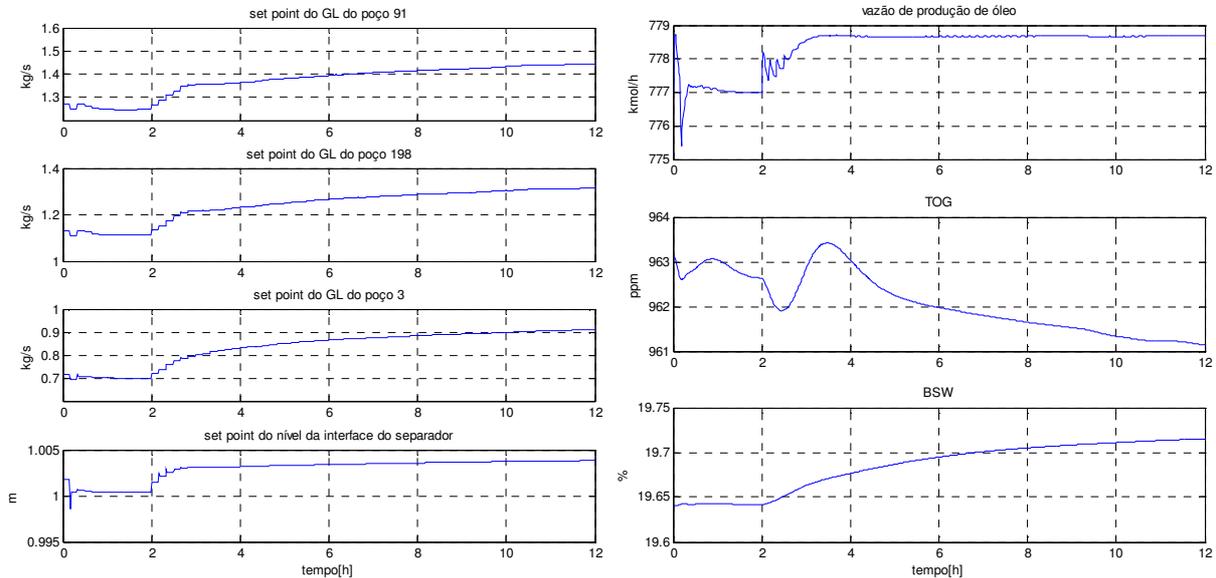


FIGURA 5.2 - Simulação de mudança de referência para a vazão de produção (do ótimo econômico para o ótimo global).

Verifica-se que para atender a nova referência de vazão de produção, as vazões de *gas lift* são alteradas para próximo dos valores de ótimo global conforme a Tabela 5.1, exceto a vazão de *gas lift* do poço 3 que acaba estabilizando em um valor intermediário entre o ótimo econômico e o ótimo global. Isso se deve ao fato da vazão de produção já ter atingido a nova referência, ou seja, o MPC encontrou outro conjunto de vazões de *gas lift* para o qual a vazão de produção também é a máxima encontrada pelo método de levantamento das CPPs. Observa-se que o TOG e o BSW variam livremente, porém sem ultrapassar as restrições.

Agora, suponha-se o cenário onde haja alguma anormalidade que provoque, temporariamente, uma redução de capacidade na planta de tratamento de óleo a jusante do separador trifásico. Nesse caso, é necessário diminuir temporariamente a vazão de produção de óleo, o que é conseguido diminuindo a referência para a vazão de produção. O resultado desta simulação está na Figura 5.3.

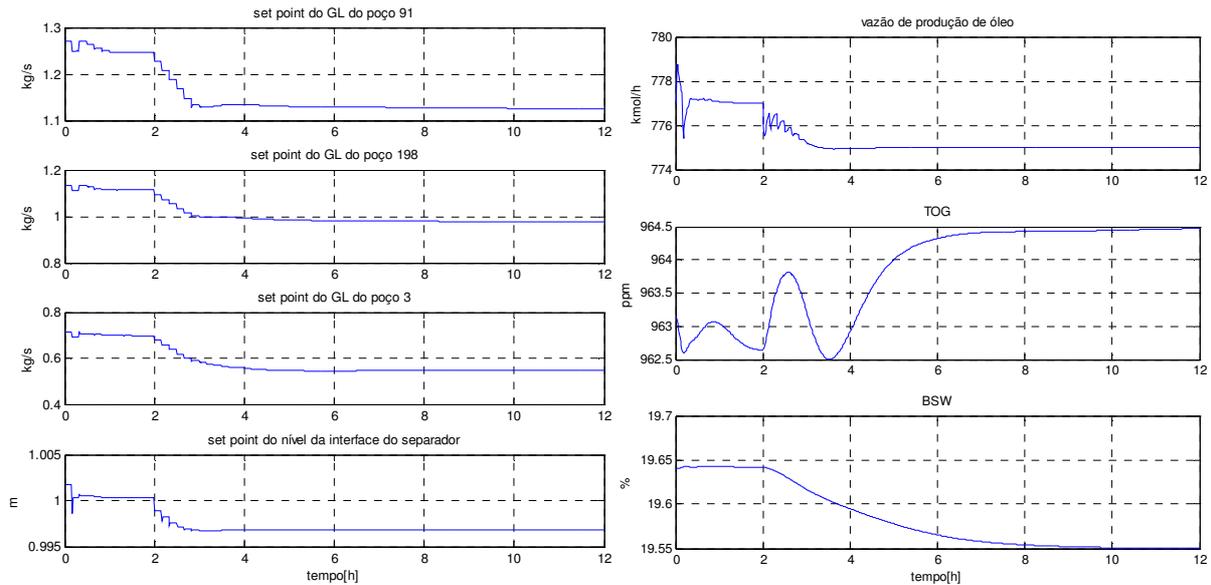


FIGURA 5.3 - Redução na referência da vazão de produção de 777 para 775 kmol/h às 2 horas de simulação.

Verifica-se que a vazão de produção atinge o novo valor de referência 1 hora após o degrau. Esse tempo pode ser considerado grande se a necessidade de atendimento da redução de capacidade é em caráter de emergência. No entanto, se o aviso for dado com antecedência, como na maior parte das vezes, a resposta do controlador é satisfatória. A vantagem dessa estratégia é que não foi necessário atuar em fechamento de *chokes*, pois o MPC é capaz de encontrar um novo conjunto de vazões de *gas lift* que resultam na vazão de produção desejada. Salienta-se que a resposta do MPC só é confiável nas vizinhanças do ponto onde foi feita a identificação do modelo linear, pois a planta é não-linear.

5.1.2. DEGRAU NA RESTRIÇÃO PARA TOG

Como mencionado anteriormente, as variáveis controladas de qualidade, TOG e BSW, estão submetida apenas a restrições, portanto um degrau na referência não é aplicável. Ao invés disso, a própria restrição pode ser alterada. Por exemplo, pode-se reduzir o limite máximo do TOG na saída do separador para compensar uma ineficiência dos

hidrociclones para garantir que no final do tratamento a qualidade água esteja enquadrada na especificação para descarte.

A simulação a seguir consistiu de uma redução de 1000 ppm para 900 ppm na restrição de máximo TOG, mudança efetuada às 2h de simulação. Os resultados estão no gráfico da Figura 5.4.

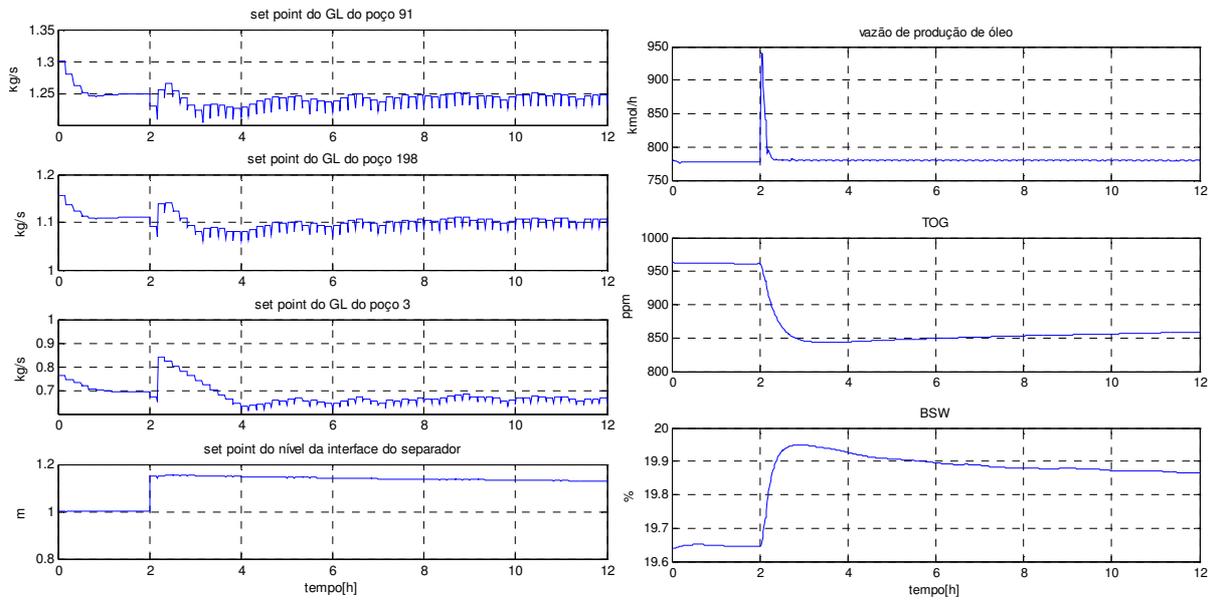


FIGURA 5.4 – Redução na restrição de máximo TOG; simulação com peso nos *targets*.

Observações:

- O MPC atuou rapidamente no setpoint do nível da interface aumentando-o. Isso provocou uma queda de aproximadamente 100 ppm no valor do TOG, levando essa variável controlada a ficar 50 ppm abaixo da restrição, o que é uma posição confortável, considerando o fato de que o BSW não chegou a ultrapassar a restrição de 20% (pois o aumento do nível da interface aumenta o BSW).
- O pico na vazão de produção é devido ao aumento no setpoint do nível da interface. Como o nível total é mantido por um controle regulatório, enquanto o nível de água aumenta a espessura da fase oleosa deve diminuir, o que é conseguido aumentando momentaneamente a abertura da válvula de saída de óleo.
- As vazões de *gas lift* estão com os pesos dos *targets* configuradas como:

$$w^u = [5 \ 5 \ 5 \ 0]$$

Porém, mesmo com essa diminuição de peso em relação à sintonia básica, os setpoints das vazões de *gas lift* permaneceram oscilando, o que prejudica a vida-útil das válvulas de controle de vazão. Conjectura-se que isso se deve ao fato do sistema ter mudado de ponto de operação e, portanto, os valores dos *targets* não serem mais adequados.

Com o objetivo de melhorar o comportamento do controle em relação à última observação acima, foi zerado o peso das variáveis manipuladas em relação aos *targets*. O resultado é mostrado na Figura 5.5.

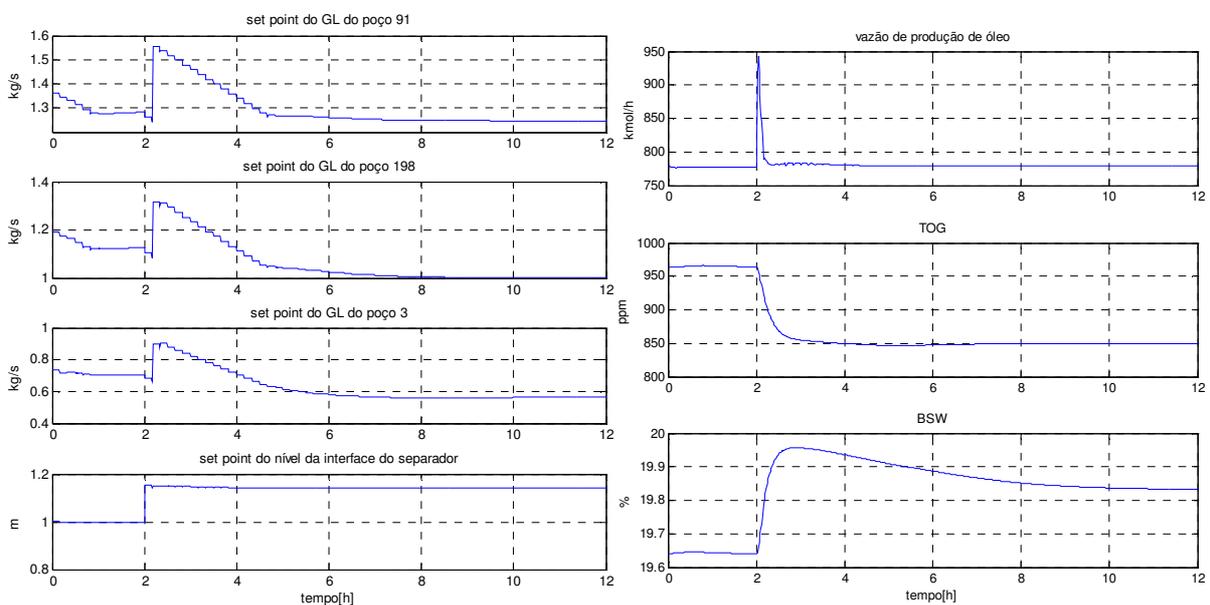


FIGURA 5.5 - Redução na restrição de máximo TOG; simulação com peso nulo nos *targets*.

Verifica-se que foram eliminadas as oscilações nas variáveis manipuladas de *gas lift*, permanecendo o desempenho satisfatório quanto ao atendimento na redução de TOG.

5.2. DESEMPENHO DO CONTROLE EM REJEIÇÃO DE PERTURBAÇÃO

5.2.1. POÇO SOFRENDO AUMENTO DO BSW

Cada poço possui um BSW e TOG (ver nota 6 no rodapé da página 61) inerente em seus fluidos produzidos. Portanto, é diferente o efeito do *gas lift* de cada poço no BSW e TOG do separador, conforme mostram os modelos identificados na Seção 4.1. Cabe

nesse momento, para a descrição desse cenário, explicitar os valores de BSW e TOG originários dos fluidos de cada poço. Os dados encontram-se na Tabela 5.2.

TABELA 5-2: Valores das qualidades dos fluidos provenientes de cada poço

| | Poço 91 | Poço 198 | Poço 3 |
|-----------|---------|----------|--------|
| TOG [ppm] | 4000 | 1000 | 8000 |
| BSW [%] | 30 | 20 | 60 |

O processo natural de envelhecimento de poços leva ao aumento de BSW produzido. Para efeito didático simulou-se um cenário onde o BSW do poço 91 aumenta de 30% para 40% em uma rampa de duração de 4 horas, conforme Figura 5.6.

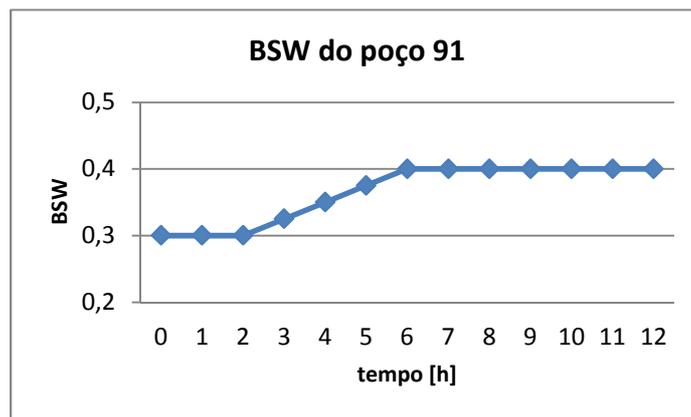


FIGURA 5.6 - Aumento do BSW como perturbação para o MPC.

Na Seção 4.1 foi verificado na identificação que o aumento de produção do poço 91 não tinha praticamente nenhuma influência no BSW do separador, pois o modelo entre o *gas lift* do poço 91 e BSW do separador retornou um valor desprezível (sendo considerado como modelo nulo). Isso é devido ao fato do BSW deste poço ter valor médio em relação ao BSW dos outros dois poços. Agora, com essa mudança no BSW do poço 91, a vazão proveniente dele terá um forte impacto no BSW do separador e o MPC deverá compensar essa perturbação mesmo com modelos desatualizados. O resultado da simulação deste cenário está na Figura 5.7. Foi mantido o peso w'' em [10 10 0].

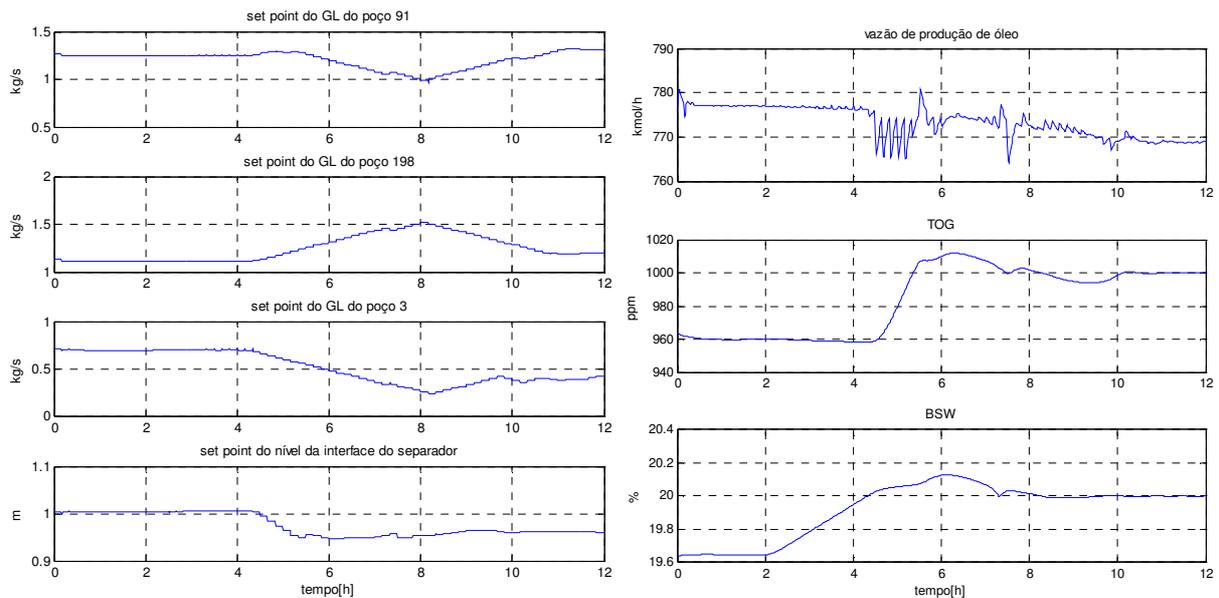


FIGURA 5.7 – Simulação de rejeição de perturbação no BSW de um poço; as restrições são respeitadas, ao preço de uma redução na vazão de óleo produzido.

Nota-se que após 4 horas de simulação o BSW do separador ultrapassou a restrição superior, provocando a atuação do MPC de forma a diminuir o BSW. O controlador manipula o setpoint do nível da interface diminuindo-o para aumentar o tempo de residência da fase oleosa no separador. Em paralelo a isso, as vazões de *gas lift* são manipuladas conforme o impacto esperado de cada poço no BSW: o poço 3, por possuir o maior BSW, tem seu *gas lift* diminuído; o poço 198 que possui o menor BSW tem seu *gas lift* aumentado; e o poço 91 que tem impacto desprezível fica com *gas lift* praticamente constante no primeiro intervalo de tempo.

Verifica-se que o TOG começa a subir, pois a redução do nível da interface tem esse efeito na eficiência de coleta da fase aquosa. Quando o TOG atinge a restrição, o MPC pára de reduzir o setpoint do nível da interface e começa a diminuir também o *gas lift* do poço 91, que é o poço com o segundo maior TOG. Com essas manipulações o MPC consegue trazer de volta as qualidades para dentro das restrições, ao preço de uma redução na vazão de produção. No entanto, isso apenas vem a corroborar a confiabilidade do MPC no tocante ao atendimento das restrições de qualidade.

6. CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Nesta dissertação partiu-se de modelos encontrados na literatura que descrevem os diferentes sistemas estudados (poços, linha de produção e *riser* e separador trifásico). Alguns aspectos, de interesse para o estudo de controle, precisaram ser modificados nos modelos para viabilizar o estudo proposto, sendo essa a primeira etapa do presente trabalho. O modificação no modelo de Eikrem *et al.* para poços proposta aqui, apesar de simples (utiliza uma das correlações mais simplista para o fator de atrito, não discretiza a tubulação em vários trechos) cumpriu o seu propósito que era tornar o modelo capaz de retornar curvas de performance de poço que invertem o seu comportamento para *gas lift* em excesso, ou seja, que houvesse uma queda na produção de óleo a partir de certa vazão de *gas lift*.

A outra modificação proposta nesta dissertação foi o cálculo das eficiências de separação de óleo da fase aquosa e vice-versa no separador trifásico. O cálculo do BSW e TOG, que são variáveis de controle do MPC, depende dessas eficiências, portanto foi necessário mapear a dependência dessas eficiências em relação ao nível da interface e vazão de entrada do separador. As equações levantadas através de mínimos quadrados apresentaram desvios aceitáveis em relação ao modelo fenomenológico e, por sua vez, o BSW e TOG variaram conforme esperado nas simulações realizadas.

Na parte de análise da estratégia de controle proposta, os resultados aqui apresentados apontam para o controlador preditivo multivariável se mostrando como uma ferramenta útil para operação de plataformas de produção de petróleo. Foram analisados cenários práticos e verossímeis no quais se verificou um comportamento satisfatório do MPC.

Atualmente, o controle dos índices de qualidade do óleo e da água para descarte, respectivamente, BSW e TOG, é feito com base apenas no conhecimento empírico de técnicos de operação mais experientes. Isso constitui uma condição delicada, pois a eficiência da operação fica atrelada a fatores subjetivos e imprevisíveis, o que acaba por constituir um risco à adequada operação.

Salienta-se, no entanto, que para o desempenho adequado do MPC é primordial que o controle regulatório esteja corretamente sintonizado e os sensores bem calibrados e com funcionamento confiável. Deve-se atentar também para o fato de que os modelos identificados ficam desatualizados após algum tempo de operação, portanto os modelos devem ser identificados periodicamente, o que é possível na prática, pois já existe uma rotina de teste de poços nas plataformas que, em média, tem periodicidade de dois meses.

A maior parte das informações necessárias para implementação desta estratégia de controle estão disponíveis na prática das plataformas: especificamente, BSW dos poços, curvas de performance dos poços, medição das vazões de *gás lift* de cada poço, medições da vazão de óleo na saída do separador, nível da interface, BSW e TOG *online* no separador (analisadores em linha). Uma análise que não é comumente realizada é o TOG de cada poço, mas não seria difícil de realizar e estabelecer uma rotina para essa análise durante os testes de poços que já são feitos periodicamente.

Conclui-se esse trabalho destacando algumas oportunidades de melhoria desta estratégia de controle e colocando-as como sugestões para trabalhos futuros nesta linha de pesquisa:

- Este trabalho foi feito desconsiderando medição multifásica, mas se estivessem disponíveis na prática sensores que permitissem a medição da produção individual de cada poço, isto constituiria um conjunto de informações útil para o MPC. Ou seja, ao invés de se ter a vazão total como variável controlada poder-se-ia ter as vazões de produção de cada poço como variáveis controladas.
- Uma limitação do controlador preditivo utilizando modelos **lineares** é que ele não pode ser utilizado em todo o intervalo de *gas lift* e, portanto, não pode ser utilizado como um otimizador global da vazão de produção de óleo. Utilizar MPC com multi-modelos ou com modelo interno não-linear para se adequar ao comportamento **não linear** da CPP (ganho de produção em relação a aumento no *gas lift* é não-linear) seriam caminhos alternativos. Dessa forma, o MPC poderia funcionar como um RTO (*real-time optimizer*) através do conceito de *unreachable setpoint* para a vazão de óleo produzido.

- Ao incluir os modelos de outros equipamentos da planta de processo, tais como, tratador eletrostático do óleo, separador atmosférico, hidrociclones e flotadores, para trabalhar com as restrições de qualidade no final do processo (BSW=1% e TOG=29ppm) poder-se-ia desenvolver uma estratégia de controle realmente *plant-wide*.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AGUIRRE, L. A., 2004. “Introdução à identificação de sistemas: técnicas lineares e não-lineares aplicadas a sistemas reais”. Belo Horizonte: Ed. UFMG.
- BIEKER, H. P., SLUPPHAUG, O., JOHANSEN, T. A., 2007. “Real-time production optimization of oil and gas production systems: A Technology Survey”, 99446, *SPE Intelligent Energy Conference and Exhibition, Netherlands*.
- CAMACHO, E. F., BORDONS, C., 1999. *Model Predictive Control*, second edition, Springer.
- CAMPOS, M. C. M., COSTA, L. A., TORRES, A. E., 2009. “Controle avançado dos níveis dos separadores de plataformas de produção”, 1ºCICAP (congresso de instrumentação, controle e automação da Petrobras).
- EIKREM, G. O., AAMO, O. M., FOSS, B. A., 2005. “On instability in gas lift wells and schemes for stabilization by automatic control”. *SPE Production & Operations*.
- FILGUEIRAS, N. G. T., 2005, *Modelagem, Análise e Controle de um Processo de Separação Óleo/água*. Tese de M.Sc., COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.
- GARCIA, C. E., e MORSHEDI, A. M., 1986, “Quadratic Programming solution of dynamic matrix control (QDMC)”, *Chem. Eng. Commun.* Vol. 46 pp. 073-087, Shell Development Company, Houston, Texas, USA.
- GODHAVN, J. M., STRAN, S., SKOFTELAND, G., 2005. *Increased oil production by advanced control of receiving facilities*, IFAC, Statoil R&D process control, Trondheim, Norway.
- HENKE, G. P., 2002. *Elevação e Escoamento de Petróleo: Qualificação em Operação de Produção de Petróleo*. Apostila do curso COOPFURNAS, Macaé.
- HONEYWELL, 2005. *Honeywell Provides Advanced Process Control for Woodside Offshore Platforms*, Case-Studies, Automation & Control Solutions, Phoenix – USA.

- HOWELL, A., SZATNY, M., TORRENS, R., 2006, “From reservoir through process, from today to tomorrow – the integrated asset”, 99469, *SPE Intelligent Energy Conference and Exhibition, Netherlands*.
- LAING, D., UDUCHI, D., ORDYS, A., 2001. *Financial Benefits of advanced control – Benchmarking and optimization of a crude oil production platform*, Proceedings of the American Control Conference.
- LJUNG, L., 2002. “Prediction error estimation methods”, *Circuit Systems Signal Processing*, vol.21, No.1, pp.11-21.
- LUYBEN, W. L., CHEUNG, T., 1980, “Nonlinear and Nonconventional Liquid Level Controllers”, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, 19, 93-98.
- NUNES, G. C., 1994. *Modelagem e Simulação Dinâmica de Separador Trifásico água-óleo-gás*. Dissertação de M.Sc., COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, Brasil.
- NUNES, G. C., MEDEIROS, J. L., ARAÚJO, O. Q. F., 2010. *Modelagem e controle na produção de petróleo: aplicações em Matlab*, Editora Blucher.
- MATOS, J. S., 2008, “Curso de elevação e escoamento de petróleo”, Petrobras, Macaé – Rio de Janeiro – Brasil.
- MCDONALD, K. A., MCAVOY, T. J., 1986, “Optimal Averaging Level Control”. *AIChE Journal*, v. 32, nº 1, pp. 75-86.
- MORARI, M., CAMPO, P. J., 1989, “Model predictive optimal averaging level control”, *AIChE Journal*, v. 35, nº 4, pp 579-591.
- MORARI, M., LEE, J. H., 1999, “Model predictive control: past present and future”, *Computers and Chemical Engineering* 23, pag 667-682
- PERRY, R. H., CHILTON, C. H., 1980. *Manual de Engenharia Química*, Guanabara Dois, Rio de Janeiro.
- PLUCENIO, A., 2003. *Automação da Produção de Poços de Petróleo Operando com Elevação Artificial por Injeção Contínua de Gás*. Dissertação de M.Sc., UFSC, Florianópolis, Brasil.

- PLUCENIO, A., PAGANO, D.J., GANZAROLI, C. A., 2010. “Dinâmica do fenômeno density wave em poços com elevação por gas lift”, XVIII Congresso Brasileiro de Automática, Bonito, MS, Brasil.
- PRETT, D. M., GILLETTE, R. D., 1980. *Optimization and constrained multivariable control of a catalytic cracking unit*. Proceedings of the joint automatic control conference.
- RIBEIRO, C. H. P., 2009. Simulação e avaliação de controle preditivo aplicado a sistema de tratamento primário de petróleo. Projeto de fim de curso, UFRJ, Brasil.
- SEBORG D. E., EDGAR T. F., MELLICHAMP, D. A., 2011. *Process Dynamics and Control*. 3rd ed. Wiley, 514 p.
- SHUNTA, J. P., FEHERVARI, W., 1976, “Nonlinear control of liquid level”, Instrumentation Technology.
- SILVEIRA, M. A. C. R., 2006. *Controle de um processo de tratamento primário de petróleo*. Tese de M. Sc., COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.
- SKOGESTAD, S., STORKAAS, E., 2002. “Stabilization of severe slugging based on a low-dimensional nonlinear model”, *Norwegian University of Science and Technology*, Trondheim, Norway.
- STRAND, S. T., SAGLI, J. R., 2003. *MPC in Statoil – advantages with in-house technology*, Symposium of Advanced Control of Chemical Processes, Adchem, Hong Kong, China.
- THOMAS, J. E., 2001. *Fundamentos de Engenharia de Petróleo*. Rio de Janeiro, Interciência.
- ZIEGLER, J. G., 1946, “Averaging Liquid Level Control”, *Ind. Eng. Chem*, 38(4), pp 360-364.