Diego Di Domenico Pinto

Estratégias de Controle Contra Intermitência Severa na Alimentação de Separadores *Offshore*

UFRJ/CT/EQ/TPQBq
2009

Estratégias de Controle Contra Intermitência Severa na Alimentação de Separadores *Offshore*

Diego Di Domenico Pinto

DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DA ESCOLA DE QUÍMICA/ TECNOLOGIA DOS PROCESSOS QUÍMICOS E BIOQUÍMICOS/ UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO – UFRJ, COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS À OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE.

Escola de Química
Universidade Federal do Rio de Janeiro

Orientadores
José Luiz de Medeiros, D.Sc
Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, Ph.D

Rio de Janeiro, RJ – Brasil
2009

Estratégias de Controle Contra Intermitência Severa na Alimentação de Separadores *Offshore*

Diego Di Domenico Pinto

Dissertação submetida ao corpo docente da Escola de Química/ Tecnologia dos Processos Químicos e Bioquímicos/ Universidade Federal do Rio de Janeiro – UFRJ, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de mestre.

Aprovada por:

_____

Prof. José Luiz de Medeiros, D.Sc.

_____

Prof[a]. Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, Ph.D.

_____

Prof. Maurício Bezerra de Souza Júnior, D.Sc.

_____

Prof. André Luiz Hemerly Costa, D.Sc.

_____

Giovani Cavalcante Nunes, Ph.D.

Rio de Janeiro, RJ – Brasil
2009

Pinto, Diego Di Domenico.

Estratégias de controle contra intermitência severa na alimentação de separadores *offshore* / Diego Di Domenico Pinto. – Rio de Janeiro, 2009.

xiv, 193 f.: Il.

Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) – Universidade Federal do Rio de Janeiro – UFRJ, TPQBq – EQ, 2009.

Orientadores: José Luiz de Medeiros e Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo

1. Processamento *Offshore*. 2. Estratégias de Controle.
3. Identificação de Processos. 4. *Gas-Lift*. I. Medeiros, José Luiz de, Araújo, Ofélia de Queiroz Fernandes (Orient.). II. Universidade Federal do Rio de Janeiro. TPQBq.
III. Título

Agradecimentos

Agradeço à UFRJ, em especial à Escola de Química pela oportunidade de desenvolver um projeto de mestrado adquirindo como conseqüência o título de Mestre. Ao laboratório H2CIN, pela estrutura e apoio oferecidos para o desenvolvimento deste trabalho.

Aos meus orientadores pela dedicação e ajuda nas dificuldades encontradas durante o caminho, à Ofélia pelo incomodo por mim causado nesses últimos dias.

A todos os meus amigos, que mesmo à distância foram importantes. À Juliana pelas sábias revisões, observações e apoio. Ao grupo de trabalho do H2CIN pelos momentos raros de descontração.

À Mariana, pelo apoio incondicional e por estar sempre presente nas horas difíceis.

À CAPES pelo apoio financeiro durante o período de bolsa.

Finalmente à meus pais pelo apoio em todos os momentos que precisei, me proporcionando um ambiente tranqüilo.

RESUMO

PINTO, Diego Di Domenico. **Estratégias de controle contra intermitência severa na alimentação de separadores *offshore*.** Orientadores: José Luiz de Medeiros e Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo. Rio de Janeiro : UFRJ/EQ/TPQBq, 2009. Dissertação (Mestrado em Tecnologia dos Processos Químicos e Bioquímicos).

Uma das principais etapas na exploração do petróleo é a separação de óleo, água e gás. Muitas vezes, podem ocorrer perturbações na carga de entrada do separador, a mais comum é causada pelo *riser* que liga os poços de petróleo à plataforma de exploração. A dinâmica de escoamento desses *risers* é complexa, muitas vezes causando um fenômeno conhecido como golfadas ou *slugs*. O processo em malha aberta levaria o sistema à instabilidade, prejudicando o desempenho do processo. Portanto, estratégias de controle dos separadores são de fundamental importância para o bom aproveitamento da exploração.

Alternativamente ao pré-processamento em plataformas, novas técnicas vêm sendo utilizadas. Uma dessas é a separação *subsea*, ou seja, levam-se os equipamentos à cabeça do poço onde a separação ocorre e, em seguida, o óleo é bombeado à plataforma. Nessa tecnologia, existem ganhos econômicos e de processo, já que as oscilações causadas pelos *risers* cessam, pois a mistura é bombeada após a separação. Todavia, operações *subsea* ainda representam um grande desafio em termos de controle de processos e fabricação de equipamentos.

Neste trabalho foram desenvolvidos modelos para um poço de petróleo operando por *gas-lift*, um separador trifásico (óleo, água e gás), um separador bifásico (liquído e gás) e um hidrociclone *de-oiler*. O separador bifásico foi colocado na cabeça do poço, tornando-o um separador *subsea*. Dessa forma o poço foi ligado diretamente ao separador. As condições de operação do poço levaram a um regime de escoamento intermitente. O líquido resultante do separador é bombeado para a plataforma e o gás segue para um compressor para retornar ao processo *gas-lift*.

O separador deve possuir um controle que possibilite a proteção das operações adiante, principalmente a bomba. Nesse caso, três estratégias de controle foram testadas onde o nível de líquido e a pressão do separador eram as variáveis controladas e as frações de abertura das válvulas de saída de líquido e gás as variáveis manipuladas. As estratégias *feedback* convencional, *feedback* com ganho adaptativo e *feedback* com *feedforward*, tinham como objetivo a atenuação dos *slugs* e a manutenção da pressão e do nível do separador em patamares aceitáveis. Para estratégia *feedforward* proposta, desenvolveu-se um estimador estocástico ARX, que mostrou-se eficiente na predição de da vazão de líquido alimentada ao separador, adotada no esquema antecipatório. Dentre as estratégias testadas, destaca-se a estratégia que combina o controle *feedback* com adaptação de sintonia a controle *feedforward*, que atendeu satisfatoriamente aos objetivos de suavizar o padrão de descarga de líquido do separador alimentado por escoamento intermitente.

ABSTRACT

PINTO, Diego Di Domenico. **Control Strategies against Severe Slug on Offshore Separators' Feed.** Orientadores: José Luiz de Medeiros e Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo. Rio de Janeiro : UFRJ/EQ/TPQBq, 2009. Dissertação (Mestrado em Tecnologia dos Processos Químicos e Bioquímicos).

Oil, gas and water separation is one of the most important steps on oil exploration. Separator inlet disturbances are ordinary; the most common is caused by the risers that connect the oil filed to the production platform (FPSO). Risers' flow dynamic is complex, many times causing a phenomenon called slugs. The open loop process would lead the system to instability, hindering the process performance. Thus, separator control strategies are highly important to a well exploration recovery.

Alternatively to the FPSO processing, new techniques are being used. One of those is the subsea separation; in other words, the equipments are brought to the well head where the separation occurs, and, following, the oil is pumped to the platform. On this technology, there are economic and process gains, since the oscillations caused by the risers stop, once the fluid is pumped after the separation. However, subsea operations still represent a great challenge for process control and equipments builders.

In this work were developed models for a gas lifted operated well, a three phase separator (oil-water-gas), a bi-phase separator (liquid and gas) and a de oiler hydrocyclone. The bi-phase separator was set on the well head, becoming a subsea separator. As a result, the well was directly connected to the separator. The well operational conditions led to an intermittent regime flow. The separated liquid is pumped to the FPSO and the gas follows to a compressor to return to the gas lift process.

The separator must have a control that allows the following operations protection, specially the pump. In this case, three control strategies were tested where the liquid level and the pressure were the controlled variables and the exit valves opening fraction of gas and liquid were the manipulated variables. The conventional feedback, adaptive feedback and feedback plus feedforward strategies tried to mitigate the slugs and keep the pressure and liquid level under acceptable limits as an objective. For the feedforward strategy proposed, an ARX forecaster was developed, which showed efficient on the prediction of the liquid flow feeding the separator, adopted on the anticipatory scheme. Among the tested strategies, detaches the strategy that combines the adaptive feedback and the feedforward control, which, satisfactory, met the objectives of smooth the separator liquid flow pattern fed by an intermittent flow.

Nomenclatura

Capítulo 1

AR	:	Modelo Auto-Regressivo
ARMA	:	Modelo Auto-Regressivo e de Média Móvel
ARMAX	:	Modelo Auto-Regressivo e de Média Móvel com Entrada Extra
ARX	:	Modelo Auto-Regressivo com Entrada Extra
NARMAX	:	Modelo Não Linear Auto-Regressivo e de Média Móvel com Entrada Extra
MA	:	Modelo de Média Móvel

Capítulo 3

C	:	Comprimento de Tanque
C_L	:	Câmara de separação L
C_S	:	Câmara de separação S
C_V^{MAXL}	:	Constante da válvula para líquido
C_V^{MAXG}	:	Constante da válvula para gás
D	:	Diâmetro do Tanque
g	:	Aceleração gravitacional
G	:	Vazão de Gás
h	:	Altura
L	:	Vazão de Óleo
n	:	Número de mols
MM	:	Massa Molecular
$\dot{n}$	:	Taxa de mols
P	:	Pressão
R	:	Constante universal dos gases
R	:	Raio
S	:	Área
T	:	Temperatura
V	:	Volume

W	:	Vazão de água
x	:	Fração de abertura da válvula
θ	:	Ângulo
ρ	:	Massa específica

Subscritos

c	:	Cilindro
CL	:	Câmara de Separação L
CS	:	Câmara de Separação S
G	:	Gás
i	:	Entrada
L	:	Óleo
o	:	Saída
t	:	Total
v	:	Vertedouro
$VERT$	:	Vertedouro
W	:	Água

Capítulo 4

A	:	Área da seção circular
D	:	Diâmetro do tubo
f	:	Fator de atrito
g	:	Aceleração da gravidade
H	:	Hold-up
K	:	Coeficiente de perda de carga
L	:	Comprimento do tubo
M	:	Massa Molecular
P	:	Pressão
R	:	Constante universal dos gases
Re	:	Número de Reynolds
S	:	Área do *choke*

T	:	Temperatura
X	:	Fração de abertura de válvula
W	:	Vazão
Z	:	Fração mássica
ρ	:	Massa específica
μ	:	Viscosidade

Subscritos

A	:	Anular
C	:	*Choke* de produção
CV	:	Válvula *check-valve* (100% aberta)
G	:	Gás no tubo
GA	:	Gás alimentado no ânulo
GV	:	Válvula Gaveta (100% aberta)
I	:	Gás na injeção tubular
L	:	Líquido no duto de produção
M	:	Mistura (líquido + gás)
OUT	:	Tanque de produção
P	:	*Choke* de produção
R	:	Reservatório
T	:	Tubo
V	:	Ponto de injeção tubular (*bottom-hole pressure*)

Capítulo 5

n	:	Ordem do modelo ARX para entradas
m	:	Ordem do modelo ARX para saídas
S	:	Matriz de seleção das saídas
$\overline{S}$	:	Matriz de seleção das entradas
U	:	Entrada do modelo ARX
W	:	Matriz de Pesos

X	:	Matriz de valores atrasados de entradas e saídas
Y	:	Vetor de entradas experimentais
$\hat{Y}$	:	Vetor de entradas estimado pelos parâmetros do modelo
δ	:	Valor aleatório contido em [0,1]
ω	:	Valor aleatório contido em [0,1]
θ	:	Vetor de parâmetros
Φ	:	Vetor de entradas experimentais

Capítulo 6

C	:	Comprimento do separador
D	:	Diâmetro do separador
G_i	:	Vazão de entrada de gás
G_i^{ARX}	:	Vazão de entrada de gás calculada pelo modelo ARX
h	:	Altura de líquido
h_{SP}	:	*Set-point* de altura
K_a	:	Ganho do atuador da válvula
K_c	:	Ganho proporcional
$K_{I/P}$	:	Conversor de corrente para pressão
K_{Mi}	:	Ganho dos medidores
KCN	:	Ganho proporcional do controlador de nível
KCP	:	Ganho proporcional do controlador de pressão
L_i	:	Vazão de entrada de óleo
L_i^{ARX}	:	Vazão de entrada de óleo calculada pelo modelo ARX
LIC	:	Controlador de nível
P	:	Pressão
P_{OUT}	:	Pressão do separador
PI	:	Controlador proporcional-integral
PIC	:	Controlador de pressão
PID	:	Controlador proporcional-integral-derivativo
P_{SP}	:	*Set-point* de pressão

Q, R	:	Pesos da função objetivo
TICN	:	Ação integral do controlador de nível
TICP	:	Ação integral do controlador de pressão
$\overline{W_b}$, τ	:	Parâmetros do controlador *feedforward*
x_{choke}	:	Fração de abertura da válvula no topo do poço
x_G	:	Fração de abertura da válvula de gás
x_L	:	Fração de abertura da válvula de óleo

Lista de Figuras

Figura 1.1: Reservas de Óleo Mundial 2
Figura 1.2: Produção de Petróleo Mundial 3
Figura 1.3: Produção de Óleo no Brasil 4
Figura 1.4: Exploração de Petróleo *Offshore* 5

Figura 2.1: Principais Equipamentos de um Poço Operado por *Gas-Lift* 11
Figura 2.2: Curva Teórica da Produção de Óleo de um Poço Operado por *Gas-Lift* 12
Figura 2.3: Formação de Oscilações na Produção de Óleo na Linha de Produção 13
Figura 2.4: Separador Gravitacional 14
Figura 2.5: Sistema Convencional de Separação 15
Figura 2.6: Hidrociclone Convencional 18
Figura 2.7: Hidrociclone *De-Oiler* 18
Figura 2.8: Hidrociclones *De-Oiler* 18
Figura 2.9: Unidade de Processamento *Subsea* 20
Figura 2.10: Detalhamento da Unidade de Processamento *Subsea*. (A) Bombas, Separadores centrífugos e Compressores de Gás Molhado; (B) Distribuidores de Energia Elétrica; (C) Transformador; (D) Separador *Subsea*; (E) Base 21
Figura 2.11: Funções de Auto-Correlação para Alguns Modelos AR(1) 27
Figure 2.12: Primeira Auto-Correlação de um Processo MA(1) 28
Figura 2.13: Correlação entre os valores Y_t e Y_{t-1}, e Y_t e Y_{t-2} 29
Figure 2.14: Serie Temporal MA(1) 29

Figura 3.1: Separador Trifásico com Malha de Controle 35
Figura 3.2: Separador *Subsea* Bifásico 42
Figura 3.3: Eficiências Obtidas com Modelo de Corrêia Junior (2008) e Eficiências Estimadas pela Correlação proposta 46
Figura 3.4: Qualidade do Ajuste da Correlação aos Dados Gerados pelo Modelo Corrêa Junior 48
Figura 3.5: Vazões de Entrada do Separador Trifásico 50

Figura 3.6: Vazões de Saída do Separador Trifásico 50
Figura 3.7: Variáveis de Estado do Separador Trifásico 51
Figura 3.8: Dinâmica das Válvulas do Separador Trifásico 51
Figura 3.9: Vazões de Saída do Separador Bifásico 53
Figura 3.10: Variáveis de Estado do Separador Bifásico 53
Figura 3.11: Dinâmica das Válvulas do Separador Bifásico 54
Figure 3.12: Vazão de Entrada de Água no Hidrociclone 55
Figura 3.13: Saídas do Hidrociclone 56

Figura 4.1: Processo *Gas-Lift* 57
Figura 4.2: Locus Estacionário de Variáveis do Processo *Gas-Lift P* pressão na base colunar; *Q* vazão de gás injetado 58
Figura 4.3: (A) Vazões Óleo x Tempo W_R, W_P; (B) Vazões Gás x Tempo W_C, W_I 64
Figura 4.4: Densidade da Mistura Gás-Óleo no Tubo de Produção x Tempo 65
Figura 4.5: Pressões x Tempo : (A) P_V, P_I, P_A; (B) P_T, P_{OUT} 66
Figura 4.6: Hold-ups x Tempo : (A) Ânulo; (B) Gás no Tubo; (C) Óleo no Tubo 67
Figura 4.7: Sensibilidade à Vazão de Gás: (A) Produção Instantânea (t/h) versus Tempo (h) e Taxa de Gás (t/h); (B) Produção Média (t/h) versus Taxa de gás (t/h) 69
Figura 4.8: Sensibilidade da Produção de Óleo com a Pressão do Gás: (A) Produção Instantânea (t/h) versus Tempo (h) e Pressão do Gás (bar); (B) Produção Média (t/h) versus Pressão de Gás (bar); (C) Ciclo Limite de Produção vs. Vazão de Gás em duas Pressões do Gás 71
Figura 4.9: Produção de Óleo com a Temperatura (ºC) do Gás. Ciclo Limite não Sofre Alteração 72
Figura 4.10: Influência da Densidade do Óleo: (A) Produção Instantânea (t/h) versus Tempo (h) e Densidade (kg/m^3); (B) Ciclo Limite de Produção (t/h) versus Vazão de Gás no Choke (t/h) 73
Figura 4.11: Produção Instantânea (t/h) versus Tempo (h) e Pressão do 74

Reservatório (bar)
Figura 4.12: Dinâmica da Pressão no Topo da Coluna de Produção vs Pressão do Reservatório 75
Figura 4.13: Dinâmica da Densidade da Mistura Bifásica vs Pressão do Reservatório 75

Figura 5.1: Entradas do Processo para Identificação ARX (Pressão, Vazão e Fração de Abertura da Válvula) 77
Figura 5.2: Saídas do Processo para Identificação ARX 78
Figura 5.3: Matrizes de Seleção 81
Figura 5.4: Vazão de Óleo na Fase de Identificação 81
Figura 5.5: Vazão de Gás na Fase de Identificação 82
Figura 5.6: Identificação ARX Completa 83
Figura 5.6: Zoom da Região de Validação 84
Figura 5.7: Região de Confiança para Parâmetros da Saída 1 85
Figura 5.8 Região de Confiança para Parâmetros da Saída 2 85
Figura 5.9: Vazão de Óleo Calculada pelo Modelo ARX em Tempo Real 87
Figura 5.10: Vazão de Gás Calculada pelo Modelo ARX em Tempo Real 87
Figura 5.11: Vazão de Óleo Calculada pelo Modelo ARX Dada uma Perturbação no *Set-Poin*t dos Controladores 88
Figura 5.12: Vazão de Gás Calculada pelo Modelo ARX Dada uma Perturbação no *Set-Point* dos Controladores 89

Figura 6.1: Controle *Feedback* Clássico 92
Figura 6.2: Controlador de Pressão 92
Figura 6.3: Controlador de Nível (*Feedback* Clássico) 93
Figura 6.4: Séries Temporais para Sintonia do Controlador *Feedback* Clássico 94
Figura 6.5: Dinâmica das Válvulas (*Feedback* Clássico) 95
Figura 6.6: Dinâmica das Variáveis Controladas (*Feedback* Clássico) 96
Figura 6.7: Controlador de Nível *Feedback* Adaptativo 98
Figura 6.8: Função de Adaptação do Ganho 100
Figura 6.9: Vazão de Óleo (*Feedback* Adaptativo) 100

Figura 6.10: Vazão de Gás (*Feedback* Adaptativo) 101
Figura 6.11: Dinâmica das Válvulas (*Feedback* Adaptativo) 101
Figura 6.12: Dinâmica das Variáveis Controladas (*Feedback* Adaptativo) 102
Figura 6.13: Estratégia de Controle *Feedback* + Feedforward 103
Figura 6.14: Controlador de Pressão com Ação *Antireset Wind-Up* 104
Figura 6.15: Controlador de Nível com Ganho Adaptativo e Ação *Antireset Wind-Up* 105
Figura 6.16: Controlador *Feedforward* 106
Figura 6.17: Vazão de Óleo (Caso 1) 107
Figura 6.18: Vazão de Gás (Caso 1) 108
Figura 6.19: Dinâmica das Válvulas (Caso 1) 108
Figura 6.20: Dinâmica das Variáveis Controladas (Caso 1) 109
Figura 6.21: Predição da Vazão de Óleo via Modelo ARX (Caso 1) 110
Figura 6.22: Comparação entre as Vazões de Óleo e Gás dos Casos Simulados 111
Figura 6.23: Comparação entre as Variáveis Controladas dos Casos Simulados 111
Figura 6.24: Vazão de Óleo com Perturbação no *Set-Point* dos Controladores (Caso 4) 113
Figura 6.25: Vazão de Gás com Perturbação no *Set-Point* dos Controladores (Caso 4) 114
Figura 6.26: Dinâmica das Válvulas com Perturbação no *Set-Point* dos Controladores (Caso 4) 114
Figura 6.27: Dinâmica das Variáveis Controladas com Perturbação no *Set-Point* dos Controladores (Caso 4) 115
Figura 6.28: Predição da Vazão de Óleo com Perturbação no *Set-Point* dos Controladores via Modelo ARX (Caso 4) 116

Figura a1.1: Comparação Entre os Modelos Linear e Não Linear 135
Figura a1.2: Vazão de Óleo (Entrada do Separador) 135
Figura a1.3: Vazão de Gás (Entrada do Separador) 136

Figura a2.1: Vazão de Óleo (Caso 2) 140
Figura a2.2: Vazão de Gás (Caso 2) 141

Figura a2.3: Dinâmica das Válvulas (Caso 2) 141
Figura a2.4: Dinâmica das Variáveis Controladas (Caso 2) 142
Figura a2.5: Predição da Vazão de Óleo via Modelo ARX (Caso 2) 143
Figura a2.6: Vazão de Óleo (Caso 3) 143
Figura a2.7: Vazão de Gás (Caso 3) 144
Figura a2.8: Dinâmica das Válvulas (Caso 3) 144
Figura a2.9: Dinâmica das Variáveis Controladas (Caso 3) 145
Figura a2.10: Predição da Vazão de Óleo via Modelo ARX (Caso 3) 146
Figura a2.11: Vazão de Óleo (Caso 4) 146
Figure a2.12: Vazão de Gás (Caso 4) 147
Figura a2.13: Dinâmica das Válvulas (Caso 4) 147
Figura a2.14: Dinâmica das Variáveis Controladas (Caso 4) 148
Figura a2.15: Predição da Vazão de Óleo via Modelo ARX (Caso 4) 149

Lista de Tabelas

Tabela 1.1: Composição do Petróleo por Elemento 1
Tabela 1.2: Composição do Petróleo por Moléculas 1

Tabela 3.1 Geometria do *de-oiler* 45
Tabela 3.2: Caso Simulado por Corrêia Junior 46
Tabela 3.3 Parâmetros da Correlação 47
Tabela 3.4: Parâmetros Operacionais do Separador Trifásico 49
Tabela 3.5: Parâmetros Operacionais do Separador Bifásico 52
Tabela 3.6: Parâmetros Operacionais do Hidrociclone 54

Tabela 4.1: Condições Simuladas do Processo 63
Tabela 4.2: Parâmetros Geométricos 63
Tabela 4.3: Limites da Análise de Sensibilidade 68

Tabela 5.1: Parâmetros da Função de Perturbação 77
Tabela 5.2: Parâmetros Estimados do Modelo ARX 79

Tabela 6.1: Parâmetros dos controladores *feedback* clássicos 95
Tabela 6.2: Parâmetros da Função de Adaptação do Ganho 97
Tabela 6.3: Parâmetros de Sintonia dos Controladores, com Ganho Adaptativo no LIC 98
Tabela 6.4: Variação dos Parâmetros do Controlador *Feedforward* 107
Tabela 6.5: Perturbações no *set-point* dos controladores 113

Tabela a1.1: Parâmetros do Caso Particular 132
Tabela a1.2: Valores do Estado Estacionário 133

SUMÁRIO

Resumo i
Abstract ii
Nomenclatura iii
Lista de Figuras viii
Lista de Tabelas xiii

1. INTRODUÇÃO 1
1.1 Objetivo 7
1.2 Motivação 8
1.3 Organização da Dissertação 8

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA 10
2.1 Exploração e Tratamento Primário 10
2.1.1 *Gas-Lift* 10
2.1.2 Equipamentos de Separação 13
2.1.3 Processamento *Subsea* 19
2.2 Identificação de Processos 22
2.2.1 Séries Temporais 25
2.2.2 Processos Auto-Regressivos e de Média Móvel (ARMA) 26
2.2.3 Modelos ARX (*Auto Regressive eXternal input*) 30
2.3 Controle de Processos 32
2.3.1 Controle de Nível 32

3. EQUIPAMENTOS DE SEPARAÇÃO 34
3.1 Separador *Subsea* Trifásico 34
3.1.1 Modelagem Dinâmica 34
3.1.1.1 Área de Segmentos Circulares 35
3.1.1.2 Volume de Cilindro de Segmento Circular 35
3.1.1.3 Balanço de Líquido em C_S 36
3.1.1.4 Balanço de Óleo em C_L 37
3.1.1.5 Balanço de Água em C_S 37

3.1.2.6 Balanço de Gás no Tanque 38
3.1.1.7 Cálculo dos Volumes 39
3.1.1.8 Vazão de Óleo no Vertedouro (L_v) 40
3.1.1.9 Válvulas 41
3.1.1.10 Vazões de Saída 41
3.2 Separador *Subsea* Bifásico 42
3.2.1 Modelagem Dinâmica 42
3.2.1.1 Balanço de Líquido 43
3.2.1.2 Balanço de Gás 43
3.2.1.3 Volume de Líquido e Gás 44
3.2.1.4 Vazões de saída 44
3.3 Hidrociclone *De-Oiler* 45
3.3.1 Modelagem Dinâmica 45
3.3.1.1 Correlação para Cálculo de Eficiência de Hidrociclone 45
3.4 Simulações 48
3.4.1 Separador Trifásico 48
3.4.2 Separador Bifásico 52
3.4.3 Hidrociclone *De-Oiler* 54
4. MODELAGEM DINÂMICA DO PROCESSO *GAS-LIFT* 57
4.1. O Processo Gas-Lift 57
4.2. Modelagem Dinâmica do Processo 60
4.3. Simulação do Processo *Gas-Lift*: Caso Base Oscilatório 63
4.4 Sensibilidade da Produção de Óleo a Fatores Operacionais 67
4.4.1 Sensibilidade à Vazão de Injeção de Gás 68
4.4.2 Sensibilidade à Pressão do Gás de Injeção 70
4.4.3 Sensibilidade à Temperatura do Gás de Injeção 72
4.4.4 Sensibilidade à Densidade do Óleo no Reservatório 72
4.4.5 Sensibilidade à Pressão do Reservatório 73
4.4.6 Correlação Entre Respostas 74

5. IDENTIFICAÇÃO ARX 76
5.1 Identificação do Processo *Gas-Lift* Através do modelo ARX-MIMO 76

5.2 Teste com Modelo Rigoroso 86

6. ESTRATÉGIAS DE CONTROLE DE NÍVEL E PRESSÃO DE SEPARADOR *SUBSEA* BIFÁSICO 90

6.1 Controlador *Feedback* Clássico 91

6.1.1 Controlador de Pressão (PIC) 92

6.1.2 Controlador de Nível (LIC) 93

6.1.3 Sintonia 93

6.1.4 Validação da Sintonia com Modelo Rigoroso do Processo 95

6.2 Controlador *Feedback* com Ganho Adaptativo Aplicado ao Controle de Nível 96

6.2.1 Sintonia dos Parâmetros do Controlador Adaptativo de Nível e do Controlador de Pressão 98

6.2.2 Validação da Sintonia com Modelo Rigoroso do Processo 100

6.3 Controlador *Feedforward* + *Feedback* com Ganho Adaptativo 103

6.3.1 Ação *Antireset Windup* 103

6.3.2 Controlador *Feedforward* 105

6.3.3 Comparação de Desempenho da Sintonia *Feedforward* 110

6.4 Análise de Desempenho do Caso 4 112

7. Conclusões e Recomendações 117

ANEXO 1 – LINEARIZAÇÃO DO MODELO DE SEPARADOR BIFÁSICO 120

a1.1 Linearização do Balanço de Óleo no Tanque 120

a1.2 Linearização do Balanço de Gás no Tanque 122

a1.3 Funções de Transferências do Modelo de Separador Bifásico 125

a1.3.1 Função de Transferência para a Altura do Separador 125

a1.3.2 Função de Transferência para a Pressão do Separador 129

a1.4 Resolução das Equações para um Caso Particular 132

a1.5 Simulação 134

a1.6 Código em Matlab 136

ANEXO 2 – INFLUÊNCIA DOS PARÂMETROS DO CONTROLADOR FEEDFORWARD 140

Referências Bibliográficas 150

1. INTRODUÇÃO

O petróleo é, atualmente, uma das principais fontes de energia da maioria dos países. Além de sua relevância como fonte de energia, ele é empregado como matéria-prima para plásticos, borrachas sintéticas, tintas, corantes, adesivos, solventes, detergentes, explosivos, produtos farmacêuticos e cosméticos, entre outros, o que torna evidente sua importância para a sociedade. (DALLAGNOL FILHO, 2005).

A mistura de hidrocarbonetos que compõem o petróleo varia de poço para poço, e de região para região. A composição do petróleo pode diferir tanto em elementos presentes, quanto em tipos de moléculas presentes. As Tabelas 1.1 e 1.2 mostram composições típicas dessa mistura de hidrocarbonetos.

Tabela 1.1: Composição do Petróleo por Elemento.

Elemento	Faixa de Porcentagem	
	Óleo	Gás Natural
Carbono	83 – 87 %	65 – 80 %
Hidrogênio	10 – 14 %	1 – 25 %
Nitrogênio	0,1 – 2 %	1 – 15 %
Oxigênio	0,1 – 1,5%	0 %
Enxofre	0,5 – 6 %	0 – 0,2 %
Metal	< 1000 ppm	n.d.

(Fonte: Speight, 2006; Hyne,2001)

Tabela 1.2: Composição do Petróleo por Moléculas.

Moléculas	Porcentagem Peso (Média)	Faixa de Porcentagem
Parafínicas	30 %	15 – 60 %
Naftênicas	49 %	30 – 60 %
Aromáticas	15 %	3 – 30 %
Asfálticas	6 %	Restante

(Fonte: Hyne, 2001)

Devido a essas diferentes composições, cada mistura de hidrocarbonetos apresenta características físico-químicas próprias, sendo necessária a criação de medições que diferenciem tais misturas. Uma das diferenciações mais comuns e utilizadas é a criada pelo *American Petroleum Institute*, através da qual o petróleo é classificado como leve, médio ou pesado. O *American Petroleum Institute* baseia-se na densidade do óleo a 60ºF (15,55ºC) relativa à da água. O cálculo do grau API é demonstrado na Equação 1.1.

$$^{o}API = \frac{141{,}5}{\rho_{60^{o}F}} - 131{,}5 \qquad (1.1)$$

Segundo o *American Petroleum Institute* uma mistura é considerada (HYNE, 2001):

- Leve, se ºAPI > 35
- Médio, se 25 < ºAPI < 35
- Pesado, se ºAPI < 25

A Figura 1.1 ilustra as características das reservas mundiais de óleo.

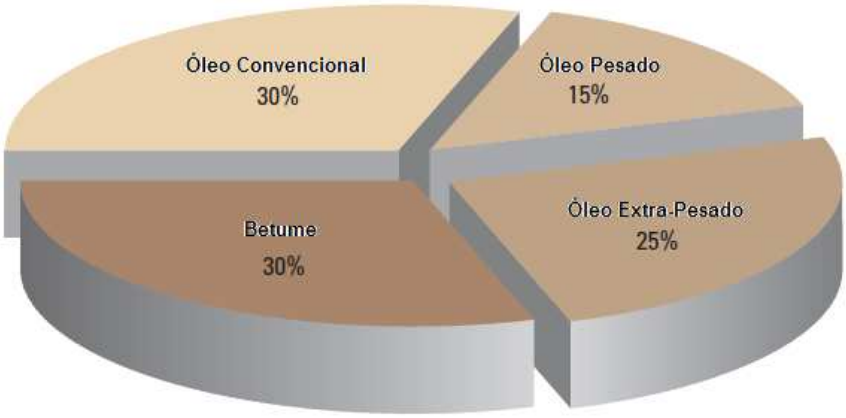


Figura 1.1: Reservas de Óleo Mundial (Fonte: Alboudwarej *et al*, 2006).

A demanda por hidrocarbonetos acompanha o crescimento populacional, o que torna de extrema importância a otimização da exploração e produção de campos de petróleo, que tendem a escassear gradativamente. As Figuras 1.2 e 1.3 confirmam que a produção de óleo vem crescendo a cada ano, podendo, na Figura 1.3, ser observado o comportamento da produção de óleo no Brasil desde 1960.

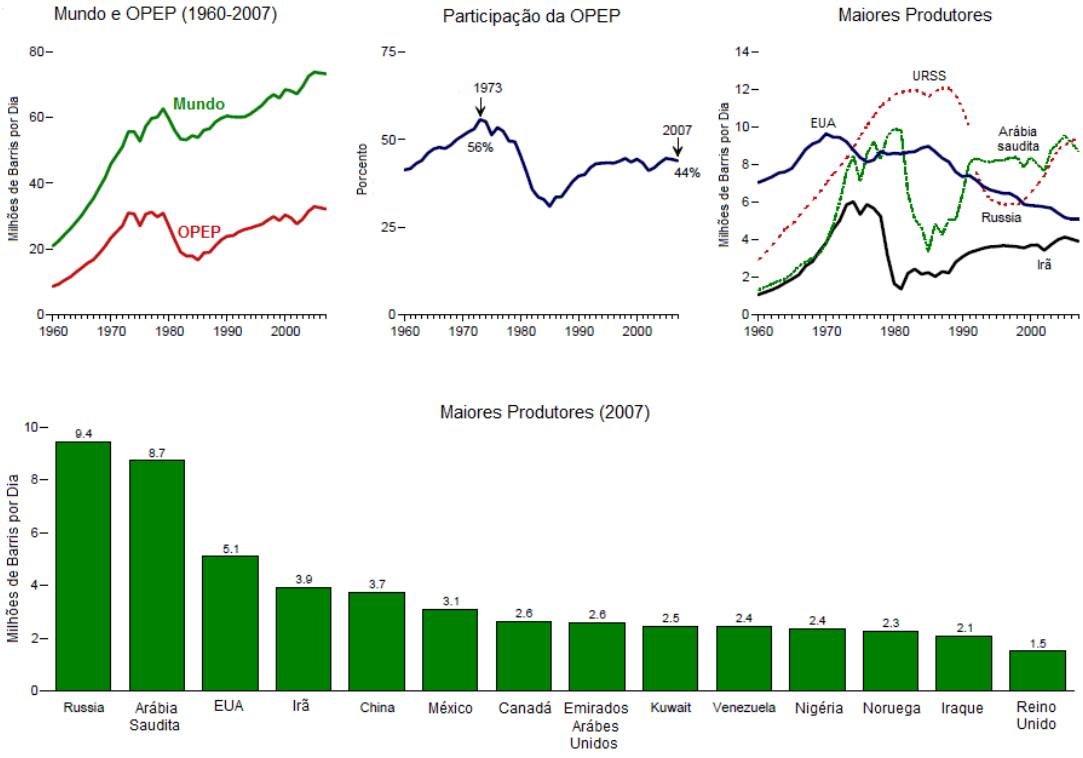


Figura 1.2: Produção de Petróleo Mundial (Fonte: EIA, 2009).

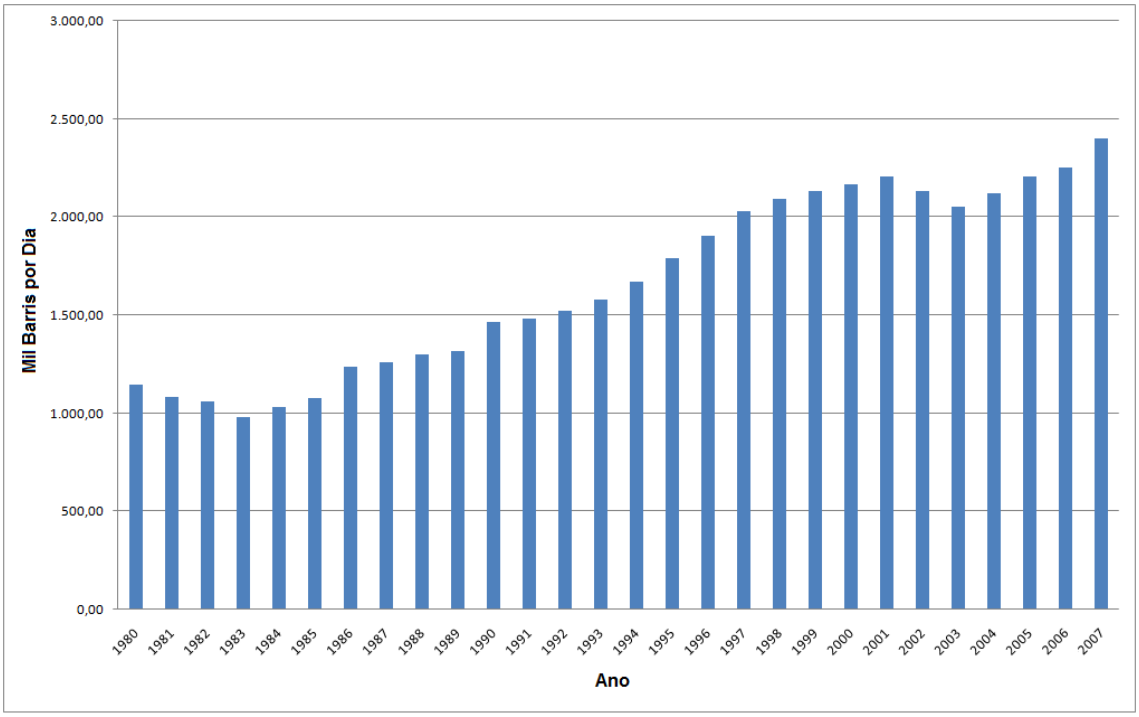


Figura 1.3: Produção de Óleo no Brasil (Fonte: EIA, 2009).

No Brasil, grande parte da produção de óleo e gás vem da exploração de poços localizados *offshore*. A exploração nesses poços exige a participação de plataformas, que são unidades de exploração e pré-processamento de óleo e gás. A tecnologia de construção de plataformas *offshore* é bastante complexa, envolvendo várias áreas da engenharia. Geralmente, a produção de óleo se dá através da exploração de vários poços ligados a uma unidade de processamento (plataforma). A Figura 1.4 ilustra uma possível configuração para exploração de óleo *offshore*.

Com o avanço das tecnologias de exploração torna-se possível buscar a exploração de poços cada vez mais profundos. O Brasil destaca-se como um dos líderes mundiais em exploração de petróleo em águas profundas. No campo da prospecção, temos notícias do descobrimento de poços cada vez mais profundos, como é o caso da recente descoberta óleo na região do pré-sal.

Figura 1.4: Exploração de Petróleo *Offshore*. (Adaptado de: www.coppe.ufrj.br)

A produção eficiente de petróleo é um processo complexo que envolve vários equipamentos e técnicas para recuperar o fluido de uma formação geológica específica, conhecida como reservatório. Um poço de petróleo é criado perfurando-se a rocha até atingir o reservatório e introduzindo-se um duto de metal desde a superfície até um ponto no interior dessa formação. A construção de um poço pode ocorrer em terra firme (*onshore*) ou sob lâmina de água (*offshore*). Normalmente, quando a produção é iniciada, a pressão no interior do reservatório é suficiente para forçar o líquido à superfície. No entanto, após certo período de produção, esta pressão tende a declinar até atingir um nível insuficiente para elevar o líquido à superfície na taxa de recuperação desejada. Nestas situações, métodos alternativos para elevar a produção de petróleo devem ser empregados.

A recuperação de gás nos reservatórios é da ordem de 80%, enquanto a de óleo, em média, é de apenas 20 – 30% (podendo variar de 5 a 80%). Ou seja, após a recuperação primária sobram tipicamente de 70 – 80% de óleo no reservatório. Esses números evidenciam a necessidade de métodos artificiais de elevação e recuperação, recuperações secundárias e terciárias, para extrair o restante de óleo do reservatório (SPEIGHT, 2006; HYNE, 2001). Elevação artificial é utilizada na produção de petróleo quando a energia do reservatório não é suficiente para sustentar a vazão de óleo do poço à superfície com um retorno econômico satisfatório. A escolha apropriada do método de elevação artificial é crítico para a lucratividade do poço de petróleo, visto que uma escolha ruim levaria a baixa produção e a alto custo de operação (SANTOS *et al*, 2001).

Um método para maximizar a recuperação consiste em diminuir a pressão hidrostática da coluna de produção por redução da sua densidade média. A redução da pressão hidrostática colunar permite que a pressão do reservatório eleve o fluido até a superfície mantendo a produção mesmo sob declínio da pressão do reservatório. Esta técnica se baseia na redução da densidade colunar entre o reservatório e a superfície pela injeção de um fluido de levantamento através do espaço anular entre o duto de produção e as paredes do poço. O gás natural é tipicamente utilizado como fluido de levantamento e, neste caso, o processo é denominado de *gas-lift*. O gás é injetado no duto de produção em uma ou mais posições. A mistura ascensional de óleo-gás é separada na superfície, recuperando-se o gás para re-utilização em outro ciclo de *gas-lift*.

A tecnologia *gas-lift* é geralmente empregada em poços *offshore*, uma vez que a energia necessária para vencer não só a altura do poço como também a altura da coluna d'água é maior que a necessária em poços *onshore*. Este fato inviabilizaria a utilização de alguns métodos de elevação artificial, como o uso de bombas hidráulicas conhecidas como *jet pumps*, que podem ser construídas com geometrias específicas para serem introduzidas nos tubos de produção. Essas bombas são sensíveis a material particulado, que causam tanto erosão de seus componentes quanto entupimento de suas vias, inviabilizando o processo. Em processos *offshore*, a manutenção e reposição de peças é

mais complicada quando comparada a uma operação em terra. O método *gas-lift*, nesse caso, torna-se uma opção mais interessante, por ser de fácil operação e instalação e por poder trabalhar em poços que produzem areia (KASSAB *et al.*, 2009).

1.1 Objetivo

O emprego de um sistema *gas-lift* visa maximizar a produção total, e a chave para tal é manter o poço estável, na sua produção otimizada, com o mínimo de manobras na superfície. A injeção deve ser cuidadosamente controlada para evitar danos ao equipamento e permitir recuperação ótima. Por exemplo, vazões de injeção muito elevadas podem provocar *surges* de pressão nos tubos e equipamentos relacionados. Estes *surges* de pressão podem provocar forças de grande intensidade e destrutivas sobre o equipamento de produção. Para manter o poço estável, em sua produção otimizada, e com o mínimo de mudanças na superfície, é necessário:

(i). Identificação da taxa ótima de injeção de gás, localizando níveis ótimos para as variáveis de operação chaves;
(ii). Definição de estratégias de controle que rejeitem ou amorteçam perturbações a que o processo esteja submetido.

Estas etapas são fortemente dependentes do conhecimento da dinâmica do processo, isto é, da existência de modelagem matemática do processo. Neste trabalho, apresentam-se:

a) Modelo de escoamento que captura o padrão instável, com oscilações, golfadas e interrupções que podem afetar a produção de petróleo;

b) Proposição e avaliação de estratégias de controle de nível de separador gravitacional;

c) Identificação do processo *gas-lift* através de um modelo estocástico do tipo ARX, para fins de controle de separadores na presença de *slugs*;

d) Emprego do modelo ARX em estratégia de controle do tipo *feedforward*.

As estratégias de controle concentraram-se basicamente em atuar nas válvulas de saída de óleo e gás do separador. Estratégias do tipo *feedback* e *feedforward* foram testadas objetivando-se reduzir o efeito dos *slugs* (estabilizando as vazões), uma vez que a região de operação escolhida para o processo *gas-lift* foi a região de instabilidade.

1.2 Motivação

Dentre os diversos fatores de motivação para o desenvolvimento de uma ferramenta de simulação *gas-lift*, destacam-se, por sua importância econômica, sua possível aplicação em:

- previsão do comportamento oscilatório do sistema *gas-lift*, de modo a controlar e/ou evitar este comportamento;
- desenvolvimento de estimadores de estado, promovendo um melhor monitoramento e controle do processo;
- busca do desempenho ótimo da produção de poços ativados com sistemas *gas-lift*;;
- identificação do impacto das oscilações provenientes do sistema *gas-lift* em equipamentos de separação e
- avaliação de estratégias de controle do processo.

1.3 Organização da Dissertação

Esta dissertação está organizada em seis capítulos. O Capítulo 2 traz a revisão bibliográfica dos temas abordados. O Capítulo 3 aborda a modelagem de equipamentos de separação típicos, presentes em unidades de tratamento de óleo. Neste capítulo, encontram-se as modelagens dinâmicas de um separador trifásico (água-óleo-gás), de um separador bifásico (óleo-gás) e de um hidrociclone *de-oiler*, bem como resultados de simulações desses modelos.

O Capítulo 4 traz a modelagem de um poço de petróleo que opera com método de elevação artificial *gas-lift*. Perfis de densidade de mistura, pressões e vazões também são mostrados no Capítulo 4. No Capítulo 5 apresenta-se o desenvolvimento da identificação do poço de petróleo operado com *gas-lift* por um modelo do tipo ARX, resultando num preditor dos valores de vazão de óleo e gás (produção).

O Capítulo 6 apresenta a união dos modelos do poço de petróleo operado com *gas-lift* com o modelo do separador bifásico. São apresentados ainda os resultados obtidos através do emprego de diferentes estratégias de controle para o sistema poço/separador. Finalmente, o Capítulo 7 expõe as conclusões deste trabalho e sugestões para trabalhos futuros.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste Capítulo, serão expostas as revisões bibliográficas dos diversos assuntos a serem tratados ao longo da presente dissertação. Assim, a Seção 2.1 faz referência às operações de *gas-lift*, separação do sistema água-óleo-gás e introduz o conceito de processamento *subsea*. Na Seção 2.2, apresentam-se as principais ferramentas de Identificação de Processos e, finalmente, na Seção 2.3, são discutidos os aspectos principais de Controle de Processos.

2.1 Exploração e Tratamento Primário

2.1.1 *Gas-Lift*

O método de elevação artificial *gas-lift* já é bastante conhecido e amplamente utilizado, não só pela indústria petroleira, mas também em outras áreas da engenharia, como o biorreator exposto por BIJMANS *et al* (2009). AAMO *et al.* (2005) propõem um modelo simplificado que simula o comportamento de um poço de petróleo operando por *gas-lift*, capaz de reproduzir a dinâmica oscilatória do sistema. AYATOLLAHI *et al* (2004), KASSAB *et al* (2009), POUGATCH e SALCUDEAN (2008), RAY e SARKER (2007) e DESCAMPS *et al* (2007), também, apresentam trabalhos relacionados ao *gas-lift*.

Na Figura 2.1 é mostrado um esquema simplificado de um poço operando por *gas-lift* e seus principais equipamentos.

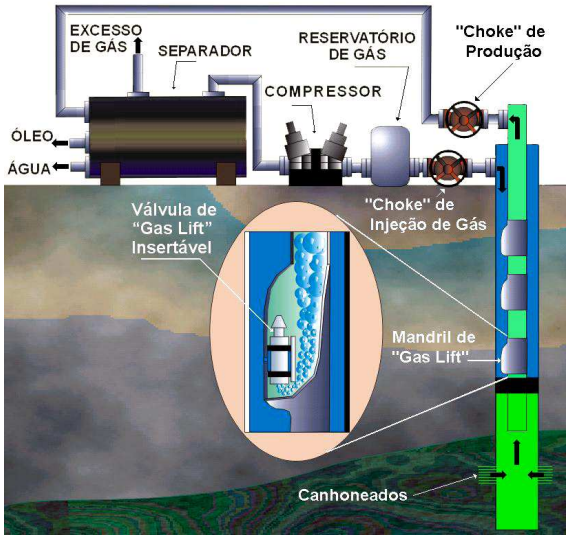


Figura 2.1: Principais Equipamentos de um Poço Operado por *Gas-Lift*.
(Fonte: DALLAGNOL FILHO, 2005)

A injeção de gás deve ser controlada visando evitar danos ao equipamento e permitir recuperação ótima de óleo. Vazões de injeção muito elevadas podem provocar *surges* de pressão nos tubos e equipamentos relacionados, provocando forças destrutivas sobre o equipamento de produção (ROBISON *et al.*, 2001). Em algumas situações, a injeção contínua de gás, conhecida como *gas-lift* contínuo (*continous gas-lift*), não é eficiente e a injeção intermitente (periódica) de gás, conhecida como *gas-lift* intermitente (*intermitent gas-lift*), torna-se economicamente mais atrativa (SANTOS *et al*, 2001).

Enquanto a pressão na linha de injeção de gás é aproximadamente constante, as pressões no interior da coluna de produção variam fortemente, resultando em grandes flutuações na vazão de gás injetado e no conseqüente desempenho da produção. Mudanças na vazão ou na pressão do gás de injeção causam variações dinâmicas que se iniciam no reservatório de óleo e se propagam até a superfície. Devido às distâncias envolvidas serem da ordem de quilômetros, e também devido à localização das válvulas e aos volumes de fluidos envolvidos, várias perturbações somam-se durante o trajeto à superfície. Este comportamento torna a produção do poço intermitente e às vezes instável.

Estas características do processo *gas-lift* retratam uma clara necessidade de um alto nível de automação no ajuste da vazão de gás de injeção, visando à otimização e à estabilização da produção. A automação demanda, por sua vez, o aprimoramento de ferramentas para monitoração, análise, simulação e controle do processo.

A Figura 2.2 exibe um gráfico teórico da curva de produção de um poço de petróleo operando por *gas-lift*. Observa-se que, conforme esperado, a vazão de produção é função da vazão de injeção de gás. A vazão de injeção determina também uma região operacional ótima em termos econômicos, relacionada ao custo de recompressão do gás e ao preço do óleo no mercado, entre outros fatores. Esta região, todavia, apresenta oscilações quando o sistema trabalha em malha aberta, o que dificulta a separação da mistura água-óleo-gás e diminui a produção (DALLAGNOL FILHO, 2005).

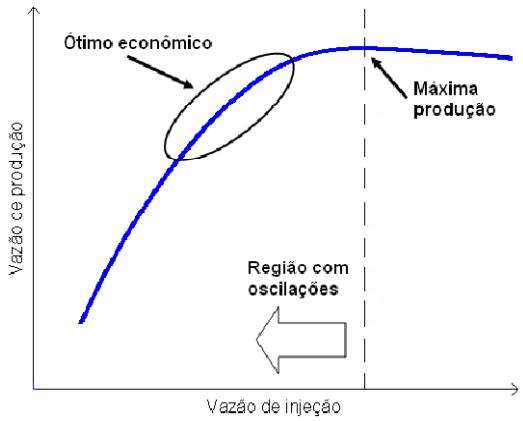


Figura 2.2: Curva Teórica da Produção de Óleo de um Poço Operado por *Gas-Lift*. (Fonte: DALLAGNOL FILHO, 2005)

Essas oscilações, no entanto, não são características exclusivas do processo *gas-lift*. As oscilações causadas pelo *gas-lift* podem ser eliminadas pelo uso de extensas linhas de tubulações, as quais atenuam a amplitude dessas oscilações ao longo de seu comprimento. O uso dessas linhas é comum, uma vez que, como visto na Figura 1.4, uma plataforma coleta óleo de vários poços satélites, que normalmente encontram-se a quilômetros de distância da mesma. Entretanto, forças gravitacionais podem gerar oscilações nos *risers*, conforme mostrado na Figura 2.3, quando a linha de tubos possui um ponto baixo próximo ao *riser*. Essas oscilações, também conhecidas como *slugs*,

representam um grande desafio à engenharia, por provocarem efeitos indesejáveis no processo. Os separadores sofrem alterações em seus níveis, o que afeta a etapa de separação e, em alguns, pode levar ao transbordamento. A oscilação da pressão, causa da oscilação das vazões, promove a diminuição da vida útil e o aumento da freqüência de manutenção dos equipamentos de processo, podendo inclusive reduzir a produção do poço (GODHAVN *et al*, 2005).

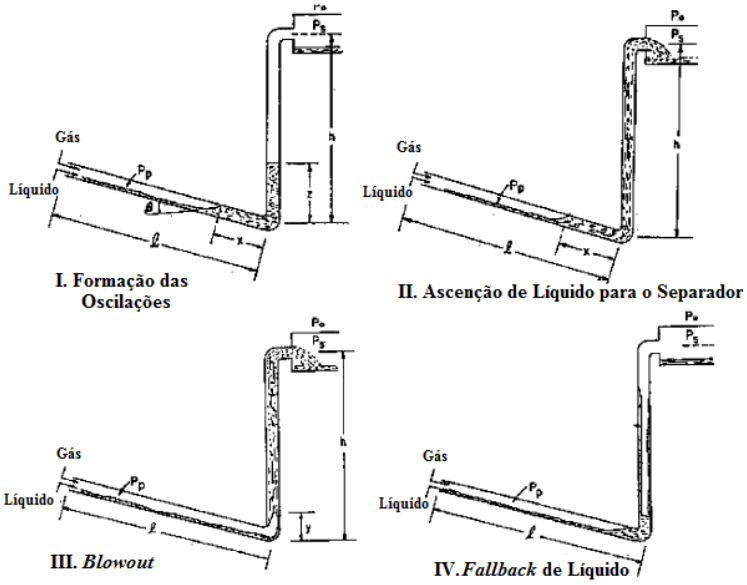


Figura 2.3: Formação de Oscilações na Produção de Óleo na Linha de Produção. (Adaptado de GODHAVN *et al*, 2004)

2.1.2 Equipamentos de Separação

O óleo resultante do poço não atende às especificações de comercialização, devendo passar por um pré-tratamento para que então possa ser refinado ou comercializado em sua forma bruta. Emulsões de água em óleo são prontamente formadas no processo de extração do óleo cru, causando problemas em diversas operações de *downstream*. A corrosão de tubulações, bombas e equipamentos de processos, assim como a desativação de catalisadores são conseqüências da presença de gotículas de água no óleo (BEHIN e AGHAJARI, 2008).

A separação de óleo e água é crítica para o bom funcionamento não só da indústria do petróleo, mas também para o tratamento de água de rejeito (TENCO HYDRO, INC., 2009)

Vasos Separadores

A maioria dos métodos de separação de óleo e água possui suas aplicações reduzidas devido ao alto custo de capital e operacional, à baixa eficiência de separação e ao alto tempo de residência dos processos de separação. Tradicionalmente, a separação primária acontece através de separadores gravitacionais horizontais (BEHIN e AGHAJARI, 2008).

Separadores gravitacionais são dispositivos de separação hidrodinâmicos desenvolvidos para remover material particulado, óleos e gorduras e partículas flutuantes da água através do assentamento gravitacional e de barreiras físicas (STORMWATER, 2006). A Figura 2.4 apresenta um separador gravitacional.

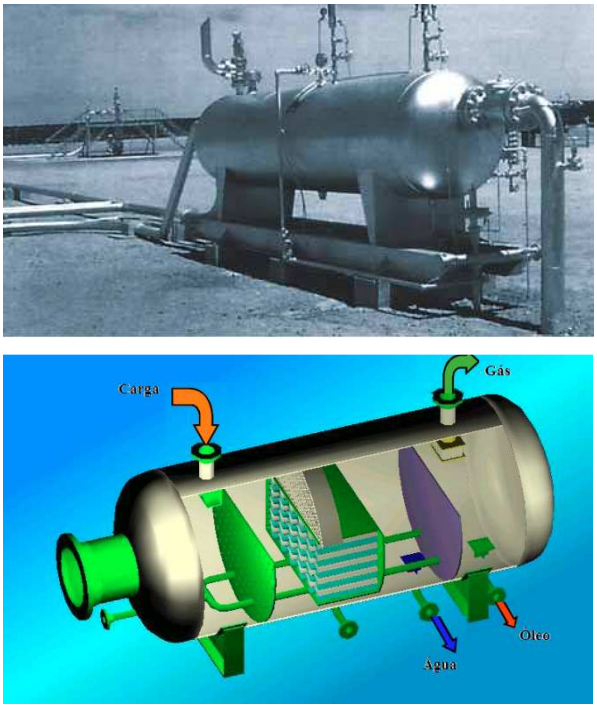


Figura 2.4: Separador Gravitacional.
(Fonte: Natco, 2007; Monarch Separators Inc.)

Separadores gravitacionais baseiam-se no princípio de que fluidos imiscíveis se separam quando em repouso, com os fluidos mais leves no topo e os fluidos mais pesados no fundo. Seu funcionamento é simples: uma mistura de fluidos (por exemplo, gás e óleo) que sai do reservatório entra no tanque de separação. O gás é separado na parte superior do tanque enquanto o líquido é coletado na parte inferior (ASSKILDT e HANSSON, 2000).

Numa planta de processo convencional (Figura 2.5), o separador gravitacional trifásico é o primeiro equipamento do sistema de separação. Além de dividir a mistura em três correntes - água, óleo e gás -, o separador trifásico deve amortecer as perturbações de carga (conhecidas como golfadas ou *slugs*).

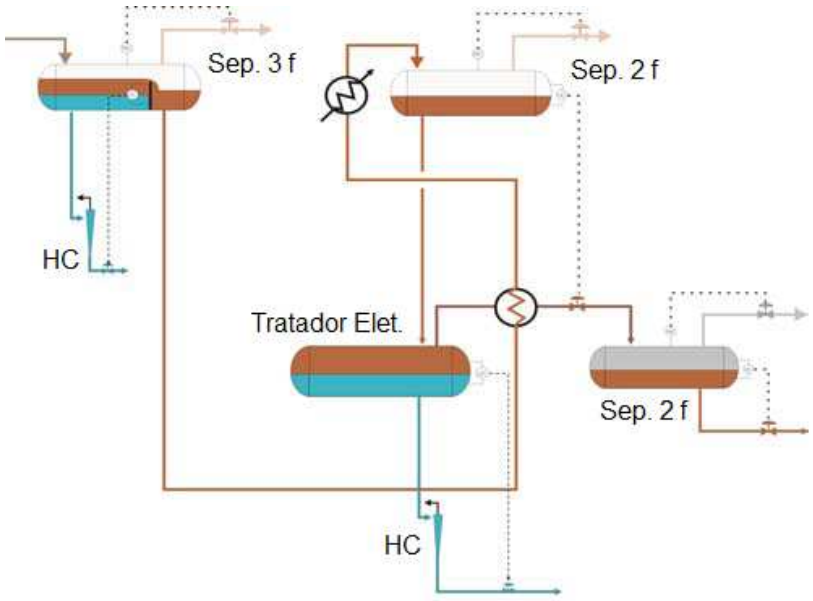


Figura 2.5: Sistema Convencional de Separação (Fonte: Nunes, 2005).

Separadores trifásicos, entretanto, podem apresentar problemas em sua operação, como (TRIGGIA *et al apud* SILVEIRA, 2006):

a) Espuma – Causada por impurezas presentes no líquido, a espuma dificulta o controle de nível do separador, ocupa um espaço que poderia ser utilizado para

coleta de líquido ou decantação e pode ser arrastada pelas correntes de gás ou de óleo.

b) Obstrução de parafinas – As placas coalescedoras (na seção líquida) e os extratores de névoa (na seção gasosa) são particularmente, susceptíveis ao acumulo de parafinas.

c) Material Particulado – A areia, carreada pelo líquido, causa erosão nas válvulas, obstruções e se acumula no fundo do separador.

d) Emulsões – A formação de emulsão acarreta na diminuição do tempo de retenção efetivo, diminuindo assim a eficiência do separador, além de prejudicar o controle de nível.

e) Arraste – Este problema ocorre devido a certas condições operacionais. Quando o nível de líquido está muito alto, algum componente interno foi danificado, existe a formação de espuma, o separador foi mal projetado, existe obstrução da saída de líquido ou o separador opera em condições superiores às projetadas, o óleo é arrastado pela corrente de gás. Já o arraste de gás no líquido sugere baixo nível de líquido, que pode ser causado por uma falha no controle de nível.

A corrente de água resultante do separador trifásico segue para uma unidade de tratamento que consiste de hidrociclones *de-oilers* e uma unidade de flotação, de modo que a concentração de óleo atenda à legislação ambiental (NUNES, 2005). A corrente de óleo é então enviada a um segundo estágio de separação, geralmente um separador bifásico, sendo posteriormente levada a um tratador eletrostático, que a concentração de água a menos de 1%, e a um separador bifásico para a retirada do gás residual e estabilização do óleo (NUNES, 2005).

Existem adaptações para o sistema de tratamento apresentado na Figura 2.5, bem como novas propostas para o tratamento do óleo, como em NUNES (2005) e SILVEIRA (2006). A operação de tais sistemas é muito delicada, devido às suas

características inerentes (escoamento multifásico com perturbações, arranjos de equipamentos – separador-separador, separador-hidrociclone – etc.) e às fortes restrições legislativas, principalmente as ambientais.

O estudo de separadores gravitacionais é amplamente encontrado na literatura, destacando-se os trabalhos de ARAÚJO *et al* (2007), SAYDA e TAYLOR (2007), POLDERMAN (2003), NATCO (2007), PAN AMERICA ENVIRONMENTAL (2009) e SHELL (1996) como contribuições para a modelagem e design de separadores bi e trifásicos.

Hidrociclones De-Oilers

O hidrociclone *de-oiler* foi desenvolvido para a indústria *offshore* de óleo na década de 80, tornando-se rapidamente um equipamento padrão para a recuperação de óleo de águas de produção (PROCESS GROUP, 2008). Este equipamento apresenta como benefícios:

(i) projeto compacto, substituindo equipamentos de grande porte;
(ii) baixo OPEX (capital operacional);
(iii) ausência de partes móveis, diminuindo custos de manutenção;
(iv) Desempenho consistente;
(v) Tecnologia consolidada; e
(vi) Adequados para uso em plataformas *offshore*.

Normalmente, a água proveniente do separador trifásico possui concentração de óleo de aproximadamente 0,1% (1000 ppm). Ao sair do hidrociclone *de-oiler* a corrente de água – com concentração em torno de 200 ppm –, passa ainda por uma unidade de flotação, de onde sai com a concentração especificada de 20 ppm (NUNES, 2006).

A figura 2.6 ilustra um hidrociclone de geometria convencional. Hidrociclones *de-oilers* apresentam o mesmo funcionamento e forma de um hidrociclone convencional, porém possuem uma geometria típica, tendo um pequeno diâmetro

nominal e um largo comprimento (figura 2.7). Os hidrociclones *de-oiles* são usualmente instalados agrupados em vasos pressurizados, com o número de hidrociclones (de 1 a 270) requeridos para suportar a vazão da corrente de água (PROCESS GROUP, 2008), como mostrado na Figura 2.8.

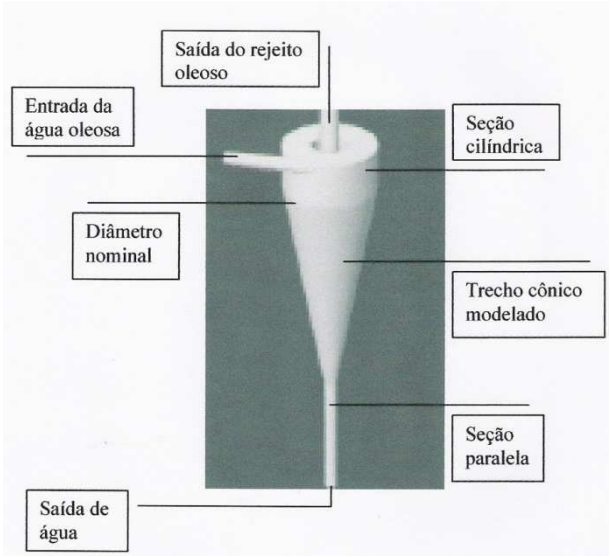


Figura 2.6: Hidrociclone Convencional (Fonte: Corrêa Junior, 2008).

Figura 2.7: Hidrociclone *De-Oiler* (Fonte: CDS Separation Technology).

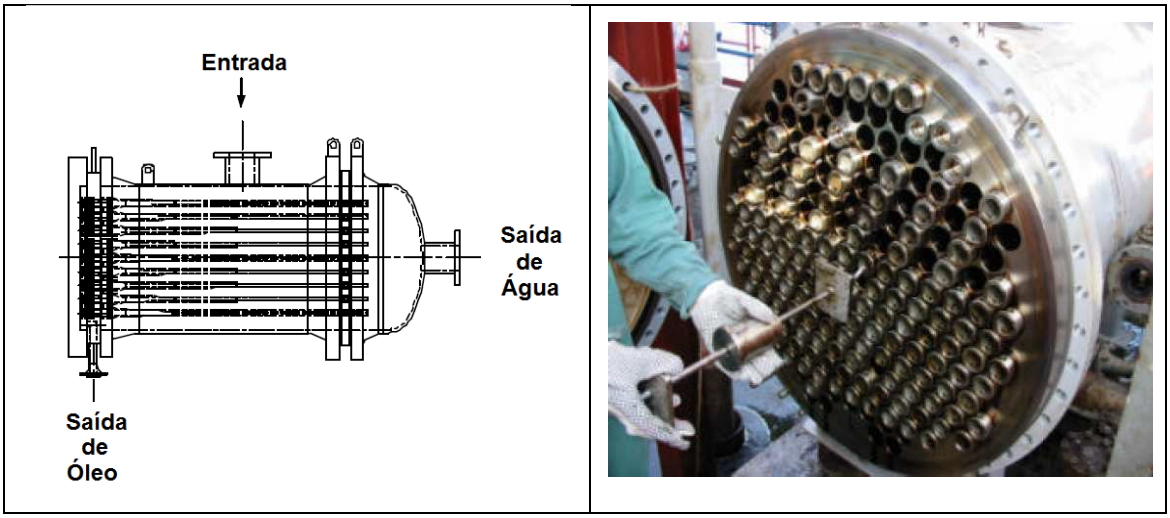


Figura 2.8: Hidrociclones *De-Oiler* (Fonte: APS).

A literatura sobre hidrociclones é extensa e de fácil obtenção, destacando-se os trabalhos de BAI *et al* (2009), que estudam os padrões de escoamento de hidrociclones *de-oilers*, ZHAO *et al* (2008), que pesquisam o comportamento de hidrociclones sob alimentação cíclica para separação de partículas finas e HUSVEG *et al* (2007), que analisam o desempenho de hidrociclones *de-oilers* frente a variações da vazão de entrada.

2.1.3 Processamento *Subsea*

Alternativamente ao processamento do óleo em plataformas, é crescente a utilização de unidades de processamento sob o mar (*subsea*). Tais unidades oferecem novas e expressivas possibilidades de economia para o desenvolvedor do campo de petróleo. Vários projetos de unidades de processamento *subsea* foram desenvolvidos nas últimas décadas, mas o marco desta tecnologia ocorreu em 1998, quando a empresa Norsk Hydro implementou a primeira unidade comercial no poço Troll, no Mar do Norte (FRAMO ENGINEERING AS, 1999). Dentre as vantagens dessa configuração, destacam-se:

- aumento na produção de óleo;

- remoção de água no fundo do mar elimina ou diminui a necessidade de equipamentos no topo;
- desenvolvimento de novos campos com mínimo de equipamentos no topo;
- utilização de plataformas mais simples;
- redução do risco de formação de hidratos; e
- redução dos custos de operação.

A Figura 2.9 ilustra uma unidade comercial de processamento *subsea*, sendo seus componentes apresentados na Figura 2.10.

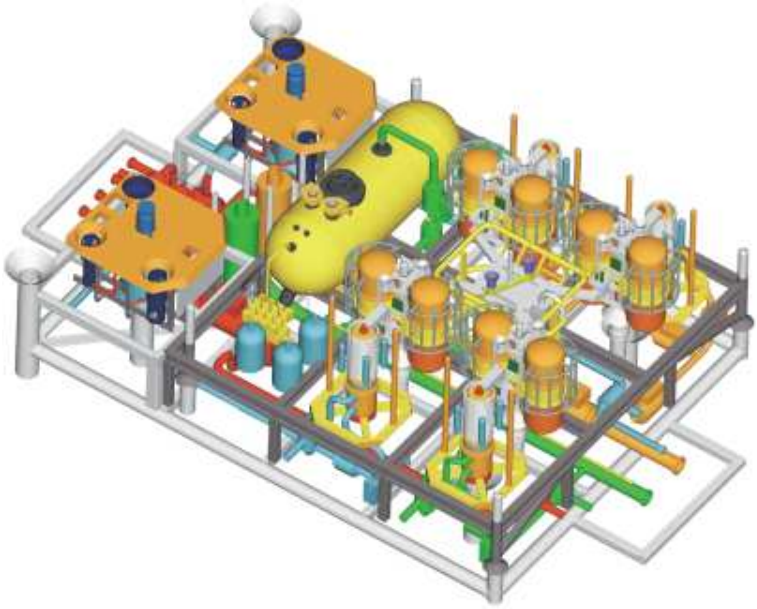
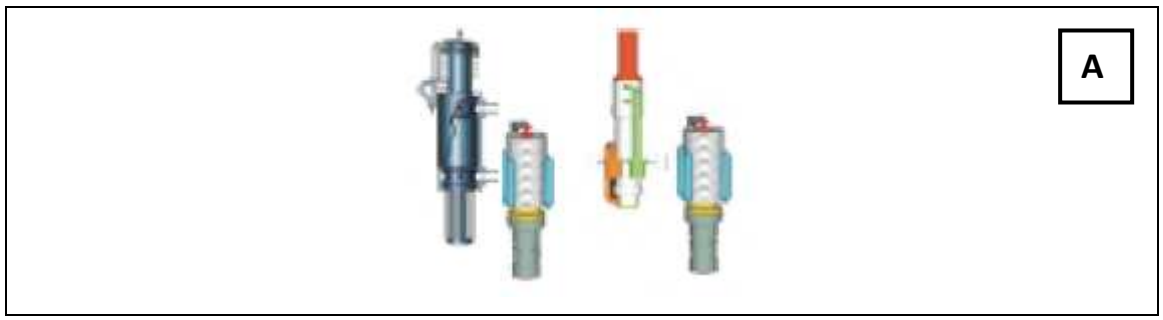


Figura 2.9: Unidade de Processamento *Subsea.*
(Fonte: FRAMO ENGINEERING AS,1999)



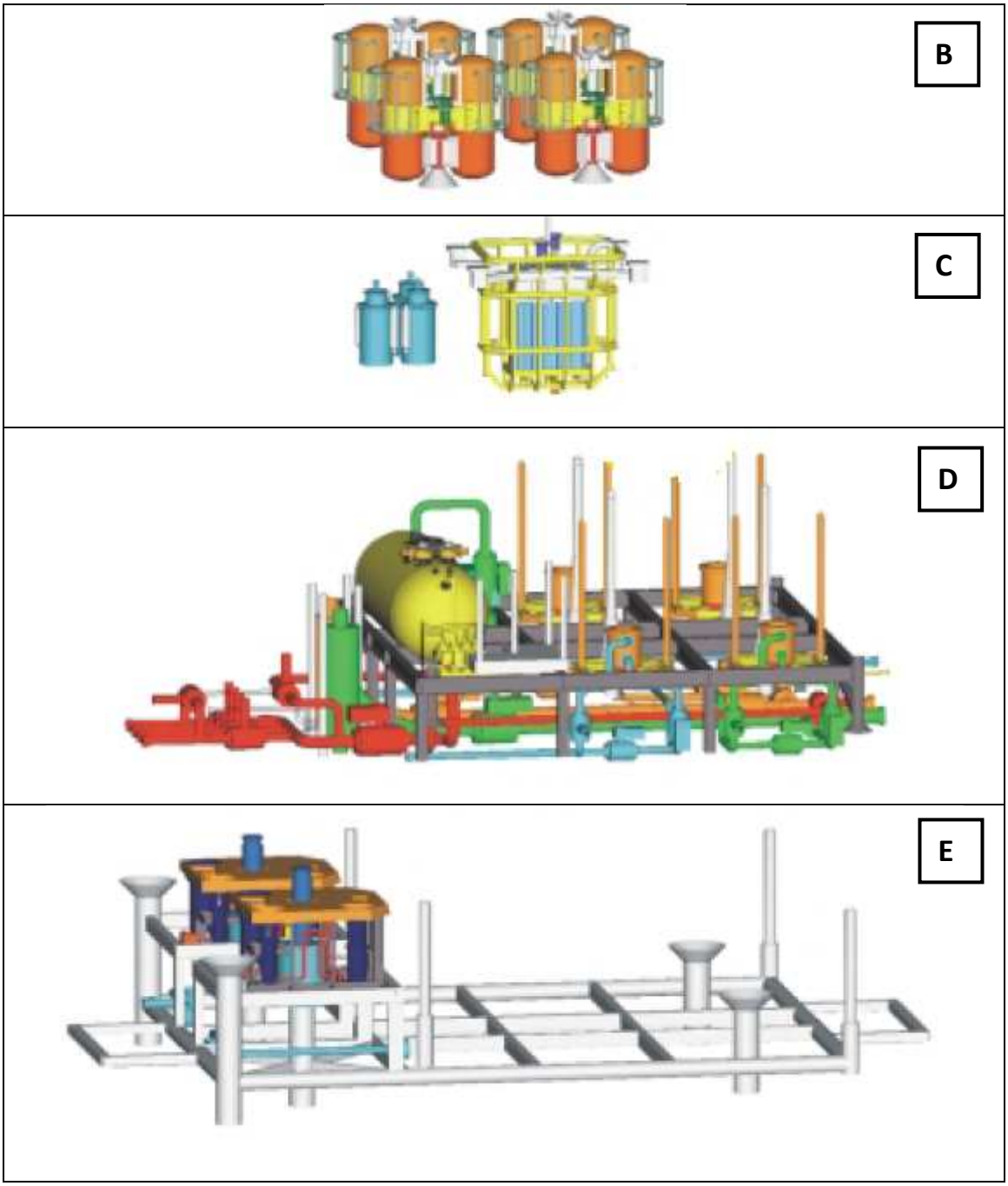


Figura 2.10: Detalhamento da Unidade de Processamento *Subsea*. (A) Bombas, Separadores centrífugos e Compressores de Gás Molhado; (B) Distribuidores de Energia Elétrica; (C) Transformador; (D) Separador *Subsea*; (E) Base. (Fonte: FRAMO ENGINEERING AS, 1999)

A estratégia de explorar campos de óleo e gás remotos utilizando processamento *subsea* reduz a necessidade de grandes plataformas, unidades de processamento e unidades de recompressão. Entretanto, devem-se desenvolver unidades de

processamento compactas, robustas e confiáveis, capazes de trabalhar em altas pressões, exigindo uma maior qualidade dos equipamentos se comparados com os de plataforma (AUSTRHEIM *et al*, 2008).

O processamento *subsea* também possibilita a produção de reservatórios de baixa pressão através de longas distâncias, podendo inclusive aumentar a produção diária de óleo e gás ou até a recuperação total de um reservatório. Entretanto, a instalação de novos equipamentos *subsea* traz vários desafios, também relacionados com controle de processos (SIVERTSEN e SKOGESTAD, 2005). Um dos equipamentos que possibilitaria o controle do processo *subsea* é o separador, geralmente do tipo gravitacional. Ter o controle da pressão e do nível de líquido do separador *subsea* são de extrema importância, visto que tais fatores impactam nas vazões e composições em todo o sistema (SIVERTSEN e SKOGESTAD, 2005).

2.2 Identificação de Processos

Com o avanço da micro-eletrônica ao longo dos anos, suas aplicações estão sendo ampliadas, principalmente no desenvolvimento de novos equipamentos, como sensores de alta sensibilidade e utilização de válvulas reguladoras de atuação remota, para aplicações nas indústrias químicas e petroquímicas.

Aliada ao avanço da micro-eletrônica está a diminuição do custo dos equipamentos, o que possibilita o aumento do número de sensores instalados, aumentando, portanto, a quantidade de dados acerca do comportamento do processo. Tal volume de dados, organizados em séries temporais, viabiliza estudos visando ao aumento da produção, à redução de custos e à otimização de parâmetros operacionais.

Pode-se afirmar que um conjunto de dados detalhados de um processo tem potencial de possuir valiosas informações. Entretanto, existe certa dificuldade em extrair informações úteis do enorme volume de dados, o que caracteriza um sistema “rico em dados, mas pobre em informações” (SINGHAL e SEBORG, 2002).

Devido ao grande volume de dados tornou-se necessária a aplicação de ferramentas matemáticas de análise. Uma dessas ferramentas é a análise estatística que, ao contrário das abordagens baseadas em modelos fenomenológicos, não necessita de equações fenomenológicas para descrever o comportamento do processo. Muitos métodos que empregam análise estatística utilizam séries temporais em sua estrutura (VAZ JUNIOR, 2008).

Em muitos processos, é comum a utilização de modelos matemáticos construídos a partir da análise de dados, ao invés dos modelos fenomenológicos, por exigirem menor complexidade e esforço computacional (KANO *Apud* VAZ JUNIOR, 2008).

LJUNG e GLAD (1994) definem um modelo matemático como a relação entre quantidades (distâncias, fluxos, taxas, etc.) que possam ser observadas em um sistema. Os modelos matemáticos podem obter várias classificações (discreto ou contínuo, linear ou não linear, determinístico ou estocástico, etc.) e, dependendo do propósito, podem servir tanto como instrumentos de simulação quanto de predição (LJUNG, 1987).

A construção de modelos matemáticos que consigam representar bem um processo é um desafio não só na maioria dos campos da Engenharia, mas também em outras ciências como Economia e Biologia. O procedimento de elaboração de modelos matemáticos também é conhecido como identificação.

No contexto de controle de processos, uma importante ferramenta é a identificação de processos através de modelos estocásticos. A função destes modelos é prever o desempenho do processo (valores futuros de variáveis de resposta, valores presentes de entradas ou respostas não medidas, etc.), auxiliando operadores e controladores na inferência do desempenho do processo.

Identificação de sistemas é uma metodologia utilizada para obter características modais de uma estrutura de sistemas existentes através de observações dinâmicas. As características modais de um sistema podem ter vastas aplicações, incluindo:

atualização de modelos, avaliação de estragos, controle ativo e reavaliação de projeto original (ERDOGAN e GÜLAL, 2009).

A construção de modelos matemáticos de sistemas dinâmicos baseia-se em dados observados do sistema, envolvendo os seguintes passos: planejamento do experimento, seleção da estrutura do modelo, estimação de parâmetros e validação do modelo. As construções dos modelos baseiam-se em experimentos cujos sinais de entrada e saída são armazenados e submetidos à análise de dados, para que o modelo possa ser inferido. Esse procedimento é chamado de identificação (LJUNG, 1987; HAYKIN, 1999).

Em certas ocasiões, realizar corridas experimentais para gerar os sinais de entrada e saída é inapropriado, ou mesmo impossível. Dentre estas ocasiões, destacam-se aquelas em que (LJUNG e GLAD, 1994):

- Há elevado custo: testar várias posições de válvulas pode afetar a qualidade de um produto, ou mesmo inviabilizar a produção;
- Há alto risco: o treino de uma planta nuclear pode ser inapropriado;
- O sistema não existe: durante o desenvolvimento de uma nova aeronave, pode-se desejar testar vários tipos de projetos de asas para as propriedades aerodinâmicas.

Os modelos identificados podem ser usados no controle inferencial ou como um sensor brando. Nesse caso, possuem valiosa aplicação nos modelos de controle preditivo (MPC – *Model Predictive Control*), provendo valores *real time* de variáveis cujas medições são efetuadas em menor freqüência que a do controlador (ZHU *et al*, 2009).

No contexto de *gas lift*, uma aplicação natural é a detecção do momento em que se inicia uma golfada. O comportamento oscilatório (golfadas ou *slugs*) do escoamento necessita ser atenuado ou anulado para que equipamentos à jusante possam ser preservados e o processo como um todo atinja um ótimo de produção. Nesta área,

destacam-se as contribuições de GODHAVN *et al* (2005), SIVERTSEN e SKOGESTAD (2005), EIKREM *et al* (2002), STORKAAS e SKOGESTAD (2003), entre outros.

Como exemplos, citam-se os trabalhos de DALLAGNOL FILHO (2005), que utiliza modelos ARMAX e NARMAX para identificar um poço de petróleo operando por injeção contínua de gás; COOK e BEHNIA (1999), na predição de comprimento de *slugs* e VAZ JÚNIOR (2006), na detecção de vazamentos em dutovias.

2.2.1 Séries Temporais

Uma série temporal é uma coleção de observações geradas seqüencialmente através do tempo. Uma característica especial de uma série temporal é a de que os dados são ordenados com relação ao tempo, e espera-se que essa sucessão de observações contenha alguma dependência. E, de fato, é essa dependência que será explorada para a construção de preditores confiáveis (VANDAELE, 1983).

As séries temporais podem ser classificadas como discretas ou contínuas. Nas séries discretas, dados são amostrados de tempos em tempos, ou seja, de forma discreta. São exemplos de séries temporais discretas: precipitação mensal, quilômetros percorridos por um ônibus por dia, PIB anual de um país, entre outros. Já as séries contínuas possuem dados em qualquer instante (e.g. as amostragens são feitas continuamente durante um intervalo de tempo), por exemplo, a temperatura de um ambiente. Apesar de formalmente não se analisar séries temporais contínuas, estas, algumas vezes, podem ser transformadas em discretas para que possam ser aplicados certos métodos de análises (BROCKWELL e DAVIS, 1991; VANDAELE, 1983).

Uma série temporal pode ser descrita por um modelo de primeira ordem auto-regressivo se o valor atual desta série (y(t)) puder ser expresso como uma função linear dos valores anteriores acrescido de um ruído aleatório (e(t)), conforme descrito pela Equação 2.1 (BOX *et al Apud* VAZ JUNIOR, 2006).

$$y(t) = e(t) + \sum_{k=1}^{n} a_k . y(t-k) \tag{2.1}$$

Os parâmetros a_k (k = *1*, ..., n) são os parâmetros auto-regressivos do modelo, a ser estimados. O número de instantes de tempo passados, *n*, corresponde tanto à ordem do modelo quanto ao número de parâmetros a estimar (VANDAELE, 1983).

2.2.2 Processos Auto-Regressivos e de Média Móvel (ARMA)

Dentre os modelos de processos estocásticos estacionários mais simples e amplamente utilizados estão os modelos auto-regressivos de média móvel (ARMA – *autoregressive moving-average*) (POLLOCK, 1999).

Um processo auto-regressivo de ordem *n* (AR(*n*)), como o próprio nome sugere, regressa a si próprio, ou seja, o valor da série no instante *t* é uma combinação linear (Equação 2.2) dos *n* mais recentes valores passados da série, somada a um termo de "inovação" e_t, que incorpora todos os eventos novos da série no instante *t* cujos valores passados não conseguem explicar. Assume-se e_t independente dos valores passados da série (POLLOCK, 1999; CRYER, 2008).

$$Y_t = \phi_1 Y_{t-1} + \phi_2 Y_{t-2} + \cdots + \phi_n Y_{t-n} + e_t \tag{2.2}$$

Supondo um processo estacionário AR(1), $|\phi| < 1$, a magnitude da função de auto-correlação diminui conforme o número de atrasos aumenta. Se $0 < \phi < 1$, todas as correlações serão positivas; caso $-1 < \phi < 0$, a auto-correlação referente ao primeiro atraso é negativa e os sinais das auto-correlações subseqüentes alternam de positivo para negativo, diminuindo sua magnitude exponencialmente. A função de auto-correlação é definida pela Equação 2.4 (CRYER, 2008). A Equação 2.3 representa a variância do termo Y_{t-k}.

$$\gamma_k = \phi^k \frac{\sigma_e^2}{1-\phi^2} \tag{2.3}$$

$$\rho_k = \frac{\gamma_k}{\gamma_0} = \phi^k \text{, para } k = 1, 2, 3, \ldots \qquad (2.4)$$

Uma característica interessante dos processos auto-regressivos é a de possuir uma longa "memória". Define-se ρ_k como o coeficiente de memória do *k*-ésimo instante atrasado, o que também representa o efeito de um choque no período $t + k - 1$ sobre uma observação Y_{t+k}. A função de auto-correlação, ilustrada na Figura 2.11, também é conhecida como função memória (VANDAELE, 1983).

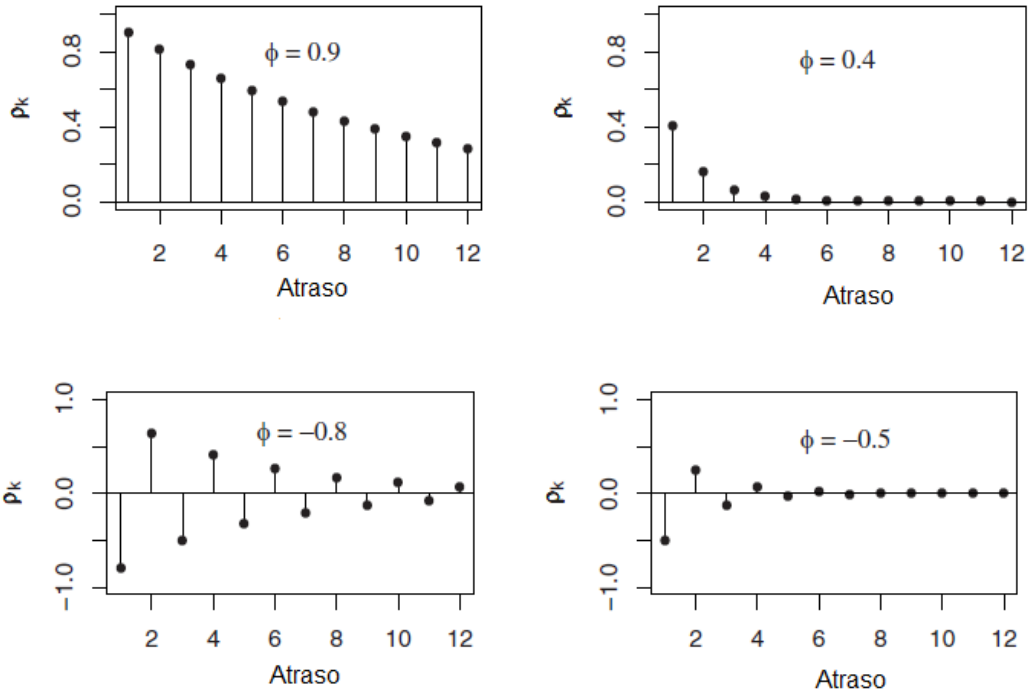


Figura 2.11: Funções de Auto-Correlação para Alguns Modelos AR(1). (Fonte: Cryer, 2008)

POLLOCK (1999) define um processo de média móvel de ordem *m* (MA(*m*)) como aquele que expressa uma seqüência estocástica observável como uma combinação linear dos valores atuais de um processo de ruídos brancos e um número finito de valores atrasados. CRYER (2008) afirma que a terminologia "média móvel" vem do fato de que o valor atual da série, Y_t, é obtido aplicando os pesos 1, $-\theta_1, -\theta_2, \ldots, -\theta_m$

às variáveis e_t , e_{t-1}, e_{t-2} , ... , e_{t-m}, conforme Equação 2.5, e depois aplicando os pesos a e_{t+1}, e_t , e_{t-1}, ... , e_{t-m+1} para obter Y_{t+1} e assim por adiante.

$$Y_t = e_t - \theta_1 e_{t-1} - \theta_2 e_{t-2} - \ldots - \theta_m e_{t-m} \tag{2.5}$$

Para um processo MA(1), a função de auto-correlação é nula para valores atrasados maiores que 1, conforme pode ser observado na Figura 2.13. Entretanto, a auto-correlação referente ao primeiro atraso pode variar com relação às variáveis θ, conforme demonstrado na Equação 2.6.

$$\rho_1 = \frac{-\theta}{1+\theta^2} \tag{2.6}$$

As Figuras 2.12 e 2.13 ilustram a função de auto-correlação para diferentes valores de θ e a correlação entre os valores de um processo MA(1) (Figura 2.14), respectivamente.

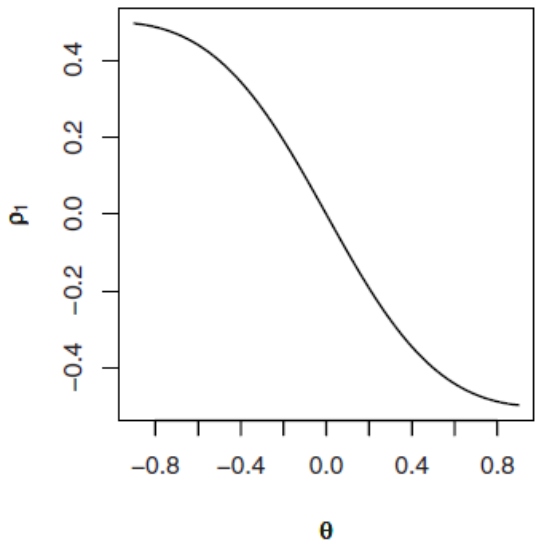


Figure 2.12: Primeira Auto-Correlação de um Processo MA(1) (Fonte: Cryer, 2008).

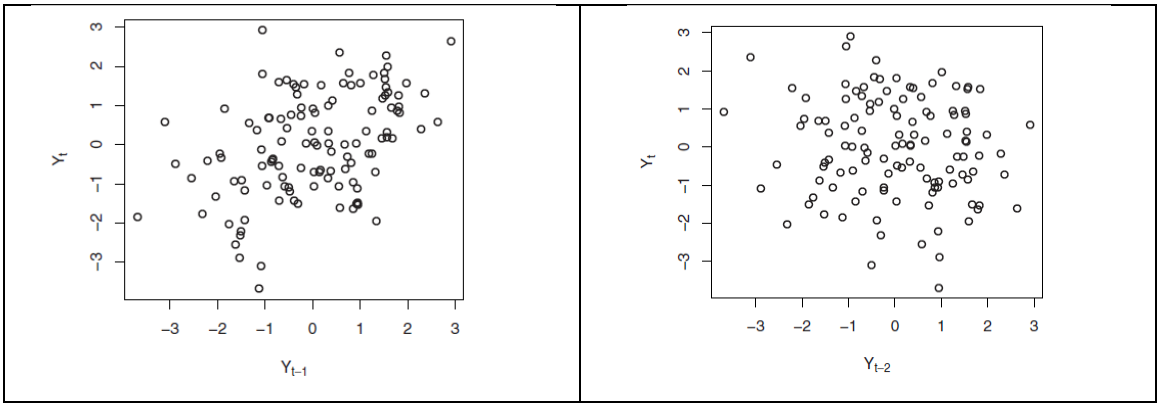


Figura 2.13: Correlação entre os valores Y_t e Y_{t-1}, e Y_t e Y_{t-2}. (Fonte: Cryer, 2008).

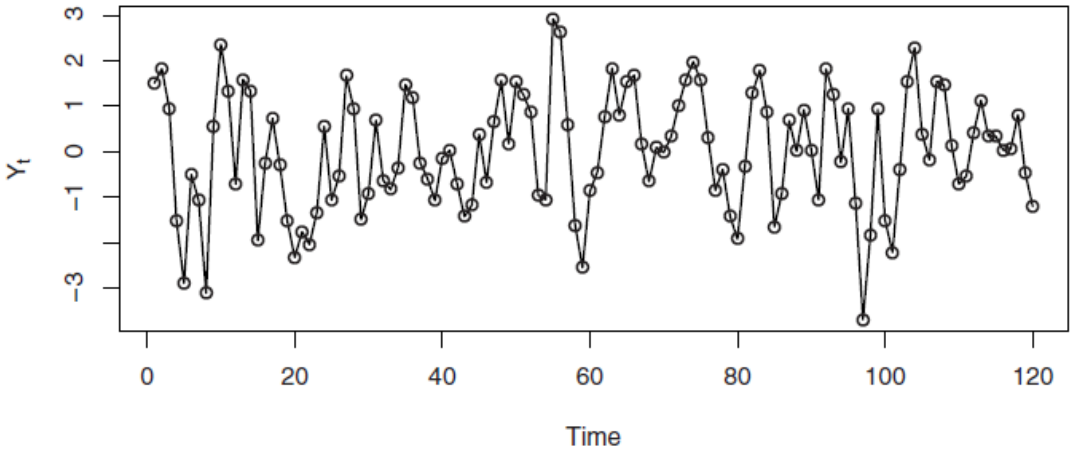


Figure 2.14: Serie Temporal MA(1) (Fonte: Cryer, 2008).

Um modelo ARMA(*n*,*m*) é a união dos modelos AR(*n*) e MA(*m*), sendo definido pela Equação 2.7 (Cryer, 2008).

$$Y_t = \phi_1 Y_{t-1} + \phi_2 Y_{t-2} + \cdots + \phi_n Y_{t-n} + e_t - \theta_1 e_{t-1} - \theta_2 e_{t-2} - \cdots - \theta_1 e_{t-m} \qquad (2.7)$$

As Equações 2.8 e 2.9 definem a previsão de um instante adiante para modelos AR(*n*) e MA(*m*), respectivamente (BROCKWELL e DAVIS, 2001).

$$\hat{Y}_{k+1} = \phi_1 Y_k + \cdots + \phi_n Y_{k+1-n} \quad , \quad k \geq n \qquad (2.8)$$

$$\hat{Y}_{k+1} = \sum_{j=1}^{\min(k,m)} \theta_{nj}\left(Y_{k+1-j} - \hat{Y}_{k+1-j}\right) \quad , \quad k \geq 1 \tag{2.9}$$

BROCKWELL e DAVIS (2001) e POLLOCK (1999) apresentam métodos para estimação de modelos ARMA, tais como a maximização da função verossimilhançae minimização da soma do quadrado dos erros.

A bibliografia sobre séries temporais e modelos AR, MA, ARMA, entre outros é bastante extensa e detalhada, assim outras informações podem ser obtidas consultando trabalhos de BROCKWELL e DAVIS (2001), CRYER (2008), CHATFIELD (2004), HAMILTON (1994), POLLOCK (1999), VANDAELE (1983) entre outros.

2.2.3 Modelos ARX (*Auto Regressive eXternal input*)

Os modelos do tipo ARX são modelos estocásticos não fenomenológicos que trabalham com séries temporais, não possuindo nenhum tipo de equações fenomenológicas, como equações diferenciais relativas ao processo. Por trabalharem com séries temporais, podem ser expressos conforme a equação 4.10.

$$y(t) + \sum_{k=1}^{n} a_k . y(t-k) = e(t) + \sum_{k=1}^{m} b_k . u(t-k) \tag{4.10}$$

Os modelos ARX atuam, geralmente, como modelos preditivos, com o objetivo de minimizar uma função positiva dos erros preditos. Dessa forma, a saída de um modelo ARX é predita com base no fato de que o sistema só varia gradualmente durante o tempo, podendo ser identificado por um conjunto de parâmetros (HUANG e JANE, 2009).

As entradas e saídas do processo devem ser, identificadas, selecionadas e estarem, previamente, disponíveis sob forma de séries temporais.

A Equação 2.11 expressa um preditor ARX(*m*,*n*). Os parâmetros b_k e a_k do modelo são estimados a partir das séries temporais fornecidas por simulação de modelo fenomenológico ou dados extraídos de um processo real.

$$y(t+1|t) = \sum_{k=1}^{m} b_k .u(t-k+1) - \sum_{k=1}^{n} a_k .y(t-k+1) \tag{2.11}$$

Modelo ARX-MIMO (*Multiple Input Multiple Output*)

O modelo ARX-MIMO possui múltiplas entradas e múltiplas saídas (*Multiple Input Multiple Output*), assim, considera a entrada de pelo menos duas variáveis e retorna valores para pelo menos duas variáveis de saída. Como existem múltiplas entradas e saídas, torna-se conveniente trabalhar com as equações do modelo ARX-MIMO na forma matricial. Supondo um processo com n_u entradas (e.g., pressões e temperaturas) e n_y saídas (e.g., vazões) o número de parâmetros a serem estimados é definido pela Equação 2.12, a seguir.

$$N_p = n.n_y^2 + m.n_u.n_y \tag{2.12}$$

Na identificação do processo através de um modelo do tipo ARX-MIMO, algumas premissas devem ser adotadas:

(i). a Equação 2.13 deve ser verdadeira;
(ii). as amostragens são independentes e;
(iii). as amostragens são variáveis normais ao redor dos valores corretos com variâncias características do instante de amostragem.

$$\underline{\hat{Y}}_i = \underline{\underline{X}}.\underline{\hat{\theta}}_i \tag{2.13}$$

Onde $\underline{\hat{\theta}}_i$ é o vetor de parâmetros estimados para a saída *i*, $\underline{\underline{X}}$ é a matriz dos valores das entradas e saídas atrasados *m* e *n* instantes e $\underline{\hat{Y}}_i$ é o vetor contendo os valores da saída *i* calculados com os parâmetros estimados $\underline{\hat{\theta}}_i$.

2.3 Controle de Processos

Atualmente, a maioria das indústrias utiliza controladores em seus processos. Processos operando em malha aberta podem levar o sistema a instabilidades, comprometendo a segurança e a lucratividade. Essa área vem crescendo ao longo dos anos e novas estratégias de controle e sintonia de parâmetros vêm sendo desenvolvidas.

Nesse trabalho destacou-se a importância do controle de nível de separadores, devido às crescentes perturbações nas cargas de alimentação e necessidades de otimizar lucratividade e segurança.

2.3.1 Controle de Nível

O controle de nível de um separador desempenha um papel fundamental na operação de vários processos. O controle de nível de líquidos é relativamente simples: um controlador PI clássico que utiliza um ganho proporcional alto pode manter o nível próximo ao *set-point*. Porém, isso pode levar a variações na vazão de saída maiores do que as da vazão de entrada (EXPERTUNE, 2009). Em sistemas cujas oscilações na carga são pequenas, a utilização de um controlador PID clássico é satisfatória. Entretanto, a estabilidade na vazão da carga vem sendo comprometida devido à maturação dos poços (uso de *gas-lift*), associada à produção em lâminas d'água cada vez maiores (NUNES, 2004).

Os separadores possuem a propriedade de evitar a propagação de perturbações de nível se seu volume for corretamente explorado. O nível do separador deve oscilar dentro de limites máximos e mínimos, evitando a passagem de gás pela saída de líquido e o arraste de líquido pela corrente gasosa, o que prejudicaria a etapa de recompressão

de gás. Assim, o controlador deve lidar com dois objetivos conflitantes: suavizar as vazões de entrada e respeitar os limites de flutuação permitidos (SBARBARO e ORTEGA, 2005).

Para minimizar perturbações à jusante, a vazão de saída do separador (tanque pulmão) deve ser constante, igual ao valor médio da vazão de entrada do separador. Ressalta-se que variações das condições operacionais das plantas de processamento primário promovem freqüentes mudanças na carga e alterações de regime de escoamento na linha de produção (NUNES, 2004). Estratégias de controle que utilizam o volume de um tanque para amortecer as perturbações da carga, permitindo que seu nível oscile, são encontradas na indústria e na literatura especializada, como as contribuições de NUNES (2004), SBARBARO e ORTEGA (2005), ARAÚJO *et al* (2007), PORTELLA (2008), FAANES e SKOGESTAD (2003), STORKAAS (2005), GODHAVN *et al* (2004; 2005), ZHOU *et al* (2008) .

Tradicionalmente, é utilizada uma metodologia conhecida como *averaging level control*, referenciada aqui como “controle suavizante”, com controlador proporcional-integral ou controlador intuitivo não linear. Os controladores suavizantes trabalham com ganhos dinâmicos sintonizados para produzir respostas de saída lentas, mas ao mesmo tempo sendo rápido o suficiente para garantir que os limites de nível não sejam violados (SBARBARO e ORTEGA, 2005).

As estruturas variam desde um controlador puramente proporcional a um *feedforward*. Grande parte dessas estratégias exige o input do valor da vazão de entrada ou de saída, que pode ser medido ou simplesmente inferido através de equações matemáticas (equações de válvulas ou balanços mássicos) (NUNES, 2004).

3. EQUIPAMENTOS DE SEPARAÇÃO

Neste Capítulo serão apresentadas as modelagens utilizadas de alguns equipamentos de separação utilizados em plantas convencionais. Dentre eles, serão apresentadas as modelagens para:

- Separador *Subsea* Trifásico;
- Separador *Subsea* Bifásico;
- Hidrociclones *De-Oilers*.

Neste trabalho será dado destaque ao modelo do separador *subsea* bifásico, o qual será integrado com o processo *gas-lift* e testado diferentes estratégias de controle.

3.1 Separador *Subsea* Trifásico

Separadores trifásicos, tradicionalmente, são os equipamentos que iniciam o tratamento da mistura extraída dos poços de petróleo, separando-a em óleo, água e gás. O volume do separador pode ser explorado para amenizar as possíveis perturbações na alimentação (golfadas). A Figura 3.1 é apresenta um separador trifásico.

3.1.1 Modelagem Dinâmica

A Figura 3.1 exibe o separador trifásico controlado por três controladores *feedback* atuando nas válvulas de saída de água, óleo e gás; bem como, alguns dos símbolos utilizados na modelagem dinâmica.

O separador trifásico foi modelado, simplificadamente, baseado no balanço de massa de óleo, água e gás nos compartimentos do separador (C_S e C_L).

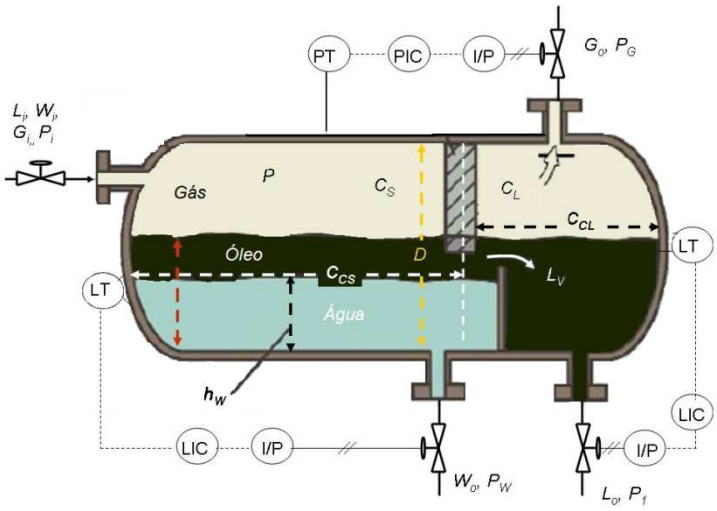


Figura 3.1: Separador Trifásico com Malha de Controle.

3.1.1.1 Área de Segmentos Circulares

Aproximando a geometria do separador a um cilindro perfeito, a área de seguimentos circulares é dada pela Equação 3.1.

$$S = \frac{D^2}{4} a\cos(1-\frac{2h}{D}) - \frac{1}{2}(D-2h)\sqrt{h(D-h)} \tag{3.1}$$

3.1.1.2 Volume de Cilindro de Segmento Circular

O volume do cilindro ocupado por líquido é dado pela Equação 3.2.

$$V = \frac{V_C}{\pi}\left\{a\cos(1-\frac{2h}{D}) - \frac{2(D-2h)\sqrt{h(D-h)}}{D^2}\right\} \tag{3.2}$$

onde V_C é o volume total do cilindro.

A Equação 3.3 é obtida derivando-se a equação de volume (Equação 3.2) em relação à altura. Dessa maneira:

$$\frac{dV}{dh} = \frac{8V_C}{\pi D^2}\sqrt{h(D-h)} \tag{3.3}$$

Como $V_C = C\frac{\pi D^2}{4}$, segue que:

$$\frac{dV}{dh} = 2.C\sqrt{h(D-h)} \tag{3.4}$$

Dessa forma a derivada temporal do volume do cilindro de segmento circular é dada pela Equação 3.5.

$$\frac{dV}{dt} = \frac{dV}{dh}\frac{dh}{dt}$$

$$\frac{dV}{dt} = 2.C\sqrt{h(D-h)}\frac{dh}{dt} \tag{3.5}$$

3.1.1.3 Balanço de Líquido em C_S

Aplicando um balanço de líquido no compartimento C_S, tem-se:

$$\frac{dV_{CS}}{dt} = L_i + W_i - W_0 - L_V \tag{3.6 a}$$

Aplicando a Equação 3.5 à Equação 3.6 a é possível obter a relação da altura de líquido (água + óleo) em C_S no separador com o tempo (equação 3.6 b).

$$\frac{dh_t}{dt} = \frac{L_i + W_i - W_0 - L_V}{2C_{CS}\sqrt{h_t(D-h_t)}} \tag{3.6 b}$$

3.1.1.4 Balanço de Óleo em C_L

No compartimento C_L, em condições normais de operação, o único líquido presente será o óleo, por isso para este compartimento é feito um balanço, unicamente, de óleo.

$$\frac{dV_{CL}}{dt} = L_V - L_0 \tag{3.7 a}$$

Analogamente à seção 3.1.1.3, aplica-se a Equação 3.5 à Equação 3.7 a para obter a relação da altura de óleo em C_L com o tempo (Equação 3.7 b).

Deve-se atentar ao fato da altura de líquido do compartimento C_L não poder ser maior que a altura de líquido do compartimento C_S, assim:

$$\frac{dh_L}{dt} = \begin{cases} \dfrac{L_V - L_0}{2C_{CL}\sqrt{h_L(D-h_L)}}, & h_t > h_L \\ \dfrac{dh_t}{dt}, & h_t \le h_L \end{cases} \tag{3.7 b}$$

3.1.1.5 Balanço de Água em C_S

A Equação 3.8 b é obtida da mesma maneira como fora realizado anteriormente nas seções 3.1.1.3 e 3.1.1.4.

$$\frac{dV_{CS}^{W}}{dt} = W_i - W_0 \tag{3.8 a}$$

$$\frac{dh_w}{dt} = \frac{W_i - W_0}{2C_{cs}\sqrt{h_w(D-h_w)}} \tag{3.8 b}$$

3.1.2.6 Balanço de Gás no Tanque

A fase gasosa do separador foi modelada idealmente, dessa forma o número de moles de gás é dado pela equação de Clapeyron.

$$n_G = \frac{V_t - V_{CS} - V_{CL}}{RT / P}$$

$$n_G = \frac{P}{RT}(V_t - V_{CS} - V_{CL}) \tag{3.9}$$

A vazão molar de gás de entrada e saída é apresentada, respectivamente, pelas Equações 3.10 e 3.11.

$$\dot{n}_i = \frac{G_i}{RT / P} \quad \therefore \quad \dot{n}_i = \frac{PG_i}{RT} \tag{3.10}$$

$$\dot{n}_0 = \frac{G_0}{RT / P} \quad \therefore \quad \dot{n}_0 = \frac{PG_0}{RT} \tag{3.11}$$

Para o balanço de gás, tem-se:

$$\frac{dn_G}{dt} = \dot{n}_I - \dot{n}_0$$

Substituindo as Equações 3.10 e 3.11:

$$\frac{dn_G}{dt} = \frac{P}{RT}(G_i - G_0) \tag{3.12}$$

Calculando $\frac{dn_G}{dt}$ através da Equação 3.9:

$$\frac{dn_G}{dt} = \frac{(V_t - V_{CS} - V_{CL})}{RT}\frac{dP}{dt} - \frac{P}{RT}(\frac{dV_{CS}}{dt} + \frac{dV_{CL}}{dt})$$

Com as Equações 3.6 a e 3.7 a, resulta:

$$\frac{dn_G}{dt} = \frac{(V_t - V_{CS} - V_{CL})}{RT}\frac{dP}{dt} - \frac{P}{RT}(L_i + W_i - L_0 - W_0) \tag{3.13}$$

O comportamento dinâmico da pressão no separador é dado pela Equação 3.14 ao igualar-se as Equações 3.12 e 3.13.

$$\frac{dP}{dt} = \frac{P(L_i + W_i + G_i - L_0 - W_0 - G_0)}{V_t - V_{CS} - V_{CL}} \tag{3.14}$$

3.1.1.7 Cálculo dos Volumes

O cálculo dos volumes de líquidos (óleo, água e óleo + água), nos seguimentos C_S e C_L do separador são obtidos através da Equação 3.2. A Equação 3.15 representa o volume de líquido (óleo + água) no segmento C_S, a Equação 3.16 representa o volume de óleo no segmento C_L e a Equação 2.17 representa o volume de água no segmento C_S.

Volume de líquido no compartimento C_S:

$$V_{CS} = \frac{V_{cs}^T}{\pi}\left\{a\cos(1 - \frac{2h_t}{D}) - \frac{2(D - 2h_t)\sqrt{h_t(D - h_t)}}{D^2}\right\}$$

$$V_{cs}^T = C_{CS} * \frac{\pi D^2}{4}$$

$$V_{Cs} = C_{CS}\left\{\left(\frac{D^2}{4}\right)a\cos(1 - \frac{2h_t}{D}) - \frac{1}{2}(D - 2h_t)\sqrt{h_t(D - h_t)}\right\} \tag{3.15}$$

Volume de óleo no compartimento C_L:

$$V_{CL} = \frac{V_{CL}^{T}}{\pi}\left\{a\cos(1-\frac{2h_L}{D}) - \frac{2(D-2h_L)\sqrt{h_L(D-h_{Lt})}}{D^2}\right\}$$

$$V_{CL}^{T} = C_{CL} * \frac{\pi D^2}{4}$$

$$V_{CL} = C_{CL}\left\{\left(\frac{D^2}{4}\right)a\cos(1-\frac{2h_L}{D}) - \frac{1}{2}(D-2h_L)\sqrt{h_L(D-h_L)}\right\} \quad (3.16)$$

Volume de água no compartimento C_S:

$$V_{CS}^{W} = \frac{V_{CS}^{T}}{\pi}\left\{a\cos(1-\frac{2h_W}{D}) - \frac{2(D-2h_W)\sqrt{h_W(D-h_W)}}{D^2}\right\}$$

$$V_{CS}^{T} = C_{CS} * \frac{\pi D^2}{4}$$

$$V_{CS}^{W} = C_{CS}\left\{\left(\frac{D^2}{4}\right)a\cos(1-\frac{2h_W}{D}) - \frac{1}{2}(D-2h_W)\sqrt{h_W(D-h_W)}\right\} \quad (3.17)$$

Volume de óleo no compartimento C_S:

$$V_{CS}^{L} = V_{CS} - V_{CS}^{W} \quad (3.18)$$

3.1.1.8 Vazão de Óleo no Vertedouro (L_v)

A vazão de óleo que atravessa de C_S para C_L é dada pela Equação 3.19 (Equação de Francis, PERRY, 1984).

$$L_V = 0.415.\sqrt{2g}.(C_{VERT} - 0{,}2.(h_t - h_{VERT}))(h_t - h_{VERT})^{3/2} \quad (3.19)$$

onde :

$$C_{VERT} = 2\sqrt{h_{VERT}\,(D - h_{VERT})}$$

3.1.1.9 Válvulas

As válvulas de saída de óleo, água e gás foram modeladas como válvulas de escoamento unidirecional (*check valve*) conforme demonstrado nas Equações 3.20 e 3.21 (PERRY, 1984).

$$W_L = 2{,}4028 * 10^{-4} * C_V^{MAXL} * x \sqrt{\frac{P_{in} - P_{OUT}}{\dfrac{\rho}{\rho_{H_2O,15{,}5^oC}}}} \tag{3.20}$$

$$W_G = \frac{295}{3600} * C_V^{MAXG} x_G \sqrt{\frac{(P - P_G)(P + P_G)}{T.\left(MM_G / MM_{AR}\right)}} \qquad T = 15^o \;\; e \;\; P = 1{,}013 \;\; bar \tag{3.21}$$

Alternativamente à utilização de C_V, a vazão em válvulas pode ser dada em função do conceito de perda de carga em acidentes (K), como descrito na Equação 3.22. Os parâmetros K são amplamente encontrados na literatura, para diversos tipos de válvulas.

$$F = S.x\sqrt{\frac{2\rho\Delta P}{K}} \tag{3.22}$$

3.1.1.10 Vazões de Saída

As Equações 3.23, 3.24 e 3.25 representam as vazões de saída de óleo, água e gás respectivamente.

$$L_0 = 2{,}4028 * 10^{-4} * C_v^{MAXL} * x_L \sqrt{\frac{P - P_L + \rho_L * g * h_L * 10^{-5}}{\dfrac{\rho_L}{\rho_{H_2O,15{,}5^oC}}}} \tag{3.23}$$

$$W_0 = 2{,}4028 * 10^{-4} * C_v^{MAXW} * x_W \sqrt{P - P_W + 10^{-5} * \Theta} \quad (3.24)$$

onde:

$$\Theta = \rho_W * g * h_W + \rho_L * g * (h_t - h_W)$$

$$G_0 = 2{,}881 * 10^{-4} * C_V^{MAXG} x_G \sqrt{\frac{(P - P_G)(P + P_G).T.\frac{MM_{AR}}{MM_G}}{P^2}} \quad (3.25)$$

3.2 Separador *Subsea* Bifásico

A Figura 3.2 ilustra um esquema de um separador bifásico (óleo-gás), onde uma mistura de óleo e gás é separada, com o gás saindo pela parte superior do separador e o óleo pela parte inferior.

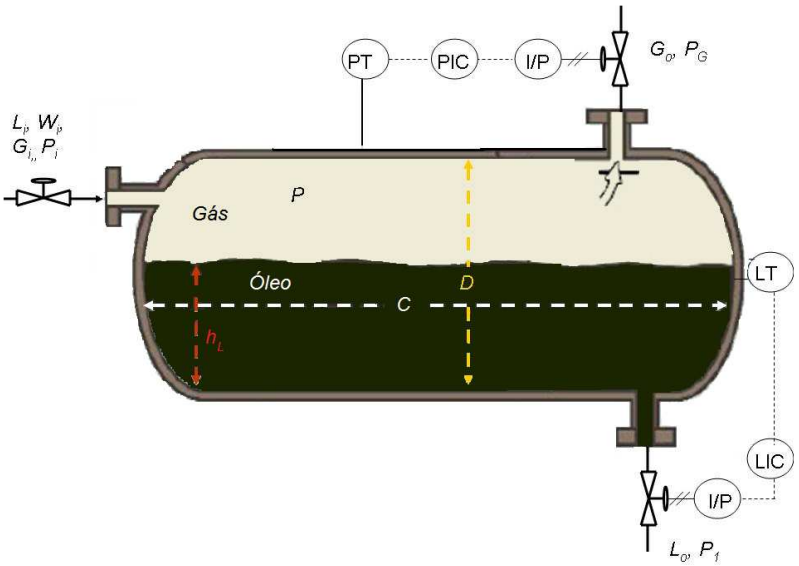


Figura 3.2: Separador *Subsea* Bifásico.

3.2.1 Modelagem Dinâmica

A modelagem dinâmica do separador *subsea* bifásico descrita a seguir, possui certas similaridades com a modelagem do separador trifásico, como o cálculo de áreas e

volumes descritos nas Seções 3.1.1.1 e 3.1.1.2, uma vez que a geometria adotada é a mesma. O separador bifásico, assim como o trifásico, foi modelado via equações de conservação para o comportamento de gás e líquido somado aos modelos de vazões de fluidos em válvulas.

O modelo proposto para o separador bifásico é uma simplificação do modelo proposto para o separador trifásico, apresentado na Seção anterior, retirando-se o vertedouro e a fase aquosa, assim como apresentado por ARAÚJO *et al*, 2007.

No Anexo 2 é apresentada a linearização do modelo proposto para o separador bifásico, assim como as funções de transferência geradas e uma comparação com o modelo "rigoroso" (apresentado nesta Seção).

3.2.1.1 Balanço de Líquido

A Equação 3.26 apresenta o balanço de líquido no tanque.

$$\frac{dV_L}{dt} = L_i - L_o \tag{3.26}$$

Com Equação 3.6, acha-se a derivada temporal da altura de líquido (Equação 3.27).

$$\frac{dh_L}{dt} = \frac{L_i - L_0}{2C\sqrt{h_L(D - h_L)}} \tag{3.27}$$

3.2.1.2 Balanço de Gás

A equação 3.28 deriva do balanço de gás no tanque e demonstra a dinâmica da pressão exercida pelo gás no tanque, desenvolvida analogamente como a Equação 3.14.

$$\frac{dP}{dt} = \frac{P(L_i + G_i - L_0 - G_0)}{V_t - V_L} \tag{3.28}$$

3.2.1.3 Volume de Líquido e Gás

A Equação 3.29, assim como as equações da Seção 3.1.1.7, também, deriva da Equação 3.2 e representa o volume de líquido dentro do separador, enquanto o volume do separador ocupado por gás é dado pela diferença entre o volume total do separador e o volume que o líquido ocupa no separador (Equação 2.29).

Volume de líquido no separador:

$$V_L = \frac{V_T}{\pi}\left\{a\cos(1-\frac{2h_L}{D}) - \frac{2(D-2h_L)\sqrt{h_L(D-h_L)}}{D^2}\right\}$$

$$V_T = C\frac{\pi D^2}{4}$$

$$V_L = C\left\{\left(\frac{D^2}{4}\right)a\cos(1-\frac{2h_L}{D}) - \frac{1}{2}(D-2h_L)\sqrt{h_L(D-h_L)}\right\} \tag{3.29}$$

Volume ocupado por gás no separador:

$$V_G = V_T - V_L \tag{3.30}$$

3.2.1.4 Vazões de saída

As vazões de saída de óleo e gás são calculadas através das Equações 3.20 e 3.21, sendo, também, representadas pelas Equações 3.23 e 3.25, respectivamente.

3.3 Hidrociclone *De-Oiler*

Os hidrociclones são utilizados na separação primária de óleo com a função de reduzir a concentração de óleo na água de descarte, uma vez que os separadores não a conseguem, atendendo, assim, à legislação ambiental.

3.3.1 Modelagem Pseudo-Estacionária

O modelo de hidrociclone utilizado parte do trabalho de CORRÊA JUNIOR (2008), adaptando-se o cálculo da eficiência por uma correlação.

3.3.1.1 Correlação para Cálculo de Eficiência de Hidrociclone

A rotina adaptada de CORRÊA JUNIOR (2008) foi empregada para calcular a eficiência de separação, com os parâmetros de hidrociclone *de-oiler* e da mistura simulada resumidas nas Tabelas 3.1 e 3.2. Na correlação proposta para este trabalho, criou-se um código em Matlab do modelo proposto por CORRÊA JUNIOR, que calcula eficiências de separação em hidrociclone variando-se os valores de vazão (Q, m^3/s), F e FTR. Para cada combinação [Q F FTR], respectivamente Vazão de alimentação, Razão de split e Fator de perdas na alimentação, calculou-se a eficiência de separação. No procedimento de correlação, o modelo de CORRÊA JUNIOR (2008) foi simulado com: $60 < Q\ (L/min) < 150$; $0{,}01 < F < 0{,}03$ e $FTR = 0{,}4$, e os parâmetros de hidrociclone resumidos na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 Geometria do *de-oiler*.

Diâmetro nominal (ou crítico)	35 mm
Diâmetro do orifício de rejeito	2 – 4 mm
Vazão total de entrada	60 – 150 l/min
Fração de rejeito (% da vazão total)	1 – 3 %
Concentração de óleo na água afluente	< 1500 ppm
Comprimento da seção cônica ($\cong$20. Diametro nominal)	0,6685 m
Comprimento da seção paralela ($\cong$20. Diametro nominal)	0,6685 m

Raio do orifício de rejeito	1,5 mm
Fração de rejeito	0,03
Diâmetro nominal do hidrociclone	35 mm
Ângulo do trecho cônico modelado	1,5º

Fonte: Corrêa Junior (2008).

Os dados empregados na regressão estão mostrados na Figura 3.3, em azul, assim como as eficiências estimadas pela correlação (em vermelho).

Tabela 3.2: Caso Simulado por Corrêia Junior

Massa específica do óleo	865 kg/m^3
Massa específica da água	1038 kg/m^3
Viscosidade da água	0,57 cP
Fator de rejeito	0,03

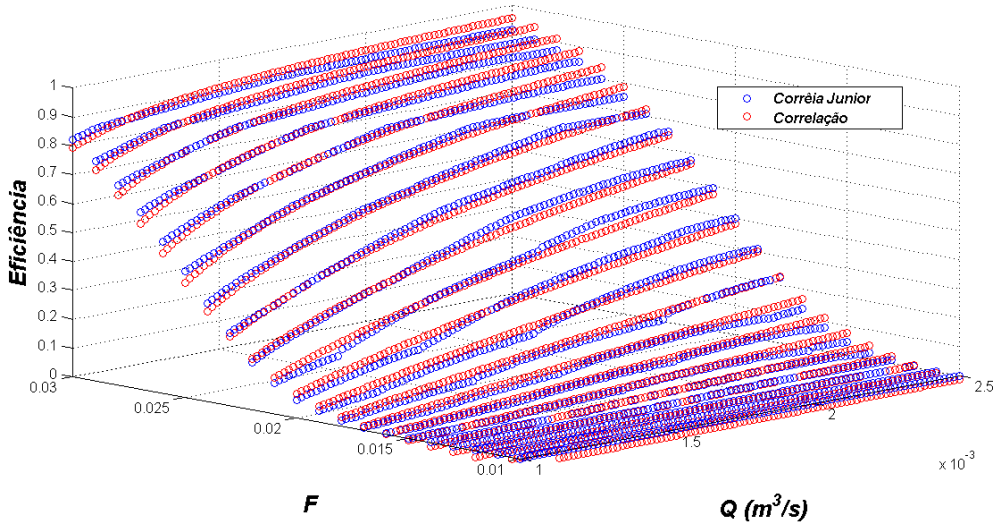


Figura 3.3: Eficiências Obtidas com Modelo de Corrêia Junior (2008) e Eficiências Estimadas pela Correlação proposta.

A correlação proposta é apresentada na Equação 3.31.

$$E_{AP} = \left(\frac{1}{1+\alpha_F \exp\left(\beta_F \left(F - \lambda_F\right)\right)} \right) \left\{ 1 - \left[\frac{1}{1+\alpha_Q \exp\left(\beta_Q \left(Q - \lambda_Q\right)\right)} \right] \right\} \tag{3.31}$$

$$\alpha_F = \alpha_{F,0} + \alpha_{F,1}.Q \tag{3.32}$$

$$\alpha_Q = \alpha_{Q,0} + \alpha_{Q,1}.Q \tag{3.33}$$

Os parâmetros da Equação 3.31 foram encontrados ao minimizar o somatório do quadrado dos erros através da função *fminsearch* do Matlab. Os parâmetros obtidos estão listados na Tabela 3.3.

Tabela 3.3 Parâmetros da Correlação.

$\alpha_{Q,0}$	$\alpha_{Q,1}$	$\alpha_{F,0}$	$\alpha_{F,1}$	λ_Q	λ_F	β_Q	β_F
-0,0272	-2,6340	-0,8030	1209,1	0,0013	0,0234	0,0264	347,2418

A Figura 3.4 mostra gráfico da eficiência calculada pela correlação proposta contra a eficiência rigorosa (modelo CORRÊA JUNIOR, 2008), evidenciando uma excelente aderência à diagonal.

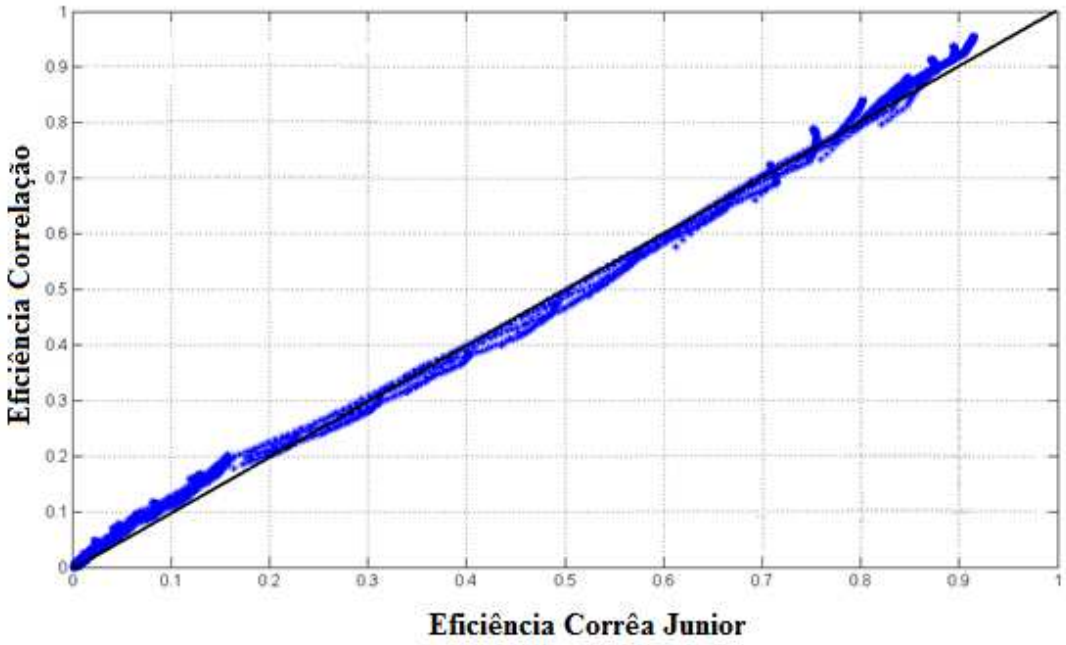


Figura 3.4: Qualidade do Ajuste da Correlação aos Dados Gerados pelo Modelo Corrêa Junior.

3.4 Simulações

Um código em Matlab foi gerado para simular os modelos acima apresentados. Os resultados serão apresentados a seguir.

3.4.1 Separador Trifásico

A simulação do processo em malha aberta poderia levar o separador a níveis extremos, portanto, uma malha de controle foi proposta para que o processo não atingisse valores incoerentes, como por exemplo, o transbordamento do separador.

A estratégia de controle utilizada serviu apenas para evitar o colapso do separador, assim os valores dos parâmetros dos controladores (nível de água no compartimento C_S, nível de óleo no compartimento C_L e pressão) não foram otimizados para nenhum tipo específico de objetivo.

Os parâmetros do separador trifásico utilizados na simulação encontram-se na Tabela 3.4. O separador trifásico, inicialmente, estava pressurizado a 8 bar possuindo uma altura de água de 0,5 m e 1 m de óleo em ambos os compartimentos.

Tabela 3.4: Parâmetros Operacionais do Separador Trifásico.

Parâmetro	Valor
Diâmetro (m)	3
Comprimento (C_S) (m)	5
Comprimento (C_L) (m)	3
Altura do Vertedouro (m)	1,2
Pressão de Descarga de Óleo (m)	6
Pressão de Descarga de Gás (m)	6
Pressão de Descarga de Água (m)	6
C_V^{MAXL}	1025
C_V^{MAXW}	410
C_V^{MAXG}	120
Temperatura do Separador (K)	303,15
Massa Molecular do Ar (kg/gmol)	0,02897
Massa Molecular do Gás (kg/gmol)	0,021
Densidade do Óleo (kg/m^3)	850
Densidade da Água (kg/m^3)	999,19

A Figura 3.5 apresenta a série temporal das vazões de entrada de óleo, água e gás.

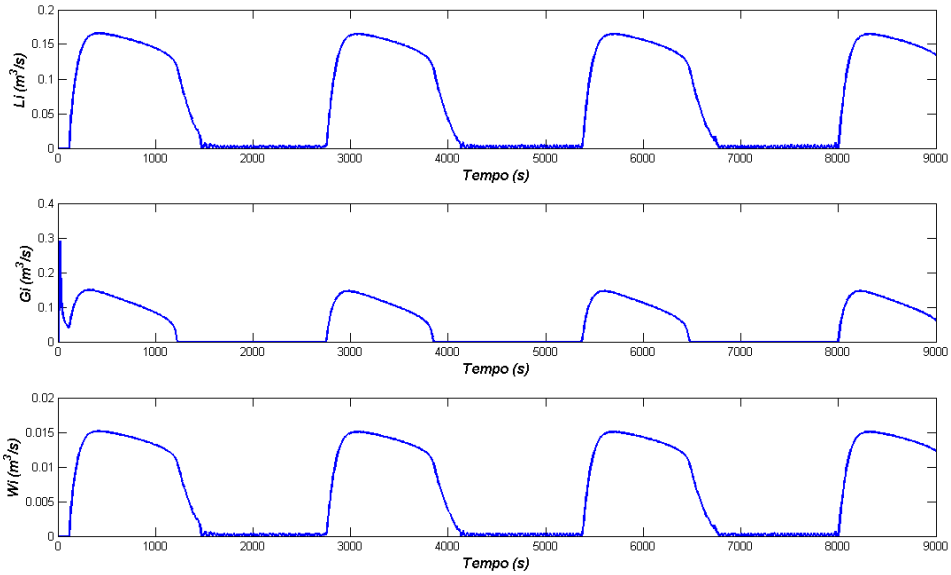


Figura 3.5: Vazões de Entrada do Separador Trifásico.

Na Figura 3.6 é exibido o comportamento das vazões de saída de óleo, água e gás do separador, e do comportamento da vazão de óleo que passa do compartimento C_S para o compartimento C_L através do vertedouro.

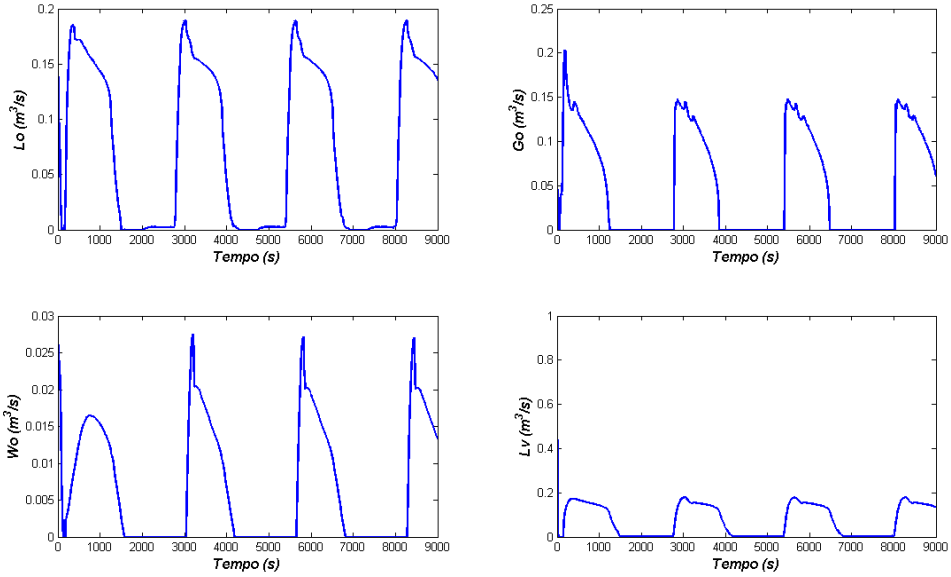


Figura 3.6: Vazões de Saída do Separador Trifásico.

A Figura 3.7 ilustra o comportamento das variáveis de estado do separador, e finalmente na Figura 3.8 é mostrado o comportamento das válvulas de saída de óleo, gás e água.

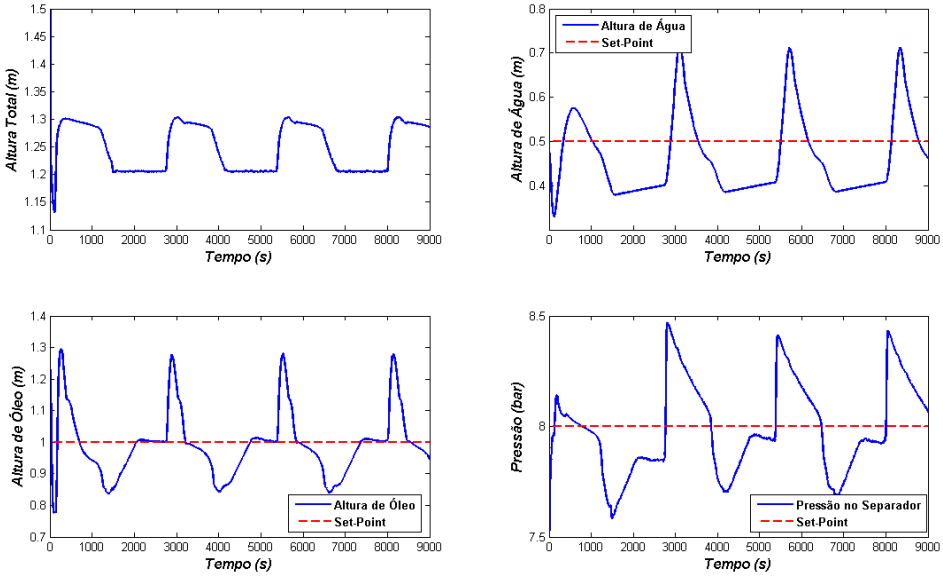


Figura 3.7: Variáveis de Estado do Separador Trifásico.

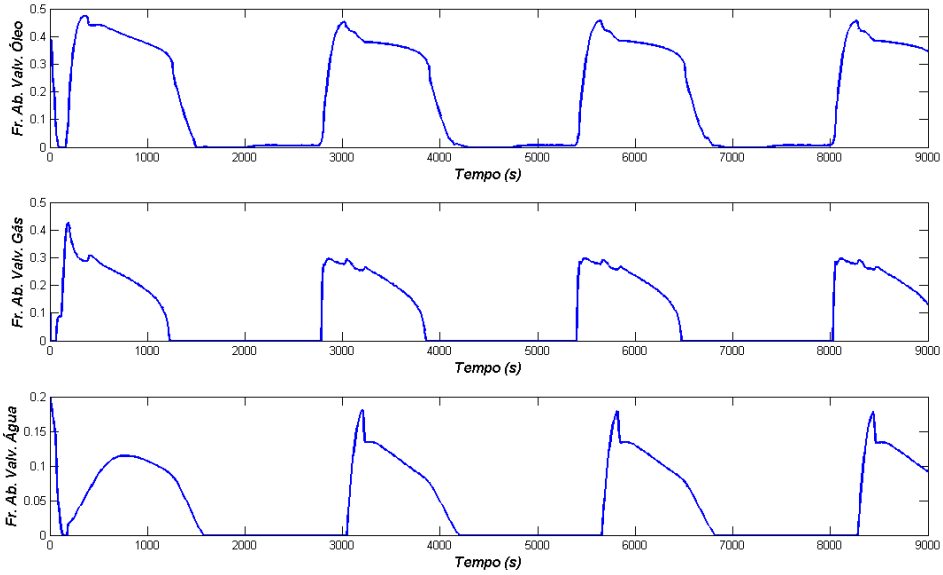


Figura 3.8: Dinâmica das Válvulas do Separador Trifásico.

3.4.2 Separador Bifásico

Assim como fora feito no separador trifásico, implementou-se uma malha de controle no separador bifásico a fim de se evitar um comportamento atípico. As vazões de óleo e gás utilizadas para simular o separador bifásico foram as mesmas utilizadas na simulação do separador trifásico (Figura 3.5).

Os parâmetros do separador bifásico encontram-se na Tabela 3.5. O separador, inicialmente, encontrava-se pressurizado a 8 bar e contendo uma coluna de líquido de 2 metros de altura.

Tabela 3.5: Parâmetros Operacionais do Separador Bifásico.

Parâmetros	Valor
Diâmetro (m)	3
Comprimento (m)	8
Pressão de Descarga de Óleo (bar)	6
Pressão de Descarga de Gás (bar)	6
C_V^{MAXL}	1025
C_V^{MAXG}	120
Temperatura do Separador (K)	303,15
Massa Molecular do Ar (kg/gmol)	0,02897
Massa Molecular do Gás (kg/gmol)	0,021
Densidade do Óleo (kg/m^3)	850
Densidade da Água (kg/m^3)	999,19

Vale lembrar que o controlador utilizado foi apenas para manter as variáveis dentro de patamares aceitáveis.

A Figura 3.9 mostra as vazões de saída de óleo e gás do separador bifásico.

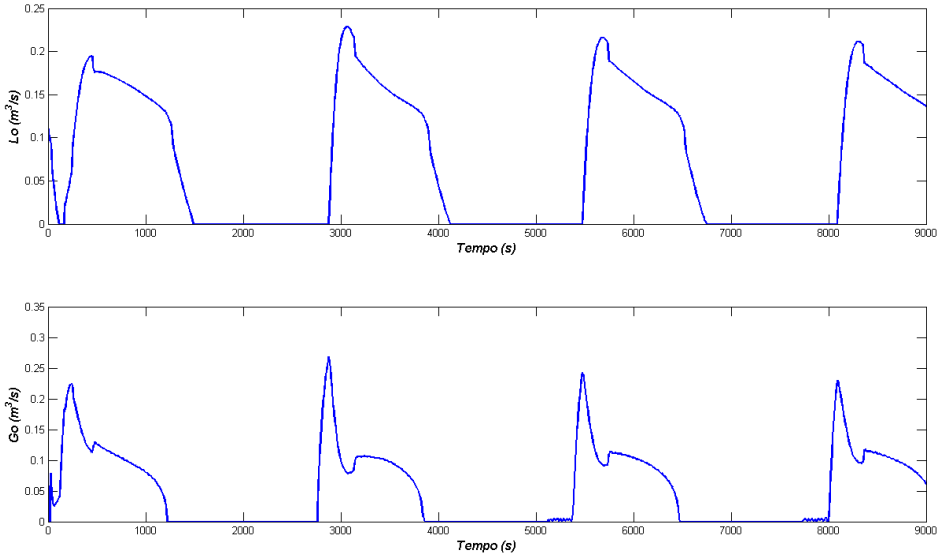


Figura 3.9: Vazões de Saída do Separador Bifásico.

Na Figura 3.10 é apresentado o comportamento das variáveis de estado do modelo do separador bifásico, a altura de líquido e a pressão do separador, e na Figura 3.11 a dinâmica das válvulas de controle de pressão e altura é apresentada.

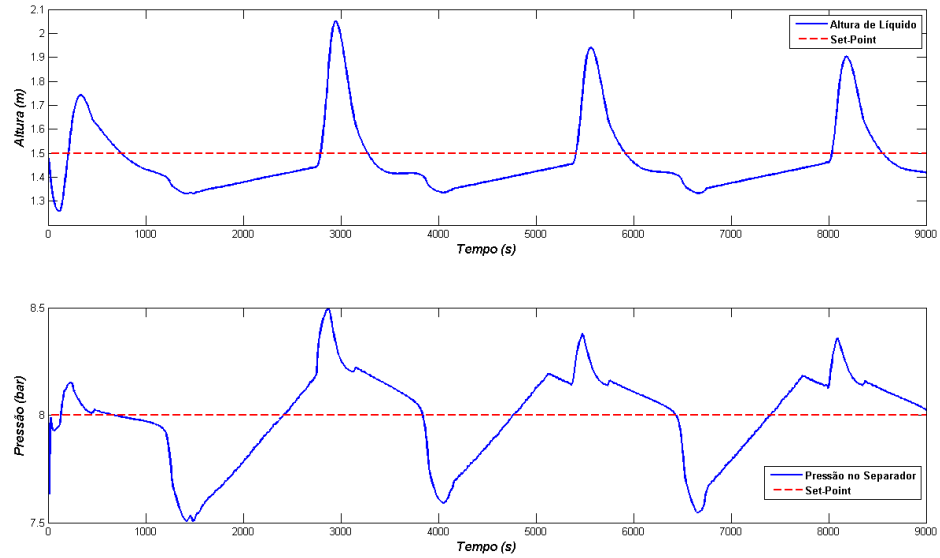


Figura 3.10: Variáveis de Estado do Separador Bifásico.

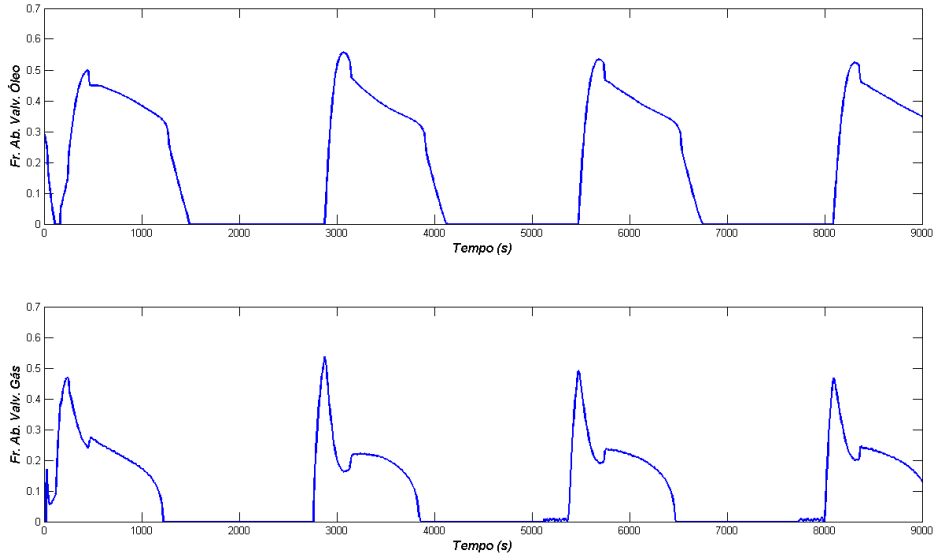


Figura 3.11: Dinâmica das Válvulas do Separador Bifásico.

3.4.3 Hidrociclone *De-Oiler*

A carga de entrada do hidrociclone, cuja dinâmica é apresentada pela Figura 3.12, era composta de água contaminada com óleo, o que representaria a saída de água de um separador trifásico. Ao contrário das simulações anteriores, nesta simulação não foi implementada nenhuma malha de controle, pois o modelo é capaz de gerar respostas durante todo o horizonte de simulação. Os resultados gerados pelo modelo, vazão de saída de água, vazão de saída de óleo, concentração de óleo na água e eficiência de separação, encontram-se na Figura 3.13.

Os parâmetros do hidrociclone encontram-se na Tabela 3.6.

Tabela 3.6: Parâmetros Operacionais do Hidrociclone.

Parâmetro	Valor
Tensão Superficial (N/m)	30
Densidade do Óleo (kg/m^3)	865

Densidade da Água (kg/m^3)	1038
Viscosidade da Água (cP)	0,57
Área do Orifício de Alimentação/ Área Nominal	0,35
Fator de Rejeito	0,03
Raio Interno (Seção de Alimentação) (m)	0,0875
Raio do Orifício de Saída de Rejeito Oleoso (m)	0,0075
Coordenada Axial da Seção de Alimentação (m)	6,6850
Fator de Perdas na Alimentação	0,4
Constante de Tempo (s)	2
Concentração de óleo na água (ppm)	1000
Número de Hidrociclones no Vaso	10

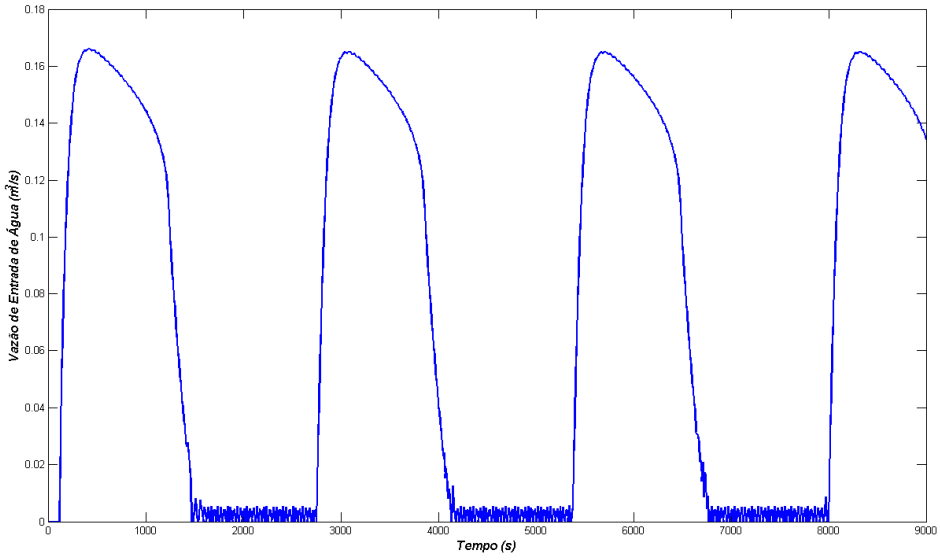


Figure 3.12: Vazão de Entrada de Água no Hidrociclone.

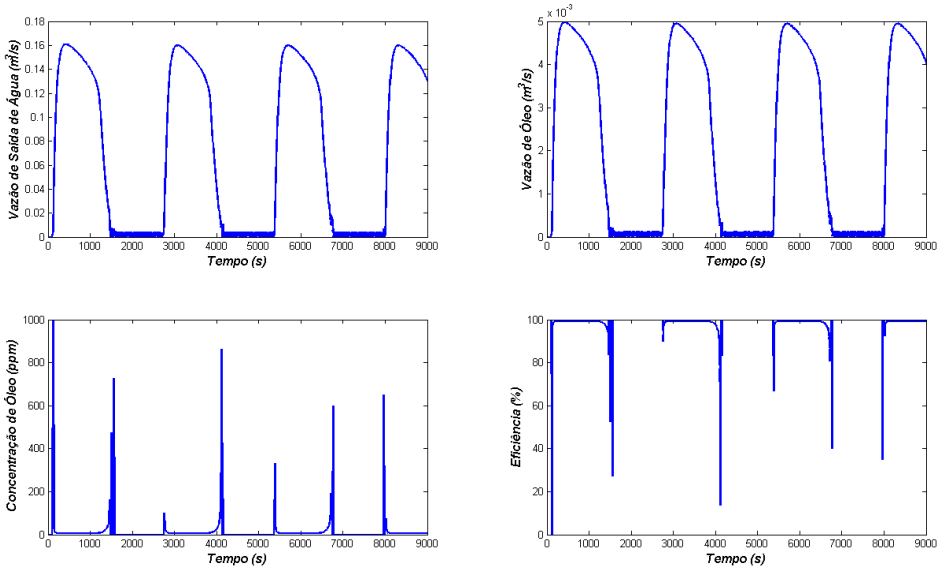


Figura 3.13: Saídas do Hidrociclone.

4. MODELAGEM DINÂMICA DO PROCESSO *GAS-LIFT*

Neste Capítulo, é apresentado o processo *gas-lift*, a modelagem utilizada, simulações realizadas a partir de um caso base e da modelagem desenvolvida e uma análise de sensibilidade da produção de óleo a parâmetros do modelo.

4.1. O Processo Gas-Lift

A Figura 4.1 apresenta esquema de poço operando em modo *gas-lift*:

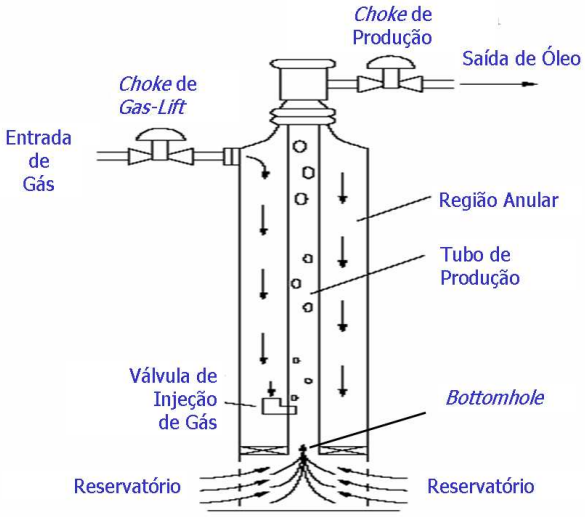


Figura 4.1: Processo *Gas-Lift*.

i. Gás é alimentado no espaço anular entre o duto de produção e as paredes do poço;
ii. Pouco antes do reservatório, o gás passa para o duto de produção via válvula de injeção unidirecional;
iii. No duto, mistura-se com o fluido originário do reservatório, reduzindo sua densidade;
iv. À medida que cai a densidade da coluna, reduz-se a pressão hidrostática na base desta;

v. Estando esta pressão hidrostática inferior à pressão no fundo do poço (*bottom-hole pressure*), inicia-se a ascensão da coluna empurrada pela pressão do reservatório;
vi. Sendo pequena a vazão de injeção de gás, a ascensão colunar esgotará o gás na zona de injeção elevando, novamente, a densidade da coluna que estancará;
vii. A produção cessa até que gás suficiente tenha sido injetado na coluna reiniciando o ciclo.

AAMO *et al.* (2005) destacam que o escoamento *gas-lift* em poços pode ser oscilatório quando a vazão de gás não é grande o bastante. GUET e OOMS (2006) mostram gráficos da operação de um poço com perfis temporais de vazão de produção e pressões (anular e *bottom-hole*) onde ciclos são observados. Eles afirmam que as oscilações decorrem de perturbações na pressão do fundo da coluna de produção (*bottom-hole*) devido a variações na fração de gás provocada por instabilidades hidrodinâmicas. A dinâmica oscilatória é descrita pela seguinte cadeia de eventos:

(1) Gás originário do ânulo começa a escoar para o tubo pela válvula de injeção. À medida que este entra, a densidade da coluna bifásica reduz-se, reduzindo a pressão do tubo no ponto de injeção e acelerando a entrada de mais gás;
(2) Ao reduzir-se a pressão hidrostática da coluna o suficiente, a pressão do reservatório impulsiona fortemente a coluna para cima, permitindo a entrada de alta vazão de óleo no tubo, enquanto a pressão anular cai dramaticamente;
(3) O ânulo se esvazia. O fluxo do gás para o tubo é bloqueado por líquido do reservatório acumulado neste. A válvula de injeção então se fecha. O tubo está preenchido majoritariamente com óleo e ânulo em pressão baixa;
(4) Como a alimentação de gás no topo do ânulo é constante, haverá um momento posterior onde a pressão do ânulo é alta o bastante para abrir a válvula de injeção e penetrar gás no tubo, iniciando-se um novo ciclo.

A Figura 4.2 sintetiza a dependência da pressão (*P*) na base da coluna de produção, no ponto de injeção do gás, versus a vazão de gás (*Q*) utilizada. Com alta vazão de gás, a queda de pressão é dominada pelo atrito no escoamento. Reduzindo-se *Q* há redução de *P*, fazendo com que mais gás atravesse o injetor e restaure o valor original de *Q*. Isto é, o processo é estável e auto-regulado. Esta região de operação apresenta, contudo, alto consumo de gás.

Com baixa vazão de gás, por outro lado, uma redução de Q, promove aumento da densidade da coluna de produção e de sua pressão hidrostática, aumentando *P*. A condição operacional não será espontaneamente recuperada porque este aumento impedirá a entrada de gás pelo injetor, aumentando ainda mais a densidade da coluna. Em decorrência, haverá interrupção da produção até que a pressão do gás cresça no ponto de injeção a ponto de possibilitar mais ingresso de gás na coluna. Transcorrido algum tempo, a coluna - já rica em gás - será expelida bruscamente pelo duto de produção. Esta condição é, portanto, instável sendo a queda de pressão colunar dominada por efeitos gravitacionais e denominada de *tubing-heading*.

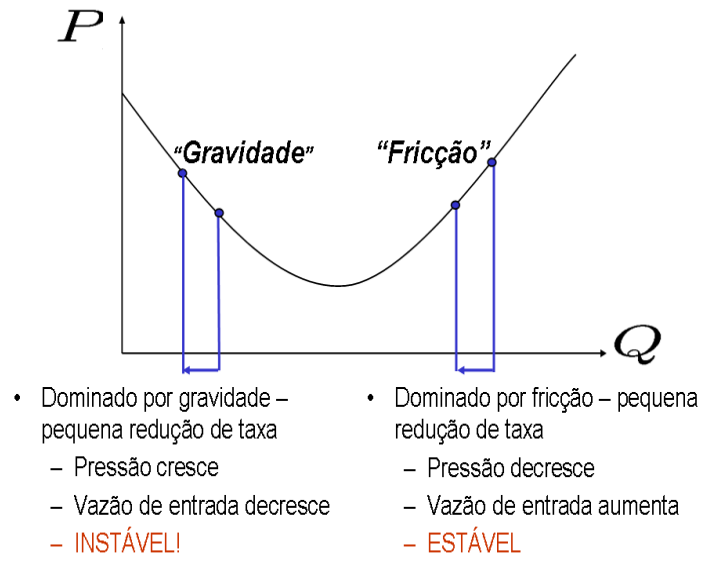


Figura 4.2: Locus Estacionário de Variáveis do Processo *Gas-Lift*
***P* pressão na base colunar; *Q* vazão de gás injetado**
(fonte: AAMO *et al.*, 2005).

4.2. Modelagem Dinâmica do Processo

Neste estudo, empregou-se um modelo simplificado (AAMO *et al.*, 2005) para capturar a dinâmica do processo *gas-lift*. O modelo foi implementado em Matlab (The Mathworks Inc), como um simulador de sistemas *gas-lift*, denominado SGL.

Neste modelo o *hold-up* total está concentrado em quatro volumes:

I. volume anular com gás;
II. volume no tubo de produção acima do ponto de injeção, com gás e óleo;
III. volume no tubo de produção, abaixo da injeção, com óleo apenas; e
IV. tanque de produto na superfície. As condições deste tanque são supostas sem papel dinâmico, já que sua pressão e nível são mantidos fixos por controladores.

Admitindo-se o óleo como incompressível, o *hold-up* do volume tubular abaixo da injeção é considerado constante e dado pela massa da coluna correspondente com óleo, e, portanto, sem exigir maiores atenções. A única variável dinâmica de importância associada a este volume é a vazão de óleo ascendente, dada em função da pressão do reservatório e da pressão no ponto de injeção de gás no tubo de produção.

O comportamento dinâmico do sistema deriva da interação entre os volumes anular e tubular acima da injeção. São escritos balanços dinâmicos de massa – Equações 4.1, 4.2 e 4.3 – para os sistemas anular e tubular do poço. O reservatório e o tanque superior de produto são admitidos com pressão constante.

As válvulas do *choke* de alimentação de gás no espaço anular e do *choke* de produção no topo do tubo são modeladas como válvulas gaveta – Equações 4.5, 4.6 e 4.7. A válvula de injeção de gás ânulo - tubo é modelada como *swing-check-valve* – Equação 4.4. A seção de escoamento monofásica de óleo entre o reservatório e o ponto de injeção do gás é resolvida em modo pseudo-estacionário – Equação 4.8 – a partir das pressões do reservatório e do ponto de injeção de gás admitindo-se escoamento

incompressível com fator de atrito via Equação de Chilton – Equações 4.9 e 4.10 – a qual compreende todos os regimes hidráulicos.

As equações do modelo SGL – Equações 4.1 a 4.17 – são dadas a seguir. Unidades S.I. são utilizadas em todo o texto. Símbolos importantes são *H, W, S, X, K, P, g, Z, ρ*, significando, respectivamente, *hold-up* (kg), vazão mássica (kg/s), área de seção de escoamento (m^2), fração de abertura de válvula, coeficiente de válvula 100% aberta, pressão (bar), aceleração da gravidade (m/s^2), fração mássica e densidade (kg/m^2). Subscritos importantes são *A, V, G, L, M, I, T, C, R, P, OUT, GA,* significando, respectivamente, ânulo, base da coluna de produção, gás no tubo de produção, líquido no tubo de produção, mistura bifásica no tubo de produção, gás injetado, topo do tubo de produção, gás no *choke* de produção, reservatório, *choke* de produção, tanque de produto, gás alimentado no ânulo.

$$\frac{dH_A}{dt} = W_{GA} - W_I \tag{4.1}$$

$$\frac{dH_G}{dt} = W_I - W_C \tag{4.2}$$

$$\frac{dH_L}{dt} = W_R - W_P \tag{4.3}$$

$$W_I = S_I \sqrt{2\rho_I \frac{\max\{0, P_I - P_V\}.10^5}{K_{CV}}} \tag{4.4}$$

$$W_C = S_P.Z_G.X_P \sqrt{2\rho_M \frac{\max\{0, P_T - P_{OUT}\}.10^5}{K_{GV}}} \tag{4.5}$$

$$W_P = S_P.Z_L.X_P \sqrt{2\rho_M \frac{\max\{0, P_T - P_{OUT}\}.10^5}{K_{GV}}} \tag{4.6}$$

$$W_{GA} = 0.6 \frac{\max\{0, P_G - P_A\}}{|P_G - P_A| + \delta} \qquad (\delta = 1E-6) \tag{4.7}$$

$$\frac{P_R - P_V}{\rho_R} = g.L_R + \left(\frac{f_R}{2}\right)\left(\frac{L_R}{D_R}\right)\left(\frac{W_R}{A_R \rho_R}\right)^2 \tag{4.8}$$

$$f_R = f(\varepsilon_R / D_R, \mathrm{Re}_R) \qquad (\varepsilon_R / D_R = 1E-5) \tag{4.9}$$

$$\mathrm{Re}_R = \frac{4W_R}{\pi D_R \mu_R} \tag{4.10}$$

$$P_I = \left(\frac{RT_A}{M}\right)\frac{H_A}{A_A.L_A} + \left(\frac{gH_A}{A_A}\right).10^{-5} \tag{4.11}$$

$$P_A = P_I - \left(\frac{gH_A}{A_A}\right).10^{-5} \tag{4.12}$$

$$\rho_I = \frac{P_I M}{RT_A} \tag{4.13}$$

$$\rho_M = \frac{H_G + H_L}{A_T L_T} \tag{4.14}$$

$$Z_G = \frac{H_G}{H_G + H_L} \quad , \quad Z_L = \frac{H_L}{H_G + H_L} \tag{4.15}$$

$$P_T = \left(\frac{RT_T}{M}\right)\frac{H_G}{A_T L_T - H_L/\rho_R} \tag{4.16}$$

$$P_V = P_T + g\left(\frac{H_L + H_G}{A_T}\right).10^{-5} \tag{4.17}$$

Note que o comportamento da fase gás é modelado, simplificadamente, via gás ideal isotérmico. As temperaturas dos diversos subsistemas também são tratadas de forma simplificada: A temperatura anular é aproximada pela do gás alimentado, enquanto a temperatura no tubo de produção é aproximada pela temperatura do óleo no reservatório.

No simulador SGL, as Equações 4.1 a 4.3 são integradas numericamente por solucionadores (*solvers*) de equações diferenciais ordinárias do Matlab (ODE23, ODE45, ODE113, ODE15S, etc.) ao longo de horizonte de simulação dinâmica definido pelo usuário. O desempenho numérico de SGL permite reproduzir 16s de *gas-lift* com 1s de CPU (PC-P-III de 800 MHz, 256Mb RAM).

4.3. Simulação do Processo *Gas-Lift*: Caso Base Oscilatório

Foram identificadas condições de operação capazes de criar fortes oscilações com período de aproximadamente 150 minutos no sistema *gas-lift* evidenciando a sua riqueza dinâmica. Estas condições configuram um Caso Base a partir do qual é feito um estudo de sensibilidade no seu entorno. As condições do Caso Base correspondem aos parâmetros listados nas Tabelas 4.1 e 4.2.

Tabela 4.1: Condições Simuladas do Processo.

		Caso Base
ÓLEO	**P (bar)**	160
	T (ºC)	108
	Densidade (kg/m^3)	850
	Viscosidade (kg/m.s)	0,012
	Válvula de produção (x_P)	0,8
GÁS	**P (bar)**	120
	T (ºC)	60
	Vazão (kg/s)	0,4
	Válvula de gás (x_G)	0,5
Descarga	**P_{OUT} (bar)**	30

Tabela 4.2: Parâmetros Geométricos.

Parâmetro	**Valor**
Comprimento do Tubo (m)	2048
Diâmetro do Anulus (")	10
Diâmetro do Tubo (")	5
Diâmetro Choke de Injeção de Gás (")	2,75
Diâmetro Choke de Produção (")	2,75

A Figura 4.3 apresenta os resultados de simulação para o Caso Base, em cuja condição inicial o duto de produção encontra-se totalmente preenchido por líquido. Devido à inferior pressão do reservatório, frente ao desbalanço hidrostático desta

condição, verifica-se que o sistema inicialmente "esvazia" perdendo óleo para o reservatório (vazão negativa na Figura 4.3-A, nos instantes iniciais), havendo queda inicial de densidade global tubular (Figura 4.4) até atingir um patamar que possibilita a entrada de gás no tubo de produção dando origem aos ciclos mostrados, simulados em horizonte de 150 minutos (2,5 horas). As vazões de óleo do reservatório (W_R) e de produção (W_P) são mostradas na Figura 4.3 juntamente com vazões de gás de injeção (W_I) e de produção (W_C). Os perfis temporais de pressão (P_A, P_I, P_V, P_T, P_{OUT}) obtidos estão mostrados na Figura 4.5. O comportamento intermitente do escoamento produz oscilações nos *hold-ups* de gás (respectivamente espaço anular e tubo, H_A, H_G) e de óleo (H_L), conforme pode ser observado nas Figuras 4.6-A,B,C.

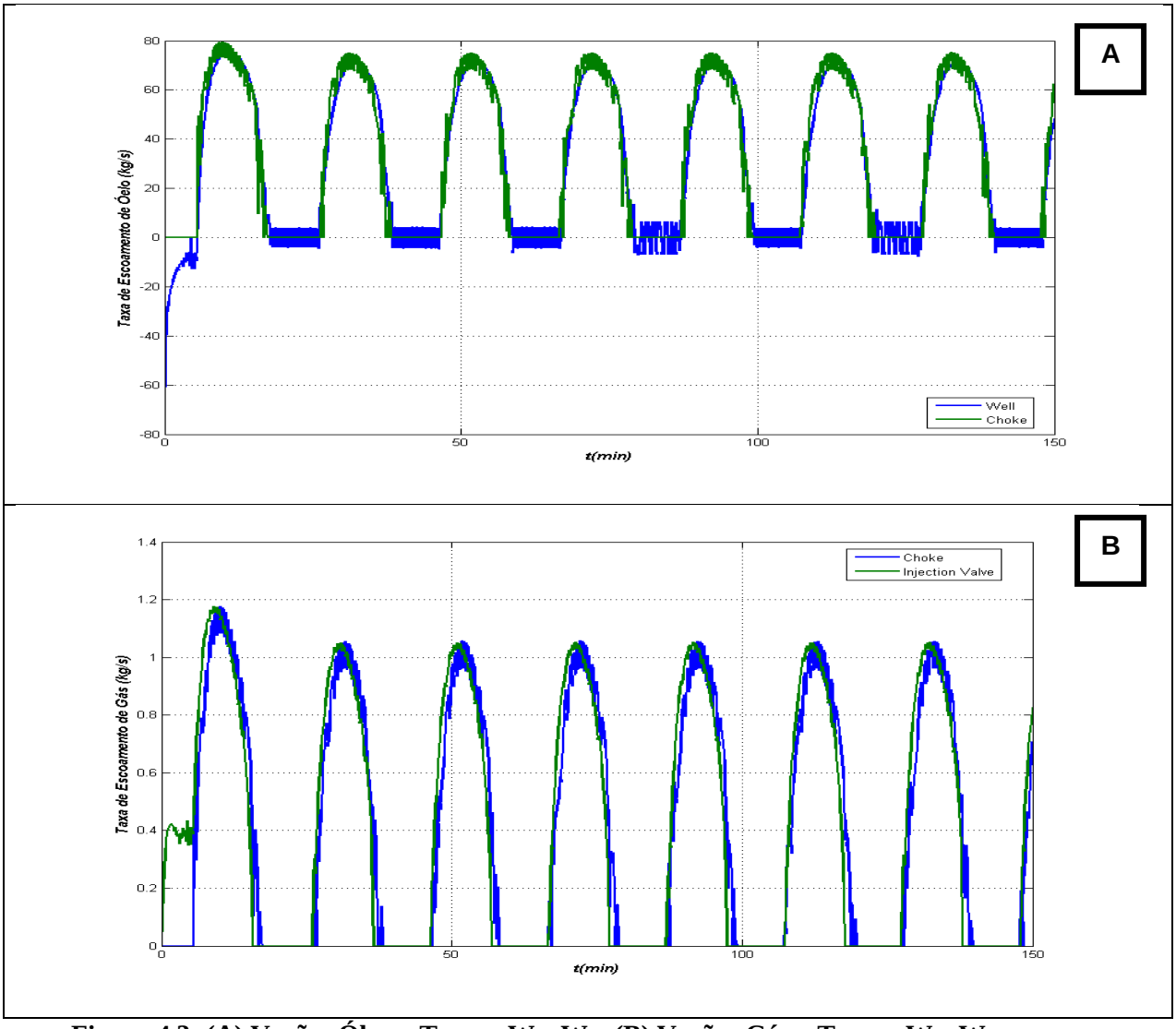


Figura 4.3: (A) Vazões Óleo x Tempo W_R, W_P; (B) Vazões Gás x Tempo W_C, W_I.

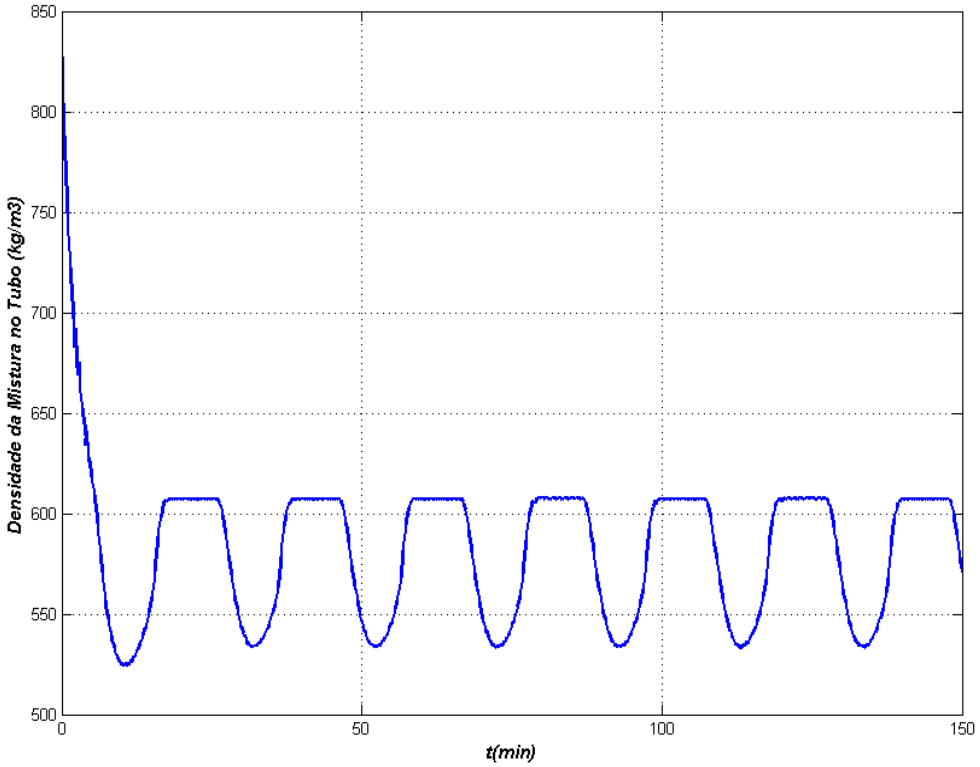


Figura 4.4: Densidade da Mistura Gás-Óleo no Tubo de Produção x Tempo.

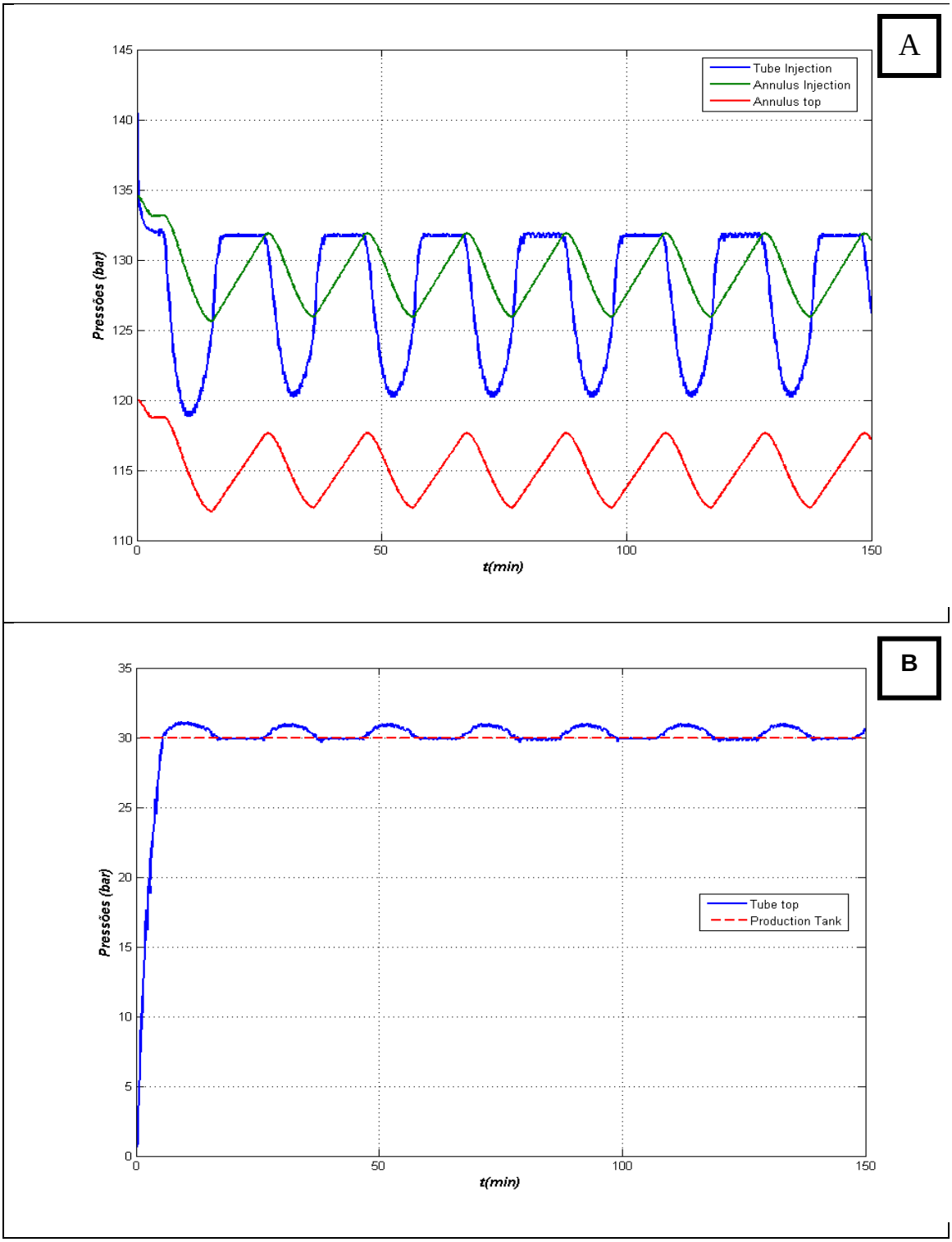


Figura 4.5: Pressões x Tempo : (A) P_V, P_I, P_A; (B) P_T, P_{OUT}.

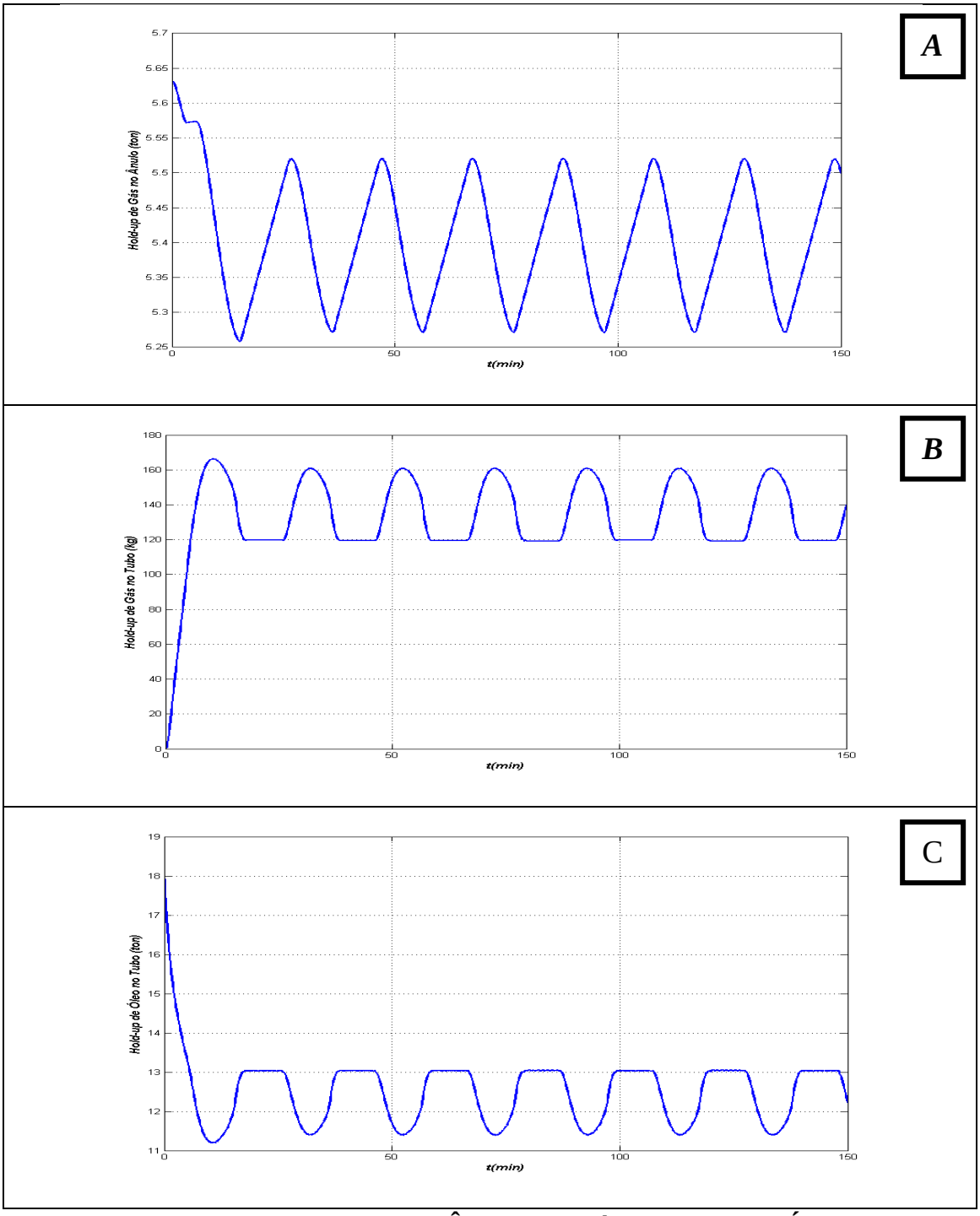


Figura 4.6: Hold-ups x Tempo : (A) Ânulo; (B) Gás no Tubo; (C) Óleo no Tubo.

4.4 Sensibilidade da Produção de Óleo a Fatores Operacionais

GUET e OOMS (2006) observam que podem ocorrer condições de operação instável em processos *gas-lift*, causadas por pequenas perturbações que promovem

enormes oscilações na taxa de produção do poço, conforme observado nos perfis temporais apresentados na Seção 4.3. Segundo os autores, os fatores que podem levar a instabilidades são: (i) a válvula de injeção de gás; (ii) o *choke* de produção; (iii) o volume anular; e (iv) a altura do tubo de produção. Nesta Seção, são avaliados os impactos de variações em condições de operação sobre a taxa de produção de um poço, cuja geometria é mantida constante ao longo dos casos simulados.

Dentre os fatores que influenciam a dinâmica do sistema, os seguintes são destacadas no presente trabalho:

i. Vazão de injeção do gás;
ii. Pressão de injeção do gás; e
iii. Temperatura do gás injetado.

Adicionalmente, investiga-se o impacto do declínio da Pressão do Reservatório, simulando-se os efeitos do amadurecimento de um campo no desempenho do processo *gas-lift*. Por último, avalia-se a sensibilidade da produção à densidade do óleo, aspecto relevante considerando-se que o petróleo nacional é majoritariamente do tipo pesado. A resposta da produção de óleo média (em t/h) e instantânea (em t/h) foi analisada nestes diferentes cenários, nos limites apresentados na Tabela 4.3.

Tabela 4.3: Limites da Análise de Sensibilidade.

	Parâmetro	**Mínimo Simulado**	**Máximo Simulado**
ÓLEO	**P (bar)**	90	180
	Densidade (kg/m^3)	825	950
GÁS	**P (bar)**	100	120
	T (ºC)	30	75
	Vazão (kg/s)	0,4	1,8
DESCARGA	**P_{OUT} (bar)**	8	

4.4.1 Sensibilidade à Vazão de Injeção de Gás

A taxa de injeção do gás tem impacto direto no comportamento instável da produção. A Figura 4.7 consolida resultados de várias simulações partindo-se da

vazão de 0.4 kg/s do Caso Base (Tabela 4.1 e 4.2) aumentando-se apenas esta vazão entre as simulações.

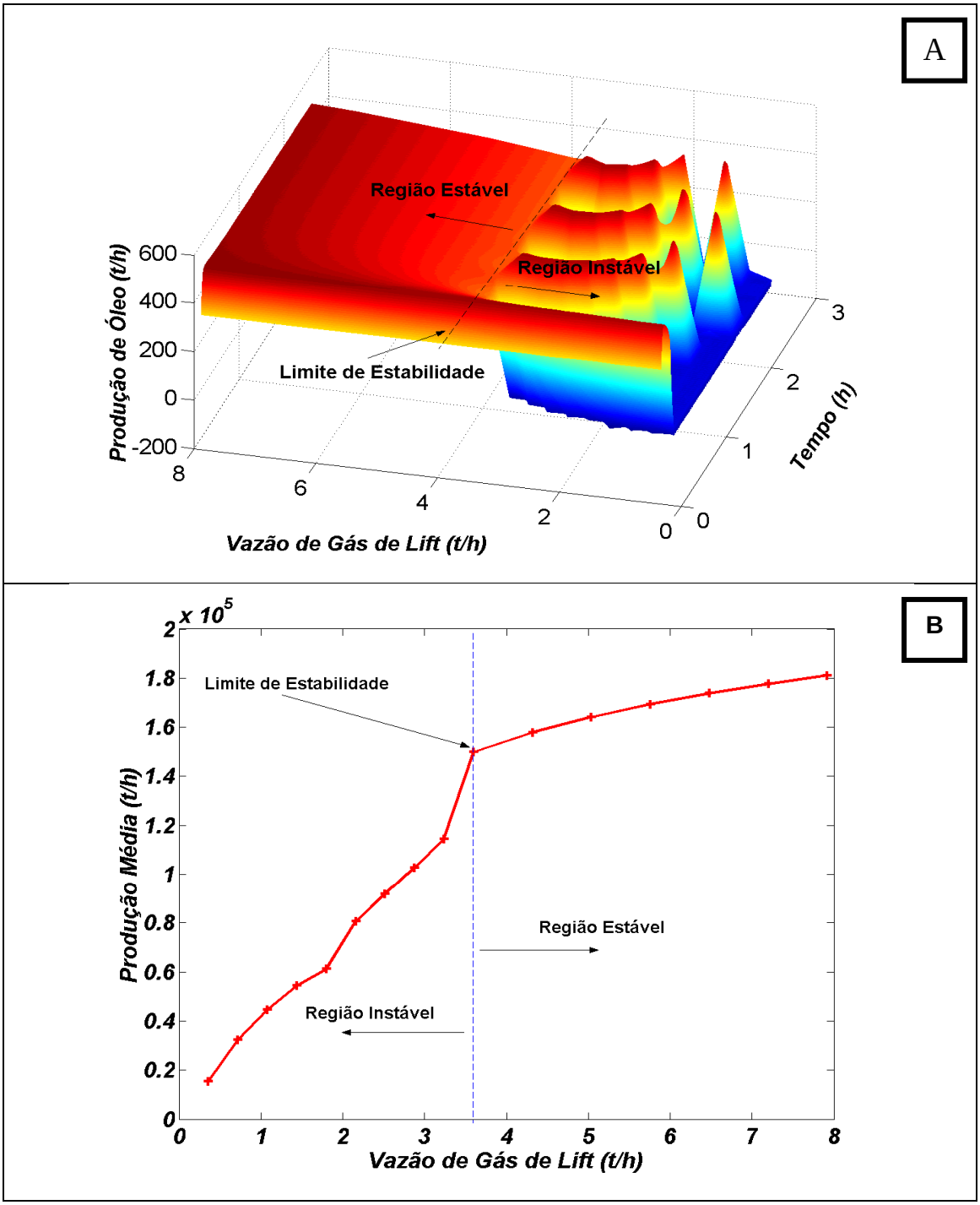


Figura 4.7: Sensibilidade à Vazão de Gás:

(A) Produção Instantânea (t/h) versus Tempo (h) e Taxa de Gás (t/h);

(B) Produção Média (t/h) versus Taxa de gás (t/h).

Para vazões inferiores a 3.6 t/h, observa-se o estabelecimento de produção oscilatória (instável) e intermitente, evidenciada pelos picos e vales na superfície de produção instantânea (Figura 4.7-A). Acima deste valor da vazão de gás estabiliza-se a produção, não havendo oscilações pronunciadas. Contudo, verifica-se que é na região instável que ocorre a maior sensibilidade da produção à vazão de *gas-lift*, evidenciada na curva de produção média de óleo (Figura 4.7-B).

Para fins de controle automático da produção, uma maior sensibilidade favorece o desempenho do algoritmo de controle. Na região estável, grandes variações da vazão de gás promovem pequeno acréscimo de produção, a um custo evidentemente maior de re-compressão. Assim, tanto por motivos dinâmicos como econômicos, a região instável pode ser preferida para operação. Destaca-se que a curva de produção média (Figura 4.7-B) tem sido empregada em estratégias de otimização, como revisto por NAKASHIMA e CAMPONOGARA (2006), e CAMPONOGARA e NAKASHIMA (2006).

4.4.2 Sensibilidade à Pressão do Gás de Injeção

A Figura 4.8-A evidencia que a pressão do gás de injeção afeta a duração do primeiro ciclo de produção. A partir deste estabelece-se período de oscilação semelhante aos demais níveis da faixa de pressão investigada. O plano de fase correspondente, mostrado na Figura 4.8-C, evidencia o estabelecimento de um ciclo limite. A Figura 4.8-B evidencia que quanto menor a pressão do gás, menor a produção do primeiro ciclo, havendo um limite inferior de pressão, abaixo do qual não há produção. Pela Figura 4.8-B, a sensibilidade da produção à pressão do gás anula-se a partir de 180 bar, não havendo vantagem em operar acima deste ponto, bem como pressões inferiores a 110 bar não levam à produção de óleo.

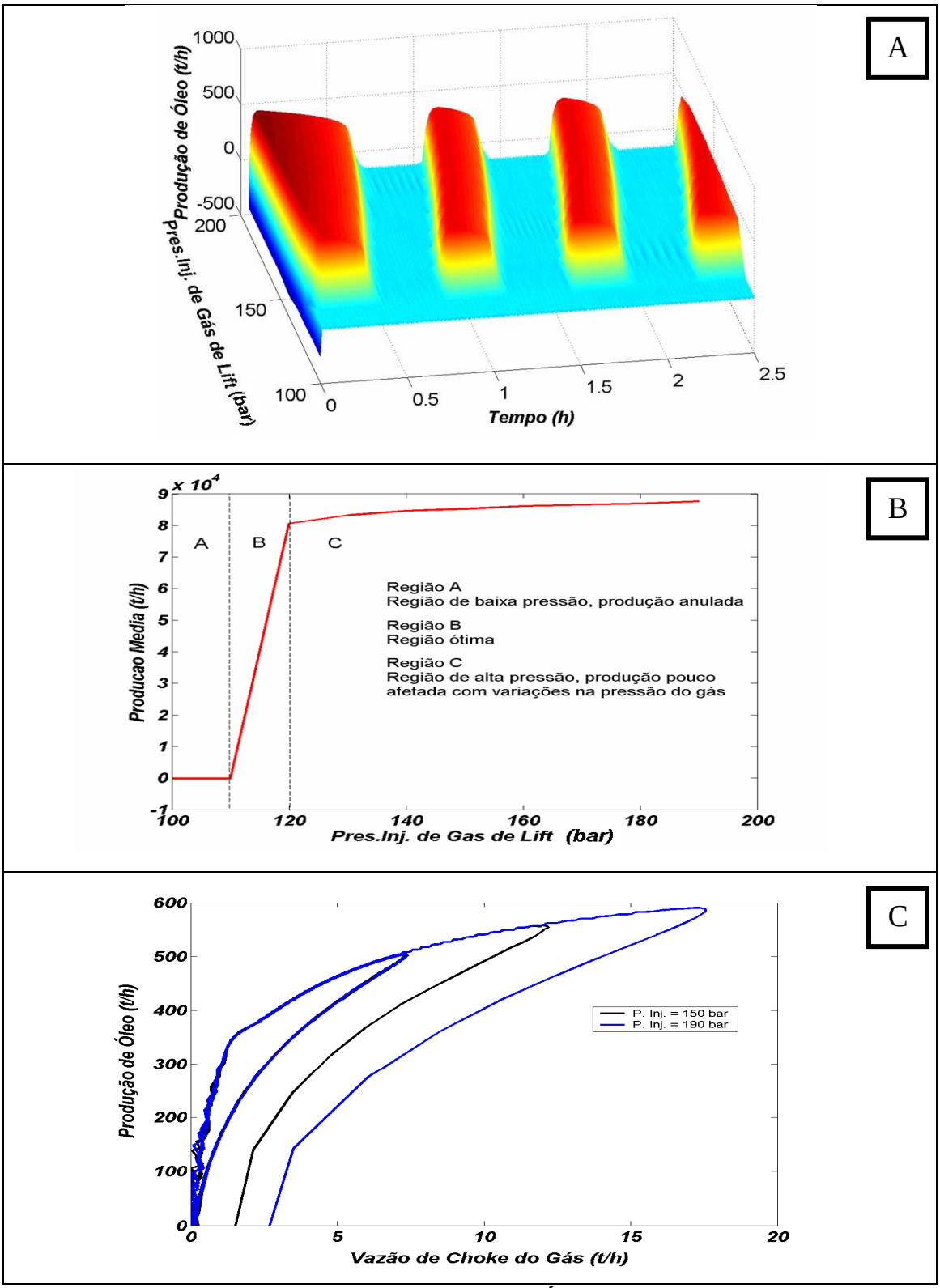


Figura 4.8: Sensibilidade da Produção de Óleo com a Pressão do Gás:

(A) Produção Instantânea (t/h) versus Tempo (h) e Pressão do Gás (bar);

(B) Produção Média (t/h) versus Pressão de Gás (bar);

(C) Ciclo Limite de Produção vs. Vazão de Gás em duas Pressões do Gás.

4.4.3 Sensibilidade à Temperatura do Gás de Injeção

A temperatura do gás de injeção não se configura como uma variável de operação com impactos sensíveis na produção. A Figura 4.9 mostra que os ciclos limites de oscilação não são especialmente afetados pelo valor de temperatura do gás de injeção.

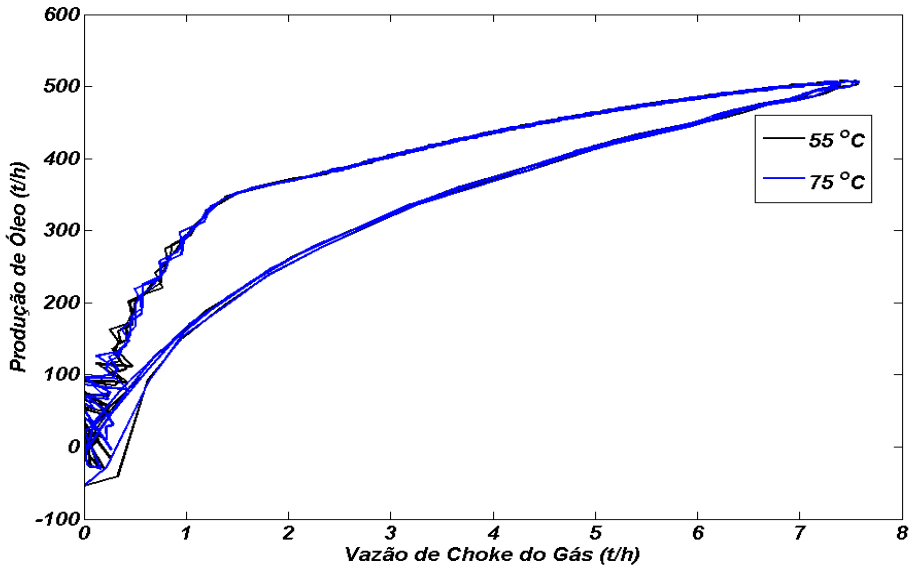


Figura 4.9: Produção de Óleo com a Temperatura (ºC) do Gás.
Ciclo Limite não Sofre Alteração.

4.4.4 Sensibilidade à Densidade do Óleo no Reservatório

Verificou-se como a densidade do óleo afeta a produção quando aplicadas as demais condições do Caso Base (Tabela 4.1 e 4.2). Observa-se na Figura 4.10-A que a variação na densidade do óleo afeta a largura dos picos de produção causando variações no período dos ciclos. Quanto mais pesado o óleo, menor a largura dos picos e conseqüentemente mais picos são formados em um mesmo intervalo de tempo. Observa-se na Figura 4.10-B que a produção cai com a densidade do óleo. Assim para óleos pesados deve-se elevar a taxa de injeção de gás.

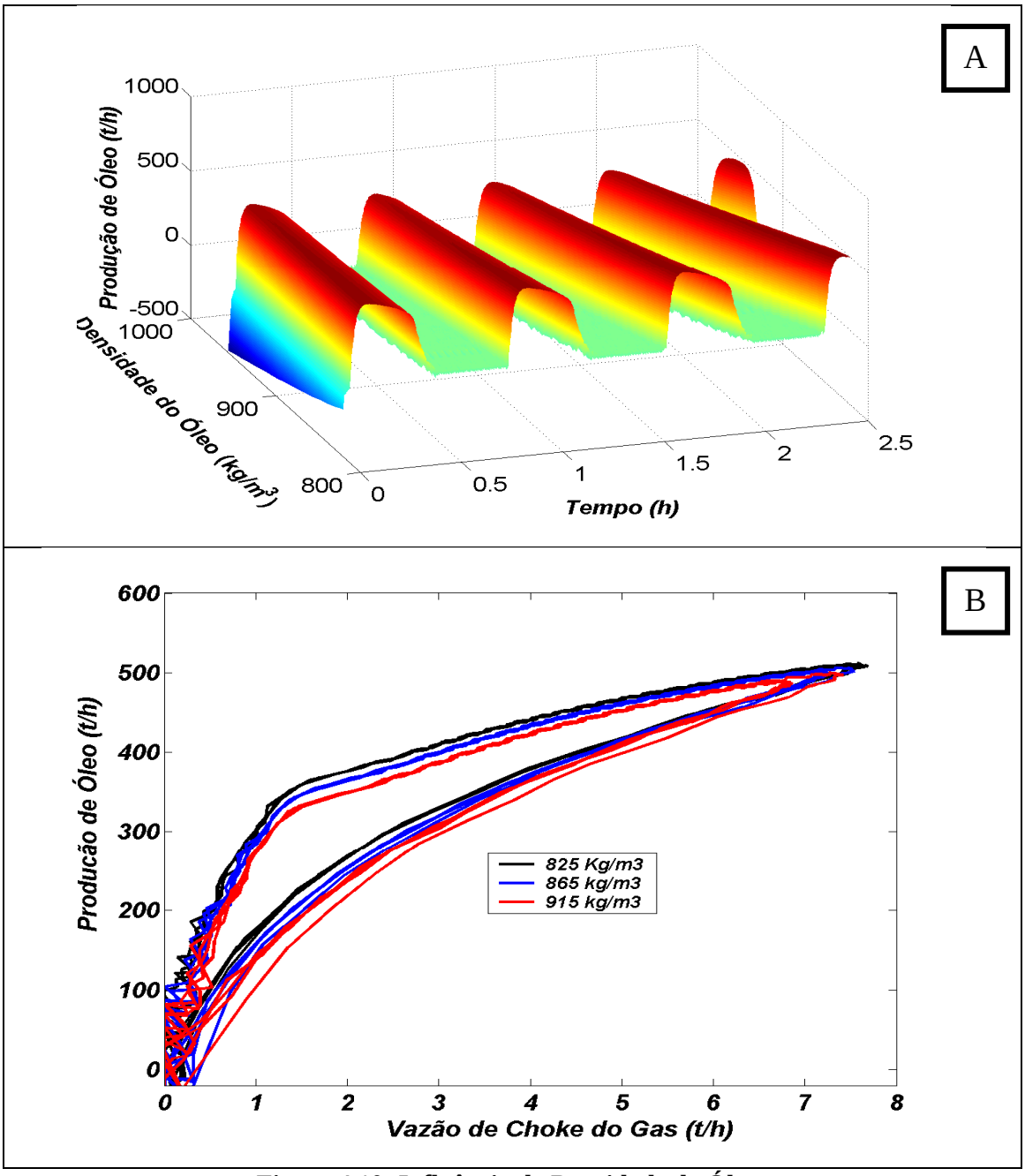


Figura 4.10: Influência da Densidade do Óleo:

(A) Produção Instantânea (t/h) versus Tempo (h) e Densidade (kg/m^3);

(B) Ciclo Limite de Produção (t/h) versus Vazão de Gás no Choke (t/h).

4.4.5 Sensibilidade à Pressão do Reservatório

À medida que a produção de um campo avança no tempo (campos maduros), a pressão do reservatório se reduz. Para avaliar o processo *gas-lift* frente a este cenário, foram realizadas simulações com todas as variáveis de operação fixas nos valores do

Caso Base (Tabela 4.1 e 4.2), variando-se apenas a pressão do reservatório. A Figura 4.11 mostra que o declínio da pressão do reservatório reduz a produção, havendo uma pressão limite abaixo da qual a produção é anulada. Com a redução da pressão as oscilações aumentam, até um valor inferior de pressão em que a oscilação não mais se verifica, à custa de redução da produção.

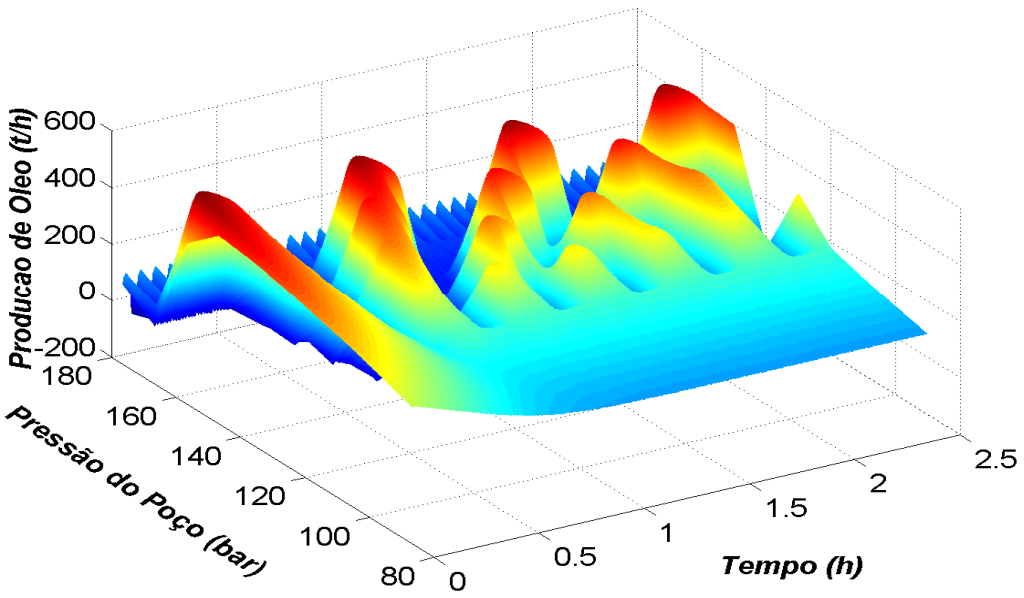


Figura 4.11: Produção Instantânea (t/h) versus Tempo (h) e Pressão do Reservatório (bar).

4.4.6 Correlação Entre Respostas

Visando explicitar a correlação entre respostas do processo, apresentam-se gráficos que evidenciam a possibilidade de inferência da pressão do reservatório com variáveis que podem ser medidas na superfície. A análise concentrou-se na densidade global da mistura óleo-gás e na pressão no topo da coluna de produção. Verifica-se, nas Figuras 4.12 e 4.13, que há sensibilidade destas respostas à pressão de reservatório. Todavia um expressivo tempo morto impossibilita o uso direto destas variáveis, de mais fácil medição, em malhas de controle *feedback* convencionais para estabilizar a produção. Claramente, a complexidade dinâmica representada por tempo morto elevado e instabilidade sugerem a necessidade de desenvolvimento de estimadores de estado

baseados em modelos simplificados do processo, como nos trabalhos de IMSLAND *et al.* (2003), JOHANSEN e FOSS (1993, 1995, 1997) e DALLAGNOL FILHO (2005).

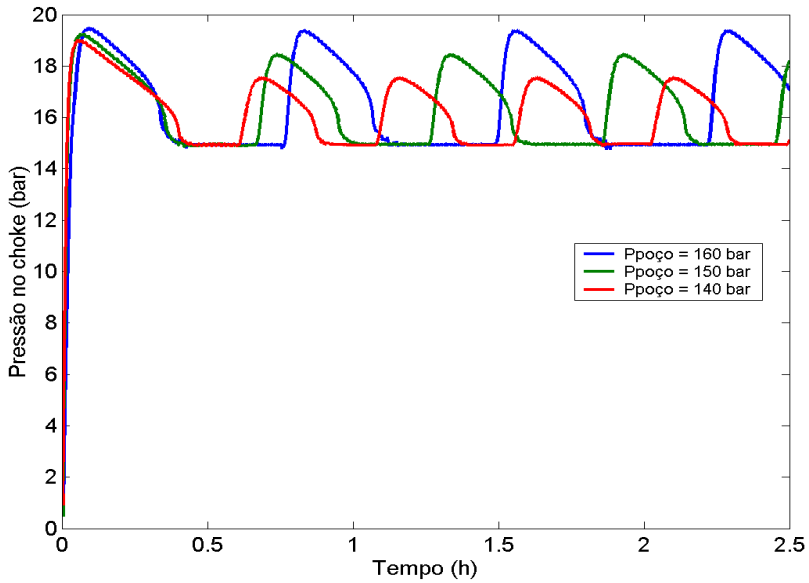


Figura 4.12: Dinâmica da Pressão no Topo da Coluna de Produção vs Pressão do Reservatório.

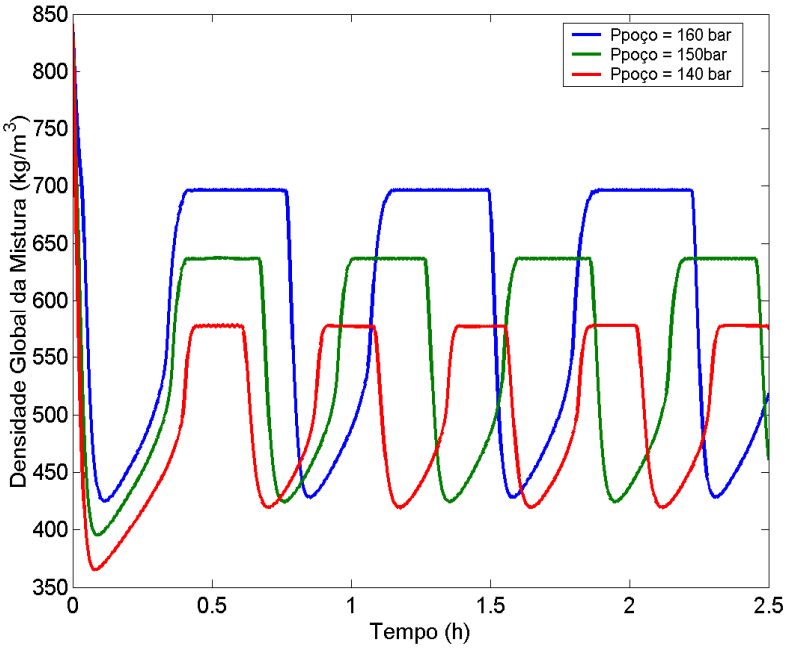


Figura 4.13: Dinâmica da Densidade da Mistura Bifásica vs Pressão do Reservatório.

5. IDENTIFICAÇÃO ARX

O presente Capítulo tem como objetivo identificar o processo *gas-lift* (apresentado no Capítulo 4) através de um modelo estocástico do tipo ARX (*Auto Regressive eXternal input*), escolhida(s) a(s) entrada(s) e a(s) saída(s) do processo e tendo em mãos suas séries temporais para posterior tratamento dos dados e construção do modelo.

5.1 Identificação do Processo *Gas-Lift* Através do modelo ARX-MIMO

Como visto anteriormente, a identificação de processos via modelo ARX exige que sejam escolhidas as entradas e saídas do processo e suas respectivas séries temporais sejam disponibilizadas. Na identificação do processo *gás-lift*, escolheram-se como entradas a pressão do tanque de produção (separador), a vazão de injeção de gás e a fração de abertura da válvula de *choke*; como saídas, foram selecionadas a vazão de óleo no *choke* e a vazão de gás no *choke*.

No procedimento de identificação devem-se perturbar as entradas de modo a causar variações nas saídas. Para tanto, um gerador de perturbações foi codificado em Matlab, de modo a perturbar as entradas normal e aleatoriamente (Equação 5.1). A Tabela 5.1 apresenta os parâmetros utilizados.

$$U_j(t+1) = \Omega(PROB).U_j(t) + (1-\Omega(PROB)).\left(U_j^{REF} + \nu_j(t+1)\right) \tag{5.1}$$

$$\Omega(PROB) = \begin{cases} 1, & \delta \le PROB_j \\ 0, & \delta > PROB_j \end{cases} \tag{5.2}$$

$$\nu_j(t+1) = \omega.\sqrt{VarU(j)} \tag{5.3}$$

Onde δ e ω são valores aleatórios com distribuição uniforme e normal entre zero e um, respectivamente.

Tabela 5.1: Parâmetros da Função de Perturbação.

Parâmetros	Valores		
	P_{OUT} (bar)	W_{GA} (kg/s)	x_{choke}
j	1	2	3
U_j^{REF}	30	0.4	0.8
$PROB_j$ (%)	97	97	97
$VarU_j$	1,5	0,3	0,25

O processo *gas-lift* foi simulado no Matlab, utilizando o modelo descrito no Capítulo 4, durante um horizonte de tempo de 9.000 segundos (2,5 horas). As séries temporais das entradas e das saídas foram salvas para posterior identificação do processo e podem ser vistas nas Figuras 5.1 e 5.2, respectivamente.

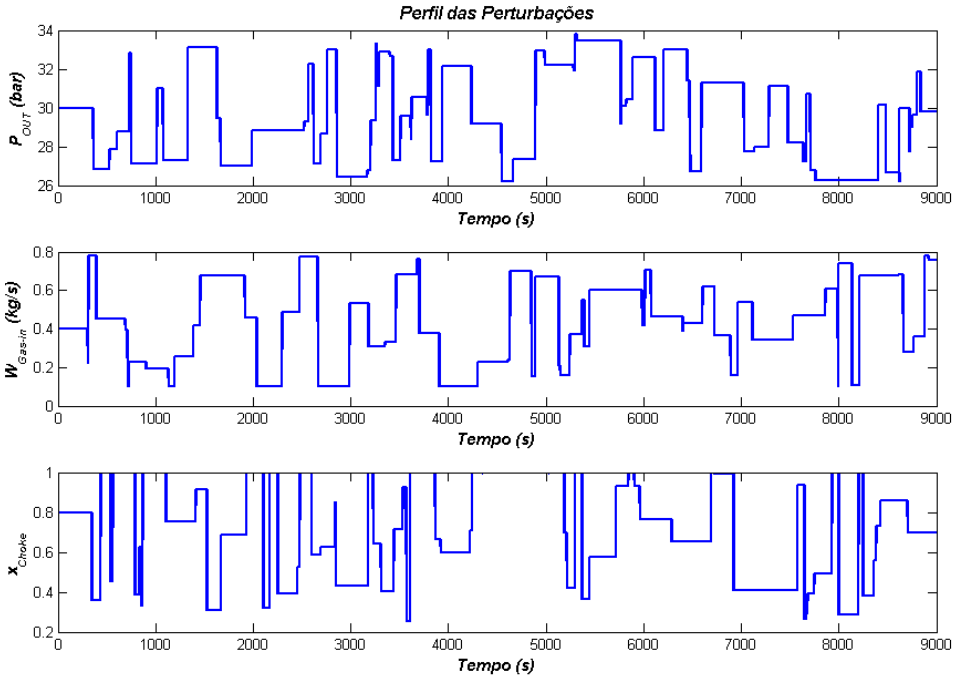


Figura 5.1: Entradas do Processo para Identificação ARX (Pressão, Vazão e Fração de Abertura da Válvula).

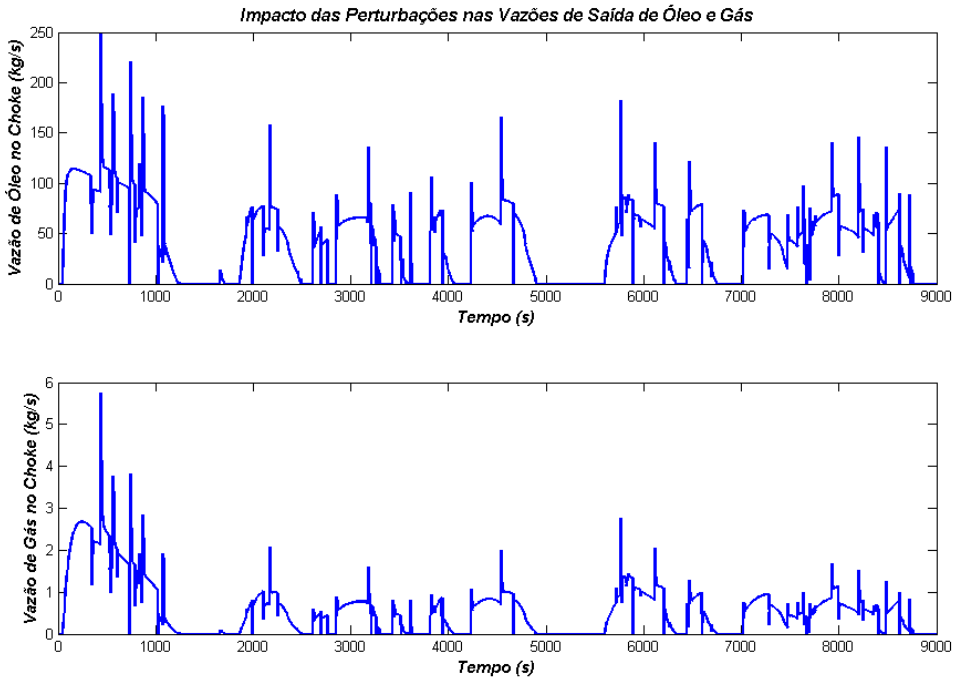


Figura 5.2: Saídas do Processo para Identificação ARX.

O modelo ARX-MIMO 3x2 (três entradas e duas saídas) gerado é de ordem 3x3 (ARX(3,3)), ou seja, utiliza valores das entradas e saídas contidos em [t, t-3+1] para prever as saídas em t+1.

A estimação dos parâmetros foi feita utilizando-se 30% da massa de dados gerada pela simulação do modelo rigoroso, deixando os 70% restantes para validação do modelo.

Os parâmetros do modelo ARX-MIMO (Tabela 5.2) foram calculados através da Equação 5.4, onde *i* representa as saídas ($i = 1 \ldots n_y$), Φ_i o valor experimental da saída *i*, $\underline{\underline{X}}$ os valores experimentais atrasados das entradas e saídas e $\underline{\underline{W}}_i$ a matriz de pesos da identificação.

$$\hat{\underline{\theta}}_i = \left[\underline{\underline{X}}^t \underline{\underline{W}}_i \underline{\underline{X}}\right]^{-1} \underline{\underline{X}}^t \underline{\underline{W}}_i \underline{\Phi}_i \qquad (5.4)$$

com:

$$\hat{\underline{\theta}}_i = \begin{bmatrix} \underline{\overline{A}}_{1i} \\ \vdots \\ \underline{\overline{A}}_{ni} \\ \underline{\overline{B}}_{1i} \\ \vdots \\ \underline{\overline{B}}_{mi} \end{bmatrix} \quad \text{onde} \quad \begin{aligned} \underline{\overline{A}}_{ki}^t &= \begin{bmatrix} a_{ki1} & a_{ki2} & \dots & a_{kiny} \end{bmatrix} \\ \underline{\overline{B}}_{ki}^t &= \begin{bmatrix} b_{ki1} & b_{ki2} & \dots & b_{kinu} \end{bmatrix} \end{aligned} \tag{5.5}$$

Tabela 5.2: Parâmetros Estimados do Modelo ARX.

θ_1		θ_2	
a_{111}	-1,0265	a_{121}	-0,0007
a_{112}	0,0733	a_{122}	-0,9751
a_{211}	0,0499	a_{221}	0,0006
a_{212}	0,5008	a_{222}	0,0123
a_{311}	-0,0064	a_{321}	0,0002
a_{312}	-1,1116	a_{322}	-0,0417
b_{111}	-16,4774	b_{121}	-0,2461
b_{112}	-0,9986	b_{122}	-0,0142
b_{113}	116,0076	b_{123}	2,0429
b_{211}	17,8099	b_{221}	0,2648
b_{212}	-0,0038	b_{222}	-7,6866e-005
b_{213}	-127,1599	b_{223}	-2,2109
b_{311}	-1,3080	b_{321}	-0,183
b_{312}	0,1303	b_{322}	0,0014
b_{313}	11,2138	b_{323}	0,1657

A matriz de pesos $\underline{\underline{W}}_i$ (Equação 5.6) foi construída, calculando-se os parâmetros r_{ij} com a Equação 5.7, atribuindo pesos maiores aos valores de baixo valor absoluto, para garantir a adequação do modelo aos dados com menores valores absolutos. Vale

lembrar que a construção da matriz de pesos é uma etapa de fundamental importância na identificação do processo: caso seus parâmetros sejam erroneamente calculados ou estimados, a identificação do processo pode ser comprometida. No caso do identificador não querer influenciar no tratamento dos dados, a matriz de pesos deve ser definida como a matriz identidade, como feito neste trabalho.

$$\underline{\underline{W}}_i = \begin{bmatrix} 1/r_{i1} & 0 & \cdots & 0 \\ 0 & 1/r_{i2} & & \\ \vdots & & \ddots & \vdots \\ 0 & \cdots & & 1/r_{iN} \end{bmatrix} \tag{5.6}$$

$$r_{ij} = 1 \tag{5.7}$$

A matriz de valores experimentais atrasados das entradas e saídas do processo ($\underline{\underline{X}}$) é definida como:

$$\underline{\underline{X}} = \left[-\overline{\underline{\underline{S}}}_1 . \underline{\underline{Y}} \quad \cdots \quad -\overline{\underline{\underline{S}}}_n . \underline{\underline{Y}} \quad \underline{\underline{S}}_1 . \underline{\underline{U}} \quad \cdots \quad \underline{\underline{S}}_m . \underline{\underline{U}} \right] \tag{5.8}$$

Onde $\underline{\underline{U}}$ é a matriz que contém os valores das entradas do processo e $\underline{\underline{Y}}$ é a matriz dos valores experimentais das saídas.

$$\underline{\underline{U}} = \begin{bmatrix} \underline{u}^t(t-m+1) \\ \vdots \\ \underline{u}^t(t) \\ \vdots \\ \underline{u}^t(t+N-1) \end{bmatrix} \quad \underline{\underline{Y}} = \begin{bmatrix} \underline{y}^t(t-n+1) \\ \vdots \\ \underline{y}^t(t) \\ \vdots \\ \underline{y}^t(t+N-1) \end{bmatrix} \tag{5.9}$$

As matrizes $\underline{\underline{S}}_k$ e $\overline{\underline{\underline{S}}}_k$ são matrizes de seleção das entradas e saídas necessárias para a estimação dos parâmetros do modelo ARX. Essas matrizes de tamanho (N + m - 1) x N e (N + n - 1) x N, respectivamente, possuem todas as posições zeradas exceto a

diagonal k que possui valor um em todas as posições. A Figura 5.3 ilustra essas matrizes.

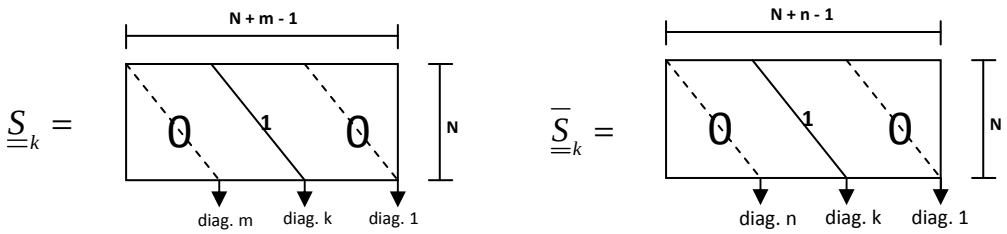


Figura 5.3: Matrizes de Seleção.

Após a estimação dos parâmetros do modelo, calcularam-se as respostas do processo via Equação 2.13, bem como o intervalo de confiança dentro da janela de identificação (30% da massa de dados). O resultado é disposto nas Figuras 5.4, 5.5 e 5.6, onde a vazão de óleo no *choke* de produção representa a saída 1 e a vazão de gás no *choke* de produção representa a saída 2.

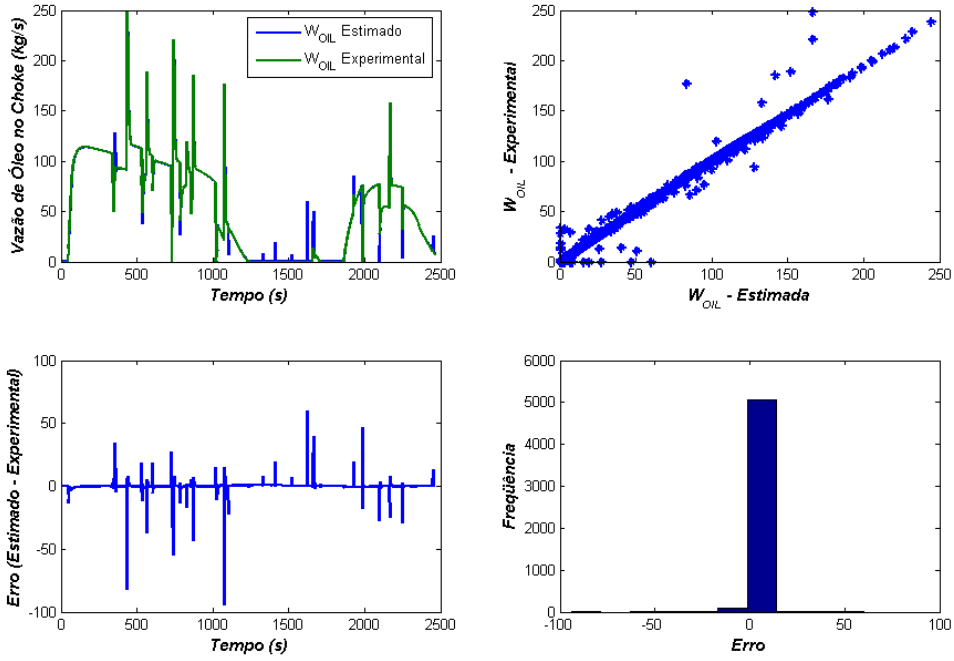


Figura 5.4: Vazão de Óleo na Fase de Identificação.

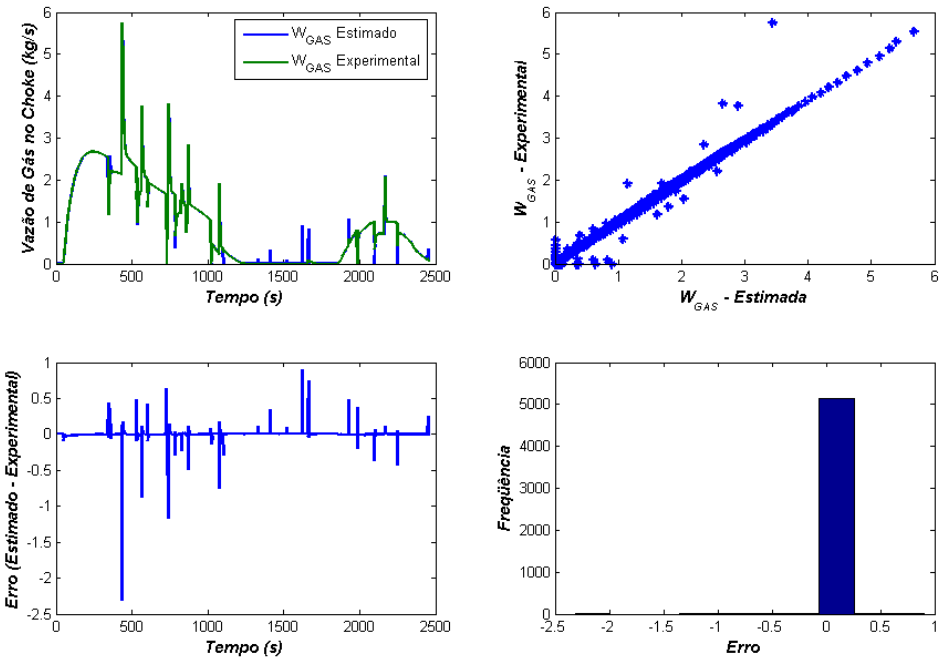


Figura 5.5: Vazão de Gás na Fase de Identificação.

Observa-se, através das Figuras 5.4 e 5.5, uma forte adequação do modelo ARX-MIMO aos dados experimentais dentro da janela de identificação. Não é suficiente, porém, analisar os dados apenas dentro da janela de identificação. Portanto, utilizando os 70% restantes da massa de dados gerada para a identificação do processo, realizou-se a validação do processo: a partir dos parâmetros estimados e dos valores das entradas e saídas do processo, calculou-se a previsão dos valores de $\hat{y}_i(t+1)$ via Equação 5.10.

$$\hat{y}_i(t+1) = \underline{\overline{B}}_{1i}^{t}.\underline{u}(t) + \ldots + \underline{\overline{B}}_{mi}^{t}.\underline{u}(t-m+1) - \underline{\overline{A}}_{1i}^{t}.\underline{y}(t) - \ldots - \underline{\overline{A}}_{ni}^{t}.\underline{y}(t-n+1) \qquad (5.10)$$

A Figura 5.6 ilustra a identificação completa do processo, contento tanto a fase de estimação quanto a fase de validação do modelo, bem como os limites superiores e inferiores dos intervalos de confiança (dentro e fora da janela de identificação).

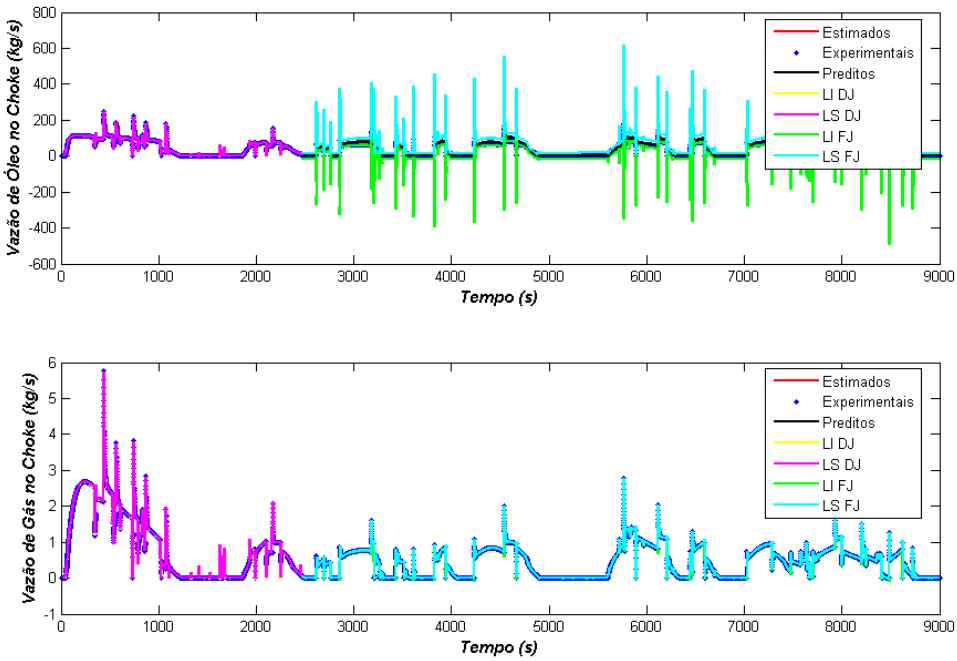


Figura 5.6: Identificação ARX Completa.

Nota-se, através da Figura 5.6, que os valores encontrados pela Equação 5.10 possuem forte adequação aos dados experimentais, para ambas as saídas. Percebe-se também que o intervalo de confiança calculado dentro da janela de identificação, curvas amarela e rosa, para as duas saídas é bem estreito, o que garante uma boa estimação das respostas pelos parâmetros estimados.

Já na fase de validação do modelo, o intervalo de confiança fora da janela de identificação, curvas verde e azul claro, para a vazão de gás, assim como na fase de estimação, foi bem estreito, indicando que os valores calculados pela Equação 5.9 são confiáveis. Porém, para a vazão de óleo, verificou-se que, em alguns pontos, o intervalo de confiança excedia os limites aceitáveis para uma boa validação, entretanto, logo depois voltava a possuir um comportamento dentro dos padrões aceitáveis para uma boa identificação.

Um modelo ARX deve ser re-treinado sempre que seu intervalo de confiança, na fase de validação, exceder valores previamente atribuídos como aceitáveis. Usualmente, quando o intervalo de confiança começa a se alargar, este tende a alargar-se

continuamente ao longo do tempo, diferentemente do comportamento do ilustrado pela Figura 5.6. Considerando que o intervalo de confiança afasta-se dos valores preditos apenas em alguns pontos, pode-se concluir que os parâmetros estimados para o modelo ARX(3,3) 3x2 conseguem identificar o modelo *gas-lift* apresentado no Capítulo 4.

A Figura 5.7 é um zoom da Figura 5.6 na região de validação, onde se pode notar que o intervalo de confiança para a vazão de gás é de fato estreito e que, para a vazão de óleo, existem pontos onde o intervalo de confiança afasta-se dos pontos estimados, mas rapidamente volta a ficar dentro de níveis aceitáveis.

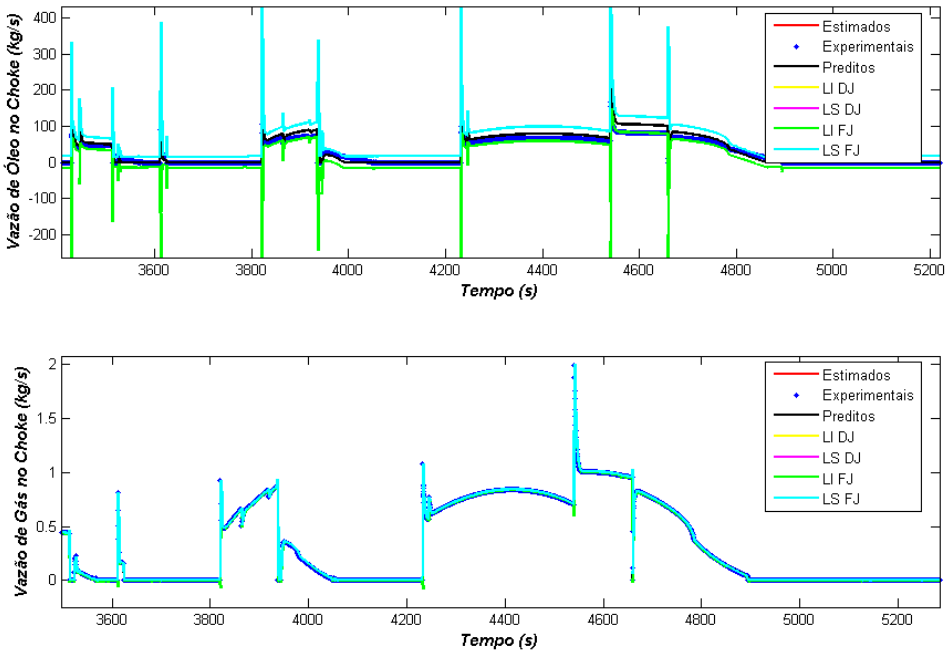


Figura 5.6: Zoom da Região de Validação.

Além do cálculo dos intervalos de confiança, outra análise estatística é bastante comum e necessária: o cálculo da região de confiança dos parâmetros estimados. Esta análise foi feita escolhendo-se trios de parâmetros, gerando assim superfícies tridimensionais. Devido ao grande número de parâmetros estimados, a combinação dos trios dos parâmetros gera um número muito grande de figuras. Portanto, a fim de apenas ilustrar o comportamento dessa análise e de não poluir a leitura do documento com demasiadas figuras, são mostradas nas Figuras 5.7 e 5.8 apenas algumas combinações

de trios de parâmetros, tanto para a saída 1 (vazão de óleo) quanto para a saída 2 (vazão de gás).

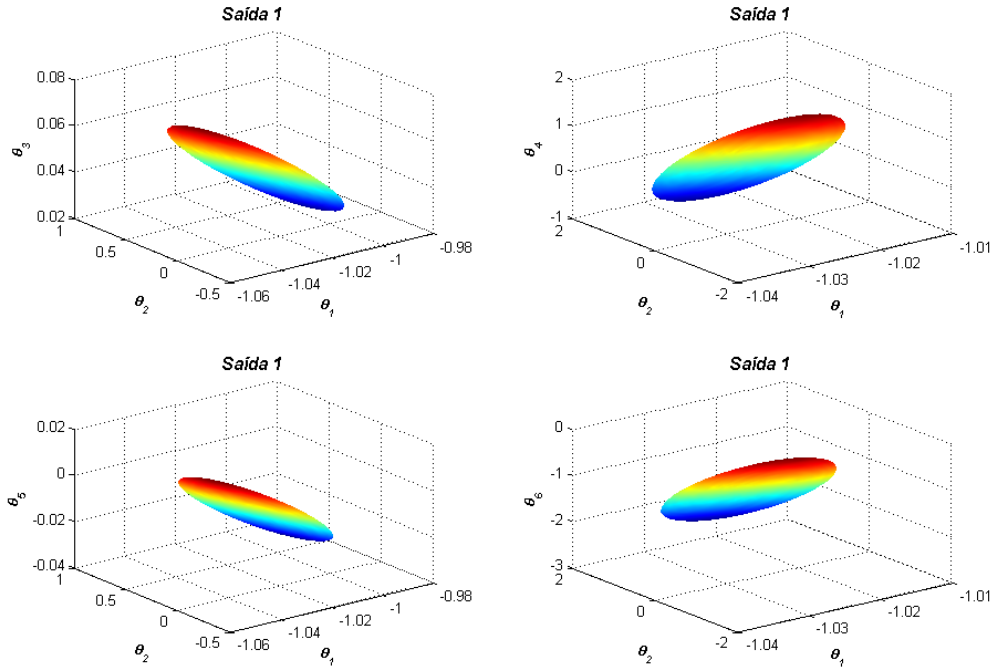


Figura 5.7: Região de Confiança para Parâmetros da Saída 1.

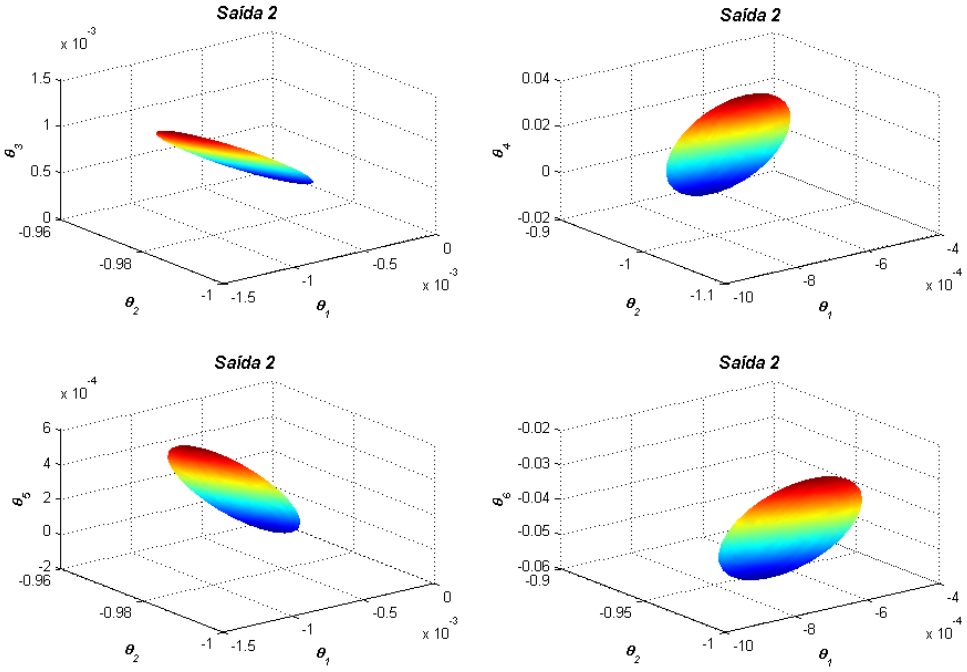


Figura 5.8 Região de Confiança para Parâmetros da Saída 2.

As regiões de confiança indicam o quão disperso pode ser um parâmetro em relação a outros parâmetros do modelo. O ideal é que essas figuras possuam uma forma de esfera com raio pequeno.

O somatório dos quadrados dos resíduos S_{Ri}^2 foi calculado para cada saída, sendo $S_{R1}^2 = 8{,}417$ e $S_{R2}^2 = 0{,}0026654$, onde o subscrito 1 representa a vazão óleo e o subscrito 2 representa a vazão de gás.

Conclui-se, então, que o processo *gas-lift*, abordado no Capítulo 3, pôde ser identificado por um modelo ARX(3,3) 3x2, cujas entradas escolhidas foram a pressão no tanque de produção (separador), a vazão de injeção de gás e a fração de abertura da válvula de *choke*. As análises estatísticas também confirmam uma boa identificação do modelo.

A seguir, descrevem-se os resultados do teste do modelo ARX em tempo real (sem séries temporais), ou seja, simulando o processo *gas-lift* paralelamente ao modelo ARX.

5.2 Teste com Modelo Rigoroso

A fim de testar a qualidade do modelo gerado, simulou-se o modelo do processo *gas-lift* (modelo rigoroso) paralelamente com o modelo ARX. Desta forma, o modelo rigoroso fornece ao modelo ARX os inputs necessários (valores das entradas e saídas atrasados) e o modelo ARX faz a previsão dos valores do modelo rigoroso um instante de tempo adiante.

Na simulação do processo foram utilizadas as condições operacionais das Tabelas 4.1 e 4.2. A vazão de injeção de gás e a fração de abertura da válvula de *choke* foram mantidas constantes com valores do Caso Base de 0.4 kg/s e 0.8, respectivamente. A única variável a ser modificada foi a pressão do separador, a qual foi modificada por um controlador *feedback* de pressão.

Os resultados são dispostos nas Figuras 5.9 e 5.10

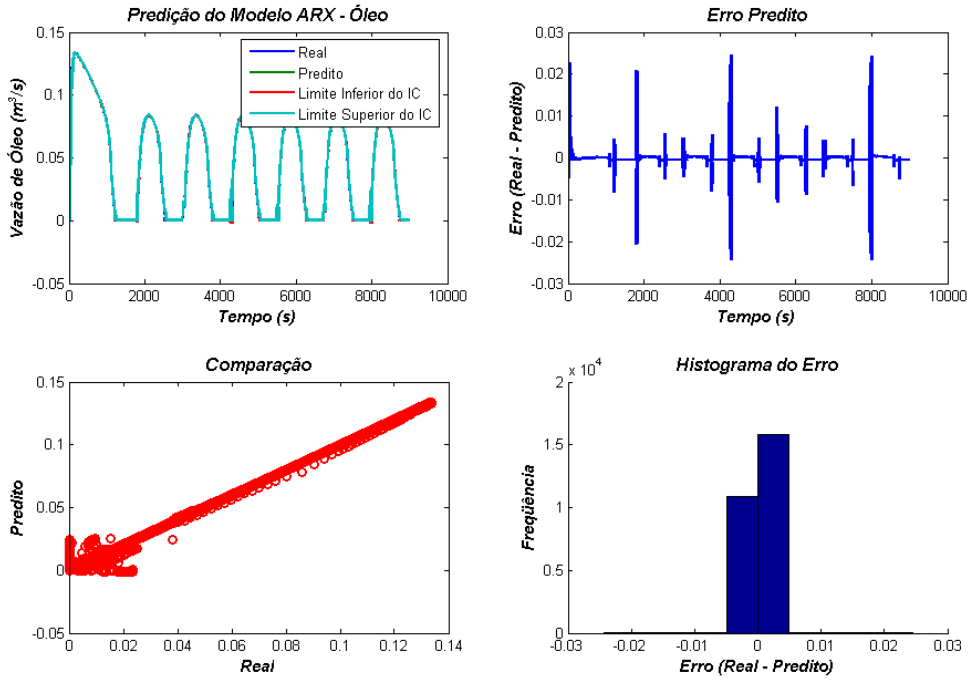


Figura 5.9: Vazão de Óleo Calculada pelo Modelo ARX em Tempo Real.

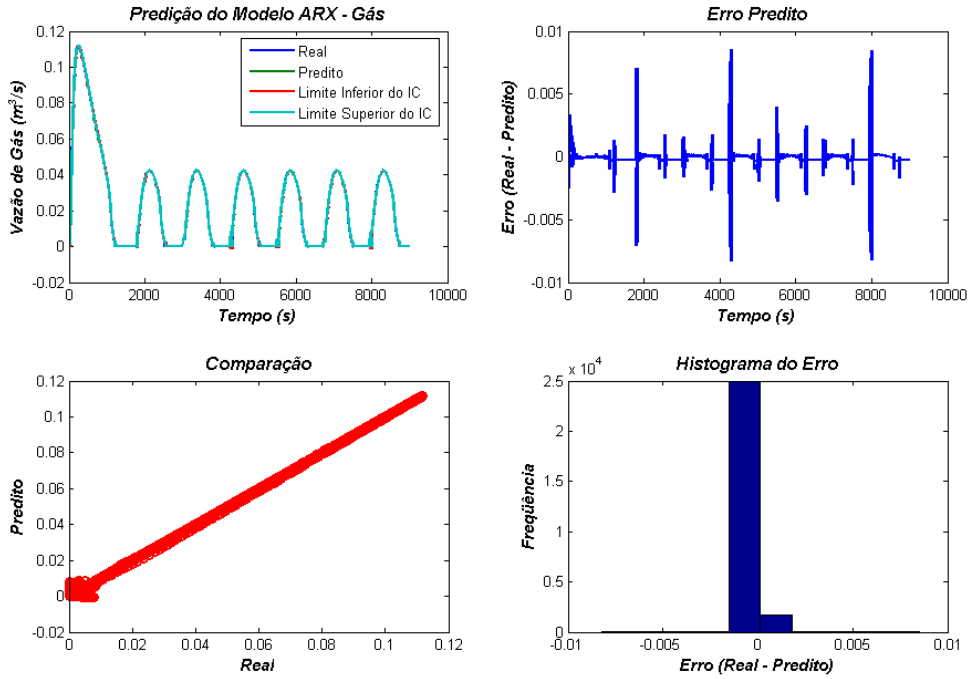


Figura 5.10: Vazão de Gás Calculada pelo Modelo ARX em Tempo Real.

Analisando as Figuras 5.9 e 5.10, pode-se concluir que o modelo ARX-MIMO identificado para o processo *gas-lift* consegue prever com boa precisão os valores da vazão de óleo e gás. Note-se que, diferentemente da etapa de validação, o intervalo de confiança para os valores preditos da vazão de óleo não se distancia dos valores preditos, mantendo-se estreito ao longo de toda simulação. O mesmo acontece para os valores preditos da vazão de gás.

Os resultados apresentados pelas Figuras 5.9 e 5.10 já seriam suficientes para concluir que o modelo ARX identificado é capaz de reproduzir com boa precisão o processo *gas-lift*. Entretanto, com o intuito de obter maior confiabilidade no modelo ARX, simulou-se novamente o processo conforme descrito anteriormente, porém incluindo-se perturbações no sistema. Assim, em 4.000 segundos, o *set-point* do controlador de pressão foi alterado de 30 para 26 bar por uma perturbação do tipo degrau; e, em 7.000 segundos, o *set-point* do controlador de nível do separador foi alterado de 1,5 para 1,8 m, também por uma perturbação do tipo degrau. Os resultados são ilustrados nas Figuras 5.11 e 5.12.

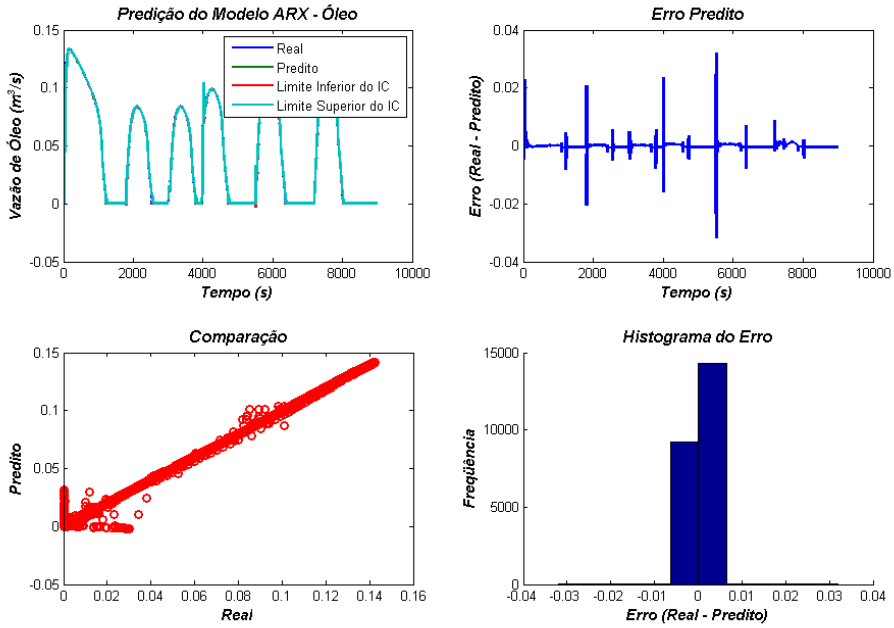


Figura 5.11: Vazão de Óleo Calculada pelo Modelo ARX Dada uma Perturbação no *Set-Point* dos Controladores.

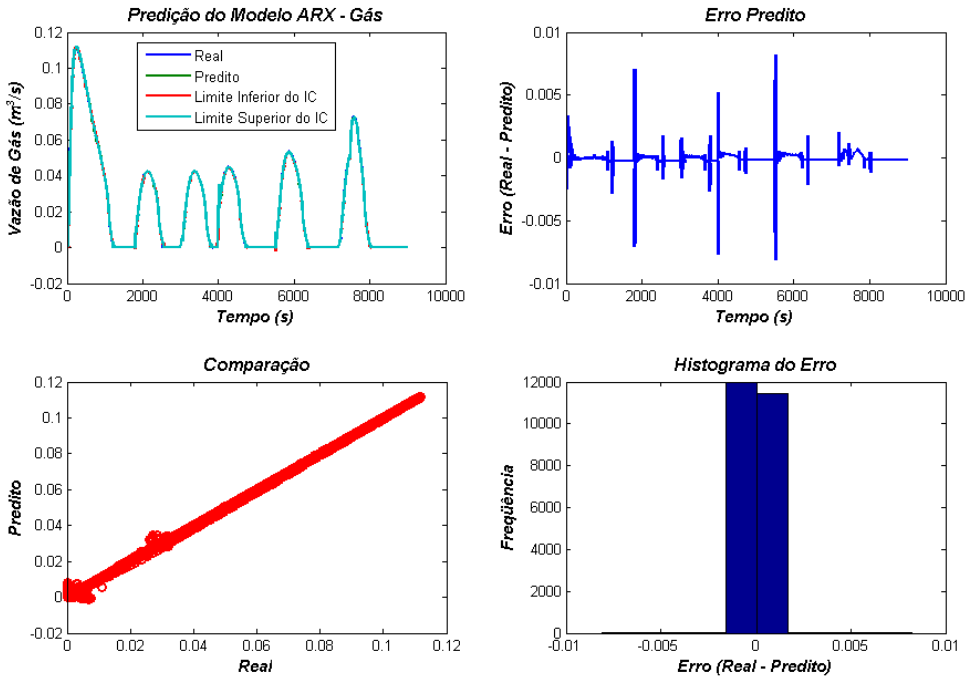


Figura 5.12: Vazão de Gás Calculada pelo Modelo ARX Dada uma Perturbação no *Set-Point* dos Controladores.

Novamente, percebe-se a boa precisão do modelo ARX ao calcular os valores da vazão de óleo e gás. Os intervalos de confiança para ambas as saídas mantiveram-se estreitos ao longo de toda simulação, indicando que mesmo com o degrau dado no *set-point* dos controladores (variação brusca das entradas), o modelo ARX não necessitaria de uma nova etapa de treinamento.

Portanto, o modelo ARX estimado para identificar o processo *gas-lift* pode ser utilizado em estratégias de controle com alto grau de confiabilidade. Deve-se sempre observar a dispersão do intervalo de confiança (distância entres os limites superior e inferior): caso ocorra um alargamento deste intervalo, o modelo deve ser re-treinado.

6. ESTRATÉGIAS DE CONTROLE DE NÍVEL E PRESSÃO DE SEPARADOR *SUBSEA* BIFÁSICO

O presente Capítulo aborda o controle de processo *offshore* aplicado ao sistema *gas-lift* + separador *subsea* bifásico.

Os objetivos de controle em separadores líquido-gás são: (a) separação de fases; e (b) mitigação dos *slugs* do *risers*, como em tanques de *surge*. FAANES e SKOGESTAD (2003) definem tanque de *surge* (tanque pulmão) como uma unidade na qual o *hold up* é explorado para promover operações mais suaves. Destaca-se que, apesar da importância deste controle de nível em operações *offshore*, muitas malhas têm atuação comprometida por sintonia inadequada. Na prática, cumprir com os objetivos conflitantes de filtrar vazão e manter o nível oscilante não é uma tarefa fácil. Os níveis de tanques de *surge* são normalmente controlados por controladores do tipo proporcional-integral (PI) "dessintonizados", isto é, controladores lentos com pouca ação integral. Entretanto, uma malha de controle "dessintonizada" não é recomendada por reduzir o fator de amortecimento, levando o processo a um comportamento cíclico (FAANES e SKOGESTAD, 2003).

A mitigação da intensidade do *slug* de *risers* requer uma estratégia que suavize a vazão de descarga, (*averaging level control*, ou *controle suavizante)* e ações de controle antecipatório nas válvulas de entrada e saída (de gás e óleo) dos separadores. No *controle suavizante*, flutuações nas taxas de descarga são minimizadas sob restrições de nível, entre limites tipicamente 30% a 70% da escala de nível (HORTON *et al.*, 2003). Devido à característica integradora destes tanques, a operação em malha aberta levaria o sistema à saturação, prejudicando a produção e danificando equipamentos. Buscando-se a melhoria de desempenho de separadores em cenário dominado por *slugs*, neste Capítulo são comparadas estratégias de controle do tipo:

a) *feedback* clássico, onde um controlador PI é sintonizado por procedimento de otimização;

b) *feedback* com parâmetros de sintonia adaptados em patamares de ganho progressivamente mais agressivos, aqui referido como *controle suavizante progressivo*;

c) *feedforward* + *feedback* onde o *controle suavizante progressivo* é auxiliado por estratégia antecipatória atuando na válvula de *choke* de produção, baseada em estimador ARX de *slugs*;

Nas estruturas testadas, os controladores *feedback* de pressão (PIC) e de nível (LIC) atuam, respectivamente, nas aberturas das válvulas de descarga de gás e de líquido (x_G e x_L) do separador.

6.1 Controlador *Feedback* Clássico

O controlador *feedback* clássico utilizado nesta estratégia possui estrutura PI paralela, com parâmetros únicos para toda a faixa de operação o processo. Estes controladores são empregados quando se deseja manter uma variável de processo em determinado valor, definido como *set-point*. Os controladores *feedback* podem possuir três tipos de ação, a proporcional ao erro de rastreamento do *set-point*, a proporcional à integral do erro e a proporcional à derivada do erro. A ação derivativa não é empregada em controle de nível devido a ruídos de medição introduzido pela turbulência na interface líquido-gás. Na configuração em paralelo, o controlador PI é descrito pela Equação 6.1.

$$PI = K_C + \frac{K_C}{\tau_I}\int E(t).dt \qquad (6.1)$$

A Figura 6.1 ilustra a estratégia de controle *feedback* clássico utilizada, composta por dois controladores, um para a pressão (PIC) atuando na válvula de saída de gás (x_G) e um para o nível (LIC) atuando na válvula de saída de óleo (x_L). Nesta, o bloco f_{SS2Ph} ilustra a interação exibida pelo processo, K_{Mi} (i =1, 2) os sensores e $K_{I/P}K_a$ o produto do ganho do conversor de corrente para pressão e o ganho do atuador. P_{SP} e h_{SP} são os *set-points* da pressão e da altura.

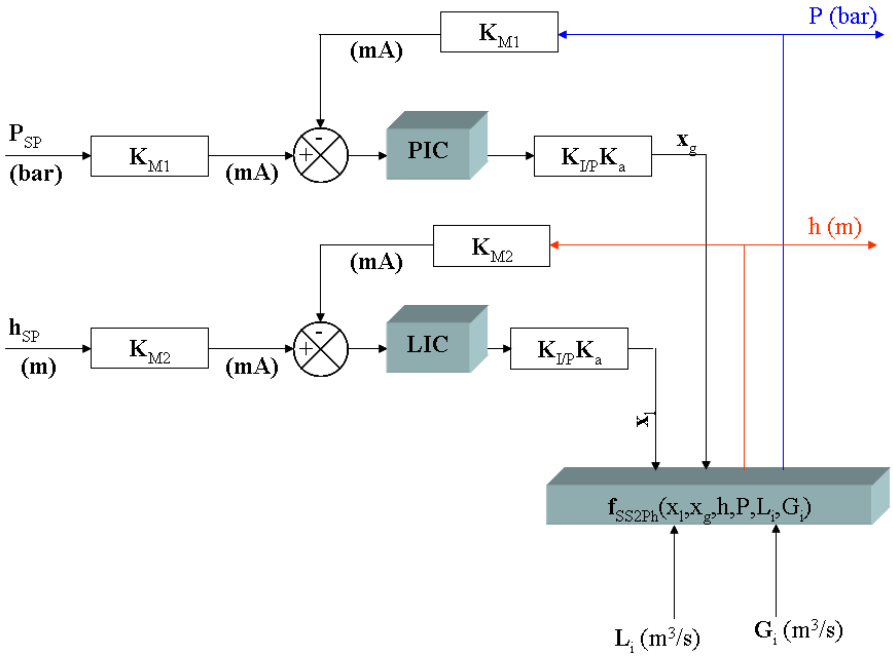


Figura 6.1: Controle *Feedback* Clássico.

6.1.1 Controlador de Pressão (PIC)

A Figura 6.2 mostra o modelo Simulink do controlador de pressão, algoritmo PID paralelo, onde $K_{I/P}$ é o conversor de sinal analógico para sinal digital (0,75 psig/mA), e K_a representa o ganho do atuador da válvula, isto é, a fração de abertura por mA (igual a -1/12, negativo por se tratar de válvula do tipo *ar-para-fechar*). KCP e TICP são, respectivamente, o ganho e a ação integral do controlador de pressão.

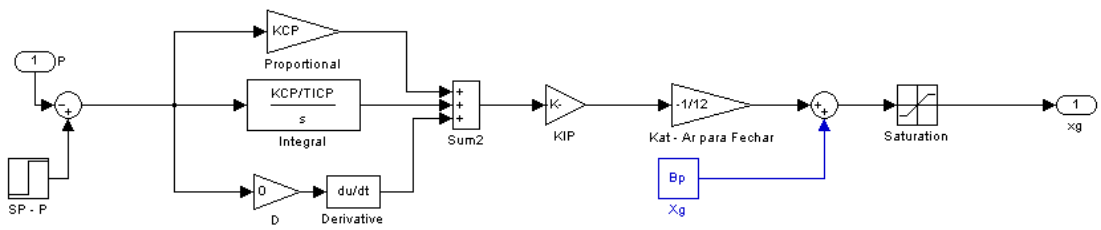


Figura 6.2: Controlador de Pressão.

É introduzido no modelo do controlador um bloco de saturação, limitando a abertura da válvula ao intervalo [0 1], e o *bias* de abertura da válvula (definido como a saída de controle na ausência de erro de rastreamento.

6.1.2 Controlador de Nível (LIC)

O controlador de nível empregado no separador segue a mesma estrutura PI do controlador de pressão, como mostra a Figura 6.3. Sua descrição é omitida por ser análoga à do controlador de pressão.

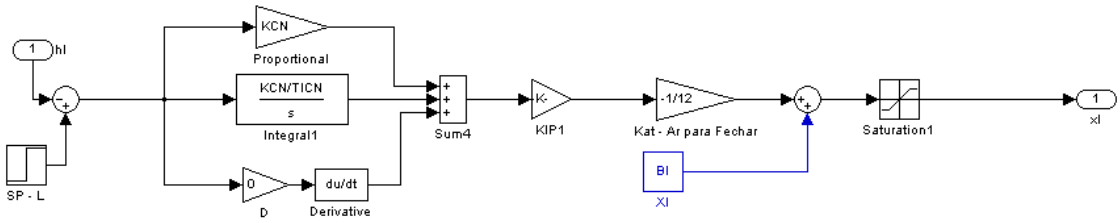


Figura 6.3: Controlador de Nível (*Feedback* Clássico).

6.1.3 Sintonia

Os controladores *feedback* clássicos de pressão e de nível foram sintonizados otimizando-se uma função objetivo, a ser minimizada. Empregou-se para tal a soma do quadrado dos erros da pressão e o negativo da variância da altura ao longo do tempo, conforme Equação 6.2. O termo da função associado ao nível reflete o objetivo de controle de permitir variabilidade do estado nível (maximizando-a) em detrimento da redução do erro de rastreamento. Obtém-se, assim, perfil temporal *suave* para a variável manipulada (vazão de descarga de líquido) para mínimo impacto sobre as operações a jusante.

$$F_{OBJ} = \left[\sum_{t=0}^{tfinal} \left(P_{SP} - P(t)\right)^2 \right] . R + \left[(-) \mathrm{var}(\underline{h}) \right] . Q \qquad (6.2)$$

Visto que a sintonia do controlador via minimização de uma função objetivo exige a simulação do sistema *gas-lift*-separador inúmeras vezes, e esta simulação é onerosa em termos computacionais, uma série temporal das saídas do processo *gas-lift* (Figura 6.4) foi gerada nas condições normais de operação do processo (Tabelas 4.1 e 4.2), com modelo apresentado no Capítulo 4. Esta redução do custo computacional apresenta uma perda de rigor físico, pois assume que a variação da pressão no separador não afetaria o desempenho do *gas-lift*.

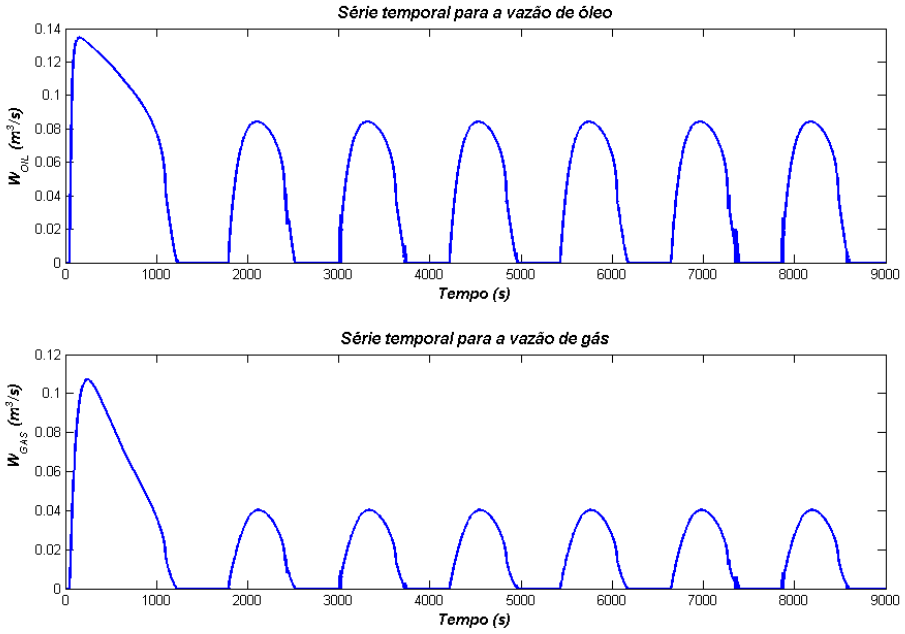


Figura 6.4: Séries Temporais para Sintonia do Controlador *Feedback* Clássico.

O procedimento de sintonia foi conduzido em ambiente MATLAB, com *set-point* de 30 bar para a pressão e 1,5 m para o nível de líquido. Utilizou-se a função *fminsearch* do Toolbox de Otimização do MATLAB. A rotina *fminsearch* implementa otimização não-linear irrestrita para encontrar mínimo local de uma função objetivo escalar multivariável, dado uma estimativa inicial, com o emprego do algoritmo simplex de Nelder e Mead (MATLAB 2007a, The MathWorks Inc.).

Os parâmetros obtidos para os controladores encontram-se na Tabela 6.1, e os resultados da ação do controle no sistema são ilustrados nas Figuras 6.5 a 6.8.

Tabela 6.1: Parâmetros dos controladores *feedback* clássicos.

	PIC	LIC
K_C	990	91
τ_I	470	56

6.1.4 Validação da Sintonia com Modelo Rigoroso do Processo

Após a sintonia dos parâmetros dos controladores, o modelo *gas-lift* foi integrado ao modelo do separador, restabelecendo, portanto, a interação entre os processos. O sistema foi simulado no ambiente Simulink, em horizonte de tempo de 9000 segundos (2,5 horas), com os parâmetros do separador dados pela Tabela 6.1. Os resultados são apresentados pelas Figuras 6.5 a 6.8.

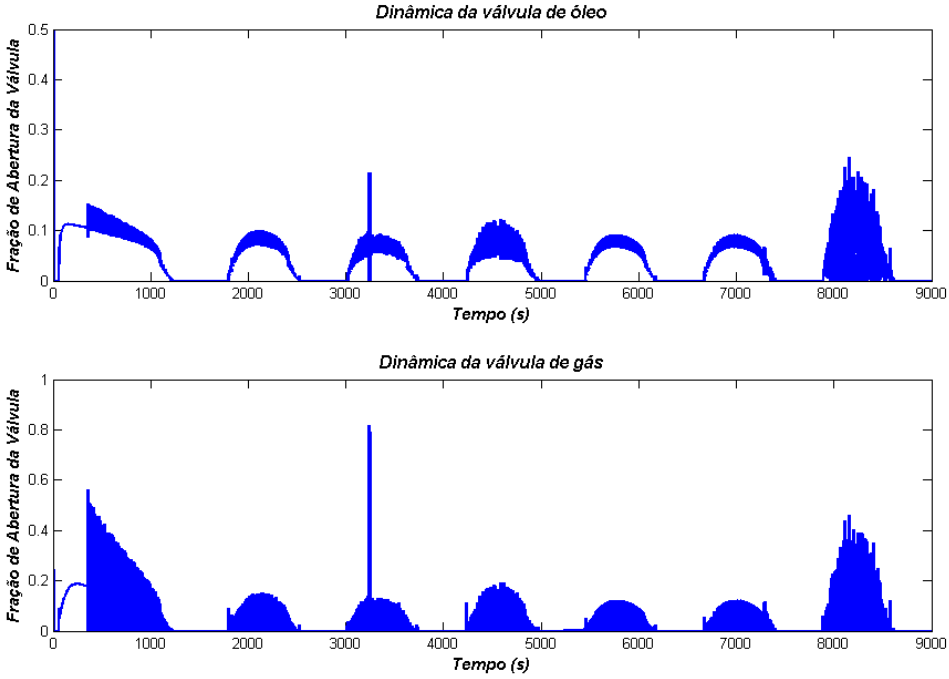


Figura 6.5: Dinâmica das Válvulas (*Feedback* Clássico).

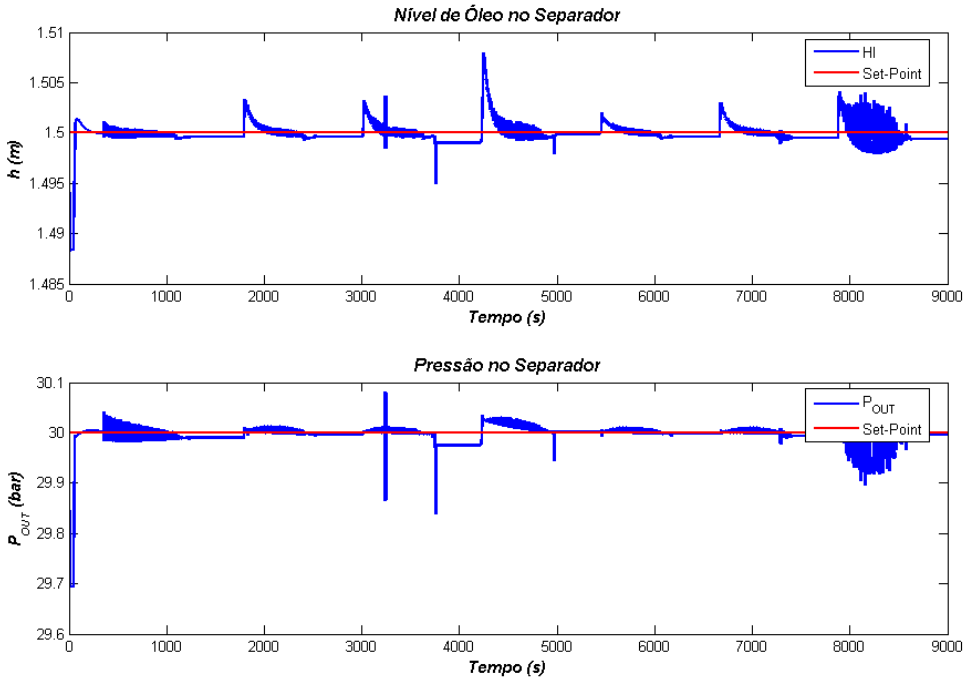


Figura 6.6: Dinâmica das Variáveis Controladas (*Feedback* Clássico).

Quanto à resposta temporal da pressão, Figura 6.6, percebe-se que o controlador mantém a variável de controle próxima aos valores de *set-point* estabelecidos. Por outro lado, os perfis temporais de abertura das válvulas de gás e de líquido, mostrados na Figura 6.5, notadamente da válvula de controle da saída de gás, exibem mudanças abruptas que fatalmente resultariam em desgaste prematuro, com custos de reposição e paradas de manutenção. Visto que o objetivo principal do controle é o de amenizar os efeitos dos *slugs*, deve-se buscar estratégia alternativa de controle.

6.2 Controlador *Feedback* com Ganho Adaptativo Aplicado ao Controle de Nível

Uma estratégia de controle baseada na adaptação dos parâmetros de sintonia do controlador é proposta. A estratégia de controle tem a mesma estrutura da estratégia ilustrada na Figura 6.1, diferindo exclusivamente por lei de adaptação dos parâmetros de sintonia do controlador de nível.

CHEUNG e LUYBEN (1980) exploram diferentes estratégias de controle de nível, tais como a estratégia proposta por SHUNTA e FHERVARI (1976), controlador

de faixa ampla (*wide-range*), com adaptações na sintonia dos parâmetros do controlador PI (K_C and τ_I) de acordo com a Equação 6.3:

$$K_C = f\ K_{C0}; \quad \tau_I = \frac{\tau_{I0}}{f} \tag{6.3}$$

onde K_{CO} e τ_{IO} são o ganho proporcional e o tempo de *reset* para erro zero (*e*) e:

$$f = \left(1 + \left|eK\ln(K_1)\right|\right)\left(25^{|e|K_1}\right) \tag{6.4}$$

com *K* e K_1 como parâmetros adicionais fixos do controlador. ARAÚJO *et al*. (2007) propõem uma lei de adaptação de ganho, substituindo-se a Equação 6.4, por:

$$f = l + \frac{1}{1+e^{(\lambda_1(E_1 - abs(e))}} + \alpha\left(1 + \frac{1}{1+e^{(\lambda_2(E_2 - abs(e))}}\right) + \beta\left(1 + \frac{1}{1+e^{(\lambda_3(E_3 - abs(e))}}\right) \tag{6.5}$$

Os parâmetros na Equação 6.5 permitem transições suaves no comportamento do controlador através de três patamares de intensidade definidos pelos valores *1*, α e β. Os parâmetros λ_1, λ_2 e λ_3 regulam a forma de transição para os patamares vizinhos, enquanto E_1, E_2 e E_3 representam os respectivos erros. Os parâmetros da Equação 6.5 encontram-se na Tabela 6.2 enquanto que os da Equação 6.3 são listados na Tabela 6.3.

Tabela 6.2: Parâmetros da Função de Adaptação do Ganho.

Parâmetros	Valores	Observações
L	0	Definido para garantir faixa morta na vizinhança de erro nulo
α	5,25	Sintonizado por procedimento de otimização
β	10,37	Sintonizado por procedimento de otimização
λ_1	3	Fator de aceleração de ganho na primeira transição de ganho
λ_2	5	Fator de aceleração de ganho na segunda transição de ganho
λ_3	7	Fator de aceleração de ganho na terceira transição de ganho
E_1	0,4	Limite da primeira região de transição no esforço de controle
E_2	0,8	Limite da segunda região de transição no esforço de controle
E_3	1,0	Limite da terceira região de transição no esforço de controle

Tabela 6.3: Parâmetros de Sintonia dos Controladores, com Ganho Adaptativo no LIC.

Controlador	Parâmetro	Valor	Observação
PIC	K_C	803	Sintonizado por procedimento de otimização
	τ_{ip}	496	Sintonizado por procedimento de otimização
LIC	K_{c0}	0,1	Sintonizado por procedimento de otimização
	τ_0	2858	Sintonizado por procedimento de otimização

A Figura 6.7 apresenta o modelo SIMULINK do controlador adaptativo. Os parâmetros α,β, K_{c0} e τ_0 são informados junto com o desvio da altura em relação ao *set-point* ao bloco "MATLAB *function*", responsável pela execução das Equações 6.3 e 6.5. Os parâmetros dinâmicos calculados pela Equação 6.3 são informados a uma estrutura de controle PI.

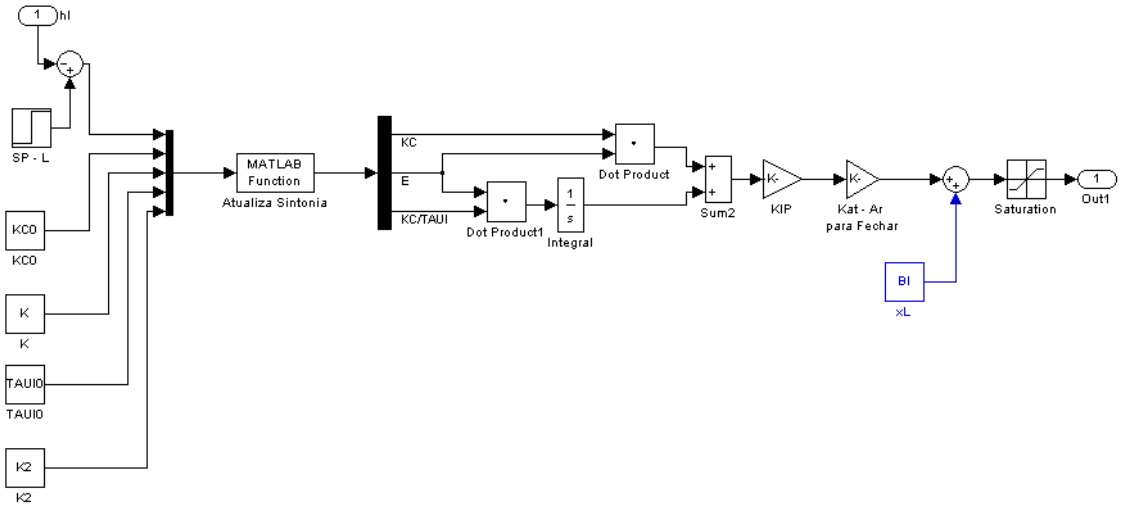


Figura 6.7: Controlador de Nível *Feedback* Adaptativo.

6.2.1 Sintonia dos Parâmetros do Controlador Adaptativo de Nível e do Controlador de Pressão

O controlador *feedback* adaptativo (Figura 6.7) e o controlador de pressão descrito no item 6.1 foram sintonizados, assim como na Seção 6.1.1, através de um processo de minimização do erro da pressão (diferença entre o *set-point* e a pressão do separador) e do negativo da variância da altura de líquido (Equação 6.2). Reitera-se que o objetivo é promover a variação do nível, fazendo com que o separador assuma uma

função tampão, suavizando a vazão de descarga de líquido. O mesmo procedimento de sintonia empregado para o controlador *feedback* convencional foi adotado (função *fminsearch,* Toolbox de Otimização do MATLAB).

A mesma série temporal gerada para a sintonia do controlador *feedback* convencional (Figura 6.4) foi utilizada na sintonia do controlador adaptativo proposto nesta seção. Os parâmetros sintonizados encontram-se na Tabela 6.2 e 6.3.

A função de adaptação de parâmetros utilizada, proposta por ARAÚJO *et al.*, é mostrada na Figura 6.8 gerada a partir dos parâmetros dados pelas Tabelas 6.2 e 6.3. Sendo a altura do separador de três metros, e seu *set-point* 1,5 m, o erro encontra-se contido no intervalo [-1,5,1,5].

A Equação 6.5 pode ser reescrita da seguinte forma como $f = f_1 + f_2 + f_3$

onde:

$$f_1 = l + \frac{1}{1 + e^{(\lambda_1 (E_1 - abs(e))}} \tag{6.6}$$

$$f_2 = \alpha \left(1 + \frac{1}{1 + e^{(\lambda_2 (E_2 - abs(e))}} \right) \tag{6.7}$$

$$f_3 = \beta \left(1 + \frac{1}{1 + e^{(\lambda_3 (E_3 - abs(e))}} \right) \tag{6.8}$$

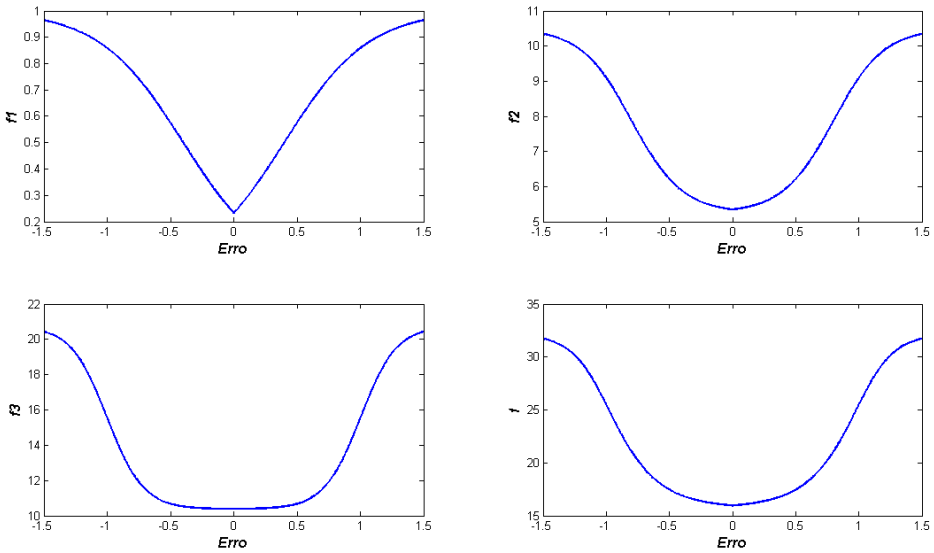


Figura 6.8: Função de Adaptação do Ganho.

6.2.2 Validação da Sintonia com Modelo Rigoroso do Processo

A substituição da série temporal das vazões pelo modelo do *gás-lift* foi implementada para rigor da simulação (restabelecendo a interação entre os processos). O sistema foi simulado em ambiente SIMULINK, para um horizonte de tempo de 9000s (2,5 h), utilizando os parâmetros sintonizados do controlador (Tabela 6.3). Os resultados da simulação são mostrados pelas Figuras 6.9 a 6.12.

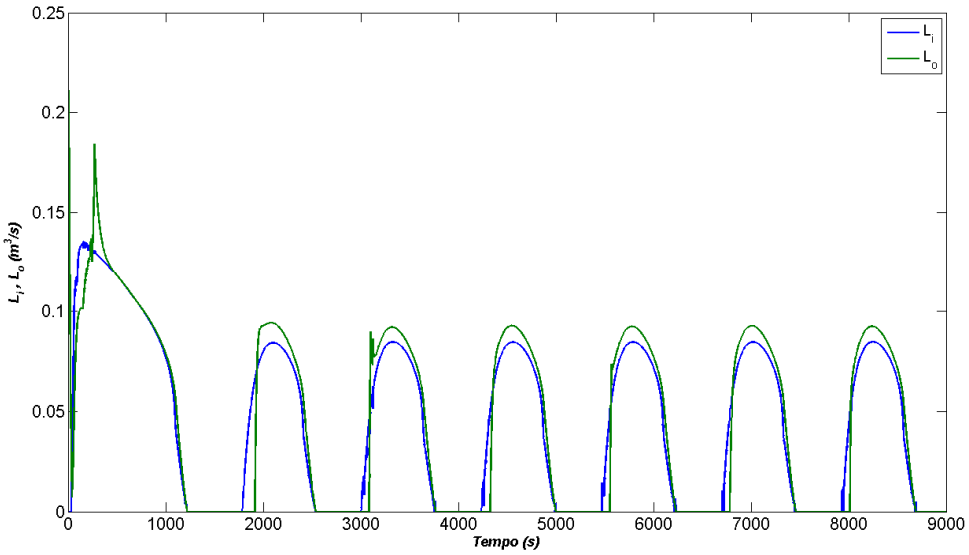


Figura 6.9: Vazão de Óleo (*Feedback* Adaptativo).

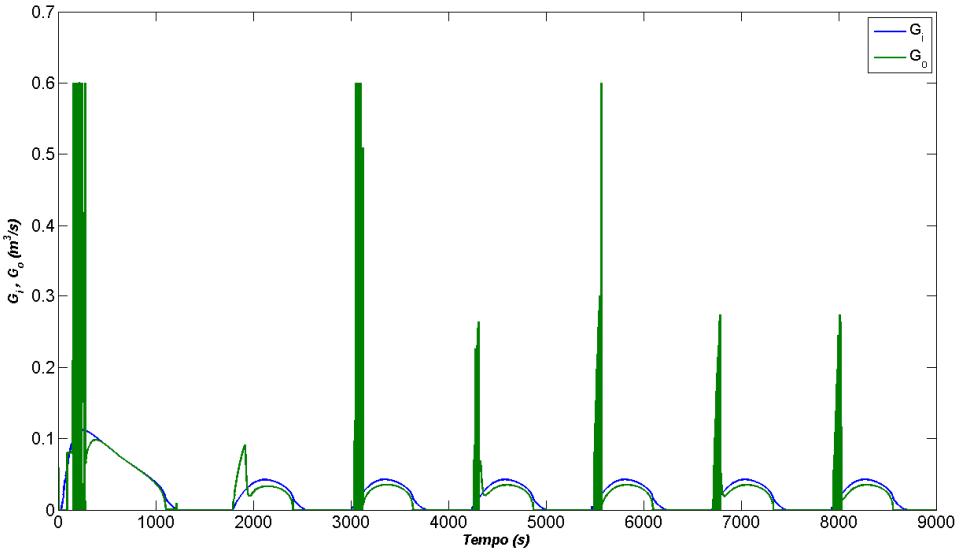


Figura 6.10: Vazão de Gás (*Feedback* Adaptativo).

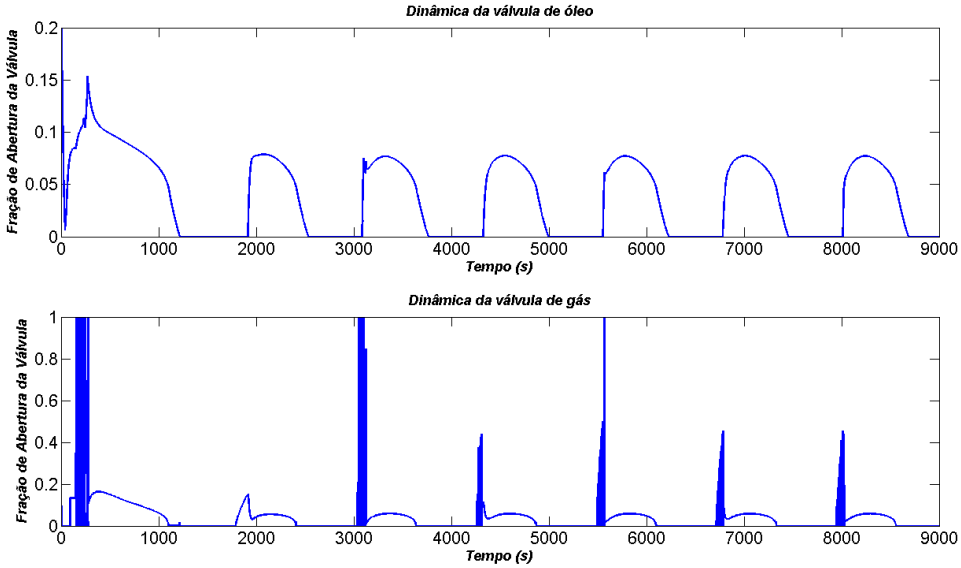


Figura 6.11: Dinâmica das Válvulas (*Feedback* Adaptativo).

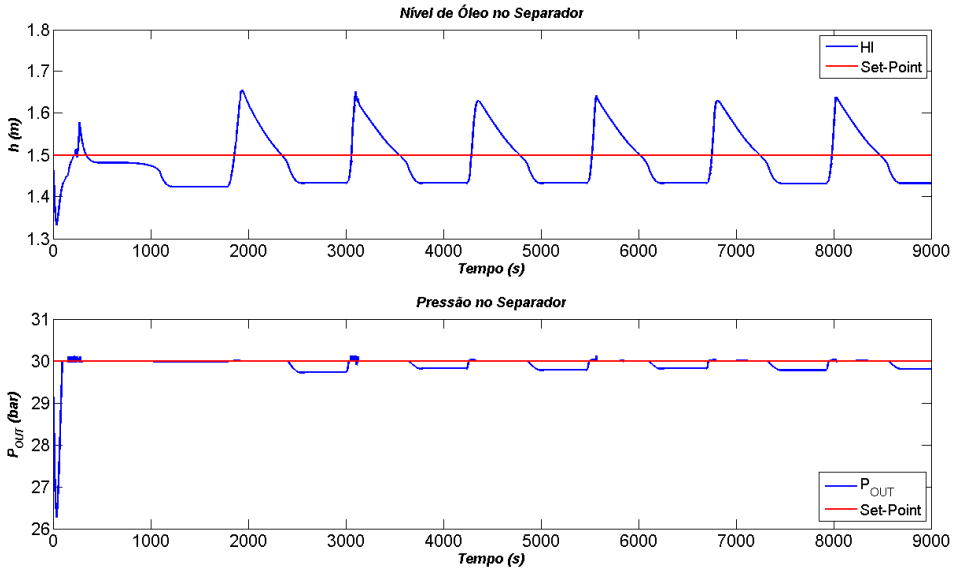


Figura 6.12: Dinâmica das Variáveis Controladas (*Feedback* Adaptativo).

Na Figura 6.9 é mostrado o comportamento da vazão de óleo, tanto de entrada quanto de saída, enquanto a Figura 6.10 ilustra a vazão de gás, de entrada e de saída, durante o horizonte de simulação. Nota-se ainda a semelhança no comportamento das vazões de entrada e saída de gás, assim como ocorrido na vazão de óleo. Observa-se, portanto, que o controle proposto não foi capaz de suavizar a vazão de saída de óleo, apesar da exploração do volume do tanque.

Na Figura 6.11, a dinâmica das válvulas do separador é mostrada. A válvula que controla a saída de óleo possui dinâmica suave. Entretanto, houve momentos em que fica totalmente fechada, paralisando a produção. A válvula responsável pela saída de gás também mostrou o mesmo comportamento. Os comportamentos abruptos estão possivelmente associados a dificuldades numéricas do integrador.

A Figura 6.12 ilustra o comportamento das variáveis controladas. Conforme desejado, a altura de líquido no separador variou dentro de limites toleráveis (30 a 70% da altura do separador). A pressão do separador manteve-se muito próxima ao *set-point* durante toda a janela de simulação, conseguindo, portanto, atingir um dos objetivos da estratégia proposta. Todavia, a estratégia falhou na tentativa de suavizar a vazão de saída de óleo.

6.3 Controlador *Feedforward* + *Feedback* com Ganho Adaptativo

Nesta Seção, é proposta uma estratégia na qual o modelo ARX, construído no Capítulo 5, estima os valores de vazão de alimentação de óleo para um instante à frente. Este valor é empregado em estrutura *feedforward* adicionado à estratégia exibida na Seção 6.2 (controlador *feedback* adaptativo), conforme ilustrado na Figura 6.13. Adicionalmente, esta estratégia adota da ação de *antireset windup* nos controladores PI.

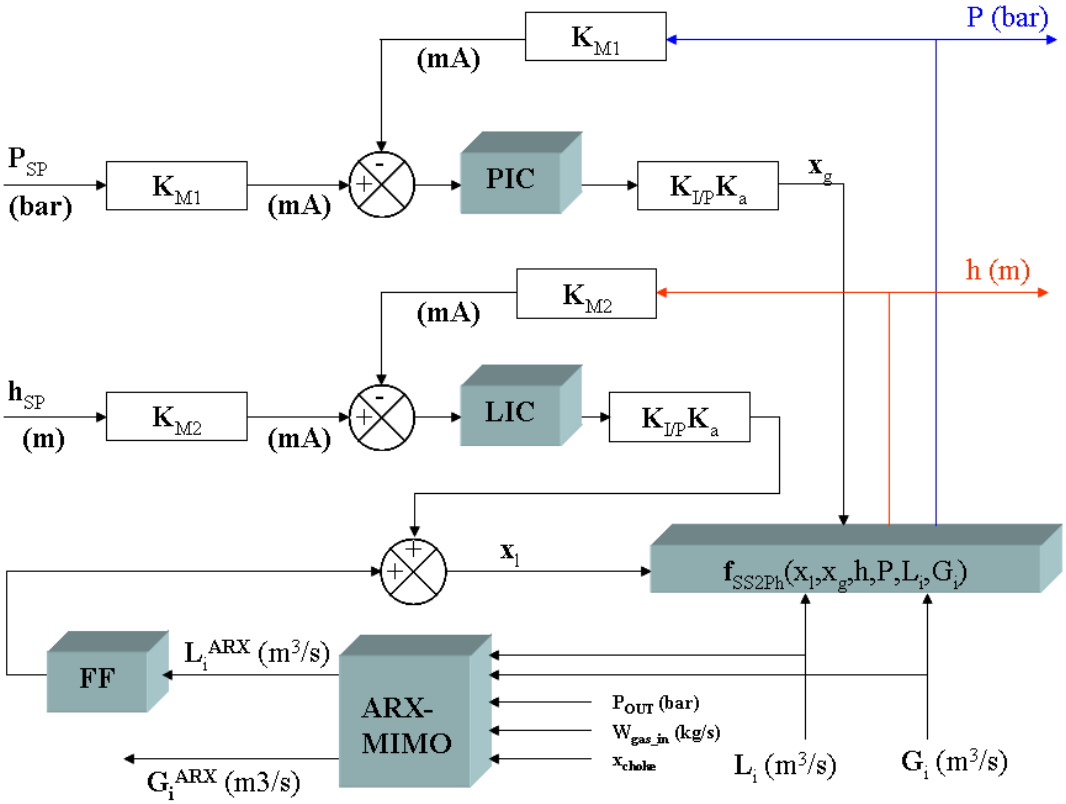


Figura 6.13: Estratégia de Controle *Feedback* + Feedforward.

6.3.1 Ação *Antireset Windup*

Quando um controlador com ação integral, PI ou PID não elimina o erro, a integração deste por um longo período de tempo conduzindo à saturação, 0% ou 100% da escala (ASTROM e WITTENMARK *Apud* GARCIA e AMEAL, 2001; SHINSKEY *Apud* GARCIA e AMEAL, 2001). *Reset windup* ocorre, então, em decorrência do

controlador continuar a integrar o erro na ocorrência de saturação de saída. Um sinal de erro sustentado por um longo tempo pode ocorrer devido a vários fatores, destacando-se o emprego de controle *override* (GARCIA e AMEAL, 2001).

A estratégia de combate ao *reset windup* depende do *hardware* e *software* do controlador utilizado. Em controladores pneumáticos, o *reset windup* pode ser evitado utilizando-se *reset feedback* externos, baseando-se em retroalimentar o sinal de controle da válvula a uma câmara de *reset* ao invés da saída do controlador (LUYBEN *Apud* GARCIA e AMEAL, 2001; SHINSKEY *Apud* GARCIA e AMEAL, 2001). Em controle digital e sistemas baseados em *software*, a ação integral é desligada quando o controlador perde ação de controle, *i.e.*, a válvula satura (GARCIA e AMEAL, 2001).

A estratégia *antireset windup* foi aplicada ao controlador de pressão do separador, conforme mostrado na Figura 6.14. Nesta, o sinal do controlador alimentado ao bloco de saturação é comparado com o sinal de saída do bloco. Se o valor absoluto desta diferença for menor que 0,01, significa que a válvula não está saturada, ou seja, a ação integral pode ser acionada; caso contrário a ação integral é desligada.

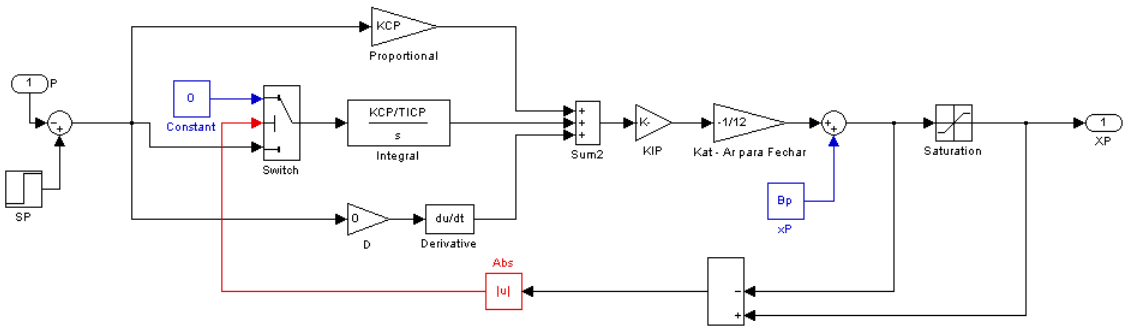


Figura 6.14: Controlador de Pressão com Ação *Antireset Wind-Up*.

O controlador de nível do separador é o mesmo utilizado pela estratégia da Seção 6.2, adicionado, porém, de uma ação *antireset windup*, cujo funcionamento é idêntico ao do controlador de pressão. A Figura 6.15 ilustra esta estrutura.

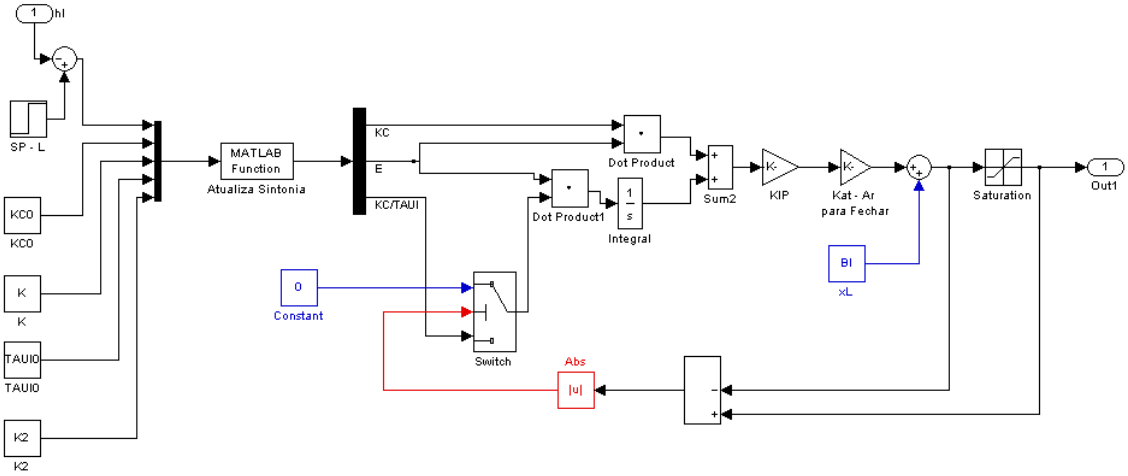


Figura 6.15: Controlador de Nível com Ganho Adaptativo e Ação *Antireset Wind-Up*.

6.3.2 Controlador *Feedforward*

Um controle *feedforward* necessita de um modelo que preveja o impacto da perturbação medida sobre a variável controlada. Na estrutura proposta, a perturbação (vazão de óleo alimentado ao separador) não é medida e sim inferida pelo preditor ARX.

A predição é informada a modelo de tanque pulmão, que representa o comportamento do separador. FAANES e SKOGESTAD (2003) definem um tanque pulmão como uma unidade onde o *hold up* (volume) é explorado para promover operações mais suaves. Os autores propõem a Equação 6.9 como a função de transferência de um tanque pulmão onde os parâmetros *n* e τ devem ser ajustados para atingir o comportamento dinâmico desejado.

$$F_t = \frac{1}{(\tau.s+1)^n} \qquad (6.9)$$

Neste trabalho, utilizou-se uma função de primeira ordem, ou seja, $n=1$ e valores de τ foram testados, partindo-se de um caso base, no qual τ era o tempo de residência do líquido no separador. Dessa forma, a equação do controlador *feedforward* é dada por:

$$F_t = \frac{K}{\tau s + 1} \tag{6.10}$$

onde $K = \frac{1}{K_{I/P}.K_a}$

$$\tau = \frac{\left(C/2\right)\left(\pi.D^2/4\right)}{\overline{W_b}} = 565{,}48\,\text{s}. \tag{6.11}$$

com $\overline{W_b}$ representando o valor médio da vazão de óleo.

O valor da vazão de óleo calculado pelo modelo ARX é subtraído de $\overline{W_b}$ transformando o sinal resultante em desvio, para então ser multiplicado pela função de transferência do separador. O sinal resultante é somado a saída do controlador *feedback* de nível produzindo a fração de abertura da válvula manipulada para controle do nível do separador. A Figura 6.16 ilustra a estrutura do controlador *feedforward* utilizado.

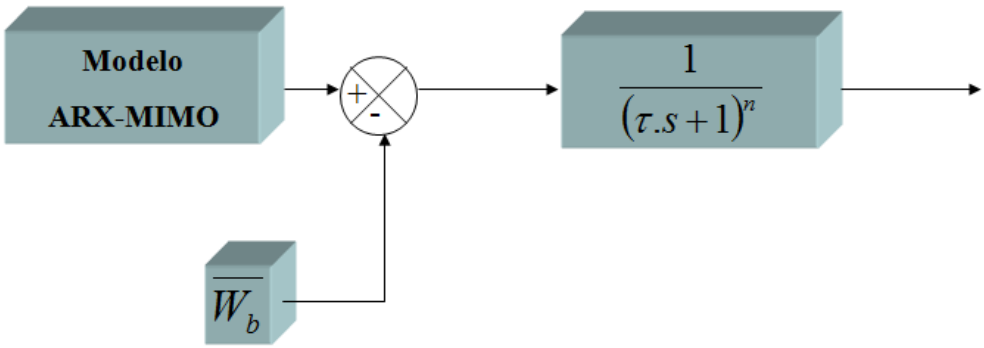


Figura 6.16: Controlador *Feedforward*.

O sistema processo-separador foi simulado variando os parâmetros τ e $\overline{W_b}$ conforme exposto na Tabela 6.4, sendo $\tau = 565{,}48$ s e $\overline{W_b} = 0{,}05$ m^3/s os valores bases. Os parâmetros dos controladores são os mesmos utilizados na estratégia da Seção 6.2. Os resultados são mostrados a seguir.

Tabela 6.4: Variação dos Parâmetros do Controlador *Feedforward*.

	Casos			
Parâmetros	1	2	3	4
τ	565,48	720	240	240
$\overline{W_b}$	0,05	0,05	0,05	0,07

Apresentam-se, a seguir, os resultados de simulação para o Caso 1. Os demais Casos são mostrados no Anexo 2.

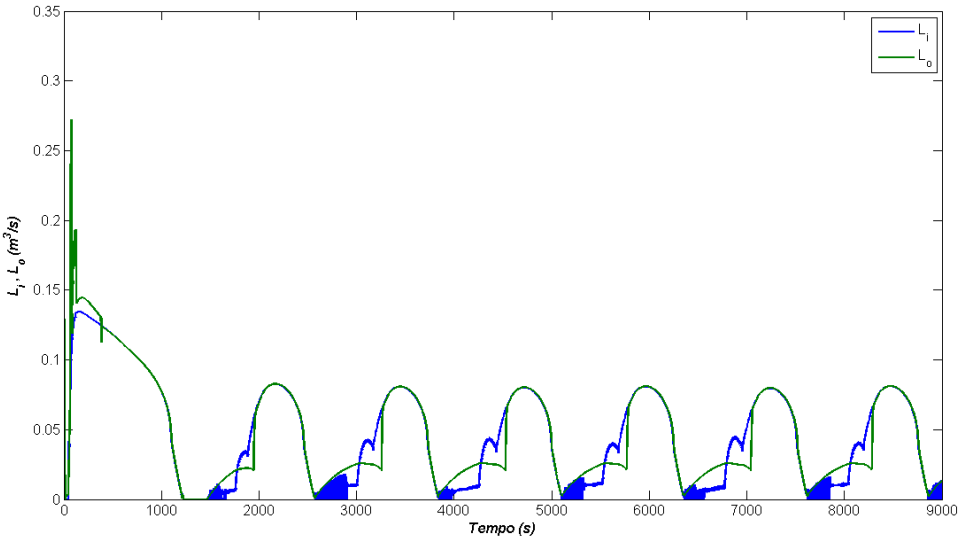


Figura 6.17: Vazão de Óleo (Caso 1).

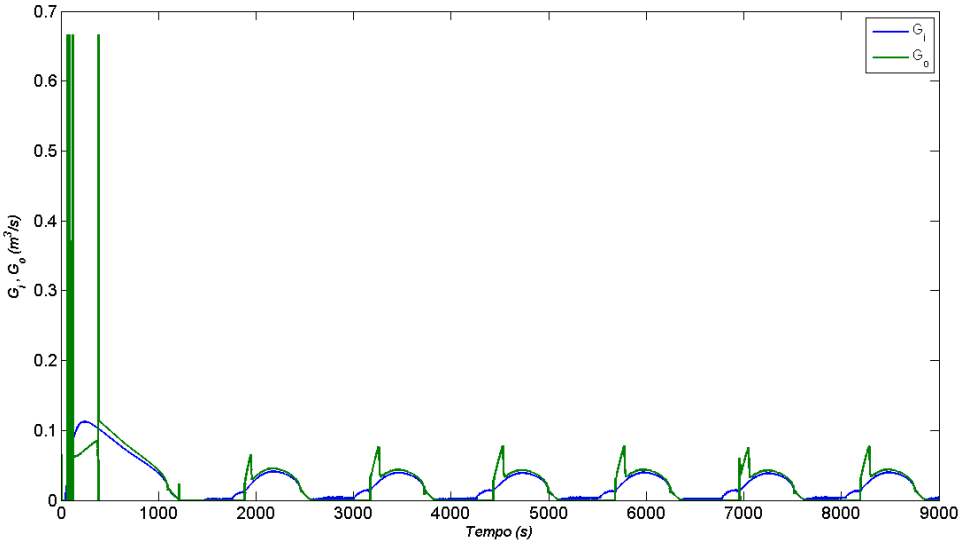


Figura 6.18: Vazão de Gás (Caso 1).

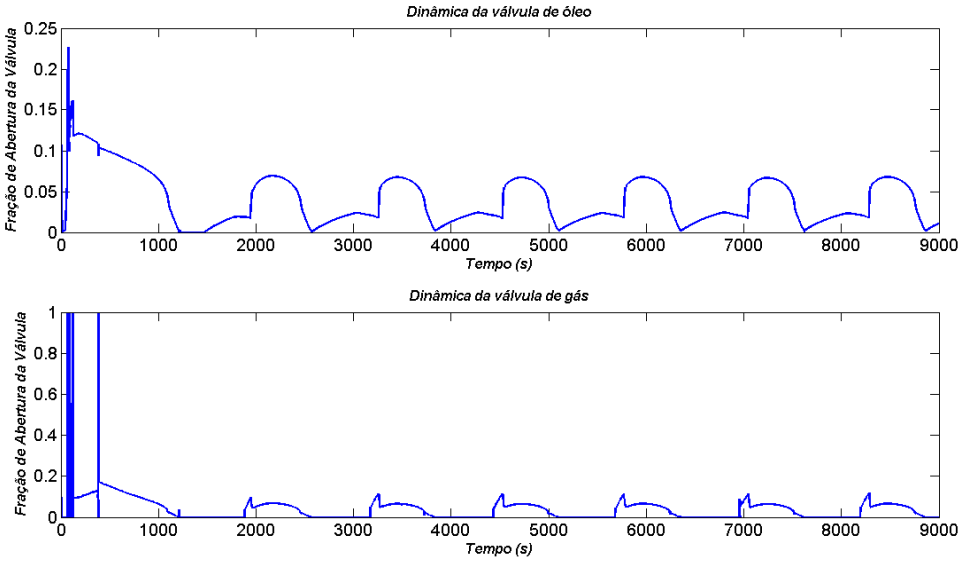


Figura 6.19: Dinâmica das Válvulas (Caso 1).

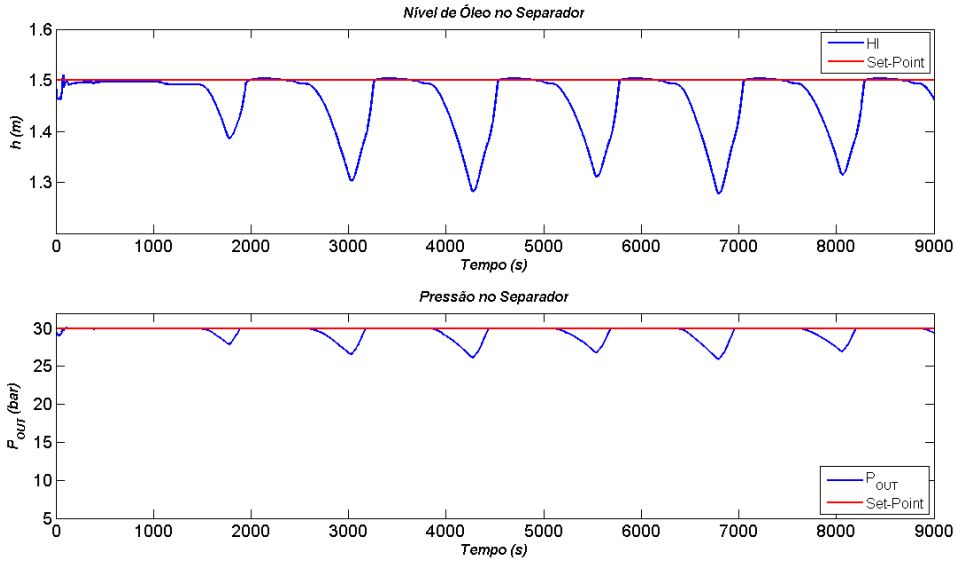


Figura 6.20: Dinâmica das Variáveis Controladas (Caso 1).

Observa-se na Figura 6.17 que, dentre as estratégias propostas neste Capítulo, a estratégia *feedback-feedforward* é a única que consegue modificar o perfil dinâmico da taxa de produção de óleo, evitando-se que esta cesse sua produção durante um período de tempo, fato que ocorrera com as demais estratégias testadas. Porém, ainda é claro o perfil abrupto da vazão em certos períodos. Já o perfil da vazão de gás (Figura 6.18) apresentou comportamento semelhante tanto na entrada quanto na saída, com interrupções momentâneas no envio de gás ao compressor.

As variáveis controladas do separador são mostradas na Figura 6.20. Observa-se, também, que o nível flutua durante a simulação, ocorrendo, todavia, uma inversão se comparado à estratégia da Seção anterior, onde dessa vez o nível tende a variar esvaziando o tanque, ainda assim respeitando os limites de restrição de nível do separador (30 a 70% do nível). A pressão do tanque manteve-se próxima ao *set-point* durante todo o tempo simulado, apresentando pequenas variações devido à variação do nível, que, por sua vez, mostra maior amplitude de variação quando comparadas às causadas pelas estratégias anteriores.

Nessa estratégia, o modelo estocástico ARX foi utilizado como preditor da vazão de óleo. Pela Figura 6.21, é possível observar o comportamento dessa previsão e

perceber um intervalo de confiança estreito durante toda a simulação do processo, indicando uma boa confiança nos resultados gerados. Além do perfil da vazão de óleo calculada pelo modelo ARX, a Figura 6.23 traz a comparação dos valores calculados pelo modelo ARX e os valores reais (calculados através do modelo fenomenológico). Notam-se erros de pequena amplitude e concentrados em torno de zero, confirmado pelo histograma.

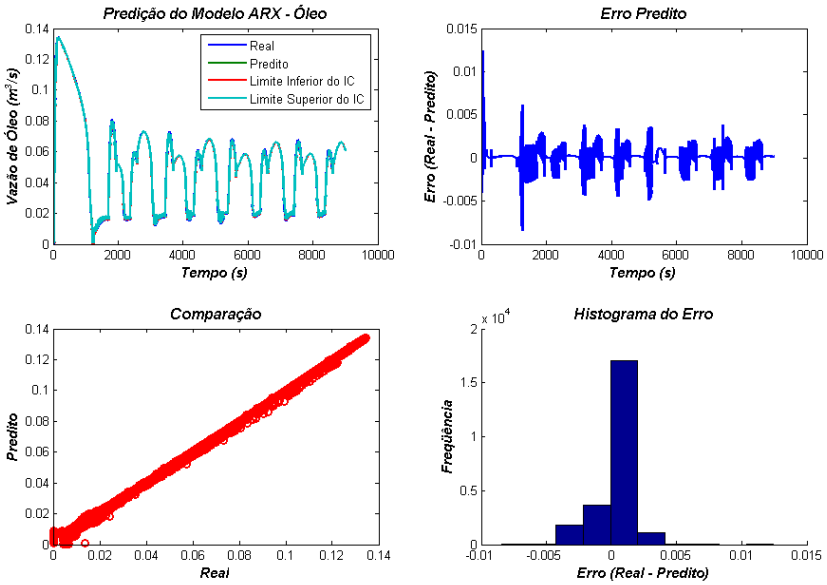


Figura 6.21: Predição da Vazão de Óleo via Modelo ARX (Caso 1).

6.3.3 Comparação de Desempenho da Sintonia *Feedforward*

As Figuras 6.24 e 6.25 mostram, respectivamente, as saídas de óleo e gás e a altura de óleo e a pressão do separador, a fim de facilitar a comparação entre os casos simulados listados na Tabela 6.4.

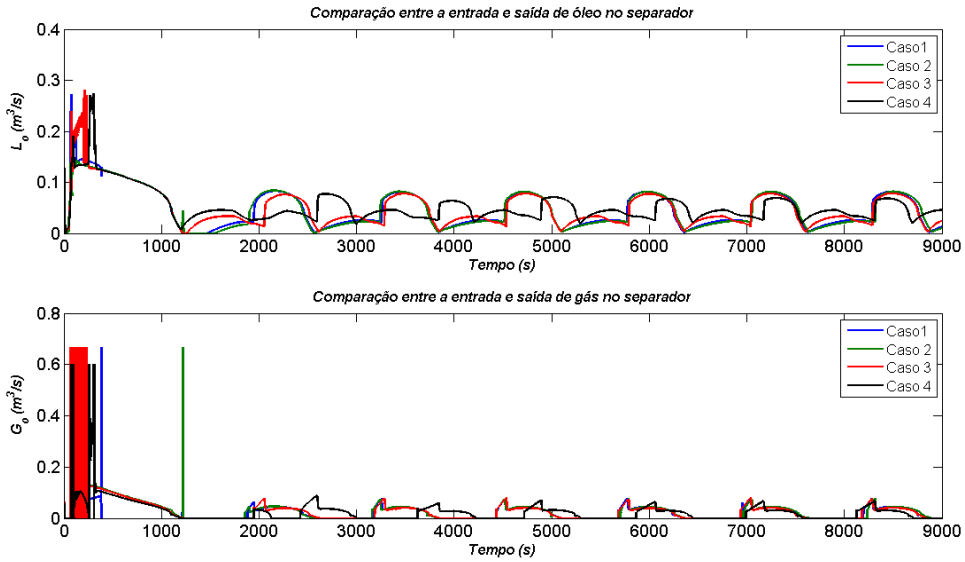


Figura 6.22: Comparação entre as Vazões de Saída de Óleo e Gás dos Casos Simulados.

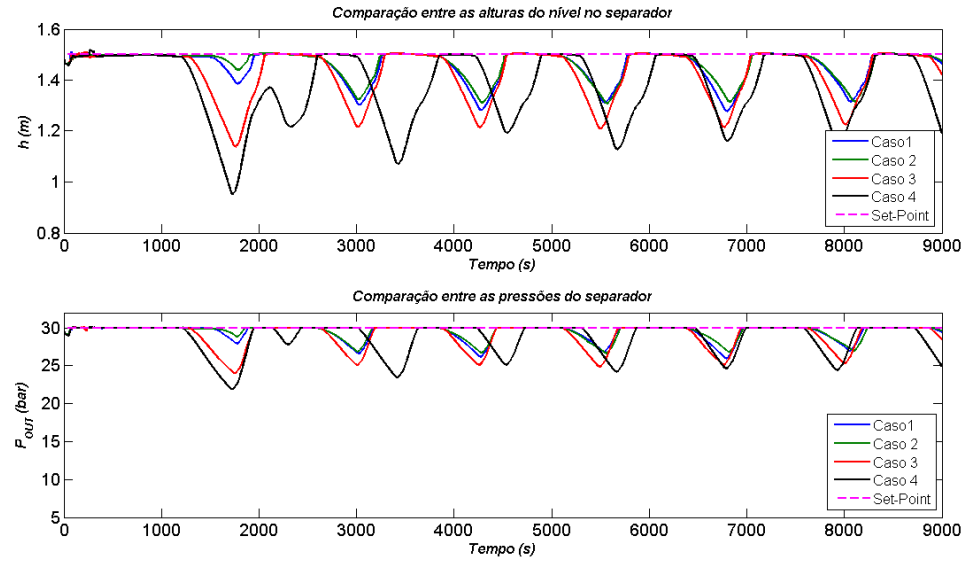


Figura 6.23: Comparação entre as Variáveis Controladas dos Casos Simulados.

Nota-se pela Figura 6.22 que as simulações dos Casos 1, 2 e 3 apresentam comportamentos similares, não apresentando grandes variações nas vazões de saída de óleo e gás. Por outro lado, a simulação do Caso 4 apresentou um melhor comportamento, mantendo-se “constante” por mais tempo e com maior produção que as demais. Ainda, o aumento da produção é menor, em amplitude, quando comparado às demais. O comportamento da vazão de gás é praticamente idêntico para todas as

simulações, fato observado no intervalo entre 8000s e 9000s, diferindo apenas no Caso 4 quanto ao tempo de interrupção de produção.

Com relação às variações da altura de líquido e pressão no separador, ilustrado na Figura 6.23, observa-se que quanto maior a constante de tempo menor é a amplitude de variação de ambas variáveis. Quanto à constante de vazão média, observa-se que esta varia o período em que as variáveis são mantidas em seu *set-point*, além de modificar um pouco a amplitude das variações. Ao se aumentar a constante, diminui-se o período na qual a variável é mantida em seu *set-point*. Este comportamento é bom para a variação da altura de líquido conseguindo suavizar a vazão de saída de óleo, porém prejudicial para a pressão que influencia diretamente o processo.

Nota-se que todos os Casos simulados conseguiram evitar a interrupção na produção de óleo e a violação de limites operacionais estabelecidos. Ponderando-se o desempenho de controle de nível e pressão, e a mitigação dos *slugs*, nota-se que o Caso 4 é o que melhor conseguiu cumprir com os objetivos. Conseqüentemente, este Caso foi o que mais explorou o *holdup* do separador, aproximando-se mais dos limites operacionais de nível. Em decorrência da oscilação de volume de liquido, o volume de gás é perturbado, refletindo-se no perfil dinâmico obtido para a pressão.

Logo, os parâmetros de sintonia τ e $\overline{W_b}$ exercem notada influência no processo, sendo variáveis importantes para o seu controle e podendo ser sintonizadas juntamente com os parâmetros dos controladores.

6.4 Análise de Desempenho do Caso 4

Como o Caso 4 atendeu razoavelmente os objetivos de controle, este foi escolhido para uma análise aplicando-se perturbações do tipo degrau no *set-point* dos controladores, conforme descrito na Tabela 6.5.

Tabela 6.5: Perturbações no *set-point* dos controladores.

Controlador	Tempo (s)	Valor	
		Antes	Depois
PIC	4.000	30 bar	28 bar
LIC	7.000	1,5 m	1,8 m

A aplicação de uma perturbação do tipo degrau nos *set-points* tem como objetivo testar a robustez e desempenho dos controladores nessas situações. As Figuras 6.24 a 6.27 apresentam os resultados para esta simulação.

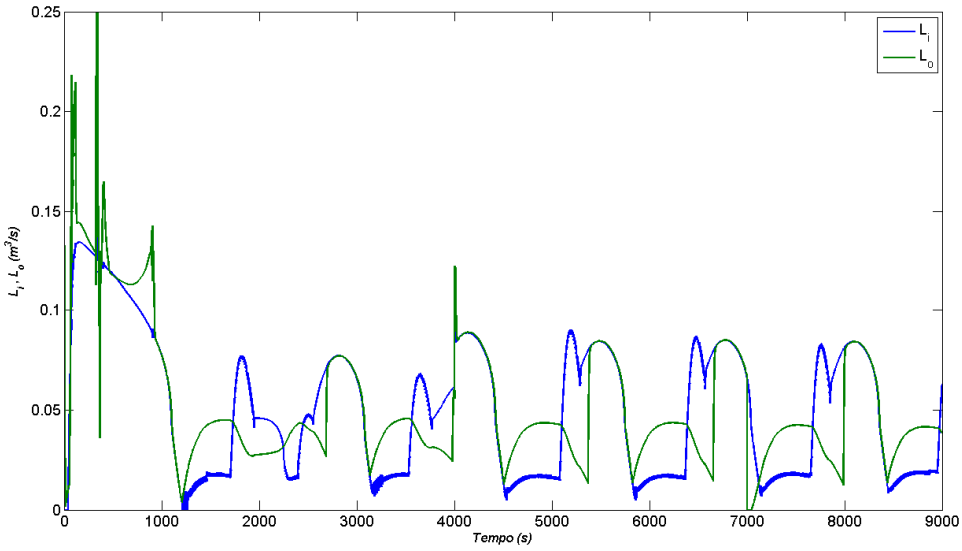


Figura 6.24: Vazão de Óleo com Perturbação no *Set-Point* dos Controladores (Caso 4).

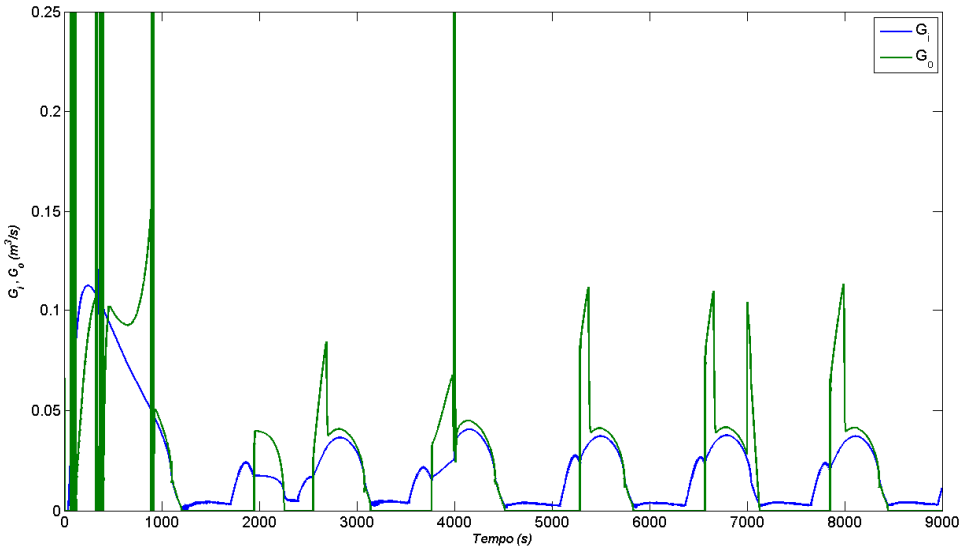


Figura 6.25: Vazão de Gás com Perturbação no *Set-Point* dos Controladores (Caso 4).

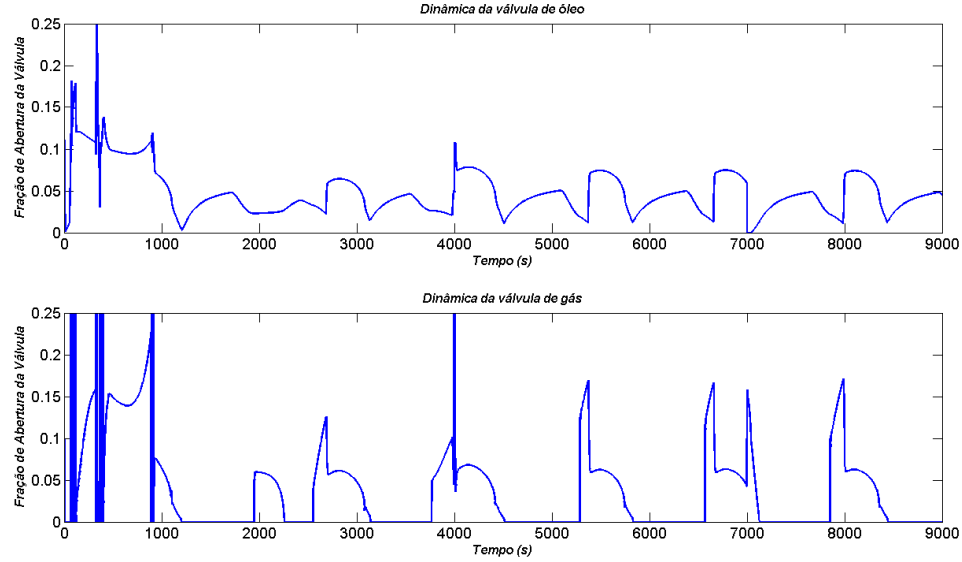


Figura 6.26: Dinâmica das Válvulas com Perturbação no *Set-Point* dos Controladores (Caso 4).

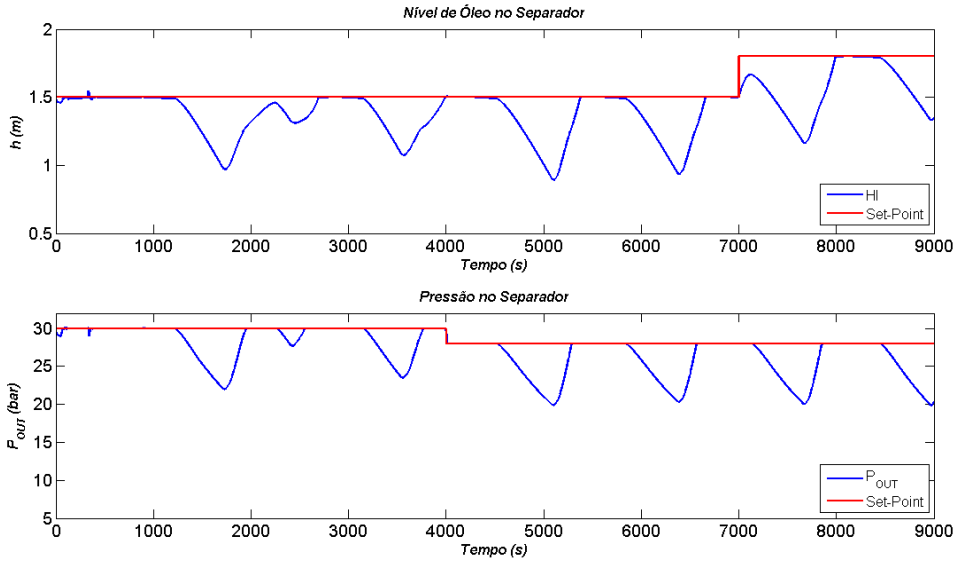


Figura 6.27: Dinâmica das Variáveis Controladas com Perturbação no *Set-Point* dos Controladores (Caso 4).

Observa-se que as vazões de saída de óleo e gás (Figura 6.24 e 6.25) não são alteradas, a exceção nos tempos onde as perturbações ocorrem, quando comparadas com o Caso 4. Portanto, conclui-se que mesmo com troca no *set-point* o controlador é capaz de manter o comportamento da vazão de óleo suavizado. As válvulas, como na simulação do Caso 4, apresentaram comportamento suave (Figura 6.26), e, como acontecera com as vazões, apresentaram movimentos abruptos nos instantes onde ocorreram as perturbações.

As variáveis de controle, altura de líquido e pressão do separador, são expostas na Figura 6.27. Nota-se que o controlador foi capaz de levar o processo a operar próximo ao novo *set-point* estabelecido. As amplitudes das variações foram mantidas, apenas modificando o patamar onde as variáveis permaneciam constantes. Como a vazão de saída de óleo manteve-se a mesma após a mudança de *set-point*, pode-se elevar o *set-point* do nível para evitar o rompimento da restrição inferior do nível.

A Figura 6.28 ilustra o comportamento da vazão de óleo calculada a partir do modelo ARX. Percebe-se que o intervalo de confiança é mantido estreito durante toda a simulação, indicando confiabilidade nos valores gerados. O erro entre o valor real e o

calculado é bem pequeno concentrando em torno de zero, conforme mostrado no histograma.

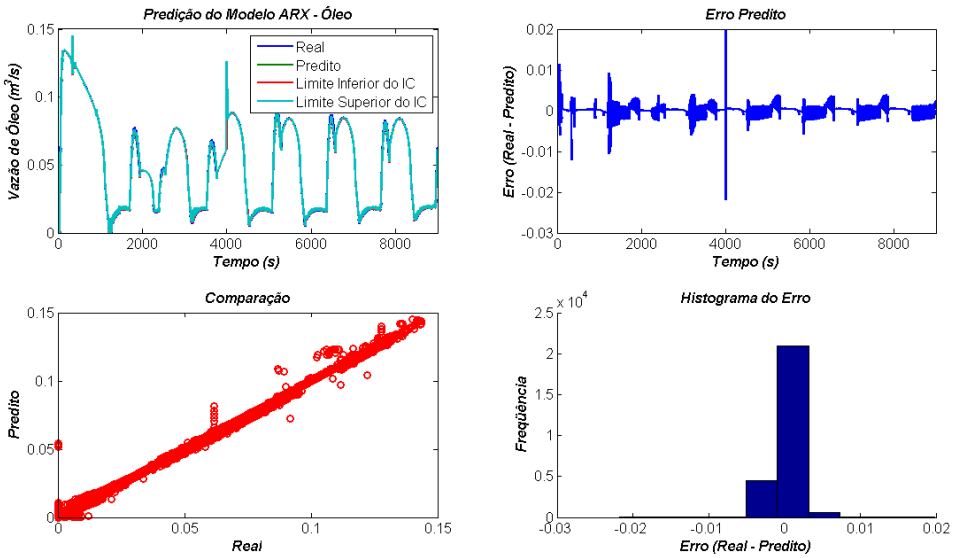


Figura 6.28: Predição da Vazão de Óleo com Perturbação no *Set-Point* dos Controladores via Modelo ARX (Caso 4).

7. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Neste trabalho, abordou-se a modelagem dinâmica de um sistema *gas-lift* associado a separador bifásico. As condições de operação investigadas exploram a ocorrência de *slugs* que demandam estratégias de controle capazes de amortecer ou rejeitar o impacto sobre os processos a jusantes. Ressalta-se no decorrer do texto a relevância do conhecimento da dinâmica do processo via modelagem matemática do processo, apresentando-se:

a) Modelo de escoamento *gas-lift* que captura o padrão instável, com oscilações, golfadas e interrupções, que podem afetar a produção de petróleo;

b) Modelagem de separador bifásico para proposição e avaliação de estratégias de controle de pressão e nível;

c) Identificação do processo *gas-lift* através de um modelo estocástico do tipo ARX, e seu emprego para fins de controle *feedforward* do nível do separador bifásico na presença de *slugs*.

As estratégias de controle centraram-se em atuar nas válvulas de descarga de óleo e gás do separador. Estratégias do tipo *feedback* e *feedforward* foram testadas objetivando-se reduzir o efeito de *slugs*. Mostrou-se que:

(i) O modelo *gas-lift* adotado (Capitulo 4) captura as condições de instabilidade, reproduzindo o padrão de escoamento com *slugs*. O modelo é capaz de, com razoável precisão, simular o comportamento das variáveis do processo, tais como as vazões de óleo e gás no *choke*, as pressões (anular, tubular inferior e superior), entre outras, a partir de alguns parâmetros operacionais (vazão de injeção de gás, pressão de injeção de gás, comprimento da coluna, etc.). Dentre as respostas do simulador, destacam-se as vazões de óleo e gás por serem variáveis de difícil mensuração, além de serem entradas para o simulador do separador *subsea* bifásico. Alguns parâmetros do modelo, uma vez estipulados não variam mais com o tempo (*e.g.*, parâmetros geométricos). Entretanto,

certos parâmetros operacionais podem sofrer variações durante a operação, por exemplo, a vazão de injeção de gás, a fração de abertura da válvula de *choke* e a pressão do separador, o que, influencia diretamente na resposta do modelo.

(ii) Modelos de separadores bifásicos e trifásicos foram empregados na simulação dinâmica do processo considerando-se balanço de massa na(s) fase(s) líquida(s) e na fase gasosa, desprezando-se efeitos de equilíbrio de fases, simplificação justificada para fins de avaliação de desempenho de malha de controle de nível;

(iii) Correlação para modelagem de hidrociclone foi apresentada e mostrou-se capaz de capturar o comportamento descrito por modelagem fenomenológica disponível na literatura;

(iv) Avaliou-se a propagação do padrão instável da alimentação dos separadores frente a diferentes estratégias de controle com objetivo de mitigar o efeito a jusante de *slugs* produzidos no *gas-lift*.

(v) O estimador estocástico ARX desenvolvido capturou com boa precisão o padrão dinâmico de escoamento, tendo capacidade preditiva adequada para fins de controle. A identificação do processo gas-lift através de um modelo do tipo ARX foi feita escolhendo-se como entradas do modelo a vazão de injeção de gás, fração de abertura da válvula de choke de produção e pressão do tanque de separação, e como saídas as vazões de óleo e gás. O ajuste do modelo nas condições especificadas, Capítulo 5, provou-se muito bom, possuindo intervalos de confiança estreitos e ótima precisão na previsão dos valores a um instante de tempo adiante.

(vi) O controle *feedback* clássico não explora a capacidade pulmão do separador, objetivo importante de controle para amortecer as oscilações introduzidas pelo *gas-lift*;

(iv) A adaptação dos parâmetros de sintonia do controlador de nível em patamares de ganho, com transição suave entre estes, não foi suficiente para amenizar os *slugs* impostos ao separador. Talvez em condições nas quais a vazão de entrada varie, porém não cesse, esta estratégia poderia ter conseguido resultados satisfatórios.

(v) A adição de um controlador *feedforward* ajustando a saída do controlador *feedback* mostrou-se capaz de suavizar o padrão de escoamento alimentado pelo *gas-lift*. Na lei de controle *feedforward*, o preditor ARX e um filtro de primeira ordem foram usados, e analisou-se o impacto de parâmetros de sintonia do controlador *feedforward*. A adaptação nos parâmetros do controlador, deixando com que o nível do separador

flutuasse, mostrou-se importante na mitigação dos *slugs*. Como o nível do separador está fortemente relacionado com a pressão do separador, ao se explorar o *hold-up*, sua pressão sofre efeitos proporcionais à variação do nível de líquido. Este *trade-off* entre mitigação dos *slugs* e controle da pressão do separador deve ser resolvido otimizando produção e segurança.

Como recomendações futuras, sugere-se:

- O modelo do processo *gas-lift* seja aperfeiçoado com a inserção de modelos termodinâmicos mais rigorosos para a fase gasosa (*e.g.*, Peng-Robinson), e de modelagem composicional para o óleo e gás, entre outros.

- O separador bifásico foi modelado considerando-se balanço de massa na fase líquida e na fase gás, desprezando-se efeitos de equilíbrio de fases. Para os objetivos da dissertação, a saber, explorar o volume do tanque para atenuar os efeitos das “golfadas”, a simplificação foi adequada. Para se explorar efeitos composicionais, recomenda-se que trabalhos futuros incluam o equilíbrio de fases, tanto para o separador bifásico quanto para o separador trifásico.

- Para o hidrociclone *de-oiler* observou-se que a correlação utilizada para fornecer os valores da eficiência de separação apresentou bons resultados. Em trabalhos futuros, sugere-se incorporar o hidrociclone ao processo e implementar controlador no hidrociclone baseado na diferença de pressão entre o *overflow* e o *underflow*.

-Recomenda-se que em desenvolvimentos futuros os parâmetros do controlador *feedback + feedforward* sejam otimizados simultaneamente. Pode-se, adicionalmente, testar outros parâmetros para a função de adaptação do ganho. Além disso, outras estratégias de controle podem ser testadas, manipulando-se, desta vez, a válvula do *choke* de produção, ou inserindo uma válvula na alimentação com uso de estratégia *override*.

ANEXO 1 – LINEARIZAÇÃO DO MODELO DE SEPARADOR BIFÁSICO

O modelo de equações diferenciais do separador bifásico pode ser linearizado expandindo as equações em séries de Taylor em torno do ponto estacionário.

O modelo do separador bifásico proposto neste trabalho possui duas equações diferenciais, uma referente à altura de líquido dentro do separador e outra referente à pressão exercida pelo gás dentro do separador.

Neste anexo o modelo linearizado do separador bifásico é apresentado junto com uma comparação com o modelo dinâmico apresentado no Capítulo 3.

A fim de simplificar a notação e facilitar a leitura do trabalho, define-se que $\overline{X}$ é o valor da variável X no estado estacionário e $X' = X - \overline{X}$ é o desvio da variável X em relação ao seu ponto estacionário, ou seja, X' é uma variável desvio.

a1.1 Linearização do Balanço de Óleo no Tanque

$$\frac{dh_L}{dt} = f = \frac{L_i - L_0}{2C\sqrt{h_L(D - h_L)}} \tag{a1.1}$$

Nota-se que a equação 1 apresenta três variáveis dinâmicas, ou seja, que variam com o tempo. Assim, a Equação a1.1 deve ser diferenciada por estas variáveis (Equações a1.2, a1.3 e a1.4).

$$L_i = L_i(t); \tag{a1.2}$$

$$L_0 = 2{,}4028 * 10^{-4} * C_v^{MAXL} * x_L \sqrt{\frac{P - P_L + \rho_L * g * h_L * 10^{-5}}{\frac{\rho_L}{\rho_{H_2O,15{,}5^oC}}}} \tag{a1.3}$$

$$h_L = h_L(t); \tag{a1.4}$$

Diferenciando a Equação a1.1 por L_i, L_0 e h_L, têm-se:

$$\frac{df}{dL_i} = \frac{1}{2C\sqrt{\overline{h_L}(D-\overline{h_L})}} \tag{a1.5}$$

$$\frac{df}{dL_0} = \frac{-1}{2C\sqrt{\overline{h_L}(D-\overline{h_L})}} \tag{a1.6}$$

$$\frac{df}{dh_L} = \frac{-(\overline{L_i}-\overline{L_0}).(D-2.\overline{h_L})}{4.C(\overline{h_L}(D-\overline{h_L}))^{\frac{3}{2}}} \tag{a1.7}$$

Como $L_0 = L_0(x_L, P, h_L)$, deve-se fazer a diferenciação de L_0 com relação a esses parâmetros. Assim:

$$\frac{dL_0}{dx_L} = 2{,}4028*10^{-4}*C_v^{MAXL}\sqrt{\frac{\overline{P}-P_L+\rho_L*g*\overline{h_L}*10^{-5}}{\frac{\rho_L}{\rho_{H_2O,15,5^oC}}}} \tag{a1.8}$$

$$\frac{dL_0}{dP} = \frac{2{,}4028*10^{-4}*C_v^{MAXL}*\overline{x_L}}{2.\sqrt{\frac{\overline{P}-P_L+\rho_L*g*\overline{h_L}*10^{-5}}{\frac{\rho_L}{\rho_{H_2O,15,5^oC}}}}}.\left(\frac{1}{\frac{\rho_L}{\rho_{H_2O,15,5^oC}}}\right) \tag{a1.9}$$

$$\frac{dL_0}{dh_L} = \frac{2{,}4028*10^{-4}*C_v^{MAXL}*\overline{x_L}}{2.\sqrt{\frac{\overline{P}-P_L+\rho_L*g*\overline{h_L}*10^{-5}}{\frac{\rho_L}{\rho_{H_2O,15,5^oC}}}}}.\left(\frac{\rho_L*g*10^{-5}}{\frac{\rho_L}{\rho_{H_2O,15,5^oC}}}\right) \tag{a1.10}$$

Expandindo L_0 em uma série de Taylor de primeira ordem:

$$L_0^{\ LIN} = \overline{L_0} + \frac{dL_0}{dx_L}.(x_L - \overline{x_L}) + \frac{dL_0}{dP}.(P - \overline{P}) + \frac{dL_0}{dh_L}.(h_L - \overline{h_L}) \quad \text{(a1.11)}$$

Com $\overline{L_0} = 2{,}4028 * 10^{-4} * C_v^{MAXL} * \overline{x_L} \sqrt{\frac{\overline{P} - P_L + \rho_L * g * \overline{h_L} * 10^{-5}}{\frac{\rho_L}{\rho_{H_2O,15{,}5^oC}}}}$

Dessa forma a expansão da equação em série de Taylor é dada pela Equação a1.12.

$$\frac{dh_L}{dt}^{LIN} = f^{LIN} = \overline{f} + \frac{df}{dL_i}.(L_i - \overline{L_i}) + \frac{df}{dL_0}.(L_0 - \overline{L_0}) + \frac{df}{dh_L}.(h_L - \overline{h_L}) \quad \text{(a1.12)}$$

Onde: $\overline{f} = \frac{\overline{L_i} - \overline{L_0}}{2C\sqrt{\overline{h_L}\left(D - \overline{h_L}\right)}}$

a1.2 Linearização do Balanço de Gás no Tanque

O comportamento da pressão exercida pelo gás no separador, como fora demonstrado no Capítulo 3, é representado pela Equação a1.13. Analogamente ao realizado com a Equação a1.1, deve diferenciar-se a equação a1.13 com relação aos parâmetros dinâmicos, representados nas Equações a1.2, a1.3, a1.14, a1.15, a1.16 e a1.17.

$$\frac{dP}{dt} = g = \frac{P(L_i + G_i - L_0 - G_0)}{V_T - V_L} \quad \text{(a1.13)}$$

Variáveis dinâmicas:

$$P = P(t); \quad \text{(a1.14)}$$

$$G_i = G_i(t); \tag{a1.15}$$

$$G_0 = 2{,}881 * 10^{-4} * C_V^{MAXG} x_G \sqrt{\frac{(P - P_G)(P + P_G).T.\frac{MM_{AR}}{MM_G}}{P^2}} \tag{a1.16}$$

$$V_L = C_L \left\{ \left(\frac{D^2}{4} \right) a\cos(1 - \frac{2h_L}{D}) - \frac{1}{2}(D - 2h_L)\sqrt{h_L(D - h_L)} \right\} \tag{a1.17}$$

Note que o V_T é constante, uma vez que o tanque possui suas paredes rígidas não sofrendo variações em seu volume.

Diferenciando a Equação a1.13 por suas variáveis dinâmicas, têm-se:

$$\frac{dg}{dP} = \frac{(\overline{L_i} + \overline{G_i} - \overline{L_0} - \overline{G_0})}{\overline{V_T} - \overline{V_L}} \tag{a1.18}$$

$$\frac{dg}{dL_i} = \frac{\overline{P}}{\overline{V_T} - \overline{V_L}} \tag{a1.19}$$

$$\frac{dg}{dG_i} = \frac{\overline{P}}{\overline{V_T} - \overline{V_L}} \tag{a1.20}$$

$$\frac{dg}{dL_0} = \frac{-\overline{P}}{\overline{V_T} - \overline{V_L}} \tag{a1.21}$$

$$\frac{dg}{dG_0} = \frac{-\overline{P}}{\overline{V_T} - \overline{V_L}} \tag{a1.22}$$

$$\frac{dg}{dV_L} = \frac{\overline{P}(\overline{L_i} + \overline{G_i} - \overline{L_0} - \overline{G_0})}{\left(\overline{V_T} - \overline{V_L}\right)^2} \tag{a1.23}$$

Como $L_0 = L_0(x_L\ ,\ P,\ h_L)$, $G_0 = G_0(x_G\ ,\ P,\ T)$ e $V_L = V_L(h_L)$ devemos fazer a diferenciação de L_0, G_0 e V_L com relação a seus parâmetros dinâmicos. A linearização de L_0 é dada pela Equação a1.11, não sendo necessária sua demonstração. Então:

$$\frac{dG_0}{dx_G} = 2{,}881*10^{-4} * C_V^{MAXG} \sqrt{\frac{(\overline{P} - P_G)(\overline{P} + P_G).\overline{T}.\dfrac{MM_{AR}}{MM_G}}{\overline{P^2}}} \tag{a1.24}$$

$$\frac{dG_0}{dP} = \frac{2{,}881*10^{-4} * C_V^{MAXG}.\overline{x_G}}{2.\sqrt{\dfrac{(\overline{P} - P_G)(\overline{P} + P_G).\overline{T}.\dfrac{MM_{AR}}{MM_G}}{\overline{P^2}}}}.\left(\frac{2.P_G^2.\overline{T}.\dfrac{MM_{AR}}{MM_G}}{\overline{P^3}}\right) \tag{a1.25}$$

$$\frac{dG_0}{dT} = \frac{2{,}881*10^{-4} * C_V^{MAXG}.\overline{x_G}}{2.\sqrt{\dfrac{(\overline{P} - P_G)(\overline{P} + P_G).\overline{T}.\dfrac{MM_{AR}}{MM_G}}{\overline{P^2}}}}.\left(\frac{(\overline{P} - P_G)(\overline{P} + P_G).\dfrac{MM_{AR}}{MM_G}}{\overline{P^2}}\right) \tag{a1.26}$$

Expandindo G_0 em série de Taylor de primeira ordem:

$$G_0^{LIN} = \overline{G_0} + \frac{dG_0}{dx_G}.(x_G - \overline{x_G}) + \frac{dG_0}{dP}.(P - \overline{P}) + \frac{dG_0}{dT}.(T - \overline{T}) \tag{a1.27}$$

Com $\overline{G_0} = 2{,}881*10^{-4} * C_V^{MAXG}\,\overline{x_G}\sqrt{\dfrac{(\overline{P} - P_G)(\overline{P} + P_G).\overline{T}.\dfrac{MM_{AR}}{MM_G}}{\overline{P^2}}}$

Analogamente, tem-se para o volume de líquido no separador:

$$\frac{dV_L}{dh_L} = C_L \left\{ \left(\frac{D}{2}\right) \frac{1}{\sqrt{1-\left(1-2\frac{\overline{h_l}}{D}\right)}} - \frac{1}{2}\left(-2.\sqrt{\overline{h_L}(D-\overline{h_L})} + \frac{1}{2}.\frac{(D-2\overline{h_L})^2}{\sqrt{\overline{h_L}(D-\overline{h_L})}} \right) \right\} \qquad \text{(a1.28)}$$

$$V_L^{LIN} = \overline{V_L} + \frac{dV_L}{dh_L}.(h_L - \overline{h_L}) \qquad \text{(a1.29)}$$

Com $\overline{V_L} = C_L \left\{ \left(\frac{D^2}{4}\right) a\cos(1-\frac{2\overline{h_L}}{D}) - \frac{1}{2}(D-2\overline{h_L})\sqrt{\overline{h_L}(D-\overline{h_L})} \right\}$

Assim, a expansão da Equação a1.13 em série de Taylor é dada pela Equação a1.30.

$$\frac{dP}{dt}^{LIN} = g^{LIN} = \overline{g} + \frac{dg}{dP}.(P-\overline{P}) + \frac{dg}{dL_i}.(L_i - \overline{L_i}) + \frac{dg}{dG_i}.(G_i - \overline{G_i}) \qquad \text{(a1.30)}$$

$$+ \frac{dg}{dL_0}.(L_0 - \overline{L_0}) + \frac{dg}{dG_0}.(G_0 - \overline{G_0}) + \frac{dg}{dV_L}.(V_L - \overline{V_L})$$

Com: $\overline{g} = \frac{\overline{P}(\overline{L_i} + \overline{G_i} - \overline{L_0} - \overline{G_0})}{\overline{V_T} - \overline{V_L}}$

a1.3 Funções de Transferências do Modelo de Separador Bifásico

a1.3.1 Função de Transferência para a Altura do Separador

Após a linearização do modelo, a transformada de Laplace é aplicada à função linearizada. Rearranjando a Equação a1.12, tem-se:

$$\frac{dh_L}{dt} = f \quad = \overline{f} + \frac{df}{dL_i}.(L_{in} - \overline{L_{in}}) + \frac{df}{dL_{out}}.(L_{out} - \overline{L_{out}}) + \frac{df}{dh_L}.(h_L - \overline{h_L}) \qquad \text{(a1.31)}$$

Onde: $\overline{f} = \dfrac{\overline{L_{in}} - \overline{L_{out}}}{2C\sqrt{\overline{h_L}\left(D - \overline{h_L}\right)}}$

Definindo a equação em variáveis desvio com relação a um estado estacionário:

$$f' = \frac{df}{dL_i}.L_{in}' + \frac{df}{dL_0}.L_{out}' + \frac{df}{dh_L}.h_L'$$

Como:

$$L_{out}' = L_{out} - \overline{L_{out}} = \frac{dL_{out}}{dx_L}.x_L' + \frac{dL_{out}}{dP}.P' + \frac{dL_{out}}{dh_L}.h_L'$$

$$f' = \frac{df}{dL_{in}}.L_{in}' + \frac{df}{dL_{out}}.\left(\frac{dL_{out}}{dx_L}.x_L' + \frac{dL_{out}}{dP}.P' + \frac{dL_{out}}{dh_L}.h_L'\right) + \frac{df}{dh_L}.h_L'$$

Separando as variáveis:

$$f' - h_L'.\left(\frac{df}{dh_L} + \frac{df}{dL_{out}}.\frac{dL_{out}}{dh_L}\right) = \frac{df}{dL_{in}}.L_{in}' + \frac{df}{dL_{out}}.\left(\frac{dL_{out}}{dx_L}.x_L' + \frac{dL_{out}}{dP}.P'\right)$$

A fim de simplificar a notação, omitiu-se o símbolo (‘), porém as variáveis continuam em desvio em relação ao estado estacionário. Aplicando a transformada de Laplace tem-se:

$$H_L(s).s - H_L(s).\left(\frac{df}{dh_L} + \frac{df}{dL_{out}}.\frac{dL_{out}}{dh_L}\right) = \frac{df}{dL_{in}}.L_{in}(s) + \frac{df}{dL_{out}}.\left(\frac{dL_{out}}{dx_L}.x_L(s) + \frac{dL_{out}}{dP}.P(s)\right)$$

Rearranjando os termos em forma de funções de transferência:

- Para a vazão de entrada de óleo:

$$\frac{\overline{h_L}}{\overline{L_i}} = \frac{K_{p1}}{\tau_{p1}s+1}, \tag{a1.32}$$

$$\text{onde : } K_{p1} = \frac{\dfrac{df}{dL_{in}}}{-\left(\dfrac{df}{dh_L} + \dfrac{df}{dL_{out}}.\dfrac{dL_{out}}{dh_L}\right)} \text{ e } \tau_{p1} = \frac{1}{-\left(\dfrac{df}{dh_L} + \dfrac{df}{dL_{out}}.\dfrac{dL_{out}}{dh_L}\right)}$$

$$K_{p1} = \frac{2}{\left[\dfrac{\left(\overline{L_{in}} - \overline{L_{out}}\right).\left(D - \overline{h_L}\right)}{\overline{h_L}\left(D - \overline{h_L}\right)} + \dfrac{2{,}4028.10^{-4}.C_V^{MAXL}.\overline{x_L}}{\sqrt{\left(\dfrac{1}{\rho_{H_2O,15{,}5^oC}.g}\right)\left(\dfrac{\left(\overline{P} - P_L\right).10^{10}}{\rho_L.g} + \overline{h_L}.10^5\right)}}\right]}$$

$$\tau_{p1} = \frac{1}{\left(\dfrac{1}{4C.\sqrt{\overline{h_L}.\left(D - \overline{h_L}\right)}}\right).\left[\dfrac{\left(\overline{L_{in}} - \overline{L_{out}}\right).\left(D - \overline{h_L}\right)}{\overline{h_L}\left(D - \overline{h_L}\right)} + \dfrac{2{,}4028.10^{-4}.C_V^{MAXL}.\overline{x_L}}{\sqrt{\left(\dfrac{1}{\rho_{H_2O,15{,}5^oC}.g}\right)\left(\dfrac{\left(\overline{P} - P_L\right).10^{10}}{\rho_L.g} + \overline{h_L}.10^5\right)}}\right]}$$

- Para a fração de abertura da válvula de saída de óleo:

$$\frac{\overline{h_L}}{\overline{x_L}} = \frac{K_{p2}}{\tau_{p2}s+1} \tag{a1.33}$$

$$\text{onde : } K_{p2} = \frac{\dfrac{df}{dL_{out}}.\left(\dfrac{dL_{out}}{dx_L}\right)}{-\left(\dfrac{df}{dh_L} + \dfrac{df}{dL_{out}}.\dfrac{dL_{out}}{dh_L}\right)} \text{ e } \tau_{p2} = \frac{1}{-\left(\dfrac{df}{dh_L} + \dfrac{df}{dL_{out}}.\dfrac{dL_{out}}{dh_L}\right)} = \tau_{p1}$$

$$K_{p2} = \frac{-2*2{,}4028.10^{-4}.C_V^{MAXL}\sqrt{\frac{\overline{P}-P_L+\rho_L.g.\overline{h_L}10^{-5}}{\frac{\rho_L}{\rho_{H_2O,15,5^oC}}}}}{\left[\frac{\left(\overline{L_{in}}-\overline{L_{out}}\right).\left(D-\overline{h_L}\right)}{\overline{h_L}\left(D-\overline{h_L}\right)}+\frac{2{,}4028.10^{-4}.C_V^{MAXL}.\overline{v_L}}{\sqrt{\left(\frac{1}{\rho_{H_2O,15,5^oC}.g}\right)\left(\frac{\left(\overline{P}-P_L\right).10^{10}}{\rho_L.g}+\overline{h_L}.10^5\right)}}\right]}$$

- Para a pressão do separador:

$$\frac{\overline{h_L}}{\overline{P}} = \frac{K_{p3}}{\tau_{p3}s+1} \qquad \text{(a1.34)}$$

$$\text{onde : } K_{p3} = \frac{\frac{df}{dL_{out}}.\left(\frac{dL_{out}}{dP}\right)}{-\left(\frac{df}{dh_L}+\frac{df}{dL_{out}}.\frac{dL_{out}}{dh_L}\right)} \text{ e } \tau_{p3} = \frac{1}{-\left(\frac{df}{dh_L}+\frac{df}{dL_{out}}.\frac{dL_{out}}{dh_L}\right)} = \tau_{p1}$$

$$K_{p3} = \frac{1}{\left[\frac{\left(\overline{L_{in}}-\overline{L_{out}}\right).\left(D-\overline{h_L}\right)}{\overline{h_L}\left(D-\overline{h_L}\right)}.\frac{\sqrt{\frac{\overline{P}-P_L+\rho_L.g.\overline{h_L}10^{-5}}{\frac{\rho_{H_2O,15,5^oC}}{\rho_L}}}}{2{,}4028.10^{-4}.C_V^{MAXL}.\overline{x_L}}+\rho_L.g.10^{-5}\right]}$$

A resposta linear será dada pela soma das funções de transferência acima.

a1.3.2 Função de Transferência para a Pressão do Separador

Analogamente, faz-se o procedimento para a Equação a1.30.

Definindo em forma de variável desvio:

$$\frac{dP'}{dt} = \frac{dg}{dP}.P' + \frac{dg}{dL_{in}}.L_{in}' + \frac{dg}{dG_{in}}.G_{in}' + \frac{dg}{dL_{out}}.L_{out}' + \frac{dg}{dG_{out}}.G_{out}' + \frac{dg}{dV_L}.V_L'$$

Como:

- $L_{out}' = L_{out} - \overline{L_{out}} = \frac{dL_{out}}{dv_L}.v_L' + \frac{dL_{out}}{dP}.P' + \frac{dL_{out}}{dh_L}.h_L'$
- $G_{out}' = G_{out} - \overline{G_{out}} = \frac{dG_{out}}{dx_G}.v_G' + \frac{dG_{out}}{dP}.P' + \frac{dG_{out}}{dT}.T'$
- $V_L' = V_L - \overline{V_L} = \frac{dV_L}{dh_L}.h_L'$

$$\frac{dP'}{dt} = \frac{dg}{dP}.P' + \frac{dg}{dL_{in}}.L_{in}' + \frac{dg}{dG_{in}}.G_{in}' + \frac{dg}{dL_{out}}.\left(\frac{dL_{out}}{dv_L}.v_L' + \frac{dL_{out}}{dP}.P' + \frac{dL_{out}}{dh_L}.h_L'\right) +$$
$$+ \frac{dg}{dG_{out}}.\left(\frac{dG_{out}}{dv_G}.v_G' + \frac{dG_{out}}{dP}.P' + \frac{dG_{out}}{dT}.T'\right) + \frac{dg}{dV_L}.\left(\frac{dV_L}{dh_L}.h_L'\right)$$

Separando as variáveis e aplicando a transformada de Laplace:

$$P(s).s - P(s).\left(\frac{dg}{dP} + \frac{dg}{dL_{out}}.\frac{dL_{out}}{dP} + \frac{dg}{dG_{out}}.\frac{dG_{out}}{dP}\right) = .\frac{dg}{dL_{in}}.L_{in}(s) + \frac{dg}{dG_{in}}.G_{in}(s) +$$
$$+ \frac{dg}{dL_{out}}.\left(\frac{dL_{out}}{dv_L}.v_L(s) + \frac{dL_{out}}{dh_L}.H_L(s)\right) + \frac{dg}{dG_{out}}.\left(\frac{dG_{out}}{dv_G}.v_G(s) + \frac{dG_{out}}{dT}.T(s)\right) +$$
$$\frac{dg}{dV_L}.\left(\frac{dV_L}{dh_L}.H_L(s)\right)$$

- Para a vazão de entrada de óleo:

$$\frac{\overline{P}}{\overline{L_i}} = \frac{K_{p4}}{\tau_{p4}s+1} \tag{a1.35}$$

$$K_{p4} = \frac{\dfrac{dg}{dL_i}}{-\left(\dfrac{dg}{dP}+\dfrac{dg}{dL_0}.\dfrac{dL_0}{dP}+\dfrac{dg}{dG_0}.\dfrac{dG_0}{dP}\right)}, \tau_{p4} = \frac{1}{-\left(\dfrac{dg}{dP}+\dfrac{dg}{dL_0}.\dfrac{dL_0}{dP}+\dfrac{dg}{dG_0}.\dfrac{dG_0}{dP}\right)}$$

- Para a vazão de entrada de gás:

$$\frac{\overline{P}}{\overline{G_i}} = \frac{K_{p5}}{\tau_{p5}s+1} \tag{a1.36}$$

$$K_{p5} = \frac{\dfrac{dg}{dG_i}}{-\left(\dfrac{dg}{dP}+\dfrac{dg}{dL_0}.\dfrac{dL_0}{dP}+\dfrac{dg}{dG_0}.\dfrac{dG_0}{dP}\right)}, \tau_{p5} = \frac{1}{-\left(\dfrac{dg}{dP}+\dfrac{dg}{dL_0}.\dfrac{dL_0}{dP}+\dfrac{dg}{dG_0}.\dfrac{dG_0}{dP}\right)}$$

- Para a fração de abertura da válvula de saída de óleo:

$$\frac{\overline{P}}{\overline{x_L}} = \frac{K_{p6}}{\tau_{p6}s+1} \tag{a1.37}$$

$$K_{p6} = \frac{\dfrac{dg}{dL_0}.\dfrac{dL_0}{dx_L}.}{-\left(\dfrac{dg}{dP}+\dfrac{dg}{dL_0}.\dfrac{dL_0}{dP}+\dfrac{dg}{dG_0}.\dfrac{dG_0}{dP}\right)}, \tau_{p6} = \frac{1}{-\left(\dfrac{dg}{dP}+\dfrac{dg}{dL_0}.\dfrac{dL_0}{dP}+\dfrac{dg}{dG_0}.\dfrac{dG_0}{dP}\right)}$$

- Para a altura do separador:

$$\frac{\overline{P}}{\overline{h_L}} = \frac{K_{p7}}{\tau_{p7}s+1} \tag{a1.38}$$

$$K_{p7} = \frac{\left(\frac{dg}{dL_0}.\frac{dL_0}{dh_L} + \frac{dg}{dV_L}\frac{dV_L}{dh_L}\right)}{-\left(\frac{dg}{dP} + \frac{dg}{dL_0}.\frac{dL_0}{dP} + \frac{dg}{dG_0}.\frac{dG_0}{dP}\right)}, \tau_{p7} = \frac{1}{-\left(\frac{dg}{dP} + \frac{dg}{dL_0}.\frac{dL_0}{dP} + \frac{dg}{dG_0}.\frac{dG_0}{dP}\right)}$$

- Para a fração de abertura da válvula de saída de gás:

$$\frac{\overline{P}}{\overline{x_G}} = \frac{K_{p8}}{\tau_{p8}s+1} \tag{a1.39}$$

$$K_{p8} = \frac{\frac{dg}{dG_0}.\frac{dG_0}{dx_G}}{-\left(\frac{dg}{dP} + \frac{dg}{dL_0}.\frac{dL_0}{dP} + \frac{dg}{dG_0}.\frac{dG_0}{dP}\right)}, \tau_{p8} = \frac{1}{-\left(\frac{dg}{dP} + \frac{dg}{dL_0}.\frac{dL_0}{dP} + \frac{dg}{dG_0}.\frac{dG_0}{dP}\right)}$$

- Para a Temperatura do separador:

$$\frac{\overline{P}}{\overline{T}} = \frac{K_{p9}}{\tau_{p9}s+1} \tag{a1.40}$$

$$K_{p9} = \frac{\frac{dg}{dG_0}.\frac{dG_0}{dT}}{-\left(\frac{dg}{dP} + \frac{dg}{dL_0}.\frac{dL_0}{dP} + \frac{dg}{dG_0}.\frac{dG_0}{dP}\right)}, \tau_{p9} = \frac{1}{-\left(\frac{dg}{dP} + \frac{dg}{dL_0}.\frac{dL_0}{dP} + \frac{dg}{dG_0}.\frac{dG_0}{dP}\right)}$$

A resposta linear será dada pela soma das funções de transferência acima.

a1.4 Resolução das Equações para um Caso Particular

Para a validação do modelo linear, gerou-se um caso particular, o qual tem seus parâmetros apresentados na Tabela a1.1.

Tabela a1.1: Parâmetros do Caso Particular.

Parâmetro	Valor	Unidade
C	8	m
D	3	m
C_v^{MAXG}	120	$m^3 / K^{\frac{1}{2}} s$
C_v^{MAXL}	1025	$m^3 / bar^{\frac{1}{2}} s$
P_L	6	bar
P_G	6	bar
ρ_L	850	kg/l
$\rho_{H_2O,15,5^oC}$	999,19	kg/l
g	9,81	m/s^2
MM_{AR}	0,02897	kg/mol
MM_G	0,021	kg/mol

As condições do estado estacionário adotadas encontram-se na Tabela a1.2.

Tabela a1.2: Valores do Estado Estacionário.

Parâmetro	Valor	Unidade
$\overline{L_{in}}$	0,165	m^3/s
$\overline{L_{out}}$	0,165	m^3/s
$\overline{h_L}$	2	m
$\overline{G_i}$	0,1	m^3/s
$\overline{G_{out}}$	0,1	m^3/s
$\overline{x_L}$	0,5	--
$\overline{x_G}$	0,5	--
$\overline{P}$	8	bar
$\overline{T}$	303,15	K

Assim, as funções de transferência assumem valores numéricos, conforme representadas abaixo.

$$\frac{\overline{h_L}}{\overline{L_i}} = \frac{K_{p1}}{\tau_{p1}s+1} = \frac{264{,}4371}{5983{,}5287.s+1}$$

$$\frac{\overline{h_L}}{\overline{v_L}} = \frac{K_{p2}}{\tau_{p2}s+1} = \frac{-103{,}9405}{5983{,}5287.s+1}$$

$$\frac{\overline{h_L}}{\overline{P}} = \frac{K_{p3}}{\tau_{p3}s+1} = \frac{-11{,}9926}{5983{,}5287.s+1}$$

$$\frac{\overline{P}}{\overline{L_i}} = \frac{K_{p4}}{\tau_{p4}s+1} = \frac{12{,}0585}{24{,}8713.s+1}$$

$$\frac{\overline{P}}{\overline{G_i}} = \frac{K_{p5}}{\tau_{p5}s+1} = \frac{12{,}0585}{24{,}8713.s+1}$$

$$\frac{\overline{P}}{\overline{v_L}} = \frac{K_{p6}}{\tau_{p6}s+1} = \frac{-4{,}7398}{24{,}8713.s+1}$$

$$\frac{\overline{P}}{\overline{h_L}} = \frac{K_{p7}}{\tau_{p7}s+1} = \frac{-0{,}045601}{24{,}8713.s+1}$$

$$\frac{\overline{P}}{\overline{v_G}} = \frac{K_{p8}}{\tau_{p8}s+1} = \frac{-5{,}639}{24{,}8713.s+1}$$

$$\frac{\overline{P}}{\overline{T}} = \frac{K_{p9}}{\tau_{p9}s+1} = \frac{-0{,}0046503}{24{,}8713.s+1}$$

a1.5 Simulação

O modelo do separador bifásico linearizado foi simulado utilizando as condições da Tabela a1.1 e a1.2 e comparado com o modelo fenomenológico descrito no Capítulo 3. As condições de simulação do separador bifásico são as mesmas utilizadas no separador linearizado, tendo inicialmente metade de seu volume preenchido por líquido e estando a uma pressão de 8 bar.

A Figura a1.1 ilustra a dinâmica das vazões de óleo e gás que entram no separador, gerada pelo modelo de poço de petróleo operado por *gas-lift* desenvolvido no Capítulo 4.

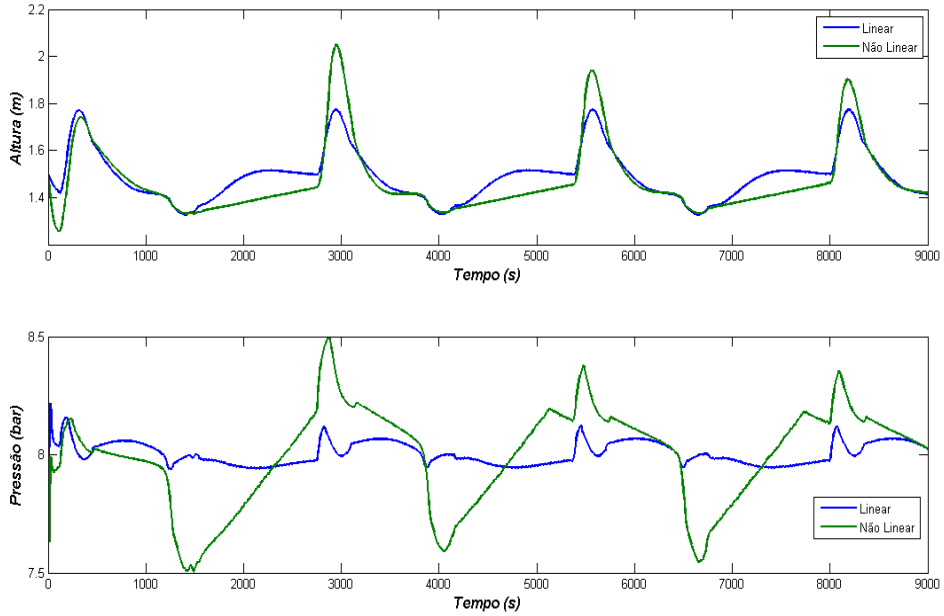


Figura a1.1: Comparação Entre os Modelos Linear e Não Linear.

Com o modelo de poço de petróleo operado por gas-lift apresentado no Capítulo 4, gerou-se uma serie temporal para as vazões de óleo e gás, que são as entradas do separador, com as condições exibidas pela Tabela a1.1. As Figuras a1.2 e a1.3 ilustram o comportamento dessas variáveis.

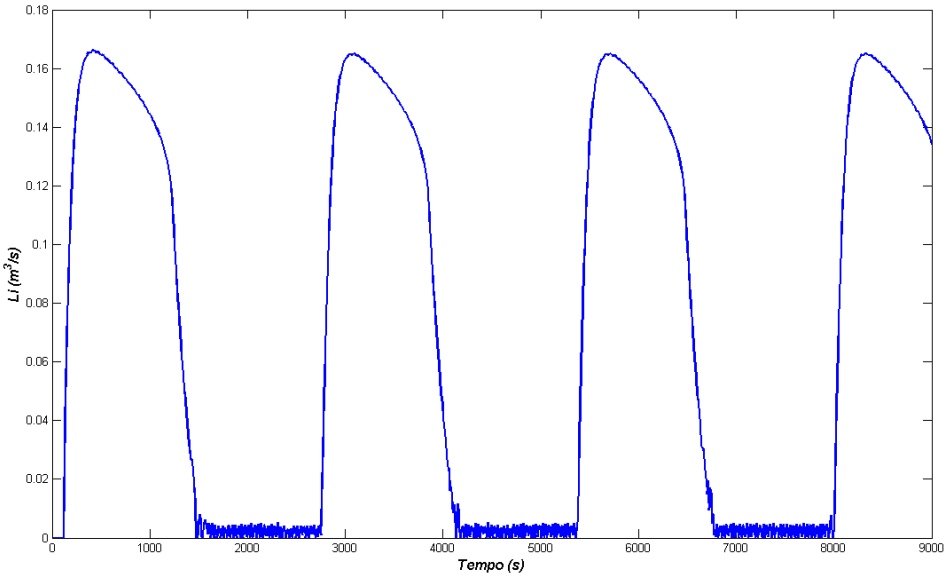


Figura a1.2: Vazão de Óleo (Entrada do Separador).

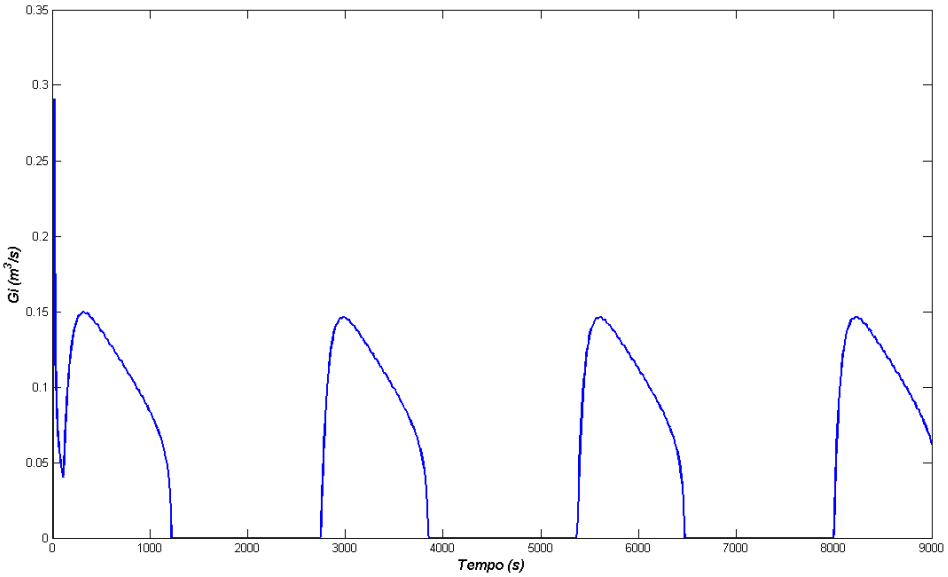


Figura a1.3: Vazão de Gás (Entrada do Separador).

a1.6 Código em Matlab

Para fins de cálculo dos parâmetros das funções de transferência, um código em Matlab foi gerado e será disposto, bem como a resposta gerada pelo código.

- Código

```
% Calcular os Parâmetros das FT do separador Bifásico

% Constantes

C               =       8;          % m
D               =       3;          % m
CvMAXG          =       240/2;      %
CvMAXL          =       4100/4;     %
PL              =       6;          % bar
PG              =       6;          % bar
RoL             =       850;        % Kg/l
Roagua          =       999.19;     % Kg/l
g               =       9.81;       % m/s^2
VT              =       pi*D*D/4*C;
MMar            =       28.97/1000;
MMG             =       21/1000;


% Condições no Estado Estacionário
```

```
Lie    = 0.165;
Loe    = 0.165;
hle    = 2;              % m
Gie    = 0.1;
Goe    = 0.1;
vle    = 0.5;
vge    = 0.5;
Pe     = 8;
VLe    = C*((D*D/4)*acos(1-2*hle/D) - 1/2*(D-2*hle)*sqrt(hle*(D-
hle)));
Te     = 303.15;


% Derivadas

dfdLi       =   1/(2*C*sqrt(hle*(D - hle)));
dfdLo       =   -dfdLi;
dfdhl       =   -(Lie - Loe)*(D - 2*hle)/(4*C*(hle*(D - hle))^(3/2));

dLodvl      =   2.4028*10^-4*CvMAXL*((Pe - PL + RoL*g*hle*10^-
5)/(RoL/Roagua))^(1/2);
dLodP       =   2.4028*10^-4*CvMAXL*vle*(1/(RoL/Roagua))/(2*sqrt((Pe -
PL + RoL*g*hle*10^-5)/(RoL/Roagua)));
dLodhl      =   dLodP*(RoL*g*10^-5);

dgdP        =   (Lie + Gie - Loe - Goe)/(VT - VLe);
dgdLi       =   Pe/(VT - VLe);
dgdGi       =   dgdLi;
dgdLo       =   -dgdLi;
dgdGo       =   -dgdLi;
dgdVL       =   dgdP*dgdLi;

dGodvg      =   2.881*10^-4*CvMAXG*sqrt(((Pe - PG)*(Pe +
PG)*Te*(MMar/MMG))/Pe^2);
dGo         =   2.881*10^-4*CvMAXG*vge/(2*sqrt(((Pe - PG)*(Pe +
PG)*Te*(MMar/MMG))/Pe^2));
dGodP       =   dGo*((2*PG^2*Te*(MMar/MMG))/Pe^3);
dGodT       =   dGo*(((Pe - PG)*(Pe + PG)*(MMar/MMG))/Pe^2);

dVLdhl      =   C*((D/2)*1/(sqrt(1 - (1 - 2*hle/D))) - 1/2*(-
2*sqrt(hle*(D - hle)) + 1/2*((D - 2*hle)/(sqrt(hle*(D - hle))))));

% Denominadores

D1          =   -(dfdhl + dfdLo*dLodhl);
D2          =   -(dgdP + dgdLo*dLodP + dgdGo*dGodP);

% Numeradores

N1          =   dfdLi;
N2          =   dfdLo*dLodvl;
N3          =   dfdLo*dLodP;

N4          =   dgdLi;
N5          =   dgdGi;
N6          =   dgdLo*dLodvl;
```

```
N7          =   dgdLo*dLodhl + dgdVL*dVLdhl;
N8          =   dgdGo*dGodvg;
N9          =   dgdGo*dGodT;

% Constantes da FT

Kp            =   zeros(9,1);

Kp(1)         =   N1/D1;        % Li
Kp(2)         =   N2/D1;        % vl
Kp(3)         =   N3/D1;        % P

Kp(4)         =   N4/D2;        % Li
Kp(5)         =   N5/D2;        % Gi
Kp(6)         =   N6/D2;        % vl
Kp(7)         =   N7/D2;        % hl
Kp(8)         =   N8/D2;        % vg
Kp(9)         =   N9/D2;        % T

Taup1       =   1/D1;   % De 1 a 3
TAUp1       =   ones(3,1);
TAUp1       =   Taup1*TAUp1;

Taup2       =   1/D2;   % De 4 a 9
TAUp2       =   ones(6,1);
TAUp2       =   Taup2*TAUp2;

TAUp        =   [TAUp1 ; TAUp2];

COL1        =   [];
COL2        =   COL1;
COL3        =   COL1;
COL4        =   COL1;
COL5        =   strvcat(' Li',' vl',' P',' Li',' Gi',' vl',' hl','
vg',' T');

for j = 1 : length(Kp)
    Col1  = ['Kp' num2str(j) '  '];
    COL1  = [COL1 ; Col1];

    Col2  = num2str(Kp(j));
    COL2  = strvcat(COL2,Col2);

    Col3  = ['  Taup' num2str(j) '  '];
    COL3  = [COL3 ; Col3];

    Col4  = num2str(TAUp(j));
    COL4  = strvcat(COL4,Col4);
end

disp([COL1, COL2, COL3, COL4, COL5])
```

- Resposta

```
>> FTpar
Kp1  264.4371    Taup1  5983.5287 Li
Kp2  -103.9405   Taup2  5983.5287 vl
Kp3  -11.9926    Taup3  5983.5287 P
Kp4  12.0585     Taup4  24.8713   Li
Kp5  12.0585     Taup5  24.8713   Gi
Kp6  -4.7398     Taup6  24.8713   vl
Kp7  -0.045601   Taup7  24.8713   hl
Kp8  -5.639      Taup8  24.8713   vg
Kp9  -0.0046503  Taup9  24.8713   T
```

ANEXO 2 – INFLUÊNCIA DOS PARÂMETROS DO CONTROLADOR FEEDFORWARD

A seguir serão apresentados os resultados dos Casos 2, 3 e 4 propostos no Capítulo 6.

Caso 2

As Figuras a2.1 a a2.4 mostram os resultados da simulação utilizando os parâmetros τ e $\overline{W_b}$ do Caso 2 descritos na Tabela 6.4.

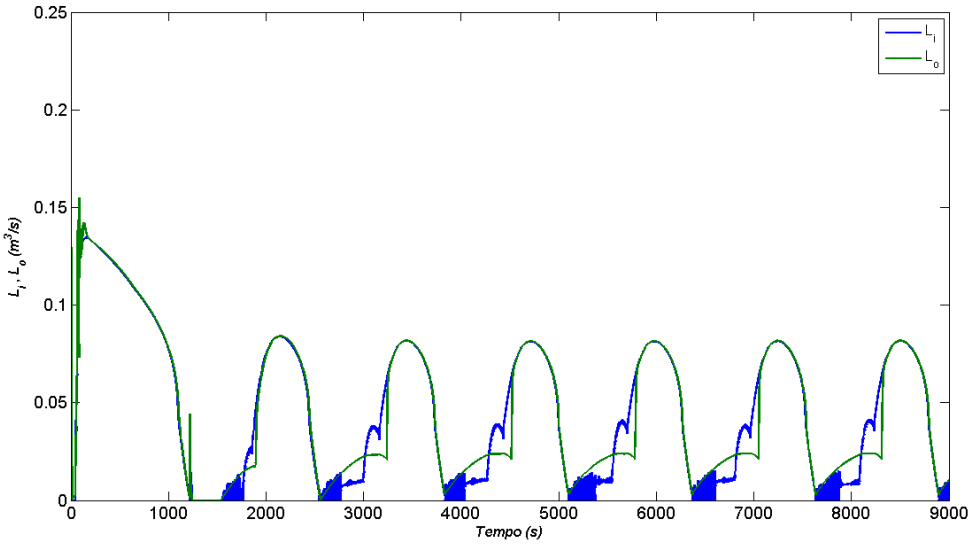


Figura a2.1: Vazão de Óleo (Caso 2).

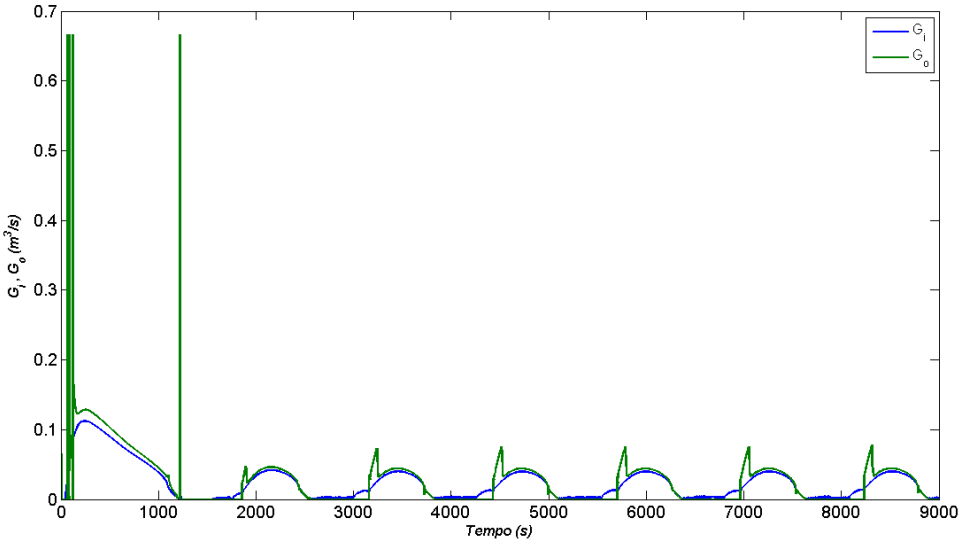


Figura a2.2: Vazão de Gás (Caso 2).

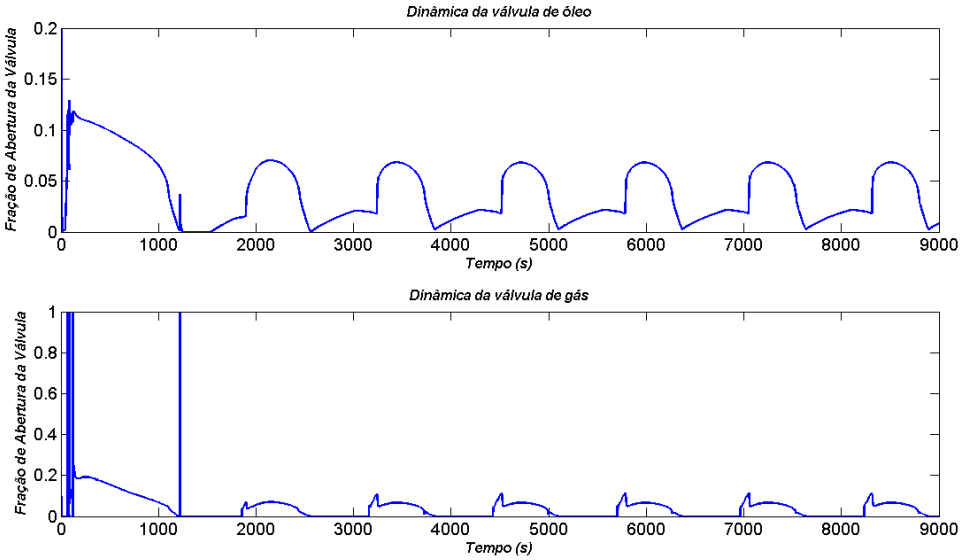


Figura a2.3: Dinâmica das Válvulas (Caso 2).

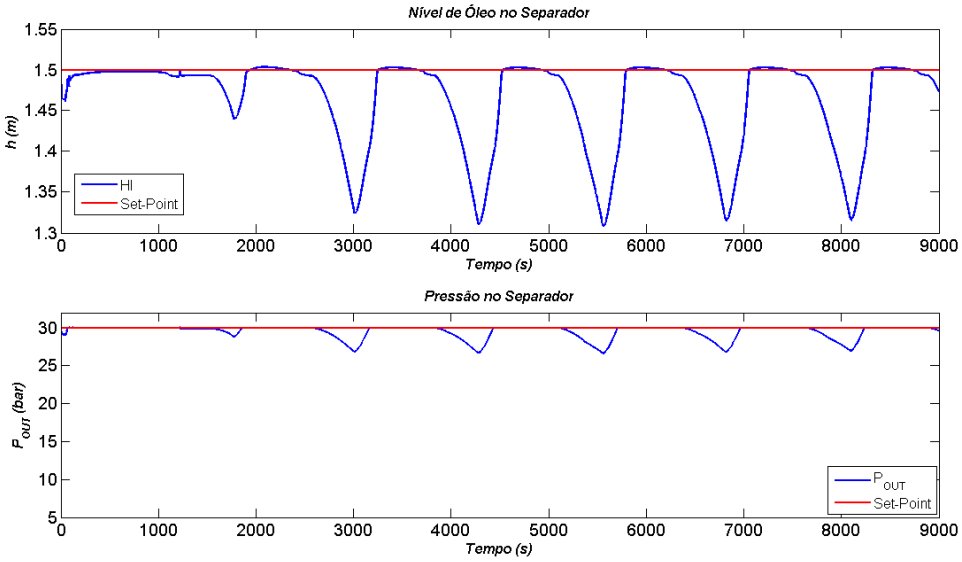


Figura a2.4: Dinâmica das Variáveis Controladas (Caso 2).

O comportamento das variáveis apresentado nas figuras acima representa o resultado ao variar apenas a constante de tempo da equação do controlador *feedforward* para 12 minutos (720 segundos), mostrando uma pequena diferença para o Caso 1.

A previsão da vazão de óleo via modelo ARX é mostrada na Figura a2.5. Nota-se, como na simulação anterior, que o intervalo de confiança é mantido estreito durante toda a simulação, indicando uma boa confiança no resultado gerado. A comparação dos valores reais com os valores calculados pelo modelo ARX fortalecem ainda mais a confiabilidade do modelo, já que os erros gerados são pequenos e concentram-se em torno de zero.

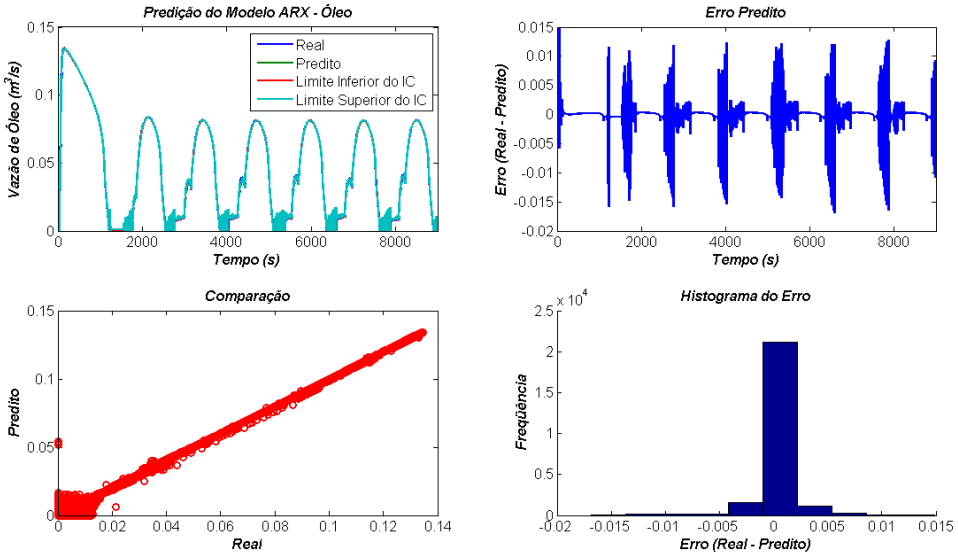


Figura a2.5: Predição da Vazão de Óleo via Modelo ARX (Caso 2).

Caso 3

As Figuras a2.6 a a2.9 mostram os resultados da simulação utilizando os parâmetros τ e $\overline{W_b}$ do Caso 3 descritos na Tabela 6.4.

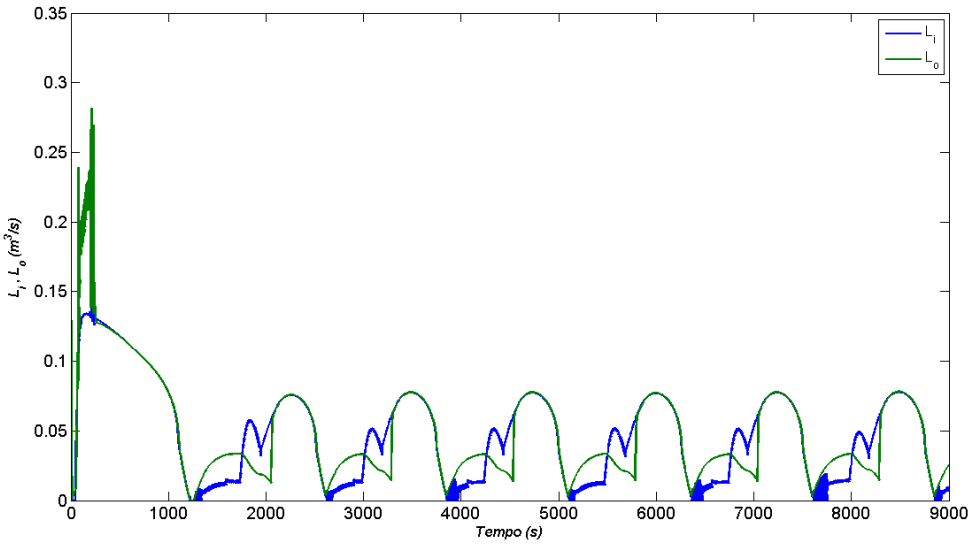


Figura a2.6: Vazão de Óleo (Caso 3).

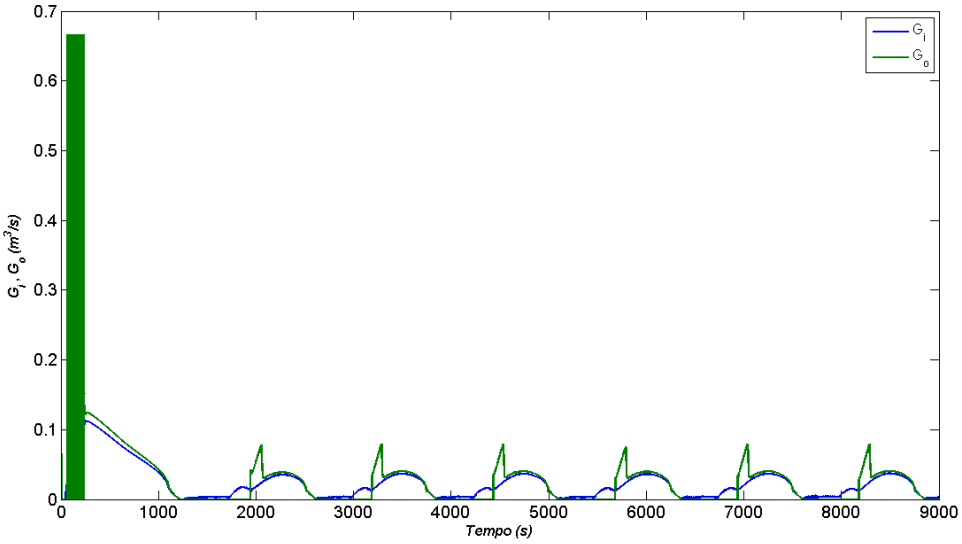


Figura a2.7: Vazão de Gás (Caso 3).

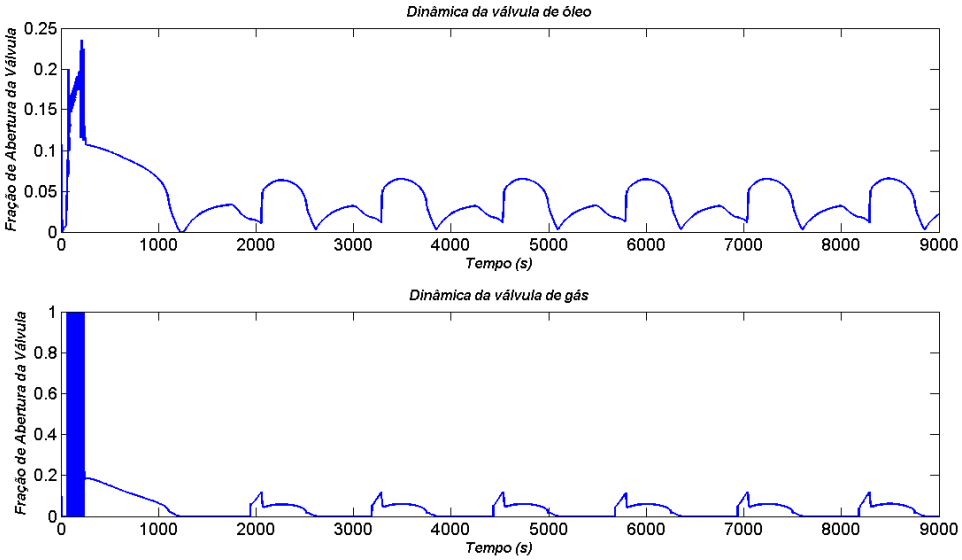


Figura a2.8: Dinâmica das Válvulas (Caso 3).

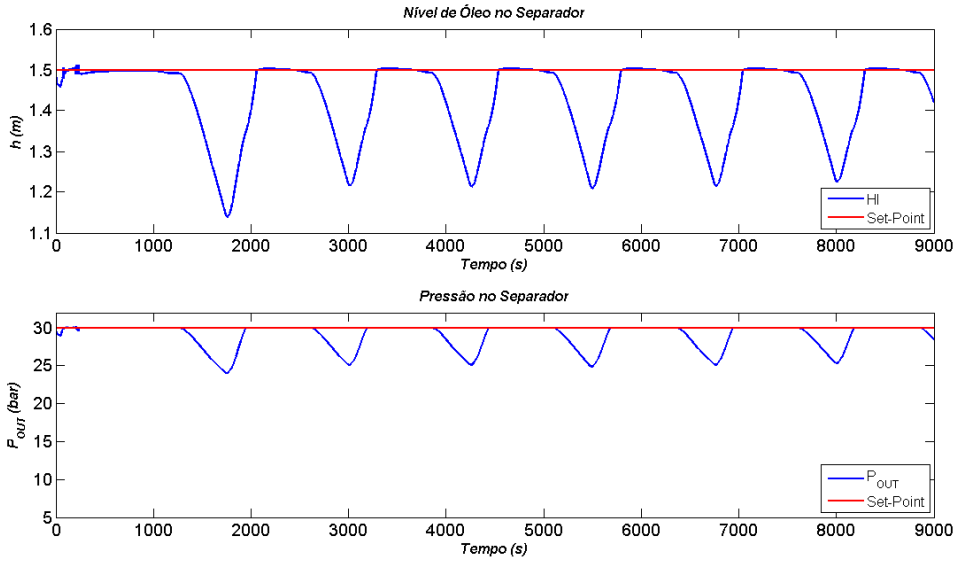


Figura a2.9: Dinâmica das Variáveis Controladas (Caso 3).

Os resultados da simulação do Caso 3 mostram, também, um resultado muito parecido com as simulações dos Casos 1 e 2. Nessa simulação, porém, pode ser percebido que as oscilações na altura de líquido e na pressão foram maiores, em amplitude, que nos casos anteriores (Figura a2.9). Entretanto, não excederam os limites toleráveis de variação.

Na Figura a2.8, pode ser visto que as válvulas apresentaram um comportamento suave. A válvula controladora da saída de gás apresentou-se totalmente fechada em determinados períodos, conseqüência da manutenção da pressão em seu *set-point*. O que por sua vez acarretaria na interrupção da produção de gás nesses períodos. Já a vazão de óleo não chega a cessar, embora em alguns instantes apresente expansões abruptas (Figuras a2.6 e a2.7).

A previsão da vazão de óleo pelo modelo ARX é apresentada na Figura a2.10. O intervalo de confiança permanece estreito ao longo de toda a simulação, indicando confiabilidade nos valores calculados. Os valores calculados pelo modelo ARX foram comparados aos valores reais gerando erros pequenos concentrando-se em torno de zero.

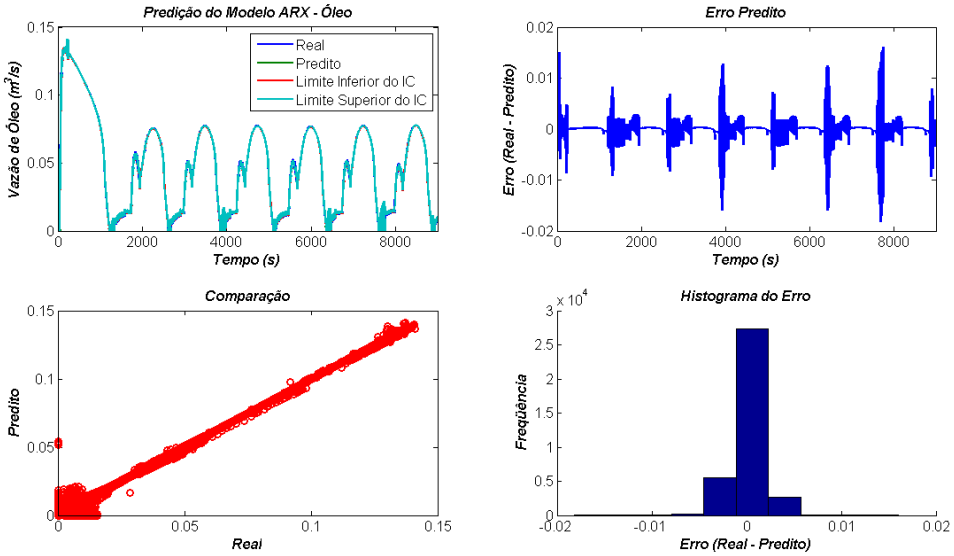


Figura a2.10: Predição da Vazão de Óleo via Modelo ARX (Caso 3).

Caso 4

As Figuras a2.11 a a2.14 mostram os resultados da simulação utilizando os parâmetros τ e $\overline{W_b}$ do Caso 4 descritos na Tabela 6.4.

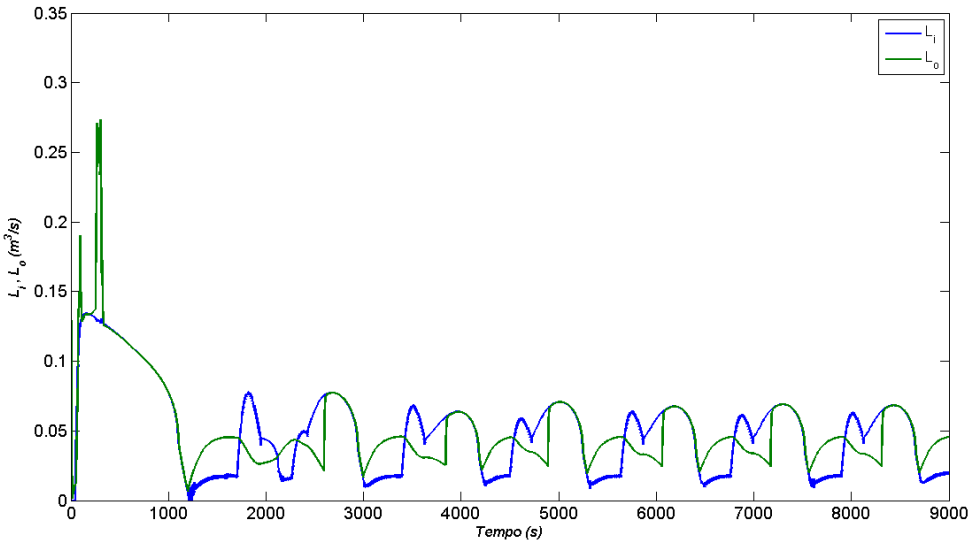


Figura a2.11: Vazão de Óleo (Caso 4).

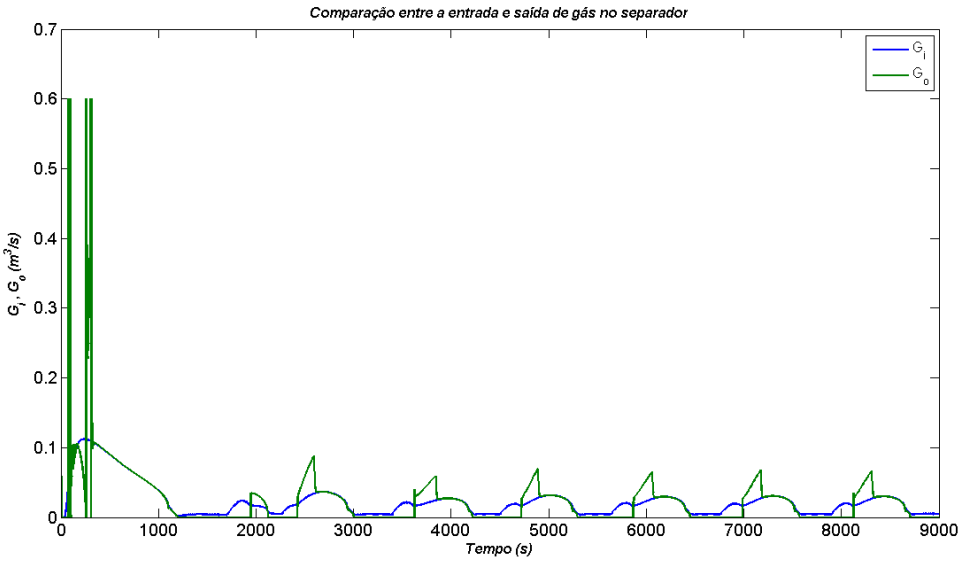


Figure a2.12: Vazão de Gás (Caso 4).

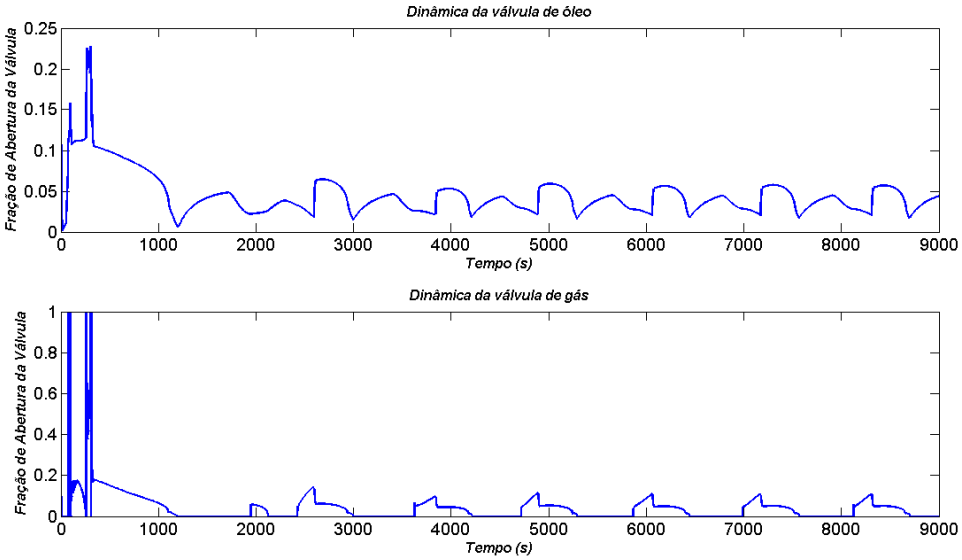


Figura a2.13: Dinâmica das Válvulas (Caso 4).

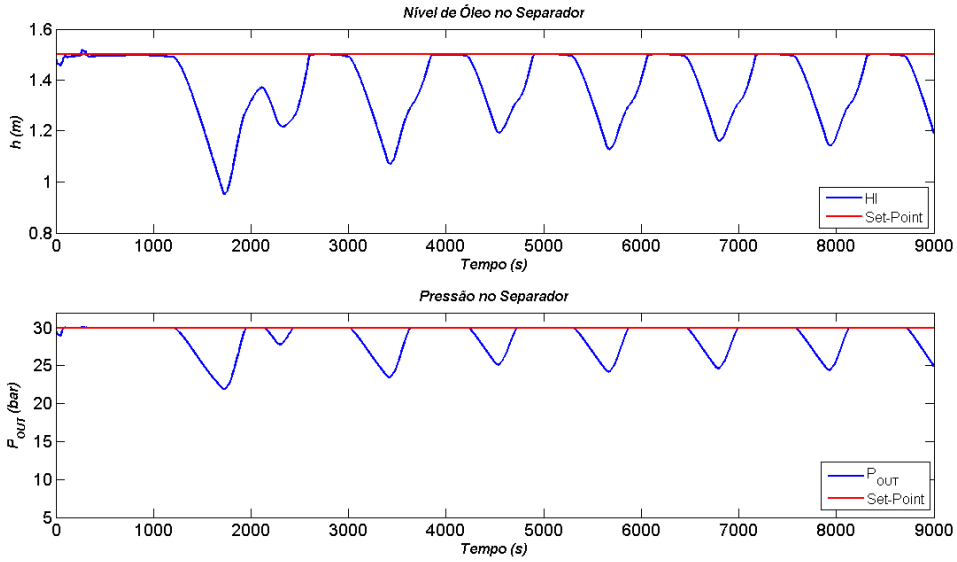


Figura a2.14: Dinâmica das Variáveis Controladas (Caso 4).

A simulação do Caso 4 apresenta substanciais diferenças com relação às simulações anteriores. Na Figura a2.11 nota-se um comportamento da vazão de saída de óleo suave em boa parte da simulação e em determinados momentos ocorre um abrupto aumento da produção. A vazão de saída de gás, ilustrada na Figura a2.12, cessa em determinados períodos do tempo, devido a necessidade de manter a pressão próxima ao *set-point*.

O comportamento das válvulas, exposto na Figura a2.13, é semelhante ao apresentado pelas respectivas vazões, como a pressão encontra-se abaixo do *set-point* em alguns instantes, a válvula de saída de gás fecha completamente a fim de restabelecer o valor da pressão. A válvula controladora da vazão de óleo não fecha completamente, evitando a interrupção da produção.

A amplitude das variações da pressão e altura de líquido foram maiores que as encontradas nas simulações anteriores, quase atingindo o limite inferior de variação da altura de nível (30% do diâmetro), como pode ser observado na Figura a2.14.

A Figura a2.15 ilustra o comportamento da vazão de óleo calculada a partir do modelo ARX. Percebe-se que o intervalo de confiança é mantido estreito durante toda a

simulação, indicando confiabilidade nos valores gerados. O erro entre o valor real e o calculado é bem pequeno concentrando em torno de zero conforme mostrado no histograma.

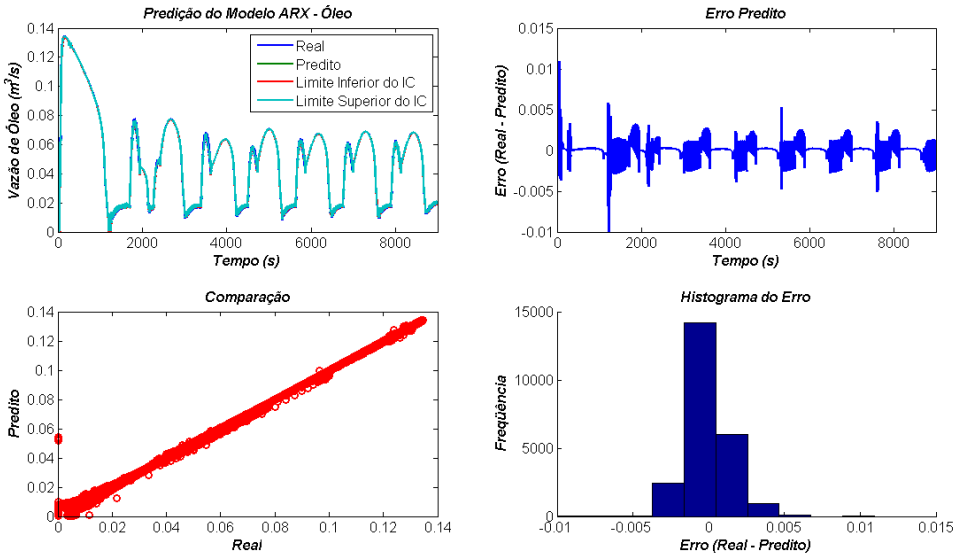


Figura a2.15: Predição da Vazão de Óleo via Modelo ARX (Caso 4).

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AAMO, O. M., EIKREM, G.O., SIAHAAN, H.B., FOSS, B.A. (2005) Observer design for multiphase flow in vertical pipes with gas-lift – theory and experiments. J. Process Control, 247 – 257.

ALBOUDWAREJ, H.; FELIX, J.; TAYLOR, S. "Highlighting Heavy Oil", *Oilfield Review*. p.34-53, Jun. 2006. Disponível em: http://www.slb.com. Acesso em Outubro de 2008.

ARAÚJO, O.Q.F., MEDEIROS, J.L., NUNES, G.C. (2007). Modeling and Control Solutions for Riser Slugging in Offshore Oil Field, Proceedings of European Congress of Chemical Engineering (ECCE-6), Copenhagen.

ASSKILDT K., HANSSON P. (2000). A New Measuring Sensor for Pump Control in Subsea Separators, World Pumps, 400, 30-33(4).

ATALLA F., TAYLOR J. (2004). Modeling and Control of Three-Phase Gravity Separators in Oil Production Facilities. Department of Electrical & Computer Engineering, University of New Brunswick, Canada, pp. 1-6.

ARTERBURN, R. A. (1976). The Sizing And Selection Of Hydrocyclones, disponível em http://www.krebsengineers.com/documents/83_sizing_select_cyclones.pdf, sítio visitado em Julho de 2007.

AUSTRHEIM, T., GJERTSEN, L. H., HOFFMANN, A.C. (2008). Experimental Investigation of the Performance of a Large-Scale Scrubber Operating at Elevated Pressure on Live Natural Gas, Fuel, 87, 1281-1288.

AYATOLLAHI, S., NARIMANI, M., MOSHFEGHIAN, M. (2004). Intermittent Gas Lift in Aghajari Oil Field, a Mathematical Study, Journal of Petroleum Science and Engeneering, 42, 245-255.

BAI, Z.S., WANG, H.L., TU, S.T. (2009). Experimental Study of Flow Patterns in Deoiling Hydrocyclone, Mineral Engineering, 319-323.

BEHIN, J., AGHAJARI, M. (2008). Influence of Water Level on Oil-Water Separation by Residence Time Distribution Curves Investigations, Separation and Purification Technology, 64, 48-55.

BIJMANS, M. F. M., HELVOORT, P.J., DAR, S.A., DOPSON, M., LENS, P.N.L., BUISMAN, C.,J.N. (2009). Selective Recovery of Nickel Over Iron From a Nickel-Iron Solution Using Microbial Sulfate Reduction in a Gas-Lift Biorreactor, Water Research, 43, 853-861.

BROCKWELL, P.J., DAVIS, R.A. (1996), Introduction to Time Series and Forecasting, 2nd Edition, Springer-Verlag, New York.

CAMPONOGARA, E., NAKASHIMA, P. (2006). Optimizing gas-lift production of oil wells: piecewise linear formulation and computational analysis. IIE Transactions (2006) 38, 173–182.

CHATFIELD, C. (2003). The Analysis of Time Series An Introduction, 6th Edition, Chapman & Hall/CRC.

CHUNG, T.F., LUYBEN, W.L. (1980). Nonlinear and Nonconventional Liquid Level Controllers, Ind. Eng. Chem. Fundam., 19, 93-98.

COOK, M., BEHNIA, M. (2000). Slug Length Prediction in Near Horizontal Gas-Liquid Intermittent Flow, Chemical Engineering Science, 55, 2009-2018.

CORREA JUNIOR, C. A. (2008). Desenvolvimento de modelo computacional de previsão de quebra de gotas em simulador de separação de óleo e água em um hidrociclone, Tese de M.Sc., Instituto Politécnico, Universidade do Estado do Rio de Janeiro.

COUGHANOWR, D.R. (1991). Process System Analisys and Control, 2nd Edition, McGraw-Hill, Chemical Engineering Series, New York.

CRYER, J.D., CHAN, K.S. (2008). Time Series Analisys With Applications in R, 2nd Edition, Springer, New York.

DALLAGNOL FILHO, V.A. (2005) Identificação de modelos ARMAX e NARMAX para um poço de petróleo operando por injeção contínua de gás. Tese de MSc, Dept. Eng. Elétrica, Universidade Federal de Santa Catarina.

DESCAMPS, M.N., OLIEMANS, R.V.A., OOMS, G., MUDDE, R.F. (2007). Experimental Investigation of Three-Phase Flow in a Vertical Pipe: Local Characteristics of the Gas Phase for Gas-Lift Conditions, International Journal of Multiphase Flow, 33, 1205-1221.

DITRIA, J.C., HOYACK, M.E. (1994). The Separation of Solids and Liquids with Hydrocyclone Based Technology for Water Treatment and Crude Processing, SPE Asia Pacific Oil & Gas Conference, SPE 28815, Melbourne, Australia, 7-10 Nov. 1994.

EIKREM, G. O., FOSS, B., IMSLAND, L., HU, B., GOLAN, M. (2002) Stabilization of gas lifted wells. Proceedings of IFAC 15th World Congress, Barcelona.

ERDOGAN, H., GÜLAL, E. (2009). Identification of Dynamic Systems Using Multiple Input-Single Output (MISO) Models, Nonlinear Analysis: Real World Applications, 10, 1183-1196.

FAANES, A., SKOGESTAD, S. (2003). Buffer Tank Design for Acceptable Control Performance, Ind. Eng. Chem. Res., 42, 2198-2208.

FINBORUD, A., FAUCHER, M., SELLMAN, E. (1999). New Method for Improving Oil Droplet Growth for Separation Enhancement. SPE 56643. SPE Annual Technical Conference and Exhibition held in Houston, Texas, 3–6 Out., 1999.

FRAMO ENGINEERING AS, (1999). Increased Oil Production by Means of Subsea Processing, Technical Bulletin, disponível em www.framoeng.no, sítio visitado em Agosto de 2007.

GARCIA, R.F., AMEAL, C.A.F. (2001). High Performance PI(D) Controller on Ship Steering with a Conditional Reset Windup, disponível em http://dspace.udc.es/handle/2183/546?mode=full&submit_simple=Mostrar+o+registro+em+formato+completo, sítio visitado Novembro de 2008.

GODHAVN, J.M., FARD, M.P., FUCHS, P. H. (2005). New Slug Control Strategies, Tuning Rules and Experimental Results, Journal of Process Control, 15, 547-557.

GUET, S., OOMS, G. (2006). Fluid Mechanical Aspects of the Gas-Lift Technique. Annu. Rev. Fluid Mech., 38, 225-249.

HAMILTON, J.D. (1994). Time Series Analysis, Princeton University Press.

HAYKIN, S. (1999). Neural Networks a Comprehensive Foundation, 2nd Edition, Pearson Prentice Hall, Singapore.

HORTON, E.C., FOLEY, M.W., KWOK, K.E., (2003). Performance Assessment of Level Controllers. Int. J. Adapt. Control Signal Process, 17, 663-684.

HUANG, K. Y., JANE, C.J. (2009). A Hybrid Model for Stock Market Forecasting and Portfolio Selection Based on ARX, Grey System and RS Theory, Expert Systems with Applications, 36, 5387-5392.

HUSVEG, T., RAMBEAU, O., DRENGSTIG, T., BILSTAD, T. (2007). Performance of a Deoiling Hydrocyclone During Variable Flow Rates, Mineral Engineering, 20, 368-379.

HYNE, N. J. (2001). Nontechnical Guide to Petroleum Geology, Exploration, Drilling, and Production, 2nd Edition, Pennwell Books.

IMSLAND, L., EIKREM, G.O., FOSS, B.A.. (2003) A state feedback controller for a class of nonlinear positive systems – with applications, ECC'03, Cambridge.

JIANG, M., ZHAO, L. (2002). Effects of Geometric and Operating Parameters on Pressure Drop and Oil-Water Separation Performance for Hydrocyclones. Proceedings of The Twelfth International Offshore and Polar Engineering Conference, Kitakyushu, Japan, Maio 26–31, 2002

JOHANSEN, T. A,. FOSS, B. A. (1993). Constructing NARMAX models using ARMAX models. *Int. J. Control*, 58,1125-1153.

JOHANSEN, T. A,. FOSS, B. A. (1995). *Advances in Neural Networks for Control Systems,* Capítulo: Semi-Empirical Modeling of Non-Linear Dynamic Systems through Identication of Operating Regimes and Local Models. Springer Verlag.

JOHANSEN, T. A,. FOSS, B. A. (1997). Operating Regime Based Process Modeling and Identication. Computers and Chemical Engineering, 21:159-176.

KASSAB, S. Z., KANDIL, H. A., WARDA, H. A., AHMED, W. H. (2009). Air-Lift Pumps Characteristics Under Two-Phase Flow Conditions, International Journal of Heat and Fluid Flow, 30, 88-98.

LJUNG, L. (1987). System Identification: Theory for User, Prentice Hall, New Jersey.

LJUNG, L., GLAD, T. (1994). Modeling of Dynamic Systems, Prentice Hall, New Jersey.

LUYBEN, W.L. (1987). Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers, 2nd Edition, McGraw-Hill, New York.

LUYBEN, W. L., CHEUNG, T. (1980). Nonlinear and Nonconventional Liquid Level Controlers, Ind. Eng. Chem. Fundam. 19, 93-98.

LUYBEN, W.L., LUYBEN, M.L. (1997). Essentials of Process Control, McGraw-Hill, Singapore.

MORAES, C. A. C. (1994). Modelo Fluidodinâmico para Estimativa da Eficiência em Hidrociclone para Águas Oleosas, Dissertação de Mestrado, COPPE/UFRJ.

MATLAB R2007a, User's Guide.

NAKASHIMA, P., CAMPONOGARA, E. (2006). Optimization of Lift-Gas Allocation Using Dynamic Programming. IEEE Transactions on Systems, Man, and Cybernetics—Part A: Systems and Humans, 36(2), 407-414.

NATCO (2007). Horizontal Longitudinal Flow Separator (HLF), Issue 8, 361-A1-361-A2.

NUNES, G. C., (2004), Controle por Bandas para Processamento Primário: Aplicação e Conceitos fundamentais, PETROBRÁS - Comunicação Técnica.

NUNES, G. C. (2005). Process Control in E&P: Recent Developments and Trends, EMPROMER, 4th Mercosur Congress on Process System Engineering, Rio de Janeiro, Brazil.

NUNES, G. C., SILVEIRA, M. A. C. R. (2005). Modelagem Empírica dos Hidrociclones BOW e PDC, PETROBRÁS RT-APTP nº 008/2005.

NUNES, G. C., CALIL, M. A. LIMA, E. L. (2006). Controlling the Performance of a Cyclone Oil-Water Separation System, ADCHEM, International Symposium on Advanced Control of Chemical Process, Gramado, Brazil.

PERRY, R.H., GREEN, D. (1984), Perry`s Chemical Engineer`s handbook, 6th edition, MacGraw Hill, 5-19.

POLDERMAN, H.G. (2003). Gas/Liquid Separator, International Patent WO/2005/023396, Int. App. No PCT/EP2004/052082.

POLLOCK, D.S.G. (1999). Handbook of Time Series Analisys, Signal Processing and Dynamics, Academic Press, London.

PORTELLA, R.A. (2008). Modelagem Dinâmica de Separador Bifásico com Alimentação por Escoamento em Regime de Golfadas, Tese de M.Sc., Instituto Politécnico, Universidade do Estado de Rio de Janeiro.

POUGATCH, K., SALCUDEAN, M. (2008). Numerical Modeling of Deep Sea Air-Lift, Ocean Engeneering, 35, 1173-1182.

RAY, T., SARKER, R. (2007). Genetic Algorithm for Solving a Gas Lift Optimization Problem, Journal of Petroleum Science and Engineering, 59, 84-96.

ROBISON, C.E., SCHNATZMEYER, M.A., BAYH, III, R.I. (2001). Self-regulating lift fluid injection tool and method for use of same. U.S. Patent No. 336459.

SPEIGHT, J. G. (2006). The Chemistry and Technology of Petroleum. 4th Edition, Marcel Dekker Inc., New York.

SANTOS, O. G., BORDALO, S. N., ALHANATI, F. J. S. (2001). Study of the dynamics, optimization and selection of intermittent gas-lift methods—a comprehensive model, Journal of Petroleum Science and Engineering, 32, 231-248.

SAYDA, A.F., TAYLOR, J.H. (2007). Toward a Practical Multi-Agent System for Integrated Control and Asset Management of Petroleum Production Facilities,

22nd IEEE International Symposium on Intelligent Control, Singapore, 1-3 October 2007.

SBARBARO, D., ORTEGA, R. D. (2005). Averaging level control of multiple tanks: A passivity based approach. Proceedings of the IEEE Decision and Control Conference, 12:7384 7389, 2005

SHELL MANUAL (1996). Liquid/Liquid and Gas/Liquid/Liquid (Three-Phase) Separators – Type Selection and Design Rules, DEP 31,22,05.12-GEN, December 1996.

SHUNTA, J.P., FERHERVARI, (1976) Nonlinear Control of Liquid Level. Instru. Technol., 23, 43-48.

SILVEIRA, M.A.C.R. (2006). Controle de um Processo de Tratamento Primário de Petróleo, Tese de M.Sc., COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro.

SINGHAL, A., SEBORG, S. (2002), Pattern Matching Multivariate Time Series Databases Using a Moving Window Approach, Ind. Chem. Res., 41, 3822-3838.

SIVERTSEN, H., SKOGESTAD, S. (2005). Cascade Control Experiments of Riser Slug Flow Using Topside Measuments, Proceedings of the 16th IFAC World Congress, 2005, V. 16.

STORKAAS, E. (2005). Stabilizing Control and Controllability: Control Solutions to Avoid Slug Flow in Pipeline-Riser Systems. Thesis for the degree of Dr. Ing. Norwegian University of Science and Technology.

STORKAAS, E., SKOGESTAD, S. (2003), A low-dimensional dynamic model of severe slugging for control design and analysis, em “11th International Conference on Multiphase Flow”, pp. 117-133, San Remo, Italy, 2003.

STORMWATER BEST MANAGEMENT PRACTICES-PERMANENT TREATMENT MANAGEMENT PRACTICES, (2006). V.4. Disponível em http://www.nashville.gov/stormwater/docs/pdfs/2006SWMM/Volume04_BMPs/13_Gravity%20_OilGrit_%20Separator.pdf, sítio visitado em Fevereiro de 2009.

VANDAELE, W. (1983). Applied Time Series and Box-Jenkins Models, Academic Press, New York.

VAZ JUNIOR, C.A. (2006). Detecção, Localização e Quantificação de Vazamentos: Uma Abordagem em Séries Temporais, Dissertação de M.Sc., Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro.

VAZ JUNIOR, C.A. (2008). Detecção e Diagnóstico de Falhas com Base em Dados Históricos de Processo: Aplicação em Dutovias, Qualificação para Doutorado, Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro.

ZHAO, Q.G., XIA, G.D. (2006). A theoretical model for calculating pressure drop in the cone area of light dispersion hydrocyclones, Chemical Engineering Journal 117, 231–238.

ZHAO, L., JIANG, M., WANG, Y. (2008). Experimental Study of a Hydrocyclone Under Cyclic Flow Conditions for Fine Particle Separation, Separation and Purification Technology, 59, 183-189.

ZHOU, J., KAASA, G.O., AAMO, O.M. (2008). Nonlinear Observer-Based Controlo f Unstable Wells, ISCCSP, Malta, 12-14 March 2008.

ZHU, Y., TELKAMP, H., WANG, J., FU, Q. (2009). System Identification Using Slow and Irregular Output Samples, Journal of Process Control, 19, 58-67.

Sítios da Internet:

APEX PROCESS, disponível em www.apexprocess.com.au, sítio visitado em Junho de 2007

ADVANCED PHASE SEPARATION – APS, disponível em http://www.advancedphaseseparation.com/, sítio visitado em Junho de 2007.

CDS SEPARATION TECHNOLOGY, disponível em www.fmctechnologies.com/**CDSSeparation**Technologies.aspx, sítio *visitado em Julho de 2008.*

COPPE, disponível em www.coppe.ufrj.br, sítio visitado em Janeiro de 2009.

ENERGY INFORMATION ADMINISTRATION – EIA, disponível em www.eia.doe.gov, sítio visitado em Janeiro de 2009.

EXPERTUNE – PROCESS AND CONTROL OPTIMIZATION, disponível em www.expertune.com, sítio visitado em Fevereiro de 2009.

MONARCH SEPARATORS, INC., disponível em www.monarchseparators.com, sítio visitado em Janeiro de 2009.

PAN AMERICA ENVIRONMENTAL – INDUSTRIAL WASTEWATER TREATMENT SYSTEMS, disponível em www.panamenv.com, sítio visitado em Janeiro de 2009.

PROCESS GROUP, disponível em www.processgroup.com.au, site visitado em Junho de 2007.

TENCO HYDRO, INC., disponível em www.tencohydro.com, site visitado em Janeiro de 2009.