

PAULO RENATO DA COSTA MENDES

**CONTROLE AVANÇADO DE UM
SISTEMA DE SEPARAÇÃO TRIFÁSICA
E TRATAMENTO DE ÁGUA**

**FLORIANÓPOLIS
2012**

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA
CATARINA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM
ENGENHARIA DE AUTOMAÇÃO E SISTEMAS**

**CONTROLE AVANÇADO DE UM SISTEMA DE
SEPARAÇÃO TRIFÁSICA E TRATAMENTO DE
ÁGUA**

Dissertação submetida à
Universidade Federal de Santa Catarina
como parte dos requisitos para a
obtenção do grau de Mestre em Engenharia
de Automação e Sistemas.

PAULO RENATO DA COSTA MENDES

Florianópolis, Março de 2012.

Catálogo na fonte pela Biblioteca Universitária
da
Universidade Federal de Santa Catarina

M538c Mendes, Paulo Renato da Costa
Controle avançado de um sistema de separação trifásica
e tratamento de água [dissertação] / Paulo Renato da Costa
Mendes ; orientador, Júlio Elias Normey-Rico. - Florianópolis,
SC, 2012.
159 p.: il., grafs., tabs.

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Santa
Catarina, Centro Tecnológico. Programa de Pós-Graduação em
Engenharia de Automação e Sistemas.

Inclui referências

1. Engenharia de sistemas. 2. Água - Purificação. 3.
Controle preditivo. 4. Amortecimento - (Mecânica).
I. Normey-Rico, J. E. (Júlio Elias). II. Universidade
Federal de Santa Catarina. Programa de Pós-Graduação em
Engenharia de Automação e Sistemas. III. Título.

CDU 621.3-231.2(021)

CONTROLE AVANÇADO DE UM SISTEMA DE SEPARAÇÃO TRIFÁSICA E TRATAMENTO DE ÁGUA

Paulo Renato da Costa Mendes

‘Esta Dissertação foi julgada adequada para a obtenção do título de Mestre em Engenharia de Automação e Sistemas, Área de Concentração em *Controle, Automação e Sistemas*, e aprovada em sua forma final pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Automação e Sistemas da Universidade Federal de Santa Catarina.’

Julio Elias Normey-Rico, Dr.
Orientador

Agustinho Plucenio, Dr.
Coorientador

José Eduardo Ribeiro Cury, Ph.D.
Coordenador do Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Automação e Sistemas

Banca Examinadora:

Julio Elias Normey-Rico, Dr.
Presidente

Mario Cesar Mello Massa de Campos , Dr.

Daniel Juan Pagano, Dr.

Rodrigo Iván Goytia Mejía, Dr.

O entusiasmo é a maior força da alma.
Conserva-o e nunca te faltará poder
para conseguires o que desejas.
Napoleão Bonaparte

AGRADECIMENTOS

Agradeço...

A minha família que sempre me incentivou e me deu forças em todos os momentos.

Ao meu orientador Julio Elias Normey-Rico pela orientação, apoio, amizade e por sempre ter "alguns minutinhos" para "trocar uma idéia".

Ao meu coorientador Agustinho Plucenio pelas dicas relevantes para a execução deste trabalho.

Ao meu colega de pesquisa Rodrigo Leão Carvalho pelo companheirismo ao longo do desenvolvimento deste trabalho.

Aos meus Amigos-Colegas-Conhecidos, que estiveram presentes em todos os momentos.

Resumo da Dissertação apresentada à UFSC como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Mestre em Engenharia de Automação e Sistemas.

CONTROLE AVANÇADO DE UM SISTEMA DE SEPARAÇÃO TRIFÁSICA E TRATAMENTO DE ÁGUA

Paulo Renato da Costa Mendes

Março/2012

Orientador: Julio Elias Normey-Rico, Dr.

Área de Concentração: Controle, Automação e Informática Industrial

Palavras-chave: Separação Trifásica, Tratamento de Água, Controle Preditivo, Amortecimento de Perturbações

Número de Páginas: xxviii + 131

Nesse trabalho são abordadas técnicas de controle preditivo não-linear aplicadas ao controle de um sistema de separação e tratamento de água da indústria do petróleo composto por um separador trifásico e uma bateria de hidrociclones. O separador trifásico tem como funções promover a separação das três fases do fluido (água, óleo e gás) proveniente do reservatório de petróleo e amortecer as perturbações de carga atuando como tanque pulmão. Na saída de água do separador se conecta uma bateria de hidrociclones que permitem extrair os resíduos de óleo da água que é recuperada no processo. Usualmente, os separadores industriais contam com três controladores SISO PI, cada um relativo a uma das fases do fluido. A utilização desse esquema de controle, apesar de ser bastante comum na indústria, tem como principal desvantagem o fato de não amortecer as oscilações de carga. Um esquema utilizado pela Petrobras é o controlador PI por bandas que apesar de utilizar técnicas clássicas de controle monovariável proporciona um bom amortecimento das oscilações de carga. O processo estudado é multivariável e tem uma dinâmica complexa, por isso são estudados neste trabalho dois tipos de modelos de predição não-lineares, sendo eles o modelo Hammerstein e um modelo fenomenológico simplificado do separador. Dois sistemas de controle foram desenvolvidos. O primeiro, multivariável, se baseia no controlador preditivo prático, conhecido como PNMPC, desenvolvido em [33] e inclui diversas funcionalidades para melhorar o desempenho do sistema separador-hidrociclones. O segundo consiste de um conjunto de controladores PI com sintonia via MPC, o qual é de grande simplicidade de implementação.

Foram realizados ensaios de simulação onde os controladores foram testados no controle do sistema integrado funcionando em regime permanente e sob a presença de perturbações.

Abstract of Dissertation presented to UFSC as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master in Automation and Systems Engineering.

**ADVANCED CONTROL OF A THREE PHASE
SEPARATION SYSTEM AND WATER
TREATMENT**

Paulo Renato da Costa Mendes

Março/2012

Advisor: Julio Elias Normey-Rico, Dr.

Area of Concentration: Control, Automation and Industrial Informatics

Keywords: Three-phase Separation, Water Treatment, Predictive Control, Disturbances Damping

Number of Pages: xxviii + 131

This work discusses techniques for nonlinear predictive control applied to the control of an oil industry separation system and water treatment which comprises a three-phase separator and a battery of hydrocyclones. The three phase separator function is to promote the three phases separation of the fluid from the oil reservoir (gas, oil and water) and act as a surge tank to attenuate load disturbances. A battery of hydrocyclones is connected to the separator water output to extract the residual oil in the water which is recovered in the process. Usually, industrial separators are controlled with three SISO PI controllers, each in one of fluid phases. This control scheme, though it is quite common in industry, has as main disadvantage that it does not damp load oscillations. A scheme used by Petrobras is the PI Band controller that uses monovariabele classical techniques but provides a good damping of load oscillations. As the studied process is multi-variable and has quite complex dynamics, two types of non-linear prediction models are analyzed in this work, the Hammerstein model and a simplified phenomenological model of the separator. Using these models two control systems are developed and tuned. The first one is based on the algorithm PNMPC (practical multivariable predictive controller), developed in [33] and includes several features to improve the separator hydrocyclones system performance. The second one consists of a set of PI controllers tuned using a Zone MPC approach, which is simple to implement and use. Several simulations are presented to illustrate the use

of the proposed controllers using a complete phenomenological model of the integrated system considering the operation in steady state and in the presence of disturbances.

Sumário

1	Introdução	1
1.1	Processamento Primário de Petróleo	1
1.2	Motivação	3
1.3	Objetivos	5
1.4	Estrutura da Dissertação	6
2	Modelo dos Processos	7
2.1	Características de Alimentação do Separador Trifásico	7
2.2	Modelo Fenomenológico do Separador Trifásico	9
2.2.1	Equações dos Balanços	11
2.2.2	Cálculos Preliminares	15
2.3	Modelo Fenomenológico do Hidrociclone	19
2.3.1	Modelo do Escoamento	20
2.3.2	Modelo da Eficiência	23
2.3.3	Modelo Hidrodinâmico	25
2.4	Objetivos de Controle	26
2.4.1	Controle em Separadores	26
2.4.2	Controle em hidrociclones	27
2.4.3	Comentarios Finais	28
3	Controle Preditivo	29
3.1	Introdução ao MPC (<i>Model Predictive Control</i>)	29
3.1.1	Modelos de Predição	31
3.1.2	Função Objetivo	32
3.1.3	Cálculo da Lei de Controle	33
3.2	PNMPC (<i>MPC Prático Para Sistemas Não-Lineares</i>)	33
3.2.1	Obtenção de F e G_{PNMPC}	35
3.2.2	Obtenção da ação de controle	37
3.2.3	Tratamento de erro de predição, ruído e perturbação	38
3.3	Controle NMPC com Restrições	39
3.4	Controle NMPC por Zonas	43
3.4.1	Comentarios Finais	44

4	Identificação e Modelos para Predição	45
4.1	Modelo de Hammerstein	45
4.2	Identificação do Modelo de Hammerstein	47
4.2.1	Estimador dos Mínimos Quadrados	47
4.2.2	Procedimento de Identificação aplicado ao Separador Trifásico	49
4.3	Modelo Fenomenológico Simplificado	55
4.4	Estimador de Perturbações	56
4.5	Preditor de Perturbações	59
4.6	Detector de Perturbações	61
4.6.1	Comentarios Finais	64
5	Resultados de Simulação	65
5.1	Controle do Separador Trifásico com a presença de Golfadas	65
5.1.1	Ensaio com PN MPC Hammerstein	66
5.1.2	Ensaio com PN MPC Modelo Fenomenológico	69
5.1.3	Ensaio com Controlador por Bandas	74
5.1.4	Análise de Desempenho dos Controladores	75
5.2	Controle do Separador Trifásico com perturbações do tipo degrau	77
5.2.1	Ensaio com PN MPC Hammerstein	78
5.2.2	Ensaio com PN MPC Modelo Fenomenológico	81
5.2.3	Ensaio com Controlador por Bandas	85
5.2.4	Análise de Desempenho dos Controladores	86
5.3	Ensaio com Controlador PI por Bandas e PN MPC Modelo Fenomenológico por Zonas	88
5.4	Controle do Sistema Integrado (Separador + Hidrociclone)	92
5.4.1	Comentarios Finais	99
6	Controlador PI com sintonia via MPC por Zonas	101
6.1	Fundamentação Teórica	101
6.2	Ensaio com PI com sintonia via MPC por Zonas	105
6.3	Comentarios Finais	107
7	Conclusão	109
7.1	Diretrizes para Trabalhos Futuros	111
A	Parâmetros de Simulação	113
B	Linearização do Modelo Simplificado do Separador	117
B.1	Linearização do Balanço de Água no Separador	118
B.2	Linearização do Balanço de Óleo no Separador	119
B.3	Linearização do Balanço de Gás no Separador	120
B.4	Modelo Linearizado	121
C	Controle PI por Bandas	123

Nomenclatura

Separador Trifásico

Variável	Descrição	Unidade
B	base das placas paralelas	m
BSW	concentração volumétrica de água na fase oleosa na alimentação	m^3/m^3
$Cchic$	comprimento da chicana	m
Ccl	comprimento da câmara de óleo	m
Ccs	comprimento da câmara de separação	m
$CONClfwcs$	fração volumétrica de óleo na fase aquosa da câmara de separação	m^3/m^3
$Cplaca$	comprimento das placas paralelas	m
$Cvmax, g$	coeficiente de descarga máximo da válvula de gás	$Kmols/Kgf/cm^2$
$Cvmax, l$	coeficiente de descarga máximo da válvula de óleo	$Kmols/Kgf/cm^2$
$Cvmax, w$	coeficiente de descarga máximo da válvula de água	$Kmols/Kgf/cm^2$
D	diâmetro do separador trifásico	m
dg	densidade específica do gás	—
dl	densidade específica do óleo	—
Dp	diâmetro da gotícula	m
$Dp50$	diâmetro correspondente a fração volumétrica de 50%	m
dw	densidade específica da água	—
$EFLW$	eficiência global de separação do óleo da fase aquosa	—
$EFWL$	eficiência global de separação do água da fase oleosa	—
g	aceleração da gravidade	m/s^2
Gin	vazão de entrada da fase gasosa	m^3/s
$Gout$	vazão de saída da fase gasosa	m^3/s
h	altura máxima, na entrada das placas paralelas,	m

	que garante a separação das gotículas	
<i>hchic</i>	altura da chicana	<i>m</i>
<i>hl</i>	altura da fase oleosa na câmara de óleo	<i>m</i>
<i>hplaca</i>	distância entre as placas paralelas	<i>m</i>
<i>ht</i>	altura total de líquido na câmara de separação	<i>m</i>
<i>hw</i>	altura da fase aquosa na câmara de separação	<i>m</i>
<i>K1</i>	coeficiente de esfericidade das gotículas	—
<i>Lin</i>	vazão de entrada da fase oleosa	m^3/s
<i>Lout</i>	vazão de saída da fase oleosa	m^3/s
<i>Lweir</i>	vazão na chicana	m^3/s
<i>MWg</i>	peso molecular do gás	kgf/m^3
<i>p</i>	pressão no separador	kgf/cm^2
<i>par</i>	parâmetro da distribuição sigmoidal	—
<i>pcomp</i>	pressão da unidade de compressão, após a válvula de gás	kgf/cm^2
<i>pjus</i>	pressão a jusante das válvulas de óleo e água	kgf/cm^2
<i>Q</i>	vazão nas placas paralelas	m^3/s
<i>R</i>	Constante universal dos gases	8,31447 $Jmol^{-1}K^{-1}$
<i>sg</i>	Fração de abertura da válvula de gás	—
<i>sl</i>	Fração de abertura da válvula de óleo	—
<i>sw</i>	Fração de abertura da válvula de água	—
<i>T</i>	temperatura da carga	<i>K</i>
<i>TOG</i>	concentração volumétrica de óleo na fase aquosa na alimentação	m^3/m^3
<i>Vcl</i>	volume da câmara de óleo	m^3
<i>Vcs</i>	volume da câmara de separação	m^3
<i>Vfwcs</i>	volume da fase aquosa da câmara de separação	m^3
<i>Vlfwcs</i>	volume de óleo na fase aquosa da câmara de separação	m^3
<i>vol</i>	volume relativo ocupado pelas gotículas	—
<i>Vt</i>	volume total do separador	m^3
<i>vter</i>	velocidade terminal da gotícula	m/s
<i>Vwflcl</i>	volume de água na fase oleosa da câmara de óleo	m^3
<i>Vwflcs</i>	volume de água na fase oleosa da câmara de separação	m^3
<i>vx</i>	velocidade da gotícula na direção x	m/s
<i>Win</i>	vazão de entrada da fase aquosa	m^3/s
<i>Wout</i>	vazão de saída da fase aquosa	m^3/s
γ_l	peso específico do óleo	kgf/m^3
γ_w	peso específico da água	kgf/m^3
η	eficiência de coleta individual da gotícula	—
μ	viscosidade da fase continua	$kg/m/s$
ρ	massa específica da fase continua	kg/m^3
ρ_d	massa específica da fase dispersa	kg/m^3

ρ_{fw}	massa específica da fase aquosa	kg/m^3
ρ_{fl}	massa específica da fase oleosa	kg/m^3
ρ_l	massa específica do óleo	kg/m^3
ρ_w	massa específica da água	kg/m^3
ψ	esfericidade da gotícula	—

Hidrociclone

Variável	Descrição	Unidade
a	raio do orifício de saída do rejeito oleoso	m
d	diâmetro das gotículas de óleo	m
$Cv_{max, o}$	coeficiente de descarga máximo da válvula superior	$Kmols/Kgf/cm^2$
$Cv_{max, u}$	coeficiente de descarga máximo da válvula inferior	$Kmols/Kgf/cm^2$
dl	densidade específica do óleo	—
dw	densidade específica da água	—
$efic$	eficiência global de separação do hidrociclone	—
f	fator de rejeito	—
fat	fração das gotículas de diâmetro "d" separadas	—
ftr	fator de perda na alimentação (ineficiências)	—
L	altura do trecho cônico modelado	m
$P1$	pressão na alimentação do hidrociclone	kgf/cm^2
Po	pressão na descarga da linha superior	kgf/cm^2
Pu	pressão na descarga da linha inferior	kgf/cm^2
q	vazão de alimentação do hidrociclone	m^3/s
r	Coordenada do sistema de coordenadas esféricas composto das coordenadas (r, θ, λ)	—
Rc	raio interno do hidrociclone na seção de alimentação (topo do trecho cônico modelado)	m
$rela$	relação entre a área dos orifícios de alimentação e a área transversal nominal	m
so	abertura da válvula superior (topo)	—
su	abertura da válvula superior (fundo)	—
UD	velocidade de migração da gotícula	m/s
$V0$	velocidade do fluido no bocal de alimentação	m/s
W	componente da velocidade perpendicular ao tampo, dirigida para o hidrociclone	m/s
Wo	vazão na linha superior do hidrociclone	m^3/s
Wu	vazão na linha inferior do hidrociclone	m^3/s
α	semi-ângulo do trecho cônico modelado	—
ρ	massa específica do fluido (fase contínua)	kg/m^3
$\alpha_1 \epsilon \alpha_2$	parâmetros de ajuste do modelo da perda de carga	—
θ	Coordenada do sistema de coordenadas esféricas composto das coordenadas (r, θ, λ)	—

ΔP_o	diferença de pressão entre a corrente de alimentação e a corrente de descarga superior do hidrociclone	kgf/cm^2
ΔP_u	diferença de pressão entre a corrente de alimentação e a corrente de descarga inferior do hidrociclone	kgf/cm^2

Lista de Figuras

1.1	Distribuição dos fluidos Poço x Superfície. (Fonte: [8])	2
1.2	Planta <i>offshore</i> para tratamento de água. (Fonte: [8])	4
2.1	Evolução de golfadas. (Fonte: [25])	8
2.2	Separador trifásico e seus dispositivos internos. (Fonte: [26])	9
2.3	Esquema das variáveis envolvidas no separador trifásico.	11
2.4	Sistemas gerados no interior do separador devido à presença da chicana. (Fonte: [8])	12
2.5	Esquema da trajetória da gotícula nas placas paralelas.	18
2.6	Esquema de um hidrociclone vertical para águas oleosas. (Fonte: [47])	20
2.7	Esquema da parte cônica do hidrociclone. (Fonte: [14])	21
2.8	Esquema da hidrodinâmica do hidrociclone. (Fonte: [8])	25
2.9	Esquema do controle por DPR em hidrociclones. (Fonte: [8])	27
3.1	Diagrama de Blocos do Algoritmo de Controle Preditivo Baseado em Modelo. (Fonte: [29])	30
3.2	Diagrama de Blocos para o tratamento do erro de modelagem e ruído. (Fonte: [33])	38
4.1	Modelo de Hammerstein	46
4.2	Sinais PRBS	49
4.3	Excitação em Malha Aberta do sistema com sinais PRBS	50
4.4	Ensaio de Identificação e Validação da água	53
4.5	Ensaio de Identificação e Validação do óleo	54
4.6	Ensaio de Identificação e Validação do gás	54
4.7	Vazões de Alimentação Estimadas	58
4.8	Vazões de Alimentação Preditas	60
4.9	Janela móvel de n pontos de dados cerca do tempo k^{th} [15]	61
4.10	Vazões de água e óleo e variável de detecção	63
4.11	Vazões de água e óleo e variável de detecção	64
5.1	Variáveis de Processo	67

5.2	Vazões e alimentação e saída do separador	67
5.3	Variáveis de Processo	68
5.4	Vazões e alimentação e saída do separador	69
5.5	Esquema de controle do PNMPC com controle local de vazão	70
5.6	Variáveis de Processo	71
5.7	Vazões e alimentação e saída do separador	72
5.8	Variáveis de Processo	73
5.9	Vazões e alimentação e saída do separador	73
5.10	Variáveis de Processo	74
5.11	Vazões e alimentação e saída do separador	75
5.12	Variáveis de Processo	79
5.13	Vazões e alimentação e saída do separador	79
5.14	Variáveis de Processo	80
5.15	Vazões e alimentação e saída do separador	81
5.16	Variáveis de Processo	82
5.17	Vazões e alimentação e saída do separador	83
5.18	Variáveis de Processo	84
5.19	Vazões e alimentação e saída do separador	84
5.20	Variáveis de Processo	85
5.21	Vazões e alimentação e saída do separador	85
5.22	Esquema do PNMPC com controle supervisorio	89
5.23	Variáveis de Processo	90
5.24	Vazões e alimentação e saída do separador	90
5.25	Variáveis de Processo	93
5.26	Vazões e alimentação e saída do separador	93
5.27	Eficiências e concentração de óleo no underflow do hidrociclone	94
5.28	Distribuição das gotas na saída do separador trifásico	95
5.29	Variáveis de Processo	96
5.30	Vazões e alimentação e saída do separador	96
5.31	Eficiências e concentração de óleo no underflow do hidrociclone	97
5.32	Variáveis de Processo	97
5.33	Vazões e alimentação e saída do separador	98
5.34	Eficiências e concentração de óleo no underflow do hidrociclone	98
6.1	Variáveis de Processo	106
6.2	Vazões e alimentação e saída do separador	106

Lista de Tabelas

4.1	Ordem do modelo de <i>Hammerstein</i> para o nível da água	51
4.2	Ordem dos modelo de <i>Hammerstein</i> para o nível de óleo	52
4.3	Ordem dos modelo de <i>Hammerstein</i> para a pressão	52
4.4	Ordem do modelo de <i>Hammerstein</i> final	53
4.5	Índices de Desempenho	58
4.6	Performance Indices	60
5.1	Parâmetros de Ajuste do Controlador	66
5.2	Parâmetros de Ajuste do Controlador	68
5.3	Parâmetros de Ajuste do Controlador	70
5.4	Parâmetros de Ajuste do Controlador	71
5.5	Parâmetros de Ajuste do Controlador	72
5.6	Parâmetros de Ajuste do Controlador	74
5.7	Índices de Desempenho	76
5.8	Parâmetros de Ajuste do Controlador	78
5.9	Parâmetros de Ajuste do Controlador	80
5.10	Parâmetros de Ajuste do Controlador	82
5.11	Parâmetros de Ajuste do Controlador	83
5.12	Índices de Desempenho	87
5.13	Índices de Desempenho - Golfadas	91
5.14	Índices de Desempenho - Regime Permanente	91
6.1	Parâmetros de Ajuste do Controlador	105
6.2	Índices de Desempenho	107

Capítulo 1

Introdução

1.1 Processamento Primário de Petróleo

A exploração de petróleo é um processo muito complexo que exige avançados equipamentos e técnicas para a extração dos fluidos das formações geológicas. Um poço de petróleo é criado, basicamente, perfurando-se a rocha até atingir o reservatório e em seguida introduzindo-se dutos para transportar o fluido até a superfície. A construção de um poço pode ocorrer em terra firme (*onshore*) ou sob lâmina de água (*offshore*).

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).

Boa parte da complexidade dinâmica do controle de processos *offshore* advém de instabilidades no escoamento de óleo e gás provenientes dos poços produtores de petróleo. A geometria do arranjo *linhariser* muitas vezes possibilita o acúmulo da fase líquida na parte inferior impedindo a passagem do gás, o que acarreta no aparecimento das golfadas. Outro fator que pode intensificar as golfadas é a utilização de métodos de elevação artificial do fluido, como por exemplo o uso de *gas-lift*. *Gas-lift* é uma entre as várias técnicas utilizadas para retirar hidrocarbonetos de forma artificial de poços onde a pressão do reservatório é insuficiente, ou economicamente inviável, para a exploração dos

recursos. O uso de um método de elevação artificial como o *gas-lift* se justifica pelo fato de que geralmente a pressão no fundo de poço tem potencial para extração de apenas 20 a 30% do total de óleo presente no reservatório, se não é usado um método de elevação artificial.

O escoamento com golfadas possui severas consequências para a operação da plataforma de produção [45]: (i) dificuldade de separação da água e do óleo, comprometendo o desempenho de equipamentos à jusante como tratadores de óleo e hidrociclones, e (ii) possível parada de emergência da plataforma por nível muito alto dos vasos separadores.

Quando os fluidos presentes nos reservatórios de petróleo são extraídos dos poços e levados até a superfície, eles ascendem em diferentes padrões de escoamento e geralmente formam emulsões. As emulsões são geradas pelo cisalhamento de misturas água-óleo ao longo do escoamento do reservatório até a planta de processo nas plataformas [28]. A Figura 1.1 mostra a mudança de comportamento e de fase dos fluidos que saem dos reservatórios e são levados até a superfície.

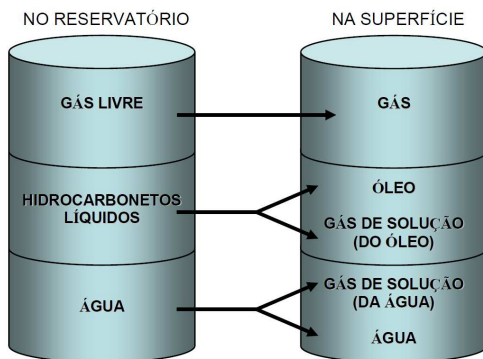


Figura 1.1: Distribuição dos fluidos Poço x Superfície. (Fonte: [8])

Segundo [8], na superfície, o óleo é a parte dos hidrocarbonetos que permanece no estado líquido. O gás produzido é composto por três partes, sendo que a primeira é proveniente dos hidrocarbonetos que, nas condições de temperatura e pressão do reservatório, já se encontram no estado gasoso, chamado de gás livre. A segunda parte é oriunda dos hidrocarbonetos que se encontram dissolvidos no óleo nas condições do reservatório e se vaporizam quando a mistura é levada para as condições de superfície. A terceira, e última parte, está relacionada com o gás que se encontra dissolvido na água nas condições do reservatório, que normalmente é desprezível.

Na superfície, a primeira etapa de tratamento desse fluido proveniente dos poços é chamada de tratamento primário e pode ocorrer em várias etapas. Em sistemas de produção *offshore* (produção marítima) o tratamento primário deve seguir as seguintes etapas:

- separação do óleo, do gás e da água;
- tratamento ou condicionamento do óleo para que possa ser transferido para as refinarias onde é realizado o processamento propriamente dito;
- tratamento da água para reinjeção no poço ou descarte no mar.

Geralmente, a primeira etapa do tratamento é composta por um sistema de separação trifásico composto por um tanque com dimensões suficientes para absorver oscilações de carga. Um dos fatores críticos do sistema de separação trifásico é o tratamento da água para descarte. A legislação ambiental exige que a água deve ter no máximo 20 ppms de óleo. Para alcançar esse valor, geralmente o sistema de tratamento da água conta com hidrociclones conectados em série ao separador trifásico. Este equipamento efetua a separação do óleo disperso na água pela ação de um campo centrífugo gerado pelas suas características construtivas. Nessa configuração, o separador precisa atingir uma eficiência tal que a água de saída do tanque tenha até 2000 ppms de óleo para que os hidrociclones e flutuadores consigam diminuir esse valor para o exigido pela regulamentação.

Neste trabalho iremos considerar que o sistema de tratamento primário do fluido tem como primeira etapa um sistema de separação trifásico conectado a uma bateria de hidrociclones para tratamento da água. Para essa configuração, devemos dar especial atenção ao amortecimento das oscilações na saída de água do separador pois os hidrociclones são equipamentos sensíveis às perturbações. Ao mesmo tempo, esse aspecto não é tão preocupante para a saída de óleo, já que em série com esta existe um separador bifásico que amortece as oscilações e entrega uma vazão constante ao tratador eletrostático. É apresentado na figura 1.2 um esquema do processo estudado neste trabalho.

1.2 Motivação

Os reservatórios de petróleo contam com fluidos em três diferentes fases: gás, óleo e água. Quando esse fluido chega à superfície ele ascende na forma de emulsões e deve ser tratado por um sistema de

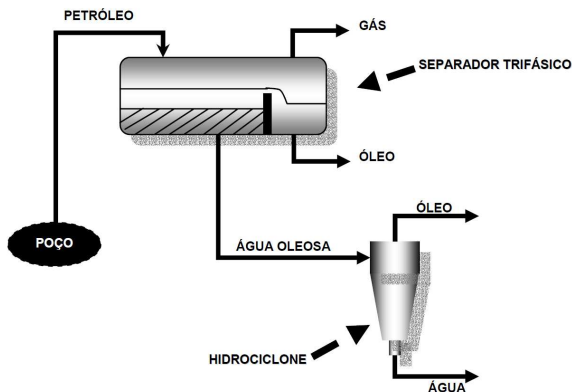


Figura 1.2: Planta *offshore* para tratamento de água. (Fonte: [8])

tratamento primário que consiga separar com eficiência as três fases do fluido e também amortecer as oscilações de carga provenientes dos poços, também conhecidas como golfadas.

O tratamento primário das emulsões advindas dos poços em plantas *offshore* ocorre em várias etapas e tem a finalidade de deixar o óleo que será transferido para as refinarias com baixo teor de impurezas e baixa concentração de água, e deixar a água para reinjeção nos poços ou descarte no mar com concentração de óleo dentro da faixa regulamentada pela legislação ambiental. Em um sistema convencional, o tratamento primário é composto de um conjunto de separadores gravitacionais conectados em série e a primeira etapa do processo de separação começa em um separador trifásico.

Usualmente, o controle de separadores trifásicos na indústria é realizado por tradicionais controladores SISO PI, cada um controlando uma das fases do fluido. Um exemplo de aplicação desta técnica pode ser encontrado em [8]. Apesar dessa estratégia de controle ser a mais utilizada na indústria, ela apresenta deficiências em relação ao amortecimento de oscilações de carga e também por não controlar a concentração dos fluidos na saída do separador.

Uma solução mais apropriada para o separador visando o amortecimento das oscilações causadas pelas golfadas é apresentado em [27]. Neste trabalho se implementa uma estratégia de controle por bandas ainda baseada em controladores PI. As duas soluções anteriormente mencionadas utilizam técnicas de controle SISO, a pesar de que o separador é um sistema MIMO. Visando controlar o separador de forma

MIMO e ao mesmo tempo conseguir tratar as restrições nas diferentes variáveis envolvidas, alguns trabalhos da literatura tem proposto o uso de MPC ([26] e [40]).

As aplicações de controle citadas anteriormente são baseadas em métodos lineares. É de amplo conhecimento que modelos lineares representam bem um processo em uma zona próxima a um ponto de equilíbrio. As perturbações atuantes no processo provocam alterações no seu funcionamento, ocasionando oscilações que tendem a afastá-lo do ponto de operação. Desta forma modelos não lineares podem representar de melhor forma o funcionamento do processo e permitindo um melhor desempenho dos controladores baseados nestes modelos. Algumas estratégias de controle voltadas ao amortecimento de oscilações prevêm o funcionamento do separador em uma faixa de operação ao invés de um ponto de equilíbrio fixo.

É abordado neste trabalho o uso de uma estratégia de controle preditivo não linear com base em modelo de Hammerstein e modelos fenomenológicos simplificados. Para que haja um tratamento adequado às golfadas e seja levada em consideração a eficiência do processo, esse trabalho tem como objetivo modelar dinamicamente o sistema e projetar um sistema de controle avançado que apresente melhores resultados que o sistema de controle tradicional no que diz respeito do atendimento das especificações de separação.

1.3 Objetivos

O objetivo deste trabalho é contribuir para o desenvolvimento de um sistema de controle que amortee adequadamente oscilações de carga provenientes da operação dos poços e linhas de alimentação do separador, e ao mesmo tempo proporcione uma elevada eficiência de separação nos hidrociclones. Para tanto propõe-se a utilização do controlador preditivo não linear desenvolvido em [33]. São utilizados como preditores modelos de Hammerstein e modelos fenomenológicos simplificados. São apresentadas ferramentas que possibilitam a estimação das perturbações atuantes no processo e a utilização dessas para realizar uma melhor predição e conseqüentemente um melhor ajuste do controlador.

1.4 Estrutura da Dissertação

ARRUMAR ESTE PARAGRAFO INTRODUZINDO A PARTE DO PI VIA MPC

Na sequência à presente introdução, são apresentados no capítulo 2 os modelos fenomenológicos completos do separador trifásico e do hidrociclone, bem como seus objetivos de controle. No capítulo 3, são apresentados os principais aspectos teóricos das estratégias de controle utilizadas neste trabalho. Em seguida, no capítulo 4, são abordadas técnicas de identificação de sistemas não lineares, a descrição dos modelos utilizados para a predição e as ferramentas desenvolvidas para estimação e predição das perturbações. No capítulo 5, são apresentados e discutidos os resultados de simulação realizados primeiramente com o separador trifásico e posteriormente com o acoplamento da bateria de hidrociclones. Finalmente, no capítulo 6, são apresentadas as conclusões deste trabalho e sugestões para trabalhos futuros.

Capítulo 2

Modelo dos Processos

Na sequência serão apresentados os princípios de funcionamento e modelos fenomenológicos do separador trifásico e do hidrociclone. Outro assunto abordado neste capítulo é a característica da vazão dos fluidos na alimentação do separador trifásico e sua influência no processo de separação. Finalmente serão apresentados os objetivos de controle dos processos.

2.1 Características de Alimentação do Separador Trifásico

A mistura que chega ao separador é constituída de fases dispersa de óleo em água e água em óleo, além do gás. De acordo com [40] as quantidades de óleo em água e de água em óleo nas emulsões, e de gás no fluxo de entrada do separador são definidas devido às condições do(s) poço(s) de onde está ocorrendo a extração de petróleo e das condições de escoamento nos dutos, desde o(s) poço(s) até o separador.

A condição do escoamento nos dutos é responsável pela principal e mais preocupante perturbação na entrada do separador, o regime de golfadas severas (*severe slugs*). Segundo [25], este regime é caracterizado por uma instabilidade de fluxo que pode ocorrer a certas vazões devido a um arranjo do conjunto linha-riser desfavorável, geralmente a baixas vazões em linhas relativamente longas.

De acordo com [10], essas oscilações provocam efeitos indesejáveis no processo de produção, alterando os níveis de fluido nos separadores, o que afeta a etapa de separação e pode levar ao transbordamento.

A oscilação da pressão, causa da oscilação das vazões, promove a diminuição da vida útil e o aumento da frequência de manutenção dos equipamentos de processo, podendo inclusive reduzir a produção do poço.

É apresentado na figura 2.1 o comportamento cíclico da golfada no riser que é dividido em quatro fases:

- **Geração da Golfada** - A golfada inicia-se com baixa pressão e velocidade dos fluidos na seção de alimentação do encanamento, o líquido bloqueia o fluxo de gás no ponto-baixo do riser;
- **Produção da Golfada** - Enquanto a quantidade de líquido no riser aumenta mais rapidamente que a variação da pressão entre o topo e a seção de alimentação, a golfada continua crescendo;
- **Penetração da Bolha** - Quando a pressão do gás na seção de alimentação torna-se maior que o peso da coluna de líquido no riser, ocorre a explosão, ou seja, a quantidade de líquido acumulada é expelida para dentro do separador;
- **Produção de Gás** - Após uma grande quantidade de gás e líquido deixarem o sistema, a pressão na seção de alimentação diminui, reiniciando o ciclo.

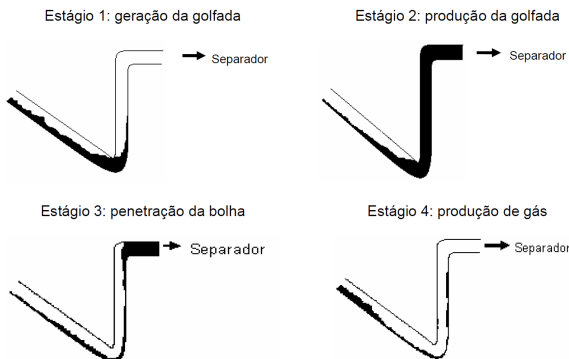


Figura 2.1: Evolução de golfadas. (Fonte: [25])

2.2 Modelo Fenomenológico do Separador Trifásico

Os separadores trifásicos são equipamentos pressurizados e utilizados no processamento primário de petróleo, promovendo a separação adequada das fases misturadas (água, óleo e gás). Estes equipamentos também exercem a função de tanque pulmão absorvendo as flutuações da carga devido às características do escoamento multifásico advindo do reservatório (golfadas), e fornecendo para os equipamentos a jusante uma vazão mais estável para não comprometer sua operação.

Existem várias concepções de separadores com diferentes formas e tipos de dispositivos internos. Os separadores horizontais do tipo mostrado na Figura 2.2 são os mais comuns e serão estudados nesse trabalho.

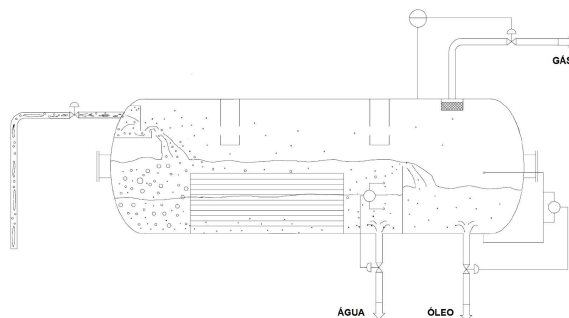


Figura 2.2: Separador trifásico e seus dispositivos internos. (Fonte: [26])

Devido a considerável diferença de densidade entre as fases líquidas e gasosa, a separação do gás acontece de forma relativamente simples, bastando apenas uma dispersão inicial do fluido pelo emprego de dispositivos apropriados, seguido de um tempo de separação adequado. A separação da água do óleo apresenta-se um pouco mais complexa, embora ambos sejam imiscíveis, existe a formação de emulsão o que dificulta bastante a separação.

Na entrada do separador pode-se notar a presença de uma placa defletora a qual é responsável pela fragmentação do fluido de alimentação do tanque, facilitando, assim, a saída do gás e também aumentando o grau de dispersão entre as fases. Após se chocar com a placa defletora, óleo e água vão para a câmara de separação, onde ocorre parcialmente a separação gravitacional entre os dois líquidos e o gás é expulso. De-

pendendo do tipo de óleo pode ocorrer a formação de espuma, geradora da dispersão de líquidos na fase gasosa.

Além das placas defletoras, vários outros dispositivos internos, apresentados na figura 2.2, são utilizados para melhorar a eficiência da separação. Ligado à parte superior do tanque está o eliminador de névoa, cuja função é retirar da fase gasosa a dispersão de líquido carregada pelo gás. Na saída de gás vemos outro tipo de dispositivo interno utilizado com o mesmo objetivo. As placas paralelas, vistas na câmara de separação, ajudam na coalescência do óleo presente na água e aumentam a eficiência de separação líquido-líquido [25].

Assim como qualquer outro processo, o processo de separação também conta com alguns problemas de operação. Segundo [47] os principais problemas encontrados são:

- **Espuma** - as impurezas presentes no líquido que chega no separador são as principais causadoras de espuma. Quando presente, ela dificulta o controle de nível do líquido dentro do separador, ocupa um volume que poderia estar disponível para a coleta de líquido ou para decantação, e pode ser arrastada pela corrente de gás ou de óleo desgaseificado. Portanto, quando for possível prever a formação da espuma, o separador deve ser equipado com dispositivo interno para removê-la, assegurando um tempo e uma superfície coalescedora suficientes para quebrá-la.
- **Obstrução de parafinas** - operações de separação podem ser afetadas por acúmulo de parafina. As placas coalescedoras na seção líquida e os extratores de névoa na seção gasosa são particularmente susceptíveis a estas obstruções. Quando a parafina é um problema real e potencial, extratores alternativos devem ser considerados e bocas de visitas e orifícios devem ser providenciados para permitir a entrada de vapor ou solvente de limpeza dos elementos internos do separador.
- **Areia** - a areia que eventualmente chega com o líquido no separador causa erosão nas válvulas, obstrução nos elementos internos e acumula-se no fundo do separador, de onde é removida por jatos de água e drenos. A melhor solução do problema é evitar a produção de areia dos reservatórios.
- **Emulsões** - a emulsão que se forma na interface óleo/água pode ser particularmente problemática na operação de um separador. Além de causar problemas com o controle de nível, o acúmulo de emulsão diminui o tempo de retenção efetivo, resultando em

uma redução na eficiência do processo. A adição de calor ou de produtos químicos minimiza o acúmulo de emulsão, porém estes procedimentos são preferencialmente aplicados na fase de tratamento do óleo.

- **Arraste** - este é um problema típico operacional. O arraste de óleo pela corrente de gás ocorre quando o nível do líquido está muito alto, quando existe algum dano em algum componente interno, formação de espuma, saída de líquido obstruída, projeto impróprio ou simplesmente porque o vaso está operando com produção superior do projeto. O arraste de gás pelo líquido pode ser um indicativo de nível muito baixo de líquido ou falha no sistema de controle de nível.

2.2.1 Equações dos Balanços

É apresentado na figura 2.3 o esquema das variáveis envolvidas no processo e também uma ideia física do que elas representam. A câmara situada entre a alimentação do tanque e a saída de água será a partir daqui chamada de câmara de separação. A câmara que comporta a saída de óleo será chamada de câmara de óleo e a barreira que separa as duas câmaras será chamada de chicana.

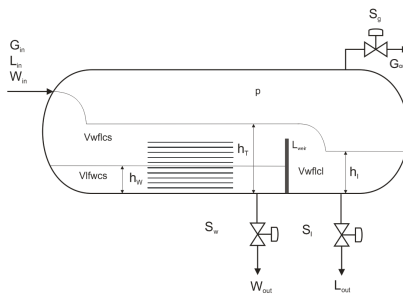


Figura 2.3: Esquema das variáveis envolvidas no separador trifásico.

A modelagem do separador será realizada baseada em algumas simplificações e tem referência no trabalho [25] e [8]. Foram consideradas as seguintes hipóteses:

- O nível da câmara de separação deve ser sempre maior que a altura da chicana;

- O nível da fase oleosa na câmara de óleo deve ser menor que a altura da chicana;
- Densidades das fases são consideradas iguais – nas condições operacionais a densidade da água é 965kg/cm^3 e do óleo é 855kg/cm^3 , apresentando uma diferença desprezível para os cálculos;
- São desprezados os efeitos térmicos;
- O separador é do tipo horizontal;
- Os únicos dispositivos internos considerados são as placas paralelas;
- Não é considerada a influência dos agentes emulsificantes naturais do óleo;
- Não há arraste líquido pela fase gasosa;
- Não há geração de espuma;
- Não são consideradas as trocas de massa entre a fase líquida do óleo e a fase gasosa.

Devido a presença da chicana a modelagem do separador é realizada considerando que o equipamento funciona em dois sistemas distintos, conforme pode ser visto na 2.4. No primeiro sistema tem-se dois vasos, a câmara de separação e a câmara de óleo, onde o primeiro verte líquido no segundo; isso ocorre quando $h_l < h_{chic}$. No segundo sistema temos um único vaso, pois a chicana não mais influencia o escoamento; isso ocorre quando $h_l \geq h_{chic}$. A mudança de um sistema para o outro somente influenciará a variação temporal da altura total da câmara de separação e da altura da fase oleosa na câmara de óleo.

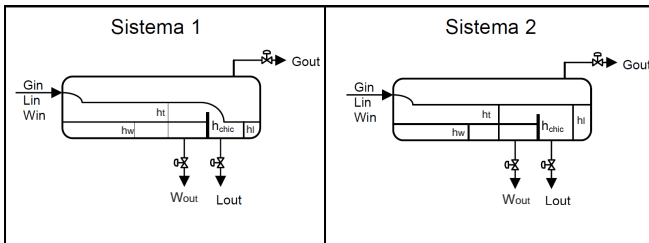


Figura 2.4: Sistemas gerados no interior do separador devido à presença da chicana. (Fonte: [8])

O modelo fenomenológico do separador trifásico é composto pelo conjunto de equações dos balanços de massa na câmara de separação, câmara de óleo e também no espaço ocupado pelo gás, apresentadas a seguir.

Sistema 1:

- Variação da altura total na câmara de separação

$$\frac{dh_t}{dt} = \frac{W_{in} + L_{in} - L_{weir} - W_{out}}{2 \cdot C_{cs} \sqrt{h_t} \cdot (D - h_t)} \quad (2.1)$$

onde

W_{in} - vazão de água na alimentação

L_{in} - vazão de óleo na alimentação

L_{weir} - vazão na chicana

W_{out} - vazão na saída de água

C_{cs} - comprimento da câmara de separação

D - diâmetro do separador

- Variação da altura da fase oleosa na câmara de óleo

$$\frac{dh_l}{dt} = \frac{L_{weir} - L_{out}}{2 \cdot C_{cl} \sqrt{h_l} \cdot (D - h_l)} \quad (2.2)$$

onde

L_{out} - vazão na saída de óleo

C_{cl} - comprimento da câmara de óleo

Sistema 2:

- Variação da altura total na câmara de separação

$$\frac{dh_t}{dt} = \frac{W_{in} + L_{in} - L_{out} - W_{out}}{2 \cdot (C_{cs} + C_{cl}) \sqrt{h_t} \cdot (D - h_t)} \quad (2.3)$$

- Variação da altura da fase oleosa na câmara de óleo

$$\frac{dh_l}{dt} = \frac{dh_t}{dt} \quad (2.4)$$

Equações comuns aos dois sistemas:

- Variação da altura da fase aquosa na câmara de separação

$$\frac{dh_w}{dt} = \frac{W_{in} \cdot (1 - TOG \cdot EFLW) - W_{out} + L_{in} \cdot BSW \cdot EFWL}{2 \cdot C_{cs} \sqrt{h_w \cdot (D - h_w)}} \quad (2.5)$$

onde

BSW - concentração volumétrica de água na fase oleosa na alimentação

$EFLW$ - eficiência global de separação do óleo da fase aquosa

$EFWL$ - eficiência global de separação da água da fase oleosa

TOG - concentração volumétrica de óleo na fase aquosa na alimentação

- Variação do volume de água na fase oleosa da câmara de separação

$$\frac{dV_{wflcs}}{dt} = L_{in} \cdot BSW \cdot (1 - EFWL) - L_{weir} \cdot CONC_{wflcs} \quad (2.6)$$

onde

$CONC_{wflcs}$ - fração volumétrica de água na fase oleosa da câmara de separação

- Variação do volume de óleo na fase aquosa da câmara de separação

$$\frac{dV_{lfwcs}}{dt} = W_{in} \cdot TOG \cdot (1 - EFWL) - W_{out} \cdot CONC_{lfwcs} \quad (2.7)$$

onde

$CONC_{lfwcs}$ - fração volumétrica de óleo na fase aquosa da câmara de separação

- Variação do volume de água na fase oleosa da câmara de óleo

$$\frac{dV_{wflcl}}{dt} = L_{weir} \cdot CONC_{wflcs} - L_{out} \cdot CONC_{wflcl} \quad (2.8)$$

onde

$CONC_{wflcl}$ - fração volumétrica de água na fase oleosa da câmara de óleo

- Variação da pressão no vaso

$$\frac{dp}{dt} = \frac{(G_{in} + W_{in} + L_{in} - G_{out} - W_{out} - L_{out}) \cdot p}{V_t - V_{cl} - V_{cs}} \quad (2.9)$$

onde

G_{in} - vazão de gás na alimentação

G_{out} - vazão na saída de gás

V_{cl} - volume da câmara de óleo

V_{cs} - volume da câmara de separação

V_t - volume total do separador

2.2.2 Cálculos Preliminares

A seguir serão apresentadas as equações estáticas utilizadas para o cálculo das vazões de saída e da chicana, volumes e concentrações presentes nas equações dinâmicas apresentadas anteriormente.

- Vazão da Chicana

$$L_{weir} = \frac{110,2046}{60} [C_{chic} - 0,2(h_t - h_{chic})] \cdot (h_t - h_{chic})^{1,5} \quad (2.10)$$

onde

C_{chic} - comprimento da chicana

h_{chic} - altura da chicana

- Volumes nas câmaras de separação e de óleo

$$V_{cs} = \frac{C_{cs} \cdot D^2}{4} \left[\arccos \left(1 - 2 \frac{h_t}{D} \right) - \sin \left[\arccos \left(1 - 2 \frac{h_t}{D} \right) \right] \right] \cdot \left(1 - 2 \frac{h_t}{D} \right) \quad (2.11)$$

$$V_{cl} = \frac{C_{cl} \cdot D^2}{4} \left[\arccos \left(1 - 2 \frac{h_l}{D} \right) - \sin \left[\arccos \left(1 - 2 \frac{h_l}{D} \right) \right] \right] \cdot \left(1 - 2 \frac{h_l}{D} \right) \quad (2.12)$$

- Volume da fase gasosa

$$V_g = V_t - V_{cs} - V_{cl} \quad (2.13)$$

– Volume da fase aquosa na câmara de separação

$$V_{fwcs} = \frac{C_{cs} \cdot D^2}{4} \left[\arccos \left(1 - 2 \frac{h_w}{D} \right) - \sin \left[\arccos \left(1 - 2 \frac{h_w}{D} \right) \right] \cdot \left(1 - 2 \frac{h_w}{D} \right) \right] \quad (2.14)$$

– Concentrações

$$CONC_{wflcs} = \frac{V_{wflcs}}{(V_{cs} - V_{fwcs})} \quad (2.15)$$

$$CONC_{lfwcs} = \frac{V_{lfwcs}}{V_{fwcs}} \quad (2.16)$$

$$CONC_{wflcl} = \frac{V_{wflcl}}{V_{cl}} \quad (2.17)$$

– Densidades das fases aquosa e oleosa

$$\rho_{fw} = \rho_w(1 - CONC_{lfwcs}) + \rho_l \cdot CONC_{lfwcs} \quad (2.18)$$

$$\rho_{fl} = \rho_l(1 - CONC_{wflcs}) + \rho_w \cdot CONC_{wflcs} \quad (2.19)$$

onde

ρ_l - massa específica do óleo

ρ_w - massa específica do água

– Vazões de saída de água, óleo e gás

$$W_{out} = \frac{Cv_{maxw} \cdot s_w \sqrt{d_w(p - p_{jus}) + \gamma_w \cdot h_w + \gamma_l(h_t - h_w)}}{0,0693 \cdot 60 \cdot \rho_{fw}} \quad (2.20)$$

$$L_{out} = \frac{Cv_{maxl} \cdot s_l \sqrt{d_l(p - p_{jus}) + \gamma_l \cdot h_l}}{0,0693 \cdot 60 \cdot \rho_{fl}} \quad (2.21)$$

$$G_{out} = \frac{Cv_{maxg} \cdot s_g \sqrt{d_g(p - p_{comp}) \cdot (p + p_{comp})}}{\frac{2,832 \cdot 60 \cdot p \cdot MWg}{RT}} \quad (2.22)$$

onde

Cv_{maxg} - coeficiente de descarga máximo da válvula de gás

Cv_{maxl} - coeficiente de descarga máximo da válvula de óleo

Cv_{maxw} - coeficiente de descarga máximo da válvula de água

d_g - densidade específica do gás

d_l - densidade específica do óleo

d_w - densidade específica do água

MWg - peso molecular do gás

p_{comp} - pressão da unidade de compressão, após a válvula de gás

p_{jus} - pressão a jusante das válvulas de óleo e água

R - constante universal dos gases

T - temperatura da carga

γ_l - peso específico do óleo

γ_w - peso específico da água

- Eficiência global de remoção de óleo da fase aquosa, EFLW (ou de água da fase oleosa, EFWL)

Para o cálculo das eficiências de separação, parte-se da consideração de que há transferência de óleo da fase aquosa para oleosa, mas que não ocorre a transferência de óleo da fase oleosa para aquosa. A mesma consideração é feita para água.

A eficiência é calculada em função do processo de deposição de gotículas na placa inferior (para gota de água), ou superior (para gota de óleo), quando a emulsão passa entre duas placas paralelas, separadas pela distância h_{placa} . Na entrada próxima às placas, as gotículas estão uniformemente dispersas no plano transversal ao escoamento, ou seja, todas as gotículas têm a mesma probabilidade de se encontrar em qualquer ponto desse plano.

Parte-se da hipótese que se uma gotícula de diâmetro D_p , que chega à entrada das placas numa distância h da placa em que vai se depositar, se deposita no final destas (comprimento C_{placa}), todas as gotículas do mesmo diâmetro que chegam numa distância menor se depositam na placa e as que chegam numa maior não se depositam, conforme esquematizado na figura 2.5.

De acordo com as formulações apresentadas em [25] e [8] a eficiência de separação para uma gotícula de diâmetro D_p é dada pela seguinte equação

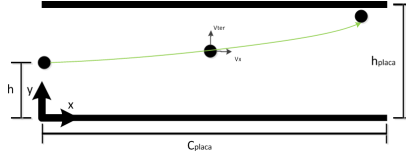


Figura 2.5: Esquema da trajetória da gotícula nas placas paralelas.

$$\left(\frac{D_p}{D_p^*}\right)^2 = 6\eta^2 - 4\eta^3 \quad (2.23)$$

onde D_p^* é o diâmetro de partícula cuja eficiência de separação é 50% ($\eta = 0,5$), sendo calculado por

$$D_p^* = \sqrt{\frac{9 \cdot Q \cdot \mu}{K_1 \cdot B \cdot C_{placa} \cdot g \cdot (\rho_d - \rho)}} \quad (2.24)$$

Pode-se observar que a eficiência é igual a 1 quando $D_p = \sqrt{2} \cdot D_p^*$, ou seja, são gotículas que chegam à entrada das placas justamente na altura h_{placa} . Isto quer dizer que para valores superiores a este valor de D_p , a eficiência de remoção individual é igual a 1; gotículas iguais ou maiores que $\sqrt{2} \cdot D_p^*$ são separadas totalmente.

A eficiência global de separação é dada pela relação entre o volume de gotículas que é coletado (v_c) e o volume de gotículas que entrou no sistema (v_e)

$$\eta_{global} = \frac{v_c}{v_e} \quad (2.25)$$

O volume de gotículas que entra (v_e) é dado pela soma dos volumes associados a cada diâmetro de gotícula na distribuição de entrada. Foi utilizada a equação 2.26 para descrever a distribuição do diâmetro de gotas na entrada do separador trifásico, considerando que as gotículas da emulsão estão distribuídas de tal forma que o volume relativo ocupado por elas, até o tamanho D_p , é descrito por uma curva sigmoidal.

$$v_e(D_p) = \frac{1}{1 + \left(\frac{D_p^{50}}{D_p}\right)^{par}} \quad (2.26)$$

O volume de gotículas coletado (v_c) é dado pela soma dos volumes que entram para cada diâmetro de gotículas, multiplicados pelas

eficiências individuais de coleta.

$$v_c(D_p) = v_e(D_p) \cdot \eta(D_p) \quad (2.27)$$

A distribuição de tamanho das gotas de óleo na fase aquosa que sai do separador trifásico é calculada por

$$v_s(D_p) = v_e(D_p) \cdot [1 - \eta(D_p)] \quad (2.28)$$

2.3 Modelo Fenomenológico do Hidrociclone

Segundo [40], originalmente os hidrociclones foram desenvolvidos para a separação de sólidos em líquidos e, após vários estudos modificações foram feitas para alcançar um equipamento semelhante para a separação eficiente de líquidos. De acordo com [8], o hidrociclone para águas oleosas é um dos processos de separação óleo/água mais utilizados pela indústria do petróleo atualmente, dado que é importante utilizar equipamentos compactos capazes de atingir requisitos ambientais para descarte de seus efluentes.

Um hidrociclone consiste em um tubo composto de trechos cilíndricos e cônicos justapostos, onde a entrada de um fluido, contendo uma fase dispersa de diferente densidade, é feita tangencialmente à seção transversal do tubo, formando um fluxo axial e possibilitando um movimento de rotação do fluido ao redor do eixo do equipamento, chamado de vórtice. Neste tipo de equipamento, o campo centrífugo é da ordem de mil vezes maior que o campo gravitacional.

O princípio de operação deste tipo de equipamento consiste na entrada tangencial de água oleosa, sob pressão, no trecho de maior diâmetro do hidrociclone, sendo direcionada internamente, em fluxo espiral, em direção ao trecho de menor diâmetro. O contínuo decréscimo de diâmetro faz com que este fluxo seja acelerado, gerando uma força centrífuga que força o componente mais pesado (água) contra as paredes. O fluxo axial reverso ocorre, na parte central do equipamento, devido ao formato cônico do hidrociclone e ao diferencial de pressão existente entre as paredes e o centro que se estabelece em consequência do campo centrífugo, associado à perda de intensidade do vórtice ao longo do escoamento axial. A fase líquida central que deixa o hidrociclone pela parte superior (topo), contendo óleo em maior proporção, é denominada rejeito. A saída de água se localiza na parte inferior do equipamento (fundo), contendo uma certa quantidade de óleo residual. É ilustrado na figura 2.6 um exemplo esquemático do funcionamento

de um hidrociclone para águas oleosas.

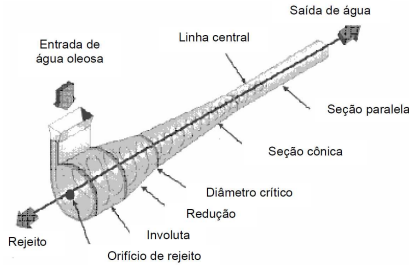


Figura 2.6: Esquema de um hidrociclone vertical para águas oleosas. (Fonte: [47])

De acordo com [14], os principais fenômenos que caracterizam um hidrociclone são:

- Campo centrífugo intenso (da ordem de mil vezes maior que o gravitacional), gerado pela entrada tangencial e a conicidade;
- Segregação das fases na seção transversal, promovida pela aceleração centrífuga devido a diferença das massas específicas entre as mesmas;
- Fluxo axissimétrico longe da região de entrada;
- Fluxo reverso, por mudança do gradiente de pressão radial num certo ponto, nas proximidades do eixo, responsável pela saída no *overflow* da corrente de menor massa específica;
- Número de Reynolds do escoamento muito elevado, anulando o efeito de viscosidade fora da camada limite;
- Quebra das gotículas da fase dispersa;
- Coalescência das gotículas da fase de menor massa específica.

2.3.1 Modelo do Escoamento

O modelo estático para hidrociclones utilizado neste trabalho foi desenvolvido por [22] e amplamente difundido na literatura. Este modelo considera a parte cônica do hidrociclone, conforme a figura 2.7.

Apesar da figura 2.7 apenas mostrar uma entrada, por motivos de melhor visualização, hidrociclones para água oleosas apresentam dois

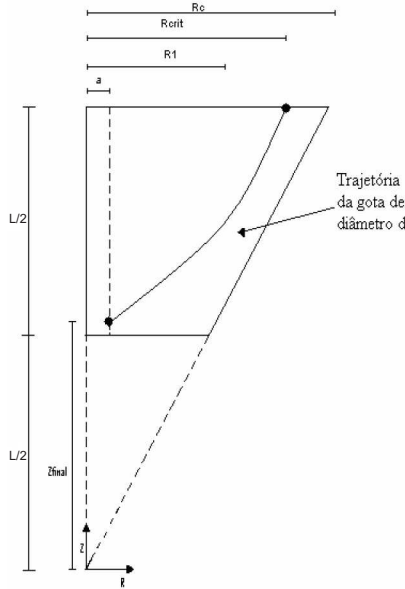


Figura 2.7: Esquema da parte cônica do hidrociclone. (Fonte: [14])

pontos de alimentação diametralmente opostos, com o intuito de manter uma razoável simetria na entrada do equipamento. Esta simetria se faz necessária para garantir que não haja uma região de alta turbulência na entrada do hidrociclone, evitando assim a quebra das gotículas de óleo a serem coletadas, que acarretariam numa diminuição da eficiência de separação das mesmas.

As equações de conservação de massa e da quantidade de movimento em coordenadas esféricas (r, θ, λ) levam, após algumas considerações simplificadoras, a uma equação diferencial em função da corrente, ψ ,

$$\frac{\partial^2 \psi}{\partial r^2} + \frac{\sin(\theta)}{r^2} \frac{\partial}{\partial \theta} \left(\frac{1}{\sin(\theta)} \right) \frac{\partial \psi}{\partial \theta} = \frac{V_0^2}{W} \quad (2.29)$$

As linhas de corrente são as trajetórias do fluido ao longo do hidrociclone. O equacionamento acima, após algumas considerações, resulta numa equação para a velocidade tangencial $q\lambda$,

$$\frac{\rho_w}{\mu_w} \frac{q_r}{R} \frac{d}{dR} (R \cdot q\lambda) = \frac{d}{dR} \left(\frac{1}{R} \frac{d}{dR} (R \cdot q\lambda) \right) \quad (2.30)$$

Fazendo $X = X(R) = \frac{1}{R} \frac{d}{dR} (R \cdot q_\lambda)$, transforma-se essa equação diferencial de segunda ordem em duas de primeira ordem. São elas:

$$\frac{dX}{dR} = X \frac{\rho_w q_r}{\mu_w} \quad (2.31)$$

$$\frac{dq_\lambda}{dR} = X - \frac{q_\lambda}{R} \quad (2.32)$$

onde

$$q_r(R, z) = q_r(R, z) \frac{R}{z} + q_\theta(R, z) \cos\left(\frac{R}{z}\right) \quad (2.33)$$

$$q_z(R, z) = q_r(R, z) \cos\left(\frac{R}{z}\right) - q_\theta(R, z) \frac{R}{z} \quad (2.34)$$

$$q_r(R, z) = 2A \cos\left(\frac{R}{z}\right) + 2B \cos\left(\frac{R}{z}\right) \ln\left(\frac{R}{2z}\right) + 2B - \frac{D \cdot R_c^2}{R^2 + z^2} \quad (2.35)$$

$$q_\theta(R, z) = -2 \left[A \frac{R}{z} + B \frac{R}{z} \ln\left(\frac{R}{2z}\right) \right] \quad (2.36)$$

Para a determinação do movimento radial das gotículas adota-se a equação de Stokes

$$v_{ter} = \frac{1}{18\mu_w} (\rho_w - \rho_l) \frac{D_p^2 q_\lambda^2}{R} \quad (2.37)$$

As componentes axial e radial da velocidade das gotículas são dadas por

$$v_z = \frac{dz}{dt} \quad (2.38)$$

$$v_R = \frac{dR}{dt} \quad (2.39)$$

Assim, pode-se estabelecer uma equação diferencial para a trajetória das gotículas dentro do hidrociclone:

$$\frac{dz}{dR} = \frac{q_z}{q_r + v_{ter}} \quad (2.40)$$

2.3.2 Modelo da Eficiência

Primeiramente será apresentado o modelo desenvolvido por [22]. Este modelo não leva em consideração o fenômeno da quebra de gotas. Adota-se a hipótese que na seção de topo do trecho cônico modelado a entrada da dispersão se faz na coroa circular $R_1 < R < R_c$.

Analisando-se a trajetória da gotícula de óleo, tem-se que, se $R_{crit} > R_c$ então todas as gotículas de diâmetro D_p serão separadas no hidrociclone. Agora se $R_{crit} < R_c$ deve-se analisar dois casos:

- Se $R_{crit} < R_1$, para essas gotículas de diâmetro D_p , a eficiência de separação é nula, pois, por hipótese, não há fluxo na seção de topo para $R < R_1$. Assim, todas as gotículas com esse diâmetro serão perdidas pelo *underflow*.
- Se $R_{crit} > R_1$, nesse caso, para essas gotículas de diâmetro D_p , somente aquelas que, saírem da seção de topo na região definida por $R_1 < R < R_c$ serão separadas, e as que ficarem em $R_{crit} < R < R_c$ serão perdidas no *underflow*.

Considera-se por hipótese que as gotículas de diâmetro D_p estejam uniformemente distribuídas no trecho $R_1 < R < R_c$, ou seja, em toda a área A_1 da seção do topo do hidrociclone, onde:

$$A_1 = \pi (R_c^2 - R_1^2) \quad (2.41)$$

A área da seção ocupada pelas gotículas de diâmetro D_p que serão separadas é:

$$A_2 = \pi (R_{crit}^2 - R_1^2) \quad (2.42)$$

A fração de gotículas de diâmetro D_p que é separada é definida por

$$Fat = \frac{A_2}{A_1} = \frac{(R_{crit}^2 - R_1^2)}{(R_c^2 - R_1^2)} \quad (2.43)$$

A eficiência de separação do hidrociclone é calculada somando-se os volumes coletados de cada tamanho de gotícula e dividindo-se pelo volume total de óleo que entra.

$$\begin{aligned}
 \text{efic} &= \frac{\sum_{i=1}^j \text{Fat} \cdot Fv(i)}{\sum_{i=1}^j Fv(i)}, \text{ onde} & (2.44) \\
 \text{Fat} &= \begin{cases} 0, & \text{se } R_{crit} < R_1 \\ \frac{(R_{crit}^2 - R_1^2)}{(R_c^2 - R_1^2)}, & \text{se } R_1 < R_{crit} < R_c \\ 1, & \text{se } R_{crit} > R_c \end{cases}
 \end{aligned}$$

O aumento de F (razão de split, porcentagem da vazão total Q que sai pelo orifício de rejeito oleoso) deve ser considerado como um fator redutor da eficiência, visto que, se por uma lado, ao aumentar-se F tem-se uma corrente de água tratada com menor concentração de óleo, tem-se também, por outro lado, uma menor vazão de água tratada ($= (1 - F)Q$) e uma maior vazão de rejeito ($= FQ$). A eficiência absoluta da separação, para a mesma vazão é calculada por

$$\text{efic}_{abs} = \text{efic}(1 - F) \quad (2.45)$$

Dessa forma quando F tender a 1, o que significa que quase toda a vazão está saindo pelo *overflow*, embora a eficiência global seja de 100%, a eficiência absoluta tenderia a zero.

No modelo fenomenológico, quanto maior a vazão maior a eficiência de separação. Contudo, dados experimentais revelam que há um ponto ótimo a partir do qual a eficiência cai com o aumento da vazão.

Foi desenvolvido por [14] um modelo que leva em consideração o fenômeno de quebra de gotas, definido pela seguinte equação

$$Fv_{novo}(i) = Fv(i) (1 - mWe_{mod}^n(i)) \quad (2.46)$$

onde $We_{mod}(i)$ é o número de Weber modificado e calculado por

$$We_{mod}(i) = \frac{\rho_c d(i)}{2\gamma} \left(\frac{Q}{\pi R_c^2} \right)^2 \quad (2.47)$$

O modelo da quebra de gotas deve ser acoplado ao modelo de cálculo das eficiências de separação no ponto imediatamente anterior ao cálculo da trajetória da gotícula. Dessa forma, as gotas são redistribuídas com as possíveis frações volumétricas após a quebra. Após a obtenção da trajetória, calcula-se a eficiência de separação levando em conta o fenômeno da quebra de gotas.

2.3.3 Modelo Hidrodinâmico

A modelagem desenvolvida por [22] permite admitir a não dependência da eficiência em relação a pressão interna no equipamento. No entanto, o conhecimento da perda de carga das linhas de topo e de fundo do hidrociclone é de fundamental importância na determinação do sistema de controle de vazão do equipamento. É apresentado na figura 2.8 um esquema hidrodinâmico do hidrociclone com as variáveis envolvidas.

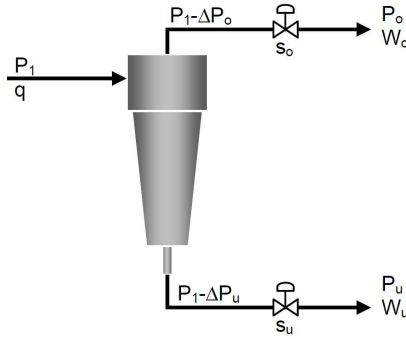


Figura 2.8: Esquema da hidrodinâmica do hidrociclone. (Fonte: [8])

Neste trabalho foi utilizado o modelo desenvolvido por [8] que descreve a perda de carga em hidrociclones. O modelo é constituído pelas equações a seguir

$$\Delta P_o = \alpha_1 \cdot W_o \quad (2.48)$$

$$\Delta P_u = \alpha_2 \cdot W_u \quad (2.49)$$

As vazões de topo e de fundo são calculadas através das equações das válvulas

$$W_o = \frac{Cv_{maxo} \cdot s_o \sqrt{d_l(P_1 - \Delta P_o - P_o)}}{0,0693 \cdot 60 \cdot \rho_{fl}} \quad (2.50)$$

$$W_u = \frac{Cv_{maxu} \cdot s_u \sqrt{d_w(P_1 - \Delta P_u - P_u)}}{0,0693 \cdot 60 \cdot \rho_{fw}} \quad (2.51)$$

Substituindo as equações 2.48 e 2.49 nas equações 2.50, 2.51, obtêm-se equações de segundo grau, que podem ser facilmente resol-

vidas para determinação das vazões de topo (Wo) e fundo (Wu).

Com as vazões de saída do hidrociclone determinadas, pode-se calcular a concentração de óleo na saída de água do hidrociclone ($CONC_{l,u}$), através da seguinte equação:

$$CONC_{l,u} = \frac{q \cdot CONC_{l,wcs} \cdot (1 - efic)}{q - Wo} \quad (2.52)$$

2.4 Objetivos de Controle

2.4.1 Controle em Separadores

O separador trifásico apresenta três malhas de controle, pressão do vaso, nível da fase oleosa e nível da fase aquosa. As variáveis manipuladas são as aberturas das válvulas de saída de água, óleo e de gás e as variáveis controladas são os níveis e a pressão. As perturbações atuantes no separador são oriundas da evolução do escoamento dos reservatórios que alimentam o sistema de produção. Dentre os regimes de escoamento, o mais prejudicial para o funcionamento do sistema de separação, é o regime de golfadas severas.

Usualmente, os controladores dos vasos de separação contam com três controladores SISO PI (proporcional e integral), cada um relativo a uma das fases do fluido. Um deles utiliza o valor de leitura da pressão dentro do separador e controla a abertura da válvula de gás; o segundo controlador mede o nível de óleo da câmara de óleo e controla a abertura da válvula de saída e o último controlador utiliza a leitura do nível de água da câmara de separação e comanda a abertura da válvula de saída de água.

Esse esquema de controle é bastante comum na indústria mas tem como principal desvantagem o fato de não amortecer as oscilações de carga e não possuir controle sobre as concentrações dos fluidos nas válvulas de saída. Ao utilizar um controle que mantém os níveis das fases líquidas fixos em um determinado ponto, o sistema perde a capacidade de responder às oscilações nas vazões de entrada, oferecendo baixa rejeição às perturbações e também não controla a eficiência da separação de cada fase.

Para esses problemas, algumas soluções alternativas podem ser adotadas, entre elas, adotar a variável controlada como sendo a concentração de óleo disperso na água e a concentração de água dispersa no óleo ou mesmo fazer um controle por bandas permitindo certa oscilação dos níveis dos fluidos. Neste contexto o melhor algoritmo de controle é aquele que consegue fazer com que o separador absorva as

perturbações e obtenha uma elevada eficiência de separação.

2.4.2 Controle em hidrociclones

A principal função do hidrociclone é separar o óleo presente na corrente aquosa de forma a ajustar os níveis de pureza (da água a ser descartada) exigidos pelas normas. Este equipamento necessita de uma queda de pressão para promover a separação das gotas de óleo da corrente aquosa. Os hidrociclones não apresentam dinâmica significativa, portanto sua modelagem é realizada considerando a operação em estado quase estacionário. Segundo [8], o controle normalmente utilizado baseia-se na manutenção da razão de perdas de carga (DPR)

$$DPR = \frac{P - P_o}{P - P_u} \quad (2.53)$$

Para o hidrociclone, a relação entre as quedas de pressão da corrente de topo e de fundo, deve ser mantida constante, garantindo assim, uma melhor eficiência de separação. A corrente a ser controlada é a de saída de rejeito (WO) e a corrente secundária é a de saída da fase aquosa (WU). Esta estratégia de controle consiste em medir a queda de pressão da corrente secundária e multiplicá-la pela razão desejada, para obter a queda de pressão requerida na corrente de saída de rejeito, ou seja, $\Delta P_o^{SP} = R \cdot \Delta P_u^m$. A saída do multiplicador é o valor desejado para o controlador de ΔP da corrente de rejeito. Como o ΔP_u varia, o valor desejado do controlador também varia, para manter a razão R constante. É apresentado na figura 2.9 um esquema da estratégia de controle utilizando DPR.

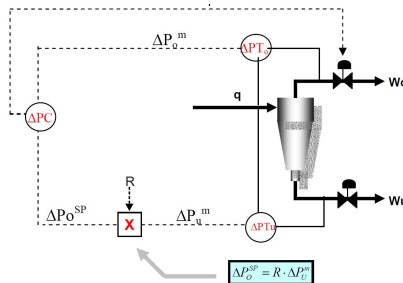


Figura 2.9: Esquema do controle por DPR em hidrociclones. (Fonte: [8])

2.4.3 Comentários Finais

Neste capítulo foram apresentados os princípios de funcionamento, modelos fenomenológicos e objetivos de controle do separador trifásico e do hidrociclone. Estes modelos serão utilizados para a simulação dos processos nas simulações apresentadas no capítulo 5. Com base nestes modelos, no capítulo 4 serão apresentados modelos simplificados que serão utilizados em conjunto com controladores preditivos. No próximo capítulo será realizada uma revisão bibliográfica sobre MPC e técnicas utilizadas para amortecimento de perturbações.

Capítulo 3

Controle Preditivo

No capítulo 2 foram discutidos os princípios de funcionamentos e objetivos de controle do separador trifásico e do hidrociclone. A seguir serão apresentadas técnicas de controle preditivo que serão aplicadas a estes processos. Primeiramente será realizada uma revisão bibliográfica sobre MPC e na sequência apresentado a fundamentação teórica do controlador PNMPC. Posteriormente serão apresentadas técnicas de controle NMPC com restrições e por zonas que são úteis em processos sujeitos a ação de perturbações.

3.1 Introdução ao MPC (*Model Predictive Control*)

A aplicação de MPC surgiu nas últimas duas décadas como uma poderosa e prática técnica de controle. Essa é uma das poucas técnicas avançadas de controle que tem alcançado impacto significativo em sistemas de controle industriais. A principal razão desse sucesso é, talvez, a capacidade do MPC em lidar com as seguintes situações: possibilidade de aplicação em sistemas SISO (uma entrada para uma saída) e MIMO (múltiplas entradas para múltiplas saídas), a realimentação do sistema e o controle *feedforward* podem ser incluídos de forma direta na formulação do MPC, restrições de entrada e saídas podem ser incluídas na formulação da lei de controle através da otimização *online* e também há a compensação intrínseca de atrasos de transporte [24].

Para dar uma visão histórica da ideia de utilizar a predição em sistemas de controle, os próprios controladores PID já apresentam, de

certa forma, essa propriedade. A ação derivativa do clássico controle PID utiliza uma forma de predição através da ação derivativa expressa pelo termo $k_d \frac{dy}{dt}$. O preditor de Smith [42] utiliza uma forma de predição para a compensação do tempo morto. A idéia é simples e intuitiva. Conhecendo o comportamento do sistema (modelo entrada-saída) é possível determinar a sequência de ações de controle a serem tomadas no futuro de forma a seguir uma trajetória desejada com o mínimo esforço [33].

O MPC não é uma estratégia de controle específica, mas é o nome dado a um conjunto muito grande de métodos de controle que foram desenvolvidos considerando algumas ideias comuns baseadas no conceito de predição. Na Figura 3.1 mostra-se a estrutura geral de um MPC onde pode ser observado o funcionamento do algoritmo. A partir dos valores passados do controle e saída do processo as predições futuras são calculadas por um modelo. O modelo de predição é o elemento mais importante dentro do controlador, dado que ele deve ser capaz de representar adequadamente a dinâmica do processo. A predição da saída do processo pode ser separada em duas partes: a resposta livre que corresponde à predição da saída quando a entrada é igualada aos valores passados da entrada, e a outra, a resposta forçada que corresponde às predições quando o controle é igual zero. Com os valores das predições futuras, referências futuras, restrições do processo e uma função objetivo, um módulo de otimização calcula o sinal de controle a ser aplicado ao processo no próximo passo. A finalidade da função objetivo é minimizar o erro entre a previsão da saída e a referência desejada penalizando o esforço de controle [2].

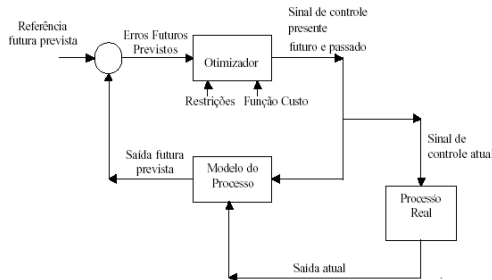


Figura 3.1: Diagrama de Blocos do Algoritmo de Controle Preditivo Baseado em Modelo. (Fonte: [29])

Todos os algoritmos de Controle Preditivo possuem alguns elementos em comum, são eles: o modelo de predição, a função objetivo

e um método para a obtenção da lei de controle. Os diferentes controladores encontrados na literatura se diferenciam na forma em que esses elementos são encontrados. A seguir serão apresentados de forma resumida os conceitos desses elementos que podem ser encontrados de forma mais detalhada em [2].

3.1.1 Modelos de Predição

O modelo de predição é composto pelo modelo do processo e pelo modelo das perturbações e é o elemento mais importante em um algoritmo de controle preditivo. Como o MPC baseia todo seu cálculo da lei de controle no modelo de predição, todas as vantagens do uso de controle preditivo podem ser perdidas caso o modelo que está sendo usado não seja fiel à dinâmica do processo.

Os modelos lineares são os mais utilizados na prática para representar o processo e podem ser de entrada saída (resposta impulsiva, resposta ao degrau e função de transferência) ou de variáveis de estado. Os modelos de resposta impulsiva ou ao degrau são bastante utilizados na prática por oferecerem as seguintes vantagens: (a) são intuitivos e podem ser usados em plantas multivariáveis sem acrescentar complexidade; (b) quando identificados não precisam de conhecimento a-priori do processo e (c) descrevem de maneira simples efeitos mais complexos da dinâmica do processo como atrasos e comportamentos de fase não mínima. Por outro lado apresentam alguns inconvenientes: (a) não podem ser usados com plantas instáveis e (b) necessitam utilizar um grande número de parâmetros para descrever o modelo, sobre tudo se o processo tiver um atraso grande [33].

Os modelos representados por funções de transferência tem a vantagem de poderem ser usados em plantas instáveis e também de precisar de poucos parâmetros para descrever a dinâmica do processo. A desvantagem desse modelo é que quando o modelo for identificado a partir de ensaios experimentais é necessário conhecer a ordem dos polinômios do numerador e denominador a priori.

Os modelos de espaço de estado podem ser usados tanto para processos não-lineares quanto para processos multivariáveis. Sua desvantagem é a dificuldade na visualização do sistema, uma vez que geralmente muitos estados não possuem significado físico.

Os modelos não lineares são geralmente usados para descrever a dinâmica do processo quando os modelos lineares não geram bons resultados. Modelos fenomenológicos [9], empíricos [23], redes neurais [44] ou lógica nebulosa [41] podem ser usados em algumas aplicações

para determinar o modelo de predição. O inconveniente no uso destes modelos é a maior complexidade tanto no procedimento de obtenção do modelo do processo quanto no cálculo da lei de controle [33].

Para representar perturbações determinísticas e estocásticas o modelo mais usado é conhecido como modelo autorregressivo integrado de média móvel (*Auto-Regressive and Integrated Moving Average*, ARIMA). Este modelo permite representar mudanças aleatórias, *off-sets* (desvios) e outros fenômenos normalmente encontrados no meio industrial.

3.1.2 Função Objetivo

Entre os diversos algoritmos MPC existem diferentes formas de calcular a lei de controle, cada uma considerando uma forma de descrever as funções de custo, sendo que o objetivo mais utilizado é minimizar o erro entre a saída futura y e a referência desejada w penalizando o esforço de controle Δu .

A expressão geral para a função objetivo é mostrada na equação 3.1.

$$J(N_1, N_2, N_u) = \sum_{N_1}^{N_2} \delta(j) [\hat{y}(t+j|t) - \omega(t+j)]^2 + \sum_{j=1}^{N_u} \lambda(t) [\Delta u(t+j-1)]^2 \quad (3.1)$$

Em que N_1 e N_2 são os horizontes de predição mínimo e máximo enquanto N_u é o horizonte de controle. Esses índices definem os instantes em que deseja-se que a referência siga a saída e onde é importante limitar a ação de controle. Esses horizontes podem ser usados para compensar atrasos de transporte e fase não-mínima. Nos casos com atraso de transporte d , deve-se escolher $N_1 > d$ pois não haverá resposta do sistema a um sinal de entrada $u(t)$ antes de $t = d$. Em casos onde o processo não possui atraso de transporte utiliza-se $N_1 = 1$ e $N_2 = N$, onde N passa a ser o horizonte de predição. A variação de N_u permite penalizar por mais ou menos tempo a ação de controle. Os coeficientes $\delta(t)$ e $\lambda(t)$ são as sequências de ponderação do erro e do esforço de controle e geralmente são escolhidas constantes ou exponenciais, dependendo se queremos considerar mais instantes iniciais ou finais da resposta.

Em alguns sistemas é possível conhecer valores futuros da referência, para esses sistemas o MPC pode utilizar esses dados para fazer o cálculo da lei de controle e permitir que o sistema atinja mais rapidamente o novo valor desejado. Os valores de $w(t+j)$ utilizados na

função objetivo não são necessariamente coincidentes com a referência real do sistema. Normalmente, nas aplicações práticas, são utilizadas estratégias para suavizar as mudanças de referência, de forma similar aos filtros utilizados nas estruturas clássicas de controle com dois graus de liberdade.

É possível ainda estabelecer restrições para o algoritmo de minimização. Como todo sistema real possui restrições das variáveis a controlar (níveis máximos, pressão limite, etc.) e das variáveis de controle (saturação de válvulas, potência de motores, limites de curso, etc.) esta característica se mostra uma das mais interessantes da aplicação do MPC.

3.1.3 Cálculo da Lei de Controle

Para o cálculo de $\Delta u(t+k|t)$ alguns passos devem ser seguidos:

1. Cálculo do valor de $\hat{y}(t+k)$ como função dos controles futuros;
2. Substituição dos valores de \hat{y} e w na função J ;
3. Minimização da função J considerando-se os pesos e as restrições, se existirem.

O resultado é uma sequência de ações de controle que devem ser aplicadas ao sistema para se alcançar os objetivos definidos. É importante ressaltar o conceito de janela deslizante. A janela de controle é deslizante, ou seja, apesar da minimização da função objetivo resultar em um vetor de controles que devem ser aplicados no tempo, na amostra seguinte ao cálculo apenas a primeira ação de controle será aplicada e todas as ações de controle serão recalculadas de acordo com as novas informações obtidas do sistema real.

3.2 PNMPC (*MPC Prático Para Sistemas Não-Lineares*)

O controle PNMPC desenvolvido em [33], é baseado em algoritmos de controle preditivo que utilizam a representação do vetor de previsões ao longo do horizonte p , \tilde{Y} , como uma função do vetor com m mudanças na ação de controle Δu , conforme a equação 3.2.

$$\tilde{Y} = F + G\Delta u \quad (3.2)$$

No DMC as saídas da planta são calculadas baseadas na resposta ao degrau unitário de cada entrada. Para um sistema de uma entrada e uma saída estável e linear a saída pode ser descrita como na equação 3.3.

$$y(k) = \sum_{i=1}^{\infty} g_i \Delta u(k-1) + \eta(k), \quad (3.3)$$

onde g_i são os elementos do vetor resposta ao degrau unitário na entrada e η são erros de modelagem ou perturbações futuras.

A predição da saída no instante t no DMC pode ser descrita como nas equações 3.4 e 3.5, considerando que os erros de predições $\tilde{n}(k+j|k)$ são todas iguais ao instante k , ou $\eta(k)$.

$$\tilde{y}(k+j|k) = \sum_{i=1}^j g_i \Delta u(k+j-i) + f(k+j), \quad (3.4)$$

onde $f(k+j)$ pode ser descrito como a equação 3.5, truncando o somatório em N amostras já que $\exists N$ tal que $g_{N+1} \approx g_N$.

$$f(k+j) = y_m(k) + \sum_{i=1}^N (g_{j+i} - g_i) \Delta u(k-1), \quad (3.5)$$

onde $y_m(k)$ é o valor da saída real no instante k .

O primeiro termo da equação 3.4 é conhecido como resposta forçada porque representa a mudança do processo devido às mudanças nas ações de controle futuras enquanto o segundo termo é conhecido como resposta livre, pois representa a saída do processo devido às entradas que ocorreram até o período de amostragem passado.

Escrevendo-se a equação 3.4 expandida, considerando-se o horizonte de controle N_u e o horizonte de predição p têm-se a expressão 3.6, que pode ser reescrita como em 3.2:

$$\begin{aligned} \tilde{y}(k+1|k) &= g_1 \Delta u(k) + f(k+1) \\ \tilde{y}(k+2|k) &= g_2 \Delta u(k) + g_1 \Delta u(k+1) + f(k+2) \\ \tilde{y}(k+3|k) &= g_3 \Delta u(k) + g_2 \Delta u(k+1) + g_1 \Delta u(k+2) + f(k+3) \\ &\vdots \\ \tilde{y}(k+N|k) &= g_N \Delta u(k) + g_{N-1} \Delta u(k+1) + \dots + g_{p-N+1} \Delta u(k+N_u-1) \\ &\quad + f(k+m) \end{aligned} \quad (3.6)$$

A técnica PNMPC desenvolvida em [33], segue a mesma lógica do DMC, mas por ser uma técnica não-linear ela deve atender algumas peculiaridades. Em modelos lineares é possível calcular \tilde{Y} de forma simples, utilizando o princípio da superposição, o que não acontece para modelos não lineares em que é necessário a obtenção de uma aproximação para \tilde{Y} .

A técnica proposta por [33] se difere das demais técnicas NMPC principalmente pelo fato de utilizar modelos linearizados independentes dos pontos de equilíbrio do sistema. É proposto uma forma de descrever a evolução das saídas do sistema ao longo do horizonte de predição utilizando uma representação linear das saídas em relação aos incrementos de controle futuros. Para isto não se utiliza o conceito de ponto de equilíbrio, assumindo-se que as predições Y_p dependem apenas das entradas passadas \overleftarrow{u} , das saídas passadas \overleftarrow{y} e dos incrementos de entradas futuros Δu ,

$$Y_p = f(\overleftarrow{y}, \overleftarrow{u}, \Delta u) \quad (3.7)$$

O Vetor com as predições é reescrito como

$$Y_p = F + G_{PNMPC} \Delta u \quad (3.8)$$

onde

$$F = f(\overleftarrow{y}, \overleftarrow{u}) \quad (3.9)$$

$$G_{PNMPC} = \frac{\partial Y_p}{\partial \Delta u} \quad (3.10)$$

A matriz G_{PNMPC} é o Jacobiano de Y_p . Esta representação pode ser utilizada tanto para sistemas representados por modelos lineares como para aqueles representados por modelos não lineares desde que as saídas sejam contínuos e diferenciáveis em relação às entradas.

3.2.1 Obtenção de F e G_{PNMPC}

No controlador PNMPC o vetor de resposta livre F e a matriz G são obtidos de forma numérica. Para isso executa-se um algoritmo que calcule o vetor com as p predições Y_p quando se fornece os valores das entradas e saídas passadas e o vetor com os m incrementos de entrada futura Δu . Se denominarmos o conjunto de entradas passadas de $u_{passado}$ e as entradas atuais e passadas de $y_{passado}$ então as predições podem ser reescritas como na expressão 3.11.

$$\begin{aligned}
\tilde{y}(k+1) &= f(y_{passado}, u_{passado}, \Delta u(k)) \\
\tilde{y}(k+2) &= f(y_{passado}, u_{passado}, \Delta u(k), \Delta u(k+1)) \\
&\vdots \\
\tilde{y}(k+N) &= f(y_{passado}, u_{passado}, \Delta u(k), \Delta u(k+1), \dots, \\
\Delta u(k+N_u-1)) & \quad (3.11)
\end{aligned}$$

Para um sistema SISO, por exemplo, a cada iteração executa-se o seguinte procedimento:

1. Obtém-se o vetor Y_p^0 (dimensão $N \times 1$) executando o modelo com as entradas e saídas passadas e com $\Delta u = [0 \ 0 \ \dots \ 0]^T$. $F = Y_p^0$.
2. Calcula-se a primeira coluna da matriz G_{PNMPC} . Obtém-se o vetor Y_p^1 (dimensão $N \times 1$) executando o modelo com as entradas e saídas passadas e com $\Delta u = [\epsilon \ 0 \ \dots \ 0]^T$, onde ϵ é um valor muito pequeno, $\frac{u_{k-1}}{1000}$, por exemplo. $G_{PNMPC}(:, 1) = \frac{Y_p^1 - Y_p^0}{\epsilon}$.
3. Calcula-se a segunda coluna da matriz G_{PNMPC} . Obtém-se o vetor Y_p^2 (dimensão $N \times 1$) executando o modelo com as entradas e saídas passadas e com $\Delta u = [0 \ \epsilon \ \dots \ 0]^T$. $G_{PNMPC}(:, 2) = \frac{Y_p^2 - Y_p^0}{\epsilon}$.
4. Prossegue-se com o cálculo das demais colunas da matriz G_{PNMPC} até a última coluna onde obtém-se o vetor Y_p^m executando o modelo com as entradas e saídas passadas e com $\Delta u = [0 \ 0 \ \dots \ \epsilon]^T$. $G_{PNMPC}(:, m) = \frac{Y_p^m - Y_p^0}{\epsilon}$.

Para a aplicação da técnica PNMPC em sistemas multivariáveis é necessário montar os vetores de predição e incrementos de ação de controle aumentados. Assim, para um sistema de ne entradas e ns saídas teríamos os seguintes vetores.

$$\begin{aligned}
Y_p &= [Y_{p1} Y_{p2} \dots Y_{pns}]^T \\
\Delta u &= [\Delta u_1 \Delta u_2 \dots \Delta u_{ne}]^T
\end{aligned} \quad (3.12)$$

A obtenção de F e G_{PNMPC} acontece da mesma forma como descrito anteriormente. A diferença é que agora a matriz G_{PNMPC}

passa a ter $ne \times ns$ blocos calculados como no caso SISO para cada par de entrada e saída.

3.2.2 Obtenção da ação de controle

A ação de controle visa cumprir o objetivo geral de um MPC, que é fazer com que a saída futura y siga um determinado sinal de referência w em um determinado horizonte e, ao mesmo tempo, o esforço de controle necessário Δu para fazê-lo deve ser penalizado. A expressão geral para cumprir esse objetivo é a mesma da equação 3.1 e os parâmetros N_1 , N_2 , N_u , R e Q podem ser sintonizados de acordo com as metodologias propostas em [2] e [24].

Utilizando-se a equação 3.8 como forma de expressar as previsões, pode-se reescrever a função objetivo dada pela equação 3.1 da seguinte forma:

$$J = (Y_p - W)^T R (Y_p - W) + \Delta u^T Q \Delta u \quad (3.13)$$

ou (3.14)

$$J = (F + G_{PNMPC} \Delta u - W)^T R (F + G_{PNMPC} \Delta u - W) + \Delta u^T Q \Delta u$$

A minimização da função custo para o caso sem restrições pode ser obtida igualando-se a zero o gradiente da função custo dada pela equação 3.13, $\frac{\partial J}{\partial \Delta u} = 0$.

$$\frac{\partial J}{\partial \Delta u} = 2G^T R G \Delta u + 2G^T R F - 2G^T R W + 2Q \Delta u \quad (3.15)$$

Isolando-se Δu obtém-se :

$$\Delta u = K(W - F) \quad (3.16)$$

onde K é a primeira linha da matriz $(G^T R G + Q)^{-1} G^T R$.

Uma vantagem do controlador PNMPC é que apesar do modelo utilizado ser não-linear, para o cálculo da ação de controle não é necessário a utilização de otimização não-linear, ao contrário do caso direto.

3.2.3 Tratamento de erro de predição, ruído e perturbação

O procedimento de tratamento de erros no PN MPC é uma versão explícita da versão utilizada pelo GPC. Os algoritmos de controle preditivo GPC e DMC corrigem as predições com erro entre o valor medido da variável controlada e seu valor predito com o modelo em um instante k . Para sistemas lineares, em regime permanente, essa técnica garante erro nulo pois o esforço de controle em um instante k será o mesmo nos instantes futuros devido a relação linear entre a entrada e a saída. Para o PN MPC esse mesmo procedimento não garante erro nulo em regime devido à variação do ganho com o ponto de operação do sistema.

Em [33] um mecanismo de correção das predições foi proposto e consiste em adicionar um fator de correção a cada predição. Este fator de correção é calculado através da integral do erro de predição filtrado. É apresentado na figura 3.2 o diagrama de blocos da técnica proposta para a correção das predições utilizando-se o algoritmo PN MPC. A cada instante de amostragem calcula-se o erro, descrito na equação 3.17, entre a saída que o preditor calcula que a variável teria no instante k [$\tilde{y}(k/k-1)$] e a saída real da variável no instante k . O valor de [$\tilde{y}(k/k-1)$] é o primeiro elemento do vetor de predições obtido no instante $k-1$.

$$e(k) = y(k) - \tilde{y}(k/k-1) \quad (3.17)$$

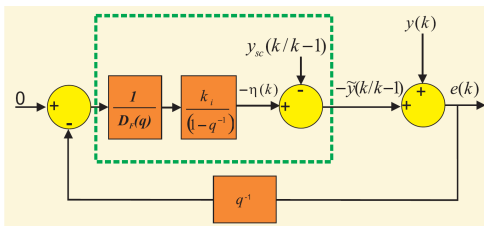


Figura 3.2: Diagrama de Blocos para o tratamento do erro de modelagem e ruído. (Fonte: [33])

Além de garantir o erro nulo em regime, o tratamento do erro de modelagem deve garantir que a dinâmica do erro apresente um tempo de resposta desejado. Defini-se a função de transferência entre o erro de modelagem e o erro depois da correção como

$$h(z) = \frac{e(z)}{y(k) - \tilde{y}_{sc}(k)} = \frac{DF(z)(1 - z^{-1})}{DF(z)(1 - z^{-1}) + z^{-1}k_i} \quad (3.18)$$

onde $DF(z)$ é o denominador do filtro. Um filtro candidato é

$$f(z) = \frac{1}{1 - f_d z^{-1}} \quad (3.19)$$

Substituindo-se 3.19 em 3.18 tem-se

$$h(z) = \frac{z^2 - (1 + f_d)z + f_d}{z^2 - (1 + f_d - k_i)z + f_d} \quad (3.20)$$

O fator de correção $\eta(k)$, calculado no instante de amostragem k para ser utilizado na predição $k + 1$ até $k + N$ é obtido de acordo com a equação 3.21.

$$\eta(z^{-1}) = \frac{1}{1 - f_d z^{-1}} \frac{k_i}{1 - z^{-1}} e(z^{-1}) \quad (3.21)$$

Para sintonizar os parâmetros k_i e f_d compara-se o polinômio denominador da equação 3.20 com um polinômio desejado $pd(z)$. Supõe-se um polinômio desejado de segunda ordem criticamente amortecido,

$$pd(z) = (z - a)^2, \quad pd(z) = z^2 - 2az + a^2. \quad (3.22)$$

Comparando o polinômio denominador da equação 3.20 com o polinômio desejado da equação 3.22, obtêm-se as igualdades,

$$f_d = a^2, \quad k_i = 1 + a^2 - 2a \quad (3.23)$$

O projeto do filtro do preditor consiste em escolher o valor do parâmetro a e então determinar f_d e k_i .

3.3 Controle NMPC com Restrições

O cálculo da ação de controle descrito na equação 3.16 foi formulado considerando que todos os sinais do processo possuem uma faixa de valores ilimitados. Esta abordagem não é muito realista porque na prática todos os processos estão sujeitos a restrições.

Atuadores possuem um intervalo de ação e uma taxa de variação limitada, como é o caso de válvulas de controle que estão limitados a uma posição totalmente fechada e totalmente aberta e uma máxima

taxa de variação. Razões construtivas e/ou de segurança, bem como uma variedade de sensores, causam limitações nas variáveis de processo, como no caso dos níveis nos reservatórios, fluxos em tubulações e as pressões em depósitos [2].

Os sistemas de controle normalmente operam próximo aos limites, o que pode acarretar violações de restrição. Cabe ao controlador antecipar e corrigir essas violações de forma que não aconteçam, evitando a instabilização do sistema. Neste contexto os controladores MPC se mostram eficazes, uma vez que possuem a capacidade de prever possíveis violações ao longo do horizonte de predição e incluem as restrições na solução do problema de otimização. Essas características possibilitam que os controladores MPC evitem a ocorrência das mesmas.

As restrições se classificam em restrições *hard* e *soft*. As restrições *hard* são aquelas que nunca podem ser violadas, uma vez que definem os limites físicos de uma variável do processo. Restrições *soft* podem ser violadas durante um transitório do sistema causado por perturbações, sendo que em regime permanente devem ser respeitadas. A seguir serão apresentadas os métodos para a inclusão de restrições na otimização da função objetivo de controladores MPC.

Para a solução do problema de controle preditivo com restrições a minimização da função custo é realizada com a aplicação de algoritmos de programação quadrática QP. Estes algoritmos resolvem problemas do tipo:

$$\begin{aligned} \min_x J &= \frac{1}{2}x^T Qx + c^T x & (3.24) \\ \text{Sujeito a} &: Ax \leq b \end{aligned}$$

A função objetivo da equação 3.13 pode ser reescrita na forma de QP:

$$\begin{aligned} J(\Delta u) &= \frac{1}{2}\Delta u^T H \Delta u + b\Delta u + f_0 & (3.25) \\ \text{onde } H &= 2(G^T R G + Q) \\ b &= 2(F - W)^T R G \\ f_0 &= (F - W)^T (F - W) \end{aligned}$$

Segundo [48] existem três tipos principais de restrições frequentemente encontradas em aplicações práticas. Os dois primeiros tipos tratam de restrições impostas na variável de controle $u(k)$, e o ter-

ceiro tipo está relacionado a restrições na saída $y(k)$ ou nas variáveis de estado $x(k)$. A seguir será apresentada a metodologia utilizada para representação de restrições *hard* na variável de controle e saída.

- Restrição na variação da variável de controle (Δu):

Deseja-se que a variação do sinal de controle esteja numa faixa ($\Delta u_{min} \leq \Delta u \leq \Delta u_{max}$) onde os limites correspondem a limitações físicas do atuador. Essa restrição pode ser escrita como:

$$\begin{aligned} \mathbf{I}\Delta u &\leq \Delta u_{max}\mathbf{1} \\ -\mathbf{I}\Delta u &\leq -\Delta u_{min}\mathbf{1} \end{aligned} \quad (3.26)$$

onde \mathbf{I} é a matriz identidade de dimensão $m \times m$ e $\mathbf{1}$ é um vetor de dimensão $m \times 1$ com todos elementos iguais a 1.

- Restrição na variável de controle (u):

Deseja-se que a amplitude do sinal de controle esteja numa faixa ($u_{min} \leq u \leq u_{max}$) onde os limites correspondem a saturações do atuador. Essa restrição pode ser escrita como:

$$\begin{aligned} \mathbf{T}\Delta u &\leq (u_{max} - u(t-1))\mathbf{1} \\ -\mathbf{T}\Delta u &\leq (-u_{min} + u(t-1))\mathbf{1} \end{aligned} \quad (3.27)$$

onde \mathbf{T} é uma matriz triangular inferior de dimensão $m \times m$ com todos elementos não nulos iguais a 1.

- Restrição na saída (y):

Deseja-se que a amplitude da saída esteja numa faixa ($y_{min} \leq y \leq y_{max}$) onde os limites correspondem limitações físicas do processo. Essa restrição pode ser escrita como:

$$\begin{aligned} \mathbf{G}\Delta u &\leq y_{max}\mathbf{1} - F \\ -\mathbf{G}\Delta u &\leq -y_{min}\mathbf{1} + F \end{aligned} \quad (3.28)$$

Todas as restrições podem ser expressas em conjunto montando as matrizes R e C tal que $R\Delta u \leq C$:

$$R = \begin{bmatrix} \mathbf{I} \\ -\mathbf{I} \\ \mathbf{T} \\ -\mathbf{T} \\ \mathbf{G} \\ -\mathbf{G} \end{bmatrix} \quad (3.29)$$

$$C = \begin{bmatrix} \Delta u_{max} \mathbf{1} \\ -\Delta u_{min} \mathbf{1} \\ (u_{max} - u(t-1)) \mathbf{1} \\ (-u_{min} + u(t-1)) \mathbf{1} \\ y_{max} \mathbf{1} - F \\ -y_{min} \mathbf{1} + F \end{bmatrix} \quad (3.30)$$

Grandes perturbações podem ocorrer inesperadamente, forçando o sistema a um estado do qual não há nenhuma maneira de mantê-lo dentro os limites especificados, sem quebrar um conjunto de restrições. Problemas de infactibilidade também podem ocorrer devido a erros de modelagem, especialmente para sistemas linearizados [11]. Uma estratégia sistemática para lidar com o problema de infactibilidade é utilizar restrições *soft* [18].

Uma forma simples de utilizar restrições *soft* é adicionar variáveis de folga. Uma vantagem dessa abordagem é que a otimização a ser realizada pelo controlador MPC a cada instante de tempo continua sendo uma QP. A inserção as variáveis de folga em um problema QP pode ser realizada modificando a equação 3.24. Uma penalização quadrática das violações de restrição é adicionada problema original de acordo com:

$$\begin{aligned} \min_{x, \epsilon} J &= \frac{1}{2} x^T Q x + c^T x + \epsilon^T P \epsilon + \rho^T \epsilon & (3.31) \\ \text{Sujeito a} &: Ax \leq b + \epsilon \\ &\epsilon \geq 0 \end{aligned}$$

Esta técnica permite inicialmente a violação das restrições *soft* e através da minimização da variável de folga ϵ , força a variável controlada a retornar para dentro da faixa delimitada pela restrição. Informações adicionais para a implementação de restrições *soft* podem ser encontradas em [11], [18] e [34].

3.4 Controle NMPC por Zonas

Em grande parte das aplicações industriais, as variáveis de saída são controladas por faixas de operação ao invés de setpoints fixos. Esta estratégia é usualmente adotada nos casos em que o número de saídas controladas é maior que o número de entradas manipuladas, com a intenção de obter alguns graus de liberdade que permitam levar o processo a seu *target* ótimo, e suavizar a resposta do sistema perante perturbações [13].

Segundo [18], em muitas aplicações o valor exato das variáveis controladas não é importante, desde que permaneçam dentro dos limites especificados ou "faixas". Isso significa que as saídas somente serão tratadas como variáveis controladas quando os valores das predições das mesmas estiverem fora dos limites definidos para as faixas correspondentes.

Depois de atingir o ponto de operação, o controlador passa a controlar uma faixa de referência. Esta faixa é extremamente importante do ponto de vista da identificação do sistema, pois dentro dela há certa liberdade para se excitar a planta e retirar dela o seu comportamento natural.

Com a finalidade de incorporar o controle por faixas ao controlador PNMPC, a função objetivo da equação 3.1 é modificada da seguinte forma:

$$J(N_1, N_2, N_u) = \sum_{j=N_1}^{N_2} \|\hat{y}(t+j|t) - y^b(t+j|t)\|_R^2 + \sum_{j=1}^{N_u} \|\Delta u(t+j-1)\|_Q^2 \quad (3.32)$$

De acordo com [43], a estratégia de controle por faixas pode ser implementada da seguinte forma. Para cada saída i observamos sua predição no instante $t+j$:

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

matriz R correspondente a essa saída é um parâmetro de sintonia do controlador.

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

3.4.1 Comentários Finais

Neste capítulo foi realizada uma revisão bibliográfica sobre controle preditivo. Foi apresentado o controlador PNMPC desenvolvido em [33] e estratégias de controle que visam tratar o problema do amortecimento de oscilações de carga. No próximo capítulo serão discutidos técnicas de identificação de modelos não-lineares e modelos simplificados para serem utilizados como preditores juntamente com controladores PNMPC. Também serão apresentadas ferramentas que visam incluir uma ação *feedforward* no controlador PNMPC.

Capítulo 4

Identificação e Modelos para Predição

Nos capítulos anteriores foram discutidos modelos fenomenológicos dos processos e técnicas de controle preditivo. Neste capítulo serão discutidos modelos utilizados para predição junto ao controlador PNMPC. Primeiramente serão apresentados aspectos teóricos sobre identificação de sistemas não-lineares e logo após a aplicação destas técnicas para a identificação de um modelo Hammerstein do separador trifásico. Também é apresentado um modelo fenomenológico simplificado do separador. Posteriormente serão apresentadas ferramentas desenvolvidas para auxiliar no tratamento das perturbações e adicionar uma ação *feedforward* ao controlador PNMPC. São elas o estimador de perturbações, o preditor de perturbações e o detector de perturbações.

4.1 Modelo de Hammerstein

O modelo de Hammerstein consiste de um elemento estático não-linear seguido por um sistema dinâmico linear. Processos que possuem não linearidades na entrada são bem representados pelo modelo Hammerstein. Essa representação possui propriedades que facilitam o projeto de controladores preditivos não lineares, viabilizando soluções analíticas para os problemas de minimização da função custo (caso sem restrições), mas principalmente, diminuindo os custos computacionais nos cálculos das leis de controle. É apresentado na figura 4.1 um diagrama de blocos do modelo.

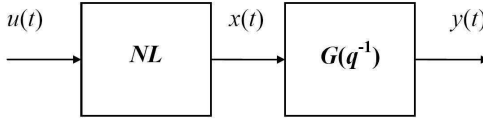


Figura 4.1: Modelo de Hammerstein

O sinal intermediário $x(t)$ é uma pseudo-saída do sistema e é obtido pelo mapeamento do sinal $u(t)$ através da função não-linear estática NL .

Segundo [5], a representação do bloco de não linearidade estática por um polinômio dá-se quando não se dispõe de informações a respeito da natureza da não linearidade. Essa representação pode ser feita através de uma expansão polinomial finita do tipo:

$$x(t) = \gamma_1 u(t) + \gamma_2 u^2(t) + \dots + \gamma_m u^m(t) \quad (4.1)$$

em que t é o instante de tempo, $x(t)$ é a pseudo-saída do bloco não linear, $u(t)$ é a variável de entrada, $\gamma_i (i = 1, \dots, l)$ representam os coeficientes do polinômio e m é o grau de não linearidade do modelo de Hammerstein. Normalmente considera-se $\gamma_1 = 1$, transferindo o ganho estático para a parcela dinâmica linear $G(q^{-1})$, que pode ser representada por qualquer modelo linear. As duas parcelas do modelo podem ser obtidas separadamente ou ao mesmo tempo em um ensaio de identificação. A representação paramétrica do modelo de Hammerstein pode ser escrita na forma:

$$A(q^{-1})y(t) = B(q^{-1})x(t) + \epsilon(t) \quad (4.2)$$

em que a relação linear entre a saída $y(t)$ e a pseudo-saída $x(t)$ é apresentada. O termo $\epsilon(t)$ representa a diferença entre o modelo e o processo (ruído branco).

A popularidade do modelo de Hammerstein deve-se ao fato da sua maior simplicidade em relação às outras representações de sistemas não-lineares, aliada a uma capacidade de representação da maioria dos processos práticos [38]. Um exemplo do uso de modelos de Hammerstein é a aplicação em processos com dinâmicas próximas a sistemas lineares mas que tenham fortes não linearidades nos atuadores (ex. válvulas não lineares).

4.2 Identificação do Modelo de Hammerstein

A identificação de sistemas pode ser compreendida segundo [16] como uma aproximação experimental a fim de obter um modelo matemático que reproduz as características dinâmicas do processo a partir da observação das variáveis desse processo, sendo elas: variável controlada $y(t)$, variável de controle $u(t)$ e em alguns casos perturbações $v(t)$. Para a identificação de modelos, alguns passos devem ser seguidos, são eles:

1. Aquisição dos dados do processo;
2. Pré-processamento dos dados registrados;
3. Seleção da estrutura do modelo;
4. Estimação dos parâmetros do modelo;
5. Validação do modelo.

Para o ajuste dos parâmetros do sistema e a definição do modelo a ser identificado, existem alguns fatores que exercem forte influência, são eles: (i) conhecimento a priori do sistema, (ii) propriedades do modelo do sistema identificado, (iii) seleção da medida do erro a ser minimizado e (iv) presença de ruídos.

4.2.1 Estimador dos Mínimos Quadrados

Existem vários métodos para ajustar os parâmetros de um modelo a partir de informações de entrada-saída de um processo. Nesse trabalho foi utilizado o Estimador dos Mínimos Quadrados Recursivos.

Karl Friedrich Gauss formulou o princípio dos mínimos quadrados no final do século dezoito e usou isto para determinar as órbitas de planetas e asteroides. Gauss declarou que, de acordo com esse princípio, os parâmetros desconhecidos de um modelo matemático devem ser selecionados de tal modo que "a soma dos quadrados da diferença entre os valores observados e os valores calculados multiplicado por números que medem o grau de precisão seja mínima".

O método dos mínimos quadrados recursivo é um dos métodos mais utilizados na estimação de parâmetros de sistemas, sendo ideal para aplicações *on-line* incluindo controle adaptativo e também pode

ser usado para aplicações *off-line*. Isso acontece pela eficiência e simplicidade do método.

O desenvolvimento matemático das equações do método dos mínimos quadrados recursivo pode ser visto em [6]. Abaixo seguem os passos para a implementação do estimador dos mínimos quadrados recursivo.

1. Medir a entrada e a saída do sistema;
2. Atualizar o vetor de medidas;

$$\varphi^T(t+1) = [-y(t) - y(t-1) \dots u(t-d)u(t-d-1) \dots] \quad (4.3)$$

3. Calcular o erro de previsão;

$$\varepsilon(t+1) = y(t+1) - \varphi^T(t+1)\hat{\theta}(t) \quad (4.4)$$

4. Calcular o ganho do estimador;

$$K(t+1) = \frac{P(t)\varphi(t+1)}{1 + \varphi^T(t+1)P(t)\varphi(t+1)} \quad (4.5)$$

5. Calcular o vetor de parâmetros estimados;

$$\hat{\theta}(t+1) = \hat{\theta}(t) + K(t+1)\varepsilon(t+1) \quad (4.6)$$

6. Calcular a matriz de covariância.

$$P(t+1) = P(t) - K(t+1)\varphi^T(t+1)P(t) \quad (4.7)$$

De acordo com [7], a obtenção do modelo de Hammerstein pode ser realizada por meio de um ensaio de identificação utilizando o estimador MQR. Neste caso, o vetor de medidas é formado como se estivesse tratando de um sistema SISO na forma

$$\varphi^T(t) = [-y(t-1) \dots -y(t-na)u(t-d) \dots u(t-d-nb) \quad (4.8) \\ u^2(t-d) \dots u^2(t-d-nb)u^m(t-d) \dots u^m(t-d-nb)]$$

com dimensão

$$[na + (nb + 1)_{m \times 1}] \quad (4.9)$$

e o vetor de parâmetros:

$$\theta = [a_1 a_2 \dots a_{na}; b_0 \gamma_1 b_1 \gamma_1 \dots b_{nb} \gamma_1; b_0 \gamma_2 \dots b_{nb} \gamma_2; \dots; b_0 \gamma_m \dots b_{nb} \gamma_m]^T \quad (4.10)$$

4.2.2 Procedimento de Identificação aplicado ao Separador Trifásico

A excitação do processo com o sinal PRBS além de promover uma excitação permanente no sistema, também é útil para testar a linearidade da planta. Como o sinal assume valores positivos e negativos, este é usado para avaliar as não linearidades presentes, ou não no processo. Para sistemas não-lineares é comum utilizar PRBS com amplitude variável, pois através da aplicação deste é possível verificar a simetria do processo e a dependência da amplitude do sinal de entrada.

O experimento foi feito excitando-se com sinal PRBS nas três válvulas de controle do separador na faixa de operação do sistema. As simulações foram feitas em um período de 10000 segundos, sendo que a primeira metade é destinada à identificação dos parâmetros do modelo e a segunda metade para validação. O procedimento de validação nada mais é do que comparar as saídas do modelo com as saídas reais da planta e verificar quão próximas entre si elas estão.

Para a geração do sinal PRBS, foi utilizada um rotina automática que, a partir da resposta em malha aberta do sistema, define a amplitude e frequência ideal do sinal PRBS. A descrição desse procedimento pode ser encontrado em [46].

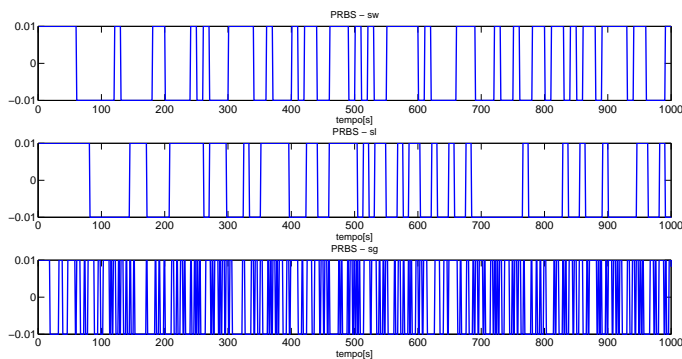


Figura 4.2: Sinais PRBS

A Figura 4.2 mostra os sinais PRBS gerados para cada válvula. Nota-se que não há a necessidade de todos terem a mesma frequência e amplitude. A dinâmica do gás, por exemplo, é muito mais rápida que a dinâmica da água e do óleo, isso justifica o fato do sinal PRBS que excita a válvula de gás ter uma frequência maior. Também seria possível diminuir a amplitude do sinal PRBS da válvula de gás para diminuir a perturbação no sistema de controle das válvulas de água e gás.

Depois de ter o sinal PRBS gerado, o próximo passo é excitar o sistema com essa sequência binária. A Figura 4.3 mostra o comportamento encontrado do sistema.

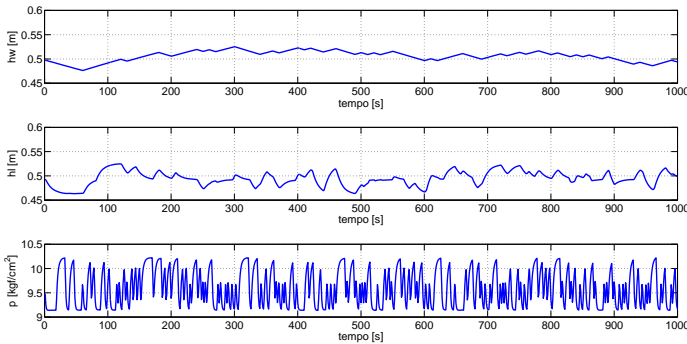


Figura 4.3: Excitação em Malha Aberta do sistema com sinais PRBS

Para descobrir qual o grau dos polinômios que melhor representam o sistema, foi criada uma rotina em Matlab que varia o grau do polinômio $A(q^{-1})$, $B(q^{-1})$ e o grau da expansão polinomial $x(t)$ para encontrar a melhor combinação da ordem de cada polinômio. Essa rotina, varia o grau do polinômio A de 1 a 9, do polinômio B de 0 até o grau do polinômio $A - 1$, e do grau da expansão de $x(t)$ de 1 a 9 e, portanto, analisa 405 diferentes modelos e elege o melhor. As equações de A , B e $x(t)$ podem ser encontradas nas equações 4.2 e 4.1.

Para qualificar os modelos estimados e, portanto, elege o melhor modelo, existem algumas técnicas de validação do modelo. Para isso, são calculados 2 índices de desempenho do modelo, equações 4.11 e 4.12.

Somatório do Erro Quadrático Médio - SEQM

$$SEQM = \frac{1}{N} \sum_{k=1}^N [y(k) - \hat{y}(k)]^2 \quad (4.11)$$

Coefficiente de Correlação Múltipla $-R^2$

$$R^2 = 1 - \frac{\sum_{k=1}^N [y(k) - \hat{y}(k)]^2}{\sum_{k=1}^N [y(k) - \bar{y}]^2} \quad (4.12)$$

Os melhores resultados para a identificação dos 405 modelos citados anteriormente estão disponíveis nas tabelas 4.1, 4.2, 4.3. Para o índice $SEQM$, quanto mais próximo seu valor é de 0, melhor. Para o índice R^2 o valor deve ser o mais próximo possível de 1. Nas tabelas, na representa o grau do polinômio A, nb do polinômio B e nh o grau do polinômio γ . Os índices de desempenho foram calculados no ensaio de validação.

Tabela 4.1: Ordem do modelo de *Hammerstein* para o nível da água

hw					
Modelo	na	nb	nh	R^2	$SEQM$
1	1	0	2	0,7626174791	0,0000130573
11	2	0	2	0,9640319883	0,0000019784
29	3	0	2	0,9879973121	0,0000006602
74	4	2	2	0,9935706372	0,0000003537
119	5	3	2	0,9958842871	0,0000002264
173	6	4	2	0,9969365633	0,0000001685
236	7	5	2	0,9976103048	0,0000001314
317	8	7	2	0,9980210001	0,0000001089
389	9	7	2	0,9983785215	0,0000000892

Tabela 4.2: Ordem dos modelo de *Hammerstein* para o nível de óleo

hl					
Modelo	na	nb	nh	R^2	$SEQM$
9	1	0	9	0,9825394706	0,0000025801
27	2	1	9	0,9919624049	0,0000011877
54	3	2	9	0,9953645874	0,0000006850
90	4	3	9	0,9966054941	0,0000005016
135	5	4	9	0,9972700863	0,0000004034
189	6	5	9	0,9975688599	0,0000003592
252	7	6	9	0,9977040061	0,0000003393
324	8	7	9	0,9977252512	0,0000003361
405	9	8	9	0,9976792302	0,0000003429

Tabela 4.3: Ordem dos modelo de *Hammerstein* para a pressão

p					
Modelo	na	nb	nh	R^2	$SEQM$
9	1	0	9	0,8110426509	0,0213767446
18	2	0	9	0,8319379628	0,0190128580
36	3	0	9	0,7790087770	0,0250007367
63	4	0	9	0,7163326443	0,0320912874
99	5	0	9	0,6225973772	0,0426955581
144	6	0	9	0,5250323535	0,0537330890
198	7	0	9	0,4933199639	0,0573207116
261	8	0	9	0,4747965830	0,0594162616
333	9	0	9	0,4643143087	0,0606021213

Pelas tabelas 4.1, 4.2 e 4.3 percebemos que o melhor modelo de *Hammerstein* possui os índices mostrados na tabela 4.4.

Tabela 4.4: Ordem do modelo de *Hammerstein* final

Saída	na	nb	nh	R^2	$SEQM$
hw	9	7	2	0,9983785215	0,0000000892
hl	8	7	9	0,9977252512	0,0000003361
p	2	0	9	0,8319379628	0,0190128580

Após ter definido quais são os graus dos polinômios, a próxima etapa do projeto é a aplicação do método dos mínimos quadrados recursivo para a identificação dos parâmetros do modelo de Hammerstein. O modelo final encontrado não será apresentado nesse trabalho pois os vetores com os parâmetros possuem ordem elevada e não é relevante para a compreensão do procedimento. Como o modelo do separador trifásico é MIMO com três entradas e três saídas, foram identificados três modelos MISO que relacionam as três entradas com cada uma das saídas.

As Figuras 4.4, 4.5 e 4.6 mostram os ensaios de identificação da água, óleo e gás respectivamente. Os primeiros 5000 segundos do ensaio são utilizados para a identificação dos parâmetros enquanto os últimos 5000 segundos são utilizados para a validação do modelo.

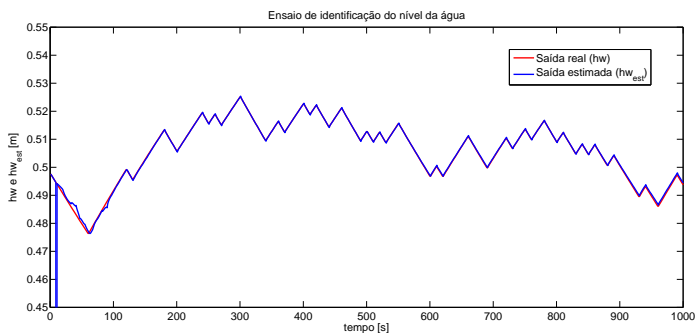


Figura 4.4: Ensaio de Identificação e Validação da água

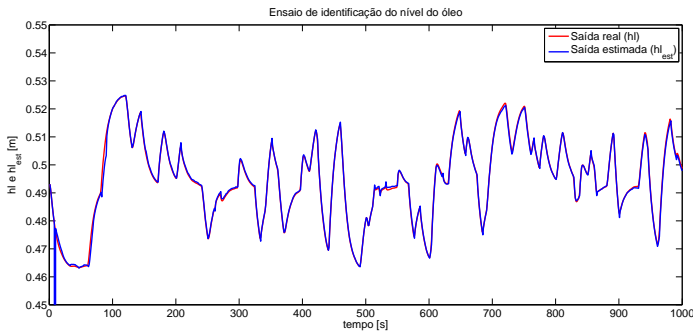


Figura 4.5: Ensaio de Identificação e Validação do óleo

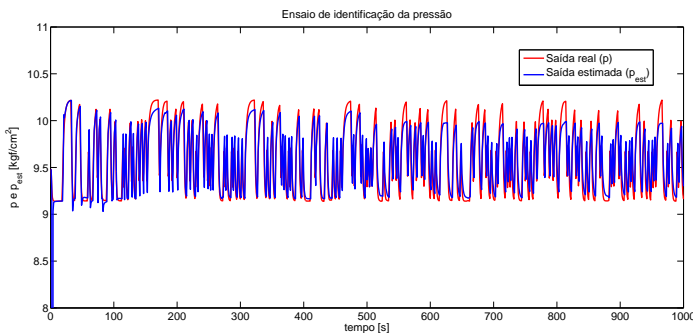


Figura 4.6: Ensaio de Identificação e Validação do gás

O procedimento de identificação do modelo de Hammerstein utilizando MQR para ajuste dos parâmetros se mostrou eficiente e ofereceu boa representação do separador trifásico. O modelo encontrado é uma simplificação do sistema real e, conseqüentemente, necessita de menos esforço computacional para ser simulado. Dessa forma, o modelo de Hammerstein passa a ser uma ótima alternativa de preditor em controladores MPC.

4.3 Modelo Fenomenológico Simplificado

Uma alternativa de modelo para ser utilizado juntamente com o controlador PNMPC é utilizar um modelo fenomenológico simplificado, uma vez que o controlador permite uma fácil implementação com este tipo de modelo. A vantagem de se utilizar um modelo simplificado é a redução do custo computacional, fator importante para aplicações práticas. A diferença entre o preditor e o modelo utilizado para simulação do processo, é que este despreza os cálculos das eficiências de separação e o conhecimento de *BSW* e *TOG* na entrada do separador. Considera-se a que a variação do nível de água na câmara de separação depende somente da diferença entre a vazão de entrada e de saída. Este modelo é descrito pelas equações (4.13), (4.14), (4.15) e (4.16).

$$\frac{dh_t}{dt} = \frac{W_{in} + L_{in} - L_{weir} - W_{out}}{2 \cdot C_{cs} \cdot \sqrt{h_t} \cdot (D - h_t)} \quad (4.13)$$

$$\frac{dh_l}{dt} = \frac{L_{weir} - L_{out}}{2 \cdot C_{cl} \cdot \sqrt{h_l} \cdot (D - h_l)} \quad (4.14)$$

$$\frac{dh_w}{dt} = \frac{W_{in} - W_{out}}{2 \cdot C_{cs} \cdot \sqrt{h_w} \cdot (D - h_w)} \quad (4.15)$$

$$\frac{dp}{dt} = \frac{(G_{in} + W_{in} + L_{in} - G_{out} - W_{out} - L_{out}) \cdot p}{V_t - V_{cl} - V_{cs}}. \quad (4.16)$$

Para realizar as predições é necessário o conhecimento dos valores das vazões de alimentação do separador. Como não é possível medir as vazões de alimentação de água, óleo e gás separadamente, foi desenvolvido por um estimador de perturbações que se baseia na medida dos níveis, pressão e vazões de saída para estimar o valor atual das vazões na entrada do separador.

Geralmente em controladores preditivos o que se utiliza é considerar que as perturbações são constantes ao longo do horizonte de predição, porém essa abordagem nem sempre produz o melhor resultado. A utilização das estimativas futuras das perturbações podem melhorar as predições e conseqüentemente o desempenho do sistema de controle. Foi desenvolvido um preditor de perturbações, que consiste em um modelo auto regressivo e utiliza os valores anteriores estimados das perturbações para realizar as predições futuras das mesmas.

Dependendo do regime de funcionamento do poço a alimentação do separador pode assumir varios regimes de escoamento entre eles

constante ou oscilatório (golfadas). Se as vazões de alimentação são constantes a melhor alternativa é que as variáveis controladas sigam um setpoint fixo. Caso as vazões de alimentação forem oscilatórias a melhor estratégia é permitir a oscilação das variáveis controladas dentro de uma zona pré-estabelecida. Neste contexto foi desenvolvido um detector de perturbações, que com base no cálculo do desvio padrão dos dados contidos em uma janela móvel, indica a presença de perturbações.

4.4 Estimador de Perturbações

Como não é possível medir separadamente as vazões de água, óleo e gás na entrada do separador trifásico, a informação das perturbações de carga caracterizadas por oscilações do tipo golfada nessas vazões, não pode ser utilizada por controladores clássicos ou avançados para a rejeição das mesmas. Com a finalidade de adicionar características *feedforward* ao controlador PNMPC foi desenvolvido um estimador das vazões de alimentação do separador trifásico.

O modelo desenvolvido por [25] depende do conhecimento das medidas de *BSW* e *TOG*, na entrada do separador, as quais se tornam difíceis de serem realizadas. O cálculo das eficiências de separação pode apresentar incertezas pois é necessário o conhecimento dos parâmetros da distribuição das gotas das fazes dispersar na entrada do separador. Com o intuito de eliminar os cálculos das eficiências de separação e o conhecimento de *BSW* e *TOG*, o estimador foi desenvolvido baseado no modelo simplificado descrito na seção 4.3.

A vazão de água na entrada do separador é estimada através da manipulação da equação 4.15 que determina a variação do nível da fase aquosa na câmara de separação. Isolando W_{in} , temos que a vazão de entrada de água estimada é dada pela equação 4.17.

$$\widehat{W}_{in} = \left[C_{cs} \cdot 2 \cdot \sqrt{(D - h_w) \cdot h_w} \right] \cdot \frac{dh_w}{dt} + W_{out} \quad (4.17)$$

A vazão de óleo na entrada do separador é estimada através da manipulação da equação 4.13 que determina a variação do nível total da fase líquida na câmara de separação. Isolando a vazão da alimentação de óleo (\widehat{L}_{in}) chega-se a equação 4.18.

$$\begin{aligned} \widehat{L}_{in} = \widehat{L}_{weir} &+ \left[C_{cs} \cdot 2 \cdot \sqrt{(D - h_t) \cdot h_t} \right] \cdot \frac{dh_t}{dt} \\ &- \left[C_{cs} \cdot 2 \cdot \sqrt{(D - h_w) \cdot h_w} \right] \cdot \frac{dh_w}{dt} \end{aligned} \quad (4.18)$$

A vazão da chicana pode ser estimada através da manipulação da equação 4.14 que determina a variação do nível de óleo na câmara de óleo. Isolando a vazão da chicana (\widehat{L}_{weir}) chega-se a equação 4.19.

$$\widehat{L}_{weir} = \left[C_{cl} \cdot 2 \cdot \sqrt{(D - h_l) \cdot h_l} \right] \cdot \frac{dh_l}{dt} + L_{out} \quad (4.19)$$

A vazão de gás na entrada do separador é estimada através da manipulação da equação 4.16 que determina a variação da pressão no separador. Isolando a vazão da alimentação de gás (\widehat{G}_{in}) chega-se a equação 4.20.

$$\begin{aligned} \widehat{G}_{in} = \left(\frac{V_t - V_{cs} - V_{cl}}{p} \right) \cdot \frac{dp}{dt} - \widehat{W}_{in} - \widehat{L}_{in} \\ + W_{out} + L_{out} + G_{out} \end{aligned} \quad (4.20)$$

Foi realizado um experimento com o estimador de perturbações rodando em paralelo com o controlador PNMPC e utilizando o modelo fenomenológico do separador trifásico como processo. O estimador rodou a uma taxa de amostragem de 1 segundo, enquanto o controlador utilizou um período de amostragem de 10 segundos. Esta diferença no período de amostragem deve-se ao fato de que um observador deve ter a sua dinâmica rápida o suficiente para convergir ao valor real da variável observada e garantir a estabilidade do sistema de controle. Como o estimador é discreto uma forma de manter sua convergência é utilizar um período de amostragem menor que o do controlador. Em uma implementação prática, por exemplo, o estimador utilizaria um período de 1 segundo, enquanto o controlador calcularia a ação de controle a cada 10 segundos. Porém o controlador utilizaria apenas 1 de cada 10 valores estimados devido a diferença do período de amostragem.

As vazões de alimentação utilizadas no teste foram obtidas por uma simulação realizada no *software* Olga [39]. Na figura 4.7 é apresentado o resultado da estimação das 3 vazões de alimentação.

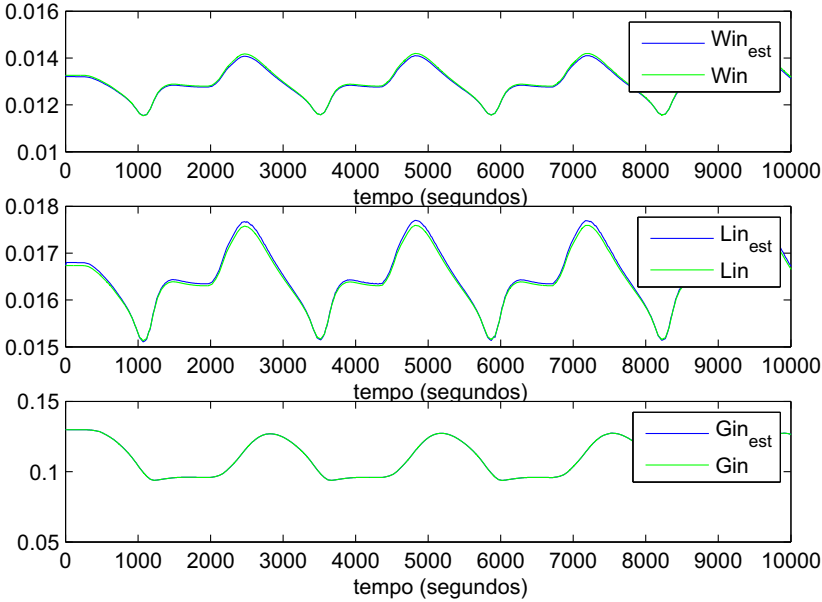


Figura 4.7: Vazões de Alimentação Estimadas

Foi realizada uma análise dos dados estimados visando a comparação com os dados reais de vazão. Os índices de desempenho utilizados para analisar a qualidade dos dados estimados são Coeficiente de Correlação Múltipla (R^2) [6] e o FIT [17]. Os índices de desempenho obtidos encontram-se na tabela 4.5.

Tabela 4.5: Índices de Desempenho

Variáveis	FIT	R^2
Win_{est}	91.7574	0.9932
Lin_{est}	90.7616	0.9915
Gin_{est}	99.8325	1

Analisando os resultados pode-se concluir que o estimador de perturbações pode ser utilizado em conjunto com controladores preditivos para possibilitar uma ação de controle *feedforward*. Os índices apresentados na tabela 4.5 indicam que os valores estimados no ensaio são muito próximos aos valores reais das perturbações.

4.5 Preditor de Perturbações

Estimar perturbações é muito útil do ponto de vista de controle para compensar os seus efeitos futuros sobre as variáveis do processo. Muitos problemas em sistemas de controle podem ser reduzidos quando é possível obter estimativas futuras das perturbações. Geralmente em controladores preditivos o que se utiliza é considerar que as perturbações são constantes ao longo do horizonte de predição, porém essa abordagem nem sempre produz o melhor resultado. A utilização das estimativas futuras das perturbações podem melhorar as predições e consequentemente o desempenho do sistema de controle.

Atualmente existem muitos sistemas em que a estimativa de perturbação futura é utilizada com o objetivo de melhorar o desempenho global do sistema de controle. Alguns exemplos de aplicação desta técnica podem ser encontrados em sistemas de controle de estufas [32] e processos de produção de azeite de oliva [1].

Existem inúmeras técnicas para realizar a predição de perturbações futuras. Para esse fim podem ser utilizados modelos de séries temporais [31], [35], Modelos autocorrelacionados [1] e redes neurais artificiais [30]. Neste trabalho foi utilizado um modelo auto regressivo (AR) para realizar as predições dos valores futuros das vazões de alimentação. Este modelo é apresentado na equação 4.21 e conta somente com na medidas passadas da variável a ser predita.

$$y(k) = -a_1 \cdot y(k-1) - a_2 \cdot y(k-2) \dots - a_{na} \cdot y(k-na) \quad (4.21)$$

O preditor de perturbações consiste em um modelo auto regressivo, como na equação 4.21, e seus parâmetros são obtidos através do estimador dos Mínimos Quadrados. O período de amostragem utilizado foi de 10 segundos uma vez que o controlador PNMP utiliza esta amostragem. Foram estimados 3 modelos, um para cada vazão de alimentação. O número de atrasos de cada modelo foi escolhido aproximadamente o período das golfadas. Adotou-se 250 atrasos ($na = 250$) o que equivale a um período de oscilação de 2500 segundos. São apresentados nas figuras 4.8 os resultados gráficos do ensaio de validação.

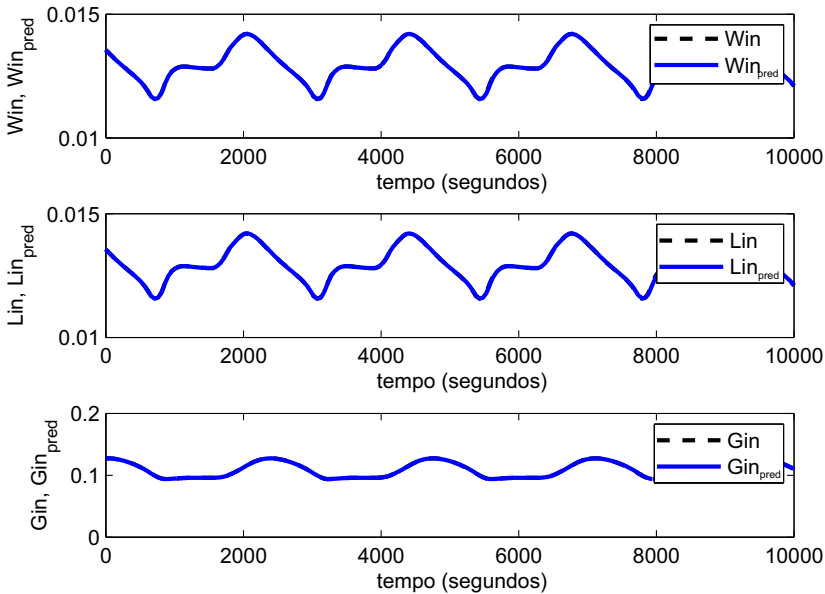


Figura 4.8: Vazões de Alimentação Preditas

Os índices de desempenho obtidos para os modelos encontram-se na tabela 4.6.

Tabela 4.6: Performance Indices

Variáveis	FIT	R^2
Win_{pred}	97.7077	0.9996
Lin_{pred}	97.6925	0.9996
Gin_{pred}	98.6354	0.9999

Analisando os resultados tabela 4.6 pode-se verificar que os modelos possuem ótimos valores dos índices de desempenho. Este fato também pode ser verificado analisando os resultados gráficos apresentados. De acordo com os resultados pode-se concluir que os modelos identificados estão aptos a realizar a função de preditores de perturbações, o que possibilita melhorar as predições utilizadas nos controladores preditivos.

4.6 Detector de Perturbações

Segundo [15] o conceito de detecção de estado estacionário originou-se da teoria de filtragem de ruídos. A variância ou desvio-padrão de parâmetros importantes é normalmente utilizada para indicar a difusão estatística na distribuição de dados e pode ser usado para caracterizar variação aleatória dos sinais medidos. Neste trabalho estes conceitos serão utilizados para a concepção de um detector de oscilações nas vazões de alimentação do separador trifásico.

Um método simples para detectar perturbações consiste em analisar os dados através de uma janela de tempo pré-estabelecida, onde os parâmetros importantes são amostrados em intervalos regulares. Isso produz uma matriz de parâmetros do sistema que são continuamente atualizados e mantidos na memória. Esta janela é ilustrada na figura 4.9.

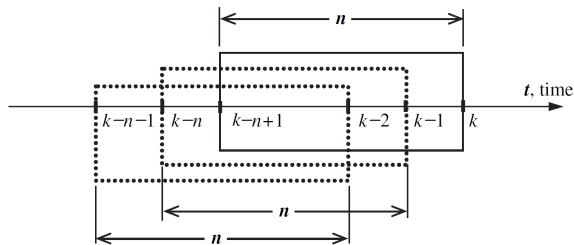


Figura 4.9: Janela móvel de n pontos de dados cerca do tempo k^{th} [15]

O detector calcula o desvio padrão de forma recursiva. Supõe-se que em qualquer instante k , a média das últimas n amostras de uma sequência de dados x_i , é dado por:

$$\bar{x}_k = \frac{1}{n} \sum_{i=k-n+1}^k x_i \quad (4.22)$$

A diferença entre duas médias das últimas n amostras no momento atual, k , e no instante de tempo anterior, $k - 1$, é

$$\bar{x}_k - \bar{x}_{k-1} = \frac{1}{n} \left[\sum_{i=k-n+1}^k x_i - \sum_{i=k-n}^{k-1} x_i \right] = \frac{1}{n} [x_k - x_{k-n}]$$

Reorganizando, a média atual é calculado por

$$\bar{x}_k = \bar{x}_{k-1} + \frac{1}{n} [x_k - x_{k-n}] \quad (4.23)$$

Esta abordagem é conhecida como janela de média móvel porque a média a cada instante k é baseado no conjunto dos n valores mais recentes. A variância da janela móvel pode ser definida da mesma forma. A dedução da equação 4.24 é apresentada por Ross ([37]) no capítulo 2 de seu livro.

$$v_k = \frac{1}{n} \sum_{i=k-n+1}^k (x_i - \bar{x}_k)^2 = \frac{1}{n} \sum_{i=k-n+1}^k x_i^2 - \bar{x}_k^2 \quad (4.24)$$

$$v_k = v_{k-1} + \frac{1}{n} (x_k^2 - x_{k-n}^2) - (\bar{x}_k^2 - \bar{x}_{k-1}^2) \quad (4.25)$$

O desvio padrão da janela móvel é calculado por

$$\sigma_k = \sqrt{v_k} \quad (4.26)$$

O detector utiliza o cálculo do desvio-padrão da janela móvel para indicar alterações no comportamento do sistema. Se o desvio padrão for menor que um limite pré estabelecido significa que as vazões de alimentação são aproximadamente constantes, caso o desvio padrão ultrapasse este limite o detector indicará a presença de perturbações. A indicação da presença de perturbações pode ser utilizada no controlador PNMPC por zonas para a alteração da largura da zona dependendo do regime de escoamento na alimentação do separador.

A escolha do limite permitido para o desvio padrão e do tamanho da janela móvel são fatores determinantes para o bom funcionamento do detector. Limites muito pequenos para o desvio padrão podem acusar ruídos de medição como transitórios nas vazões de alimentação, por outro lado limites grandes, apesar de filtrarem os ruídos, podem não acusar as oscilações quando elas ocorrem. Um valor plausível para o tamanho de janela é o período médio das oscilações, uma vez que valores pequenos forem utilizados podem induzir, a interpretação de pequenos valores de derivada existentes ao longo da perturbação, como regime permanente.

Com a finalidade de calibrar os parâmetros do detector recomenda-se um ensaio preliminar que consiste em capturar valores de níveis, pressão e vazões de saída do separador por um longo período de tempo, e com esses dados realizar a estimação das vazões de alimentação. Um

estudo dos sinais estimados deve ser realizado a fim de obter o valor dos parâmetros para o melhor funcionamento do detector.

Para a implementação do detector de perturbações foram analisadas as vazões de alimentação de água e óleo. Foi utilizada uma janela de 250 amostras e um limite de 0.01 para o desvio padrão. Valores de desvio padrão abaixo do limite indicam valores constantes das vazões de alimentação e valores acima indicam a presença de golfadas. Para acusar a presença de perturbações é necessário detectar valores acima do limite para as duas vazões de alimentação. O ensaio foi realizado com um período de amostragem de 10 segundos.

É apresentado na figura 4.10 o ensaio realizado com o detector de perturbações. Nos dois primeiros gráficos são apresentadas a vazão de água e óleo na entrada do separador, no terceiro gráfico é apresentada a variável de detecção. Analisando a figura 4.10 é possível verificar que as golfadas começam a ocorrer no tempo de aproximadamente 1000 segundos e o detector de perturbações acusa a existência das mesmas no tempo de 1370 segundos. Existe um atraso de 370 segundos na detecção, porém não é significativo se comparado com o período de oscilação da perturbação. Isto se deve ao fato da utilização de uma janela com um grande número de amostras.

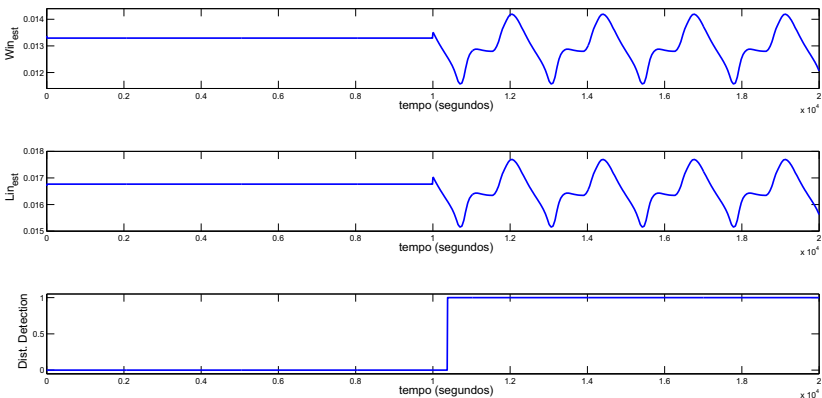


Figura 4.10: Vazões de água e óleo e variável de detecção

Foi realizado um segundo ensaio, apresentado na figura 4.11, para verificar a robustez do detector na presença de ruído nos sinais de vazão estimados. É possível verificar que não houve alteração no funcionamento do detector.

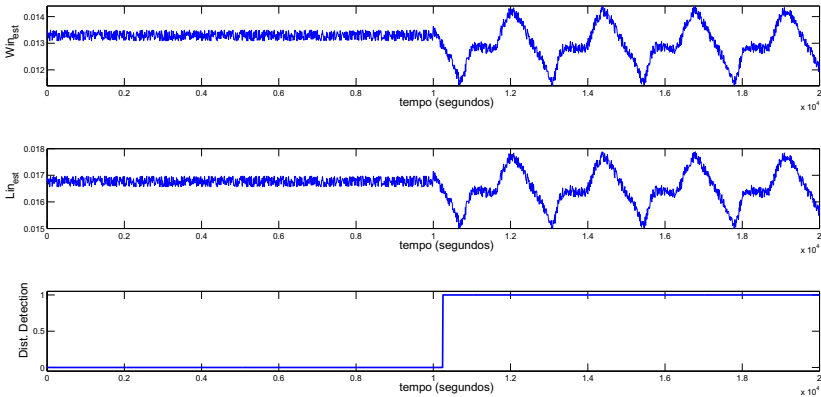


Figura 4.11: Vazões de água e óleo e variável de detecção

4.6.1 Comentários Finais

Neste capítulo foram discutidos aspectos teóricos de identificação de sistemas não-lineares e sua aplicação no controle NMPC de separadores trifásicos. Também foi apresentado um modelo simplificado do separador para realizar as predições no controlador PNMPCC. Por último foram apresentadas ferramentas desenvolvidas com a finalidade de auxiliar controladores MPC no tratamento de perturbações. No próximo capítulo serão apresentados os resultados dos ensaios realizados com o controlador PNMPCC utilizando as diferentes técnicas e modelos até aqui discutidos.

Capítulo 5

Resultados de Simulação

Nos capítulos anteriores foram discutidos modelos fenomenológicos dos processos, técnicas de controle preditivo não-linear e modelos utilizados para predição. Neste capítulo serão apresentados os resultados de simulação obtidos nos ensaios de controle. Os modelos apresentados no capítulo 2 foram utilizados para a simulação dos processos enquanto os modelos do capítulo 4 foram utilizados para predição no controlador PNMPC. Foram realizados ensaios primeiramente só com o separador trifásico e posteriormente com o sistema integrado incluindo uma bateria de hidrociclones na saída de água do separador. Os dados utilizados para a simulação do modelo fenomenológico do separador e do hidrociclone se encontram no apêndice A. Os sinais das vazões de alimentação utilizados nos ensaios de controle foram obtidos através de uma simulação no software Olga [39]. Primeiramente são apresentados os ensaios com a presença de golfadas na entrada do separador e posteriormente com vazões de alimentação com perturbações do tipo degrau.

5.1 Controle do Separador Trifásico com a presença de Golfadas

Nesta seção serão apresentados os resultados obtidos nos ensaios de controle do separador trifásico. São apresentados resultados com o controlador PNMPC utilizando o modelo de Hammerstein e o modelo fenomenológico simplificado como preditores. Para cada um dos preditores foram utilizadas duas configurações do controlador PNMPC.

São elas: com restrições *hard* e *soft* e por zonas. Foi realizado um ensaio de controle com o controlador PI por bandas desenvolvido por [27], com o intuito de comparar o desempenho do controlador PNMPC com o de um controlador que atualmente é utilizado em plataformas da Petrobras.

5.1.1 Ensaio com PNMPC Hammerstein

A seguir serão apresentados os ensaios com o controlador PNMPC utilizando o modelo de Hammerstein. Foi utilizado um período de amostragem de 10 segundos para simular o processo e o controlador. O sinal de controle calculado atua diretamente na abertura das válvulas de água, óleo e gás.

– Ensaio com PNMPC Hammerstein por Zonas

O primeiro ensaio de controle do separador trifásico foi realizado utilizando a estratégia de controle PNMPC por Zonas. O ajuste dos parâmetros do controlador é apresentado na tabela 5.1. O controle por faixas foi aplicado somente aos níveis da água e do óleo, sendo que para pressão foi utilizado setpoint fixo. O parâmetro a de todas as configurações do controlador PNMPC foi ajustado com o valor 0, pois com esse valor segundo [33], se obtém uma melhor rejeição a perturbações.

Tabela 5.1: Parâmetros de Ajuste do Controlador

Parâmetro	Valor
N	[20; 20; 6]
Nu	[15; 15; 2]
R	[30; 1; 1]
Q	[100000; 20000; 10000]
a	[0; 0; 0]

É apresentada na figura 5.1 a resposta das variáveis de processo com suas respectivas faixas. Na figura 5.2 são apresentadas as vazões de alimentação e as vazões de saída.

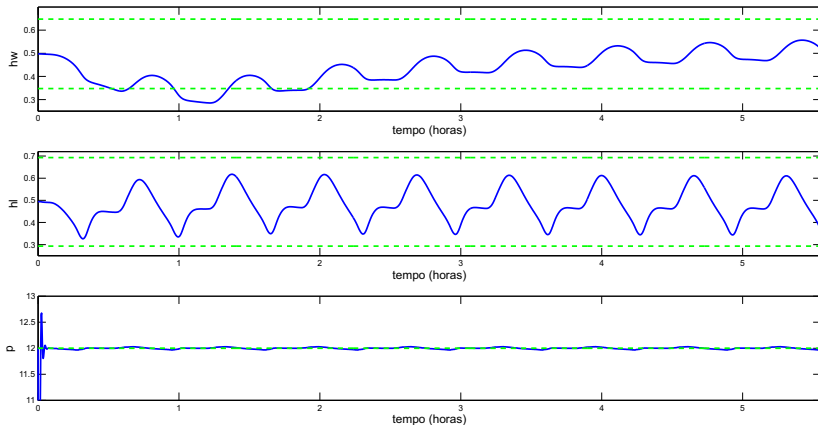


Figura 5.1: Variáveis de Processo

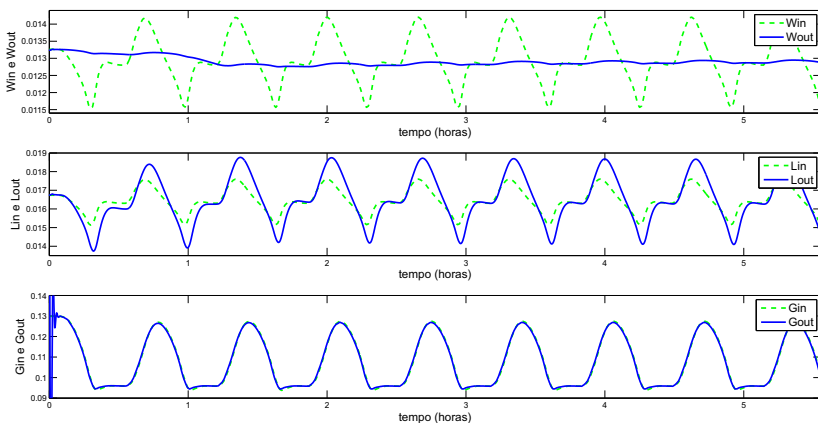


Figura 5.2: Vazões e alimentação e saída do separador

- Ensaio com PNMPC Hammerstein com Restrições *Hard* e *Soft*

O segundo ensaio de controle do separador trifásico foi realizado utilizando o controlador PNMPC com restrições *hard* e *soft*. O ajuste dos parâmetros do controlador é apresentado na tabela 5.2. Foram utilizadas restrições *soft* nas saídas e restrições *hard* no incremento de controle, na amplitude do sinal de controle e nas saídas.

Tabela 5.2: Parâmetros de Ajuste do Controlador

Parâmetro	Valor
N	[20; 20; 6]
Nu	[15; 15; 2]
R	[30; 1; 1]
Q	[100000; 20000; 10000]
a	[0; 0; 0]

É apresentada na figura 5.3 a resposta das variáveis de processo com seus respectivos setpoints e os limites impostos pelas restrições soft. Na figura 5.4 são apresentadas as vazões de alimentação e as vazões de saída.

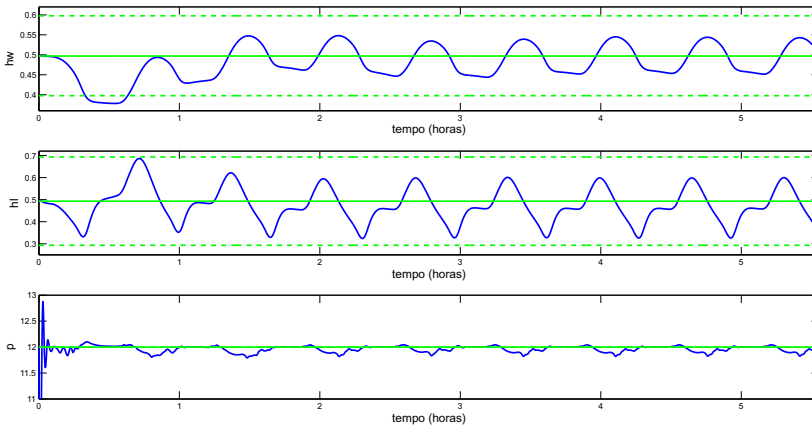


Figura 5.3: Variáveis de Processo

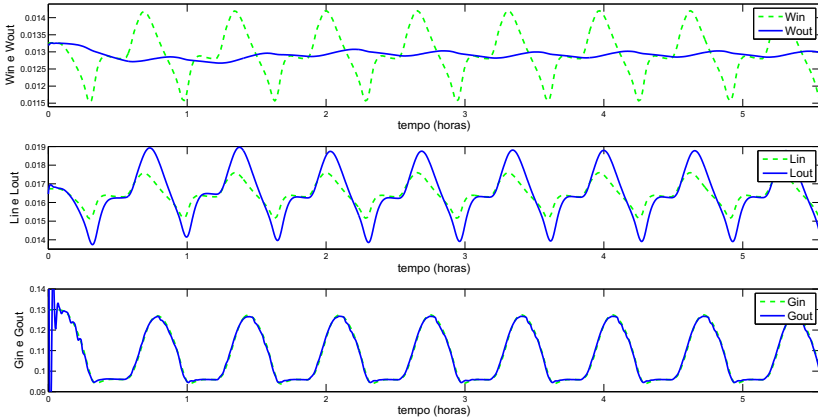


Figura 5.4: Vazões e alimentação e saída do separador

É possível verificar nos gráficos apresentados nesta seção que o controlador PNMPC utilizando o modelo Hammerstein obteve um bom desempenho nas duas configurações propostas. Nos dois ensaios a vazão de saída de água sofreu uma considerável redução da oscilação se comparada com a vazão de alimentação.

5.1.2 Ensaio com PNMPC Modelo Fenomenológico

A seguir serão apresentados os ensaios com o controlador PNMPC utilizando o modelo fenomenológico simplificado como preditor. Como o modelo de predição possui como entradas as vazões de saída ao invés da abertura das válvulas, o sinal de controle do controlador PNMPC passa a ser um valor de vazão a ser implementado nas saídas do separador. Foram utilizados três controladores locais PI para implementar estas vazões.

Para a realização da predição como modelo fenomenológico simplificado é necessário o conhecimento das vazões de alimentação do separador. Como estas não podem ser medidas foi utilizado o estimador de perturbações descrito no capítulo 4, que com base nos dados de níveis, pressão e vazões de saída infere os valores das vazões de alimentação.

Com base nos valores estimados das perturbações é possível considerar uma ação *feedforward* do controlador. Essa ação pode ser implementada através dos valores das perturbações calculados no tempo t . No entanto, os valores futuros dos distúrbios podem ser disponibilizados através do uso do preditor de perturbações descrito no capítulo 4 deste

trabalho, sendo estas informações utilizadas pela lei de controle preditivo para o cálculo da sequência futura das ações de controle. Neste caso predição das saídas é calculado usando o vetor de valores futuros da ação de controle $\Delta \mathbf{u}$ e perturbações $\Delta \mathbf{q}$:

$$\tilde{\mathbf{Y}} = f(\Delta \mathbf{u}, \Delta \mathbf{q}) \quad (5.1)$$

e a relação linearizada entre os valores futuros das entradas e o vetor predição é calculada usando o mesmo procedimento explicado no capítulo 3.

Para a realização destes ensaios foi utilizado um período de amostragem de 1 segundo para simular o processo, os controladores PI e o estimador de perturbações e um período de 10 segundos para simular o controlador PNMPC. O esquema de controle é apresentado no diagrama da figura 5.5. Os parâmetros dos controladores de vazão são apresentados na tabela 5.3. O ajuste destes controladores foi realizado de forma que a vazão de setpoint calculada pelo controlador PNMPC seja implementada antes do próximo cálculo do setpoint, ou seja, em menos de 10 segundos.

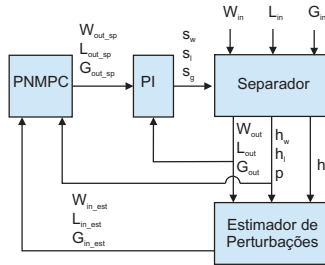


Figura 5.5: Esquema de controle do PNMPC com controle local de vazão

Tabela 5.3: Parâmetros de Ajuste do Controlador

Variáveis	K_c	T_i
hw	20	1
hl	15	1
p	0,025	1

- Ensaio com PNMPC Modelo Fenomenológico com Restrições *Hard* e *Soft*

O primeiro controlador testado foi o controlador PNMPC com restrições. O ajuste dos parâmetros do controlador é apresentado na tabela 5.4. Foram utilizadas restrições soft nas saídas e restrições hard no incremento de controle, na amplitude do sinal de controle e nas saídas.

Tabela 5.4: Parâmetros de Ajuste do Controlador

Parâmetro	Valor
N	[20; 20; 20]
Nu	[5; 5; 5]
R	[1; 1; 10]
Q	[10000000; 100000; 100]
P_{min}	[1; 10; 1]
P_{max}	[1; 10; 1]
a	[0; 0; 0]

É apresentada na figura 5.6 a resposta das variáveis de processo com seus respectivos setpoints. Na figura 5.7 são apresentadas as vazões de alimentação e as vazões de saída.

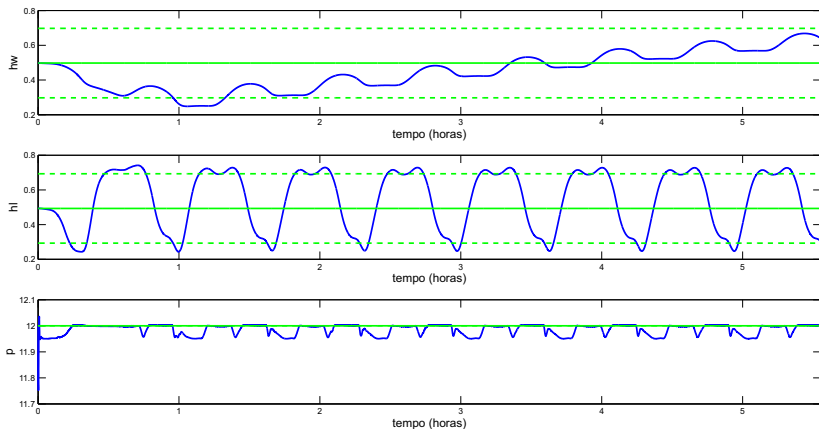


Figura 5.6: Variáveis de Processo

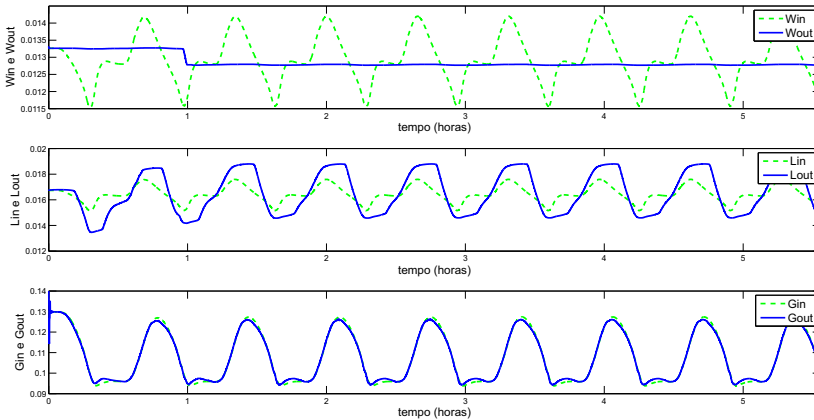


Figura 5.7: Vazões e alimentação e saída do separador

— Ensaio com PN MPC Modelo Fenomenológico por Zonas

O segundo ensaio de controle foi realizado com o controlador PN MPC por Zonas. O ajuste dos parâmetros do controlador é apresentado na tabela 5.5. O controle por faixas foi aplicado somente aos níveis da água e do óleo, sendo que para pressão foi utilizado setpoint fixo.

Tabela 5.5: Parâmetros de Ajuste do Controlador

Parâmetro	Valor
N	[20; 20; 20]
Nu	[5; 5; 5]
R	[5; 3; 20]
Q	[1000000; 100; 1]
a	[0; 0; 0]

É apresentada na figura 5.8 a resposta das variáveis de processo com suas respectivas faixas. Na figura 5.9 são apresentadas as vazões de alimentação e as vazões de saída.

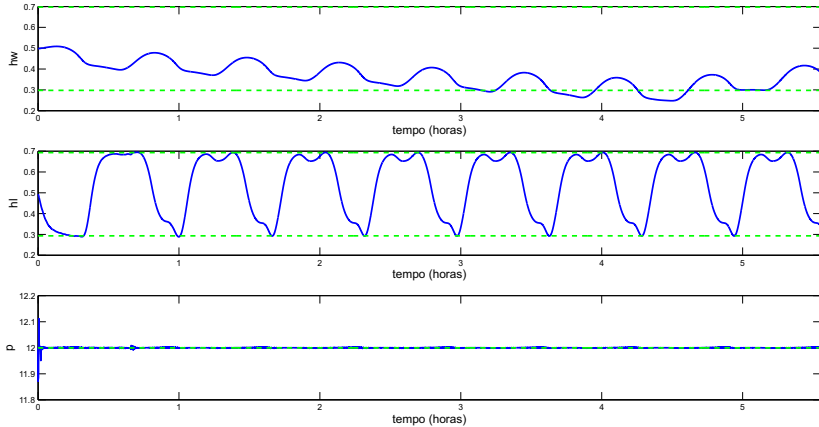


Figura 5.8: Variáveis de Processo

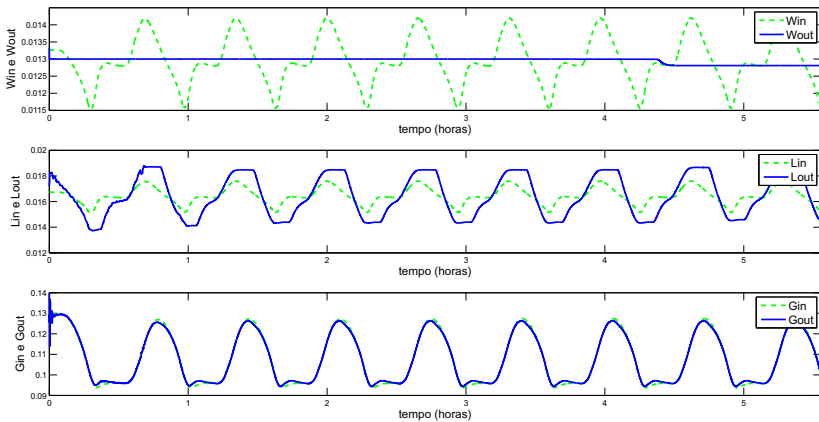


Figura 5.9: Vazões e alimentação e saída do separador

É possível verificar nos gráficos apresentados nesta seção que o controlador PNMPC utilizando o modelo fenomenológico simplificado obteve bons resultados. Em uma primeira análise comparando com os resultados da seção anterior pode-se dizer que este controlador possibilitou uma vazão de saída de água mais contante, destacando principalmente o desempenho do controlador PNMPC por zonas.

5.1.3 Ensaio com Controlador por Bandas

A seguir são apresentados os resultados obtidos com o controlador por bandas. Os aspectos teóricos deste controlador são apresentados no apêndice C. O ajuste dos parâmetros do controlador é apresentado na tabela 5.6. O controle por bandas foi aplicado somente aos níveis da água e do óleo, sendo que para pressão foi utilizado setpoint fixo.

Tabela 5.6: Parâmetros de Ajuste do Controlador

Variáveis	Dentro da Zona		Fora da Zona	
	K_c	T_i	K_c	T_i
hw	0,001	125	0,1	50
hl	0,01	125	0,02	50
p	0,03	50	0,03	50

É apresentada na figura 5.10 a resposta das variáveis de processo com suas respectivas faixas. Na figura 5.11 são apresentadas as vazões de alimentação e as vazões de saída.

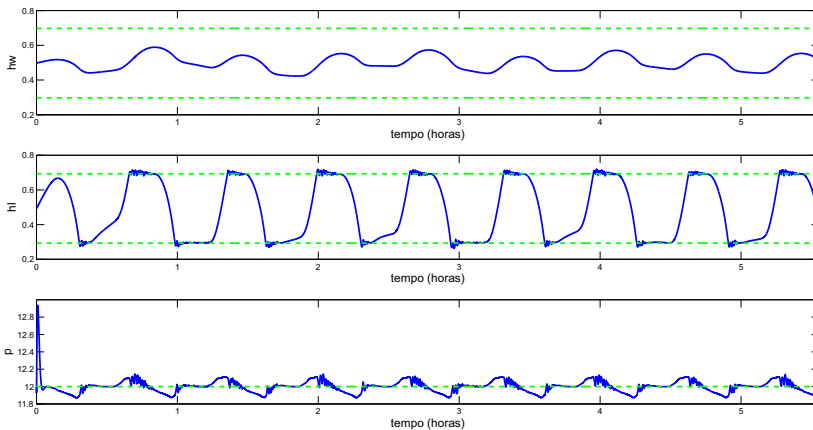


Figura 5.10: Variáveis de Processo

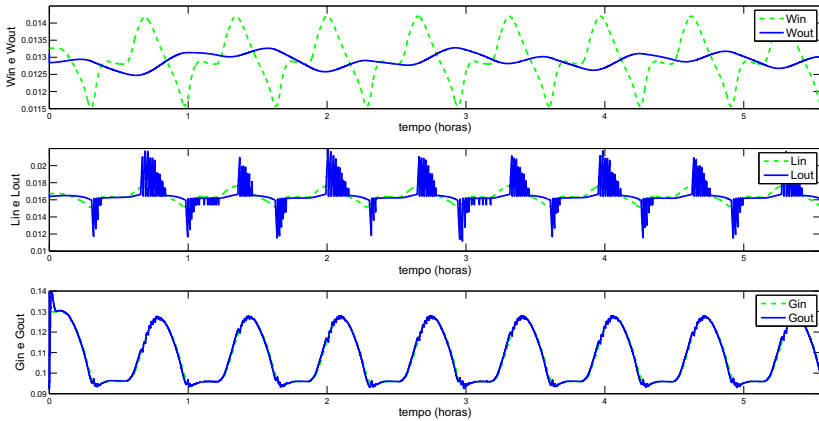


Figura 5.11: Vazões e alimentação e saída do separador

Como pode ser visto nas figuras apresentadas o controlador por bandas proporcionou um certo amortecimento na vazão de saída de água. Se comparado com o controlador PNMPCC é possível identificar visualmente que este controlador se mostra inferior em termos de amortecimento de oscilações. Uma análise comparativa completa dos resultados será apresentada no item 5.1.4

5.1.4 Análise de Desempenho dos Controladores

A tabela 5.7 contém dados referentes às oscilações percentuais das vazões de entrada e saída do separador trifásico e a variância das vazões de saída para cada ensaio de controle realizado. Nota-se tanto nos resultados gráficos como nos índices de desempenho, que em todos ensaios as vazões de entrada e saída de gás são as mesmas. Isto ocorre devido à preocupação de manter a pressão constante no interior do separador. Em contrapartida, diferentes resultados para as vazões de óleo e água foram obtidos com os diferentes controladores.

Tabela 5.7: Índices de Desempenho

Controlador	Vazão	Oscilação (%)	Variância
–	Win	21,01	–
	Lin	15,29	–
	Gin	32,45	–
PNMPC Hammerstein CR	Wout	4,57	$1,2821 \cdot 10^{-8}$
	Lout	31,91	$1,7867 \cdot 10^{-6}$
	Gout	32,45	$2,4828 \cdot 10^{-4}$
PNMPC Hammerstein Zona	Wout	3,97	$1,6559 \cdot 10^{-8}$
	Lout	30,70	$1,5770 \cdot 10^{-6}$
	Gout	32,45	$2,0830 \cdot 10^{-4}$
PNMPC CR	Wout	4,31	$3,3260 \cdot 10^{-8}$
	Lout	32,61	$2,6433 \cdot 10^{-6}$
	Gout	32,45	$1,4379 \cdot 10^{-4}$
PNMPC Zona	Wout	4,00	$5,7803 \cdot 10^{-9}$
	Lout	31,00	$2,5111 \cdot 10^{-6}$
	Gout	32,45	$1,4590 \cdot 10^{-4}$
Bandas	Wout	6,27	$3,5313 \cdot 10^{-8}$
	Lout	65,76	$1,5216 \cdot 10^{-6}$
	Gout	32,45	$1,6118 \cdot 10^{-4}$

É possível verificar que entre os controladores preditivos o maior amortecimento das oscilações na vazão de saída de água é obtido pelo controlador PNMPC por zonas utilizando o modelo Hammerstein, obtendo um amortecimento com um fator de 5,29 e uma variância de $1,6559 \cdot 10^{-8}$. Porém o controlador preditivo que obteve a menor variância da vazão de saída de água foi o controlador PNMPC por zonas utilizando o modelo fenomenológico simplificado, com uma variância de $5,7803 \cdot 10^{-9}$ e um amortecimento com um fator de 5,25.

Analisando os resultados gráficos obtidos com os dois controladores é possível verificar que a vazão de saída de água se mantém constante por um maior tempo com o segundo controlador, tendo variações em degrau quando nível de água sai para fora da zona. Porém como primeiro controlador a vazão varia ao longo do tempo de uma forma aproximadamente senoidal com pequena amplitude.

Levando em conta a análises dos gráficos, o fato do amortecimento obtido com os dois controladores são praticamente iguais e a variância obtida como segundo controlador é consideravelmente menor, escolheu-

se o controlador PNMPC por zonas utilizando o modelo fenomenológico simplificado como controlador mais adequado para situações onde o processo esteja sob a ação de golfadas.

Analisando os resultados gráficos e os dados da tabela 5.7 nota-se que existe uma amplificação das oscilações na vazão de saída de óleo. Este fato pode ser explicado analisando a equação da variação da altura total na câmara de separação, tendo em vista que há um aumento da oscilação das vazões de entrada de óleo e água e uma redução da oscilação da vazão de saída de água devido ao controle aplicado, conseqüentemente ocorre um aumento da vazão da chicana o que acarreta uma perturbação maior que a ocorrida na vazão de entrada de óleo. Para obter o amortecimento desejado na vazão de saída de água é necessária uma oscilação do nível da água, o que acarreta maior oscilação do nível total de líquido na câmara de separação e conseqüentemente aumenta a vazão da chicana.

É expressa nos trabalhos de ([8]; [40]; [13]; [36]) entre outros, a preocupação com o amortecimento na vazão de saída de água, uma vez que esta alimenta a entrada dos hidrociclones e influencia diretamente do comportamento dos mesmos. Se as perturbações forem repassadas ao hidrociclones estes terão seu funcionamento comprometido do ponto de vista da eficiência de separação.

É apresentado em [28] um diagrama de uma planta trifásica de processamento primário de petróleo. Nesta existe um separador bifásico óleo/gás em série com a saída de óleo do separador trifásico. O separador bifásico pode ser utilizado com filtro visando absorver estas oscilações de forma a fornecer uma vazão constante ao tratador eletrostático que está em série.

5.2 Controle do Separador Trifásico com perturbações do tipo degrau

Nesta seção serão apresentados os resultados obtidos nos ensaios de controle do separador trifásico utilizando vazões de alimentação com perturbações do tipo degrau. É importante analisar este tipo de situação, porque ao longo do tempo o regime de escoamento nos poços e *risers* podem alternar entre golfadas e mudanças em degrau nas vazões alternando com períodos de regime permanente. Os ensaios serão apresentados no mesmo formato da seção 5.1.

5.2.1 Ensaio com PNMPC Hammerstein

A seguir serão apresentados os ensaios com o controlador PNMPC utilizando o modelo de Hammerstein como preditor. Foi utilizado um período de amostragem de 10 segundos para simular o processo e o controlador. O sinal de controle calculado atua diretamente na abertura das válvulas de água, óleo e gás.

– Ensaio com PNMPC Hammerstein por Zonas

O primeiro ensaio de controle do separador trifásico foi realizado utilizando a estratégia de controle PNMPC por Zonas. O ajuste dos parâmetros do controlador é apresentado na tabela 5.8. O controle por faixas foi aplicado somente aos níveis da água e do óleo, sendo que para pressão foi utilizado setpoint fixo. Neste ensaio foi utilizada uma largura da zona igual a zero de forma que o controlador funciona como se utiliza-se um *set point* fixo.

Tabela 5.8: Parâmetros de Ajuste do Controlador

Parâmetro	Valor
N	[20; 20; 6]
Nu	[15; 15; 2]
R	[20; 1; 1]
Q	[1000; 1000; 10000]
a	[0; 0; 0]

É apresentada na figura 5.12 a resposta das variáveis de processo com suas respectivas faixas. Na figura 5.13 são apresentadas as vazões de alimentação e as vazões de saída.

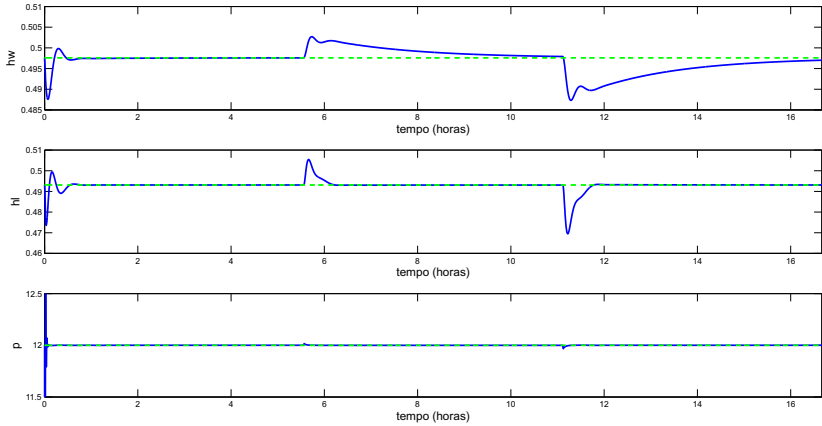


Figura 5.12: Variáveis de Processo

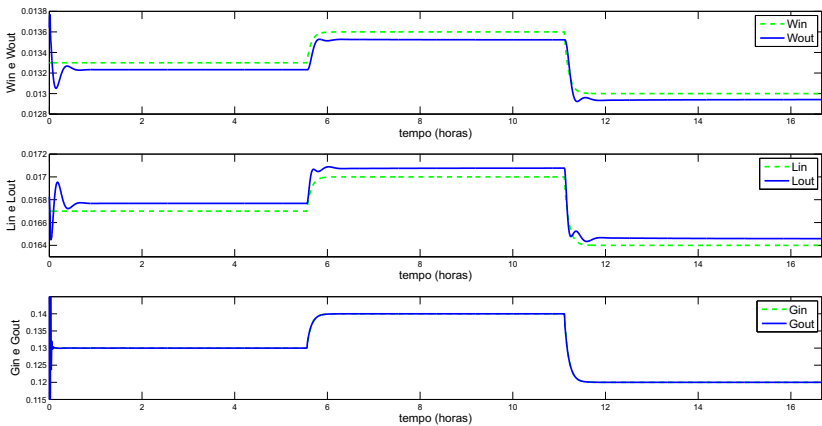


Figura 5.13: Vazões e alimentação e saída do separador

— Ensaio com PN MPC Hammerstein com Restrições *Hard* e *Soft*

O segundo ensaio de controle do separador trifásico foi realizado utilizando o controlador PN MPC com restrições *hard* e *soft*. O ajuste dos parâmetros do controlador é apresentado na tabela 5.9. Foram utilizadas restrições *soft* nas saídas e restrições *hard* no incremento de controle, na amplitude do sinal de controle e nas saídas.

Tabela 5.9: Parâmetros de Ajuste do Controlador

Parâmetro	Valor
N	[20; 20; 6]
Nu	[15; 15; 2]
R	[2; 1; 2]
Q	[1000; 1000; 10000]
a	[0; 0; 0]

É apresentada na figura 5.14 a resposta das variáveis de processo com seus respectivos setpoints e os limites impostos pelas restrições soft. Na figura 5.15 são apresentadas as vazões de alimentação e as vazões de saída.

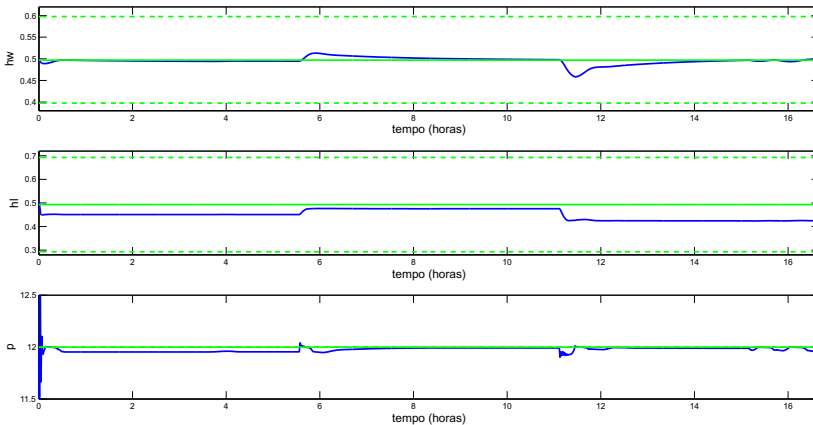


Figura 5.14: Variáveis de Processo

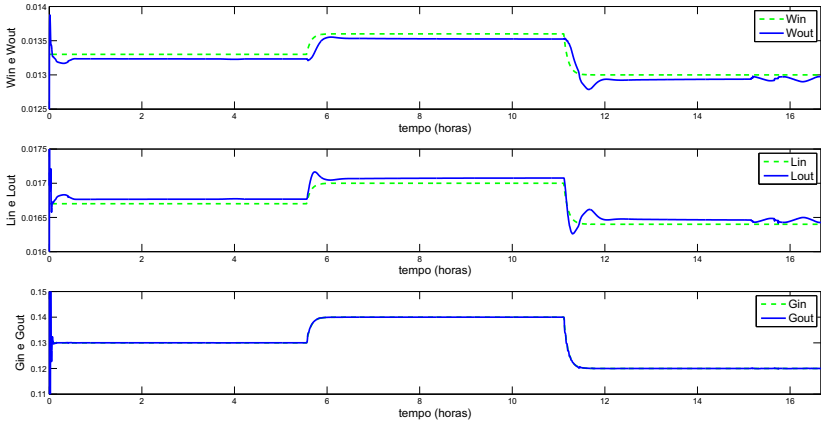


Figura 5.15: Vazões e alimentação e saída do separador

É possível verificar nos gráficos apresentados nesta seção que o controlador PNMPC utilizando o modelo Hammerstein obteve um bom desempenho nas duas configurações propostas. Nos dois ensaios as variáveis controladas sofreram certa oscilação no momento em que ocorreu a perturbação nas vazões de alimentação porém posteriormente essas perturbações foram rejeitadas.

5.2.2 Ensaio com PNMPC Modelo Fenomenológico

A seguir serão apresentados os ensaios com o controlador PNMPC utilizando o modelo fenomenológico simplificado como preditor. O princípio de funcionamento deste controlador foi apresentado no item 5.1.2.

- Ensaio com PNMPC Modelo Fenomenológico com Restrições *Hard* e *Soft*

O primeiro controlador testado foi o controlador PNMPC com restrições. O ajuste dos parâmetros do controlador é apresentado na tabela 5.10. Foram utilizadas restrições soft nas saídas e restrições hard no incremento de controle, na amplitude do sinal de controle e nas saídas.

Tabela 5.10: Parâmetros de Ajuste do Controlador

Parâmetro	Valor
N	[20; 20; 20]
Nu	[5; 5; 5]
R	[20; 10; 10]
Q	[1000; 100; 100]
P_{min}	[1; 10; 1]
P_{max}	[1; 10; 1]
a	[0; 0; 0]

É apresentada na figura 5.16 a resposta das variáveis de processo com seus respectivos setpoints. Na figura 5.7 são apresentadas as vazões de alimentação e as vazões de saída.

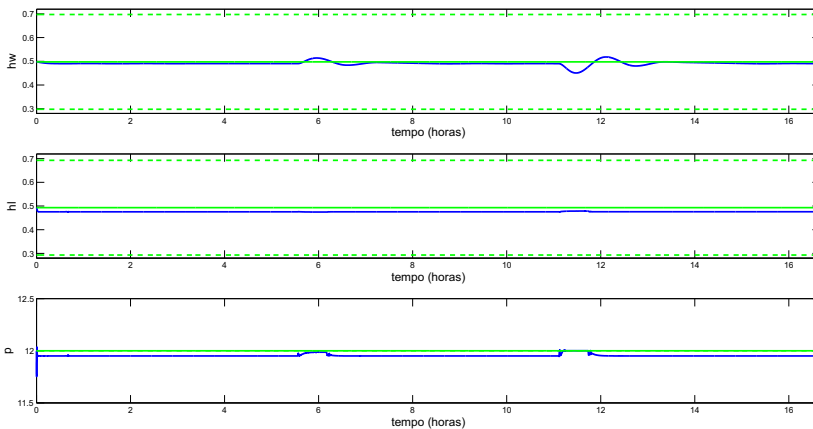


Figura 5.16: Variáveis de Processo

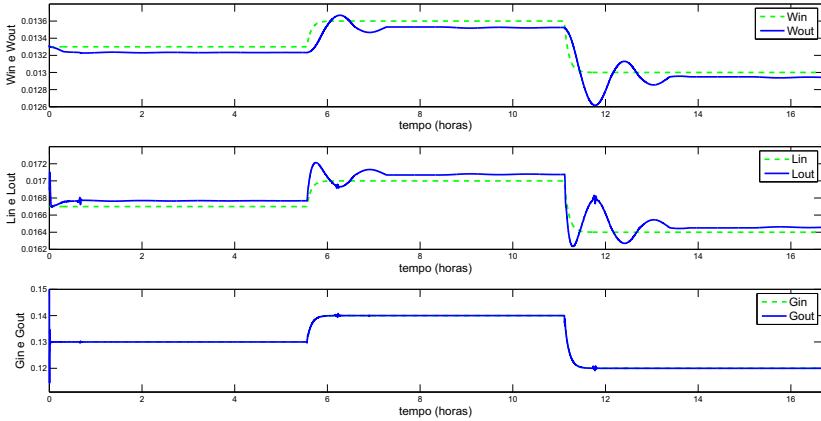


Figura 5.17: Vazões e alimentação e saída do separador

- Ensaio com PN MPC Modelo Fenomenológico por Zonas

O segundo ensaio de controle foi realizado com o controlador PN MPC por Zonas. O ajuste dos parâmetros do controlador é apresentado na tabela 5.11. O controle por faixas foi aplicado somente aos níveis da água e do óleo, sendo que para pressão foi utilizado setpoint fixo. Neste ensaio foi utilizada uma largura da zona igual a zero de forma que o controlador funciona como se utiliza-se um *set point* fixo.

Tabela 5.11: Parâmetros de Ajuste do Controlador

Parâmetro	Valor
N	[20; 20; 20]
Nu	[5; 5; 5]
R	[5; 3; 20]
Q	[1000000; 100; 1]
a	[0; 0; 0]

É apresentada na figura 5.18 a resposta das variáveis de processo com suas respectivas faixas. Na figura 5.19 são apresentadas as vazões de alimentação e as vazões de saída.

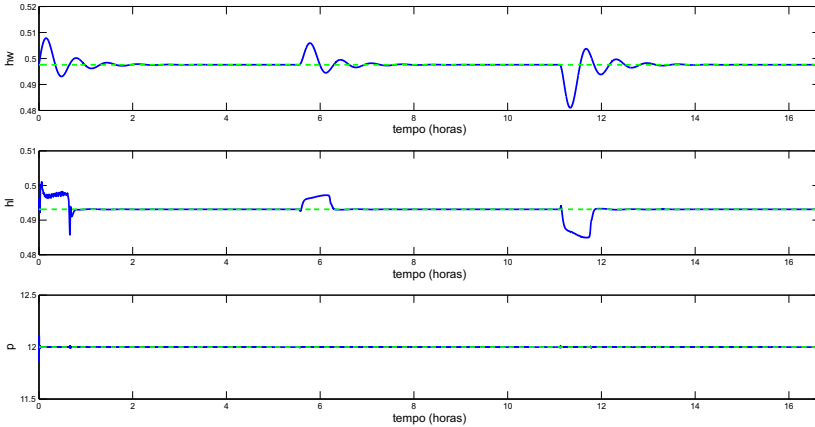


Figura 5.18: Variáveis de Processo

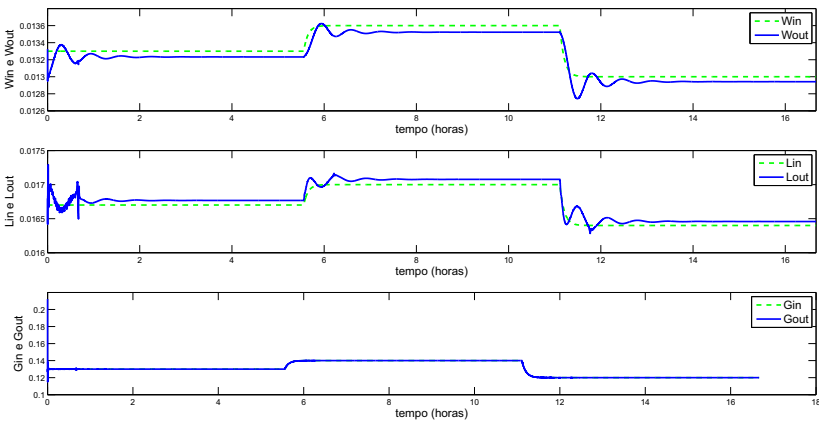


Figura 5.19: Vazões e alimentação e saída do separador

É possível verificar nos gráficos apresentados nesta seção que o controlador PNMPC utilizando o modelo fenomenológico simplificado obteve bons resultados. Em uma primeira análise comparando com os resultados da seção anterior pode-se dizer que este controlador possibilitou um melhor comportamento em regime permanente rejeitando as perturbações do tipo degrau nas variáveis controladas.

5.2.3 Ensaio com Controlador por Bandas

A seguir são apresentados os resultados obtidos com o controlador por bandas. O ajuste dos parâmetros do controlador é apresentado na tabela 5.6. O controle por bandas foi aplicado somente aos níveis da água e do óleo, sendo que para pressão foi utilizado setpoint fixo.

É apresentada na figura 5.20 a resposta das variáveis de processo com suas respectivas faixas. Na figura 5.21 são apresentadas as vazões de alimentação e as vazões de saída.

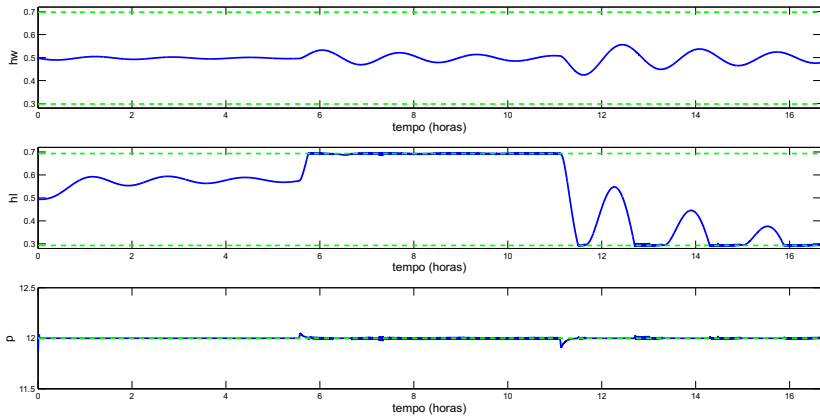


Figura 5.20: Variáveis de Processo

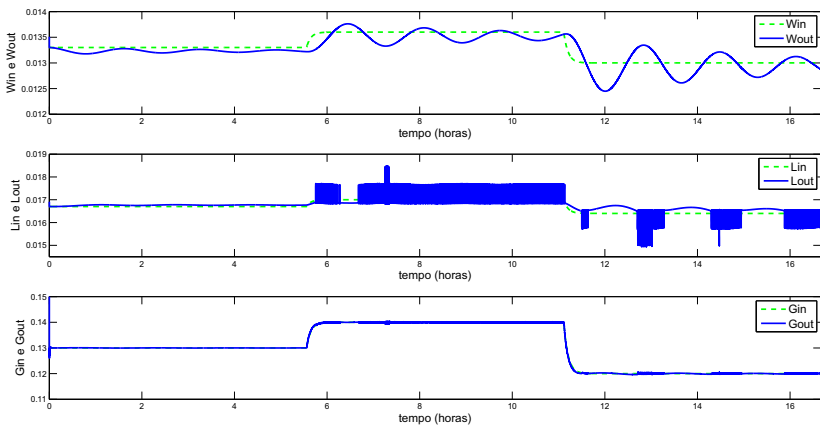


Figura 5.21: Vazões e alimentação e saída do separador

Como pode ser visto nas figuras apresentadas o controlador por bandas controlou com dificuldades o processo de forma que a cada degrau aplicado nas vazões de alimentação a vazão de saída de água se tornou mais oscilatória, o que pode comprometer o funcionamento dos processos a jusante. Porém as variáveis controladas não excederam o limite da banda. Uma análise comparativa completa dos resultados será apresentada no item 5.2.4

5.2.4 Análise de Desempenho dos Controladores

A tabela 5.12 contém dados referentes a variância das variáveis controladas e a variância das vazões de saída para cada ensaio de controle realizado.

Tabela 5.12: Índices de Desempenho

Controlador	Vazão	Variância
PNMPC Hammerstein CR	Wout	$5,8616 \cdot 10^{-8}$
	Lout	$6,2437 \cdot 10^{-8}$
	Gout	$1,0873 \cdot 10^{-4}$
	hw	$6,2434 \cdot 10^{-5}$
	hl	$4,2830 \cdot 10^{-4}$
	p	$6,1686 \cdot 10^{-3}$
PNMPC Hammerstein Zona	Wout	$5,6297 \cdot 10^{-8}$
	Lout	$6,2395 \cdot 10^{-8}$
	Gout	$8,2678 \cdot 10^{-5}$
	hw	$7,4913 \cdot 10^{-6}$
	hl	$7,5026 \cdot 10^{-6}$
	p	$5,8653 \cdot 10^{-3}$
PNMPC CR	Wout	$6,1237 \cdot 10^{-8}$
	Lout	$6,5308 \cdot 10^{-8}$
	Gout	$6,4893 \cdot 10^{-5}$
	hw	$6,3942 \cdot 10^{-5}$
	hl	$4,6847 \cdot 10^{-7}$
	p	$1,2264 \cdot 10^{-4}$
PNMPC Zona	Wout	$5,7255 \cdot 10^{-8}$
	Lout	$6,2849 \cdot 10^{-8}$
	Gout	$6,4872 \cdot 10^{-5}$
	hw	$5,9366 \cdot 10^{-6}$
	hl	$3,0549 \cdot 10^{-6}$
	p	$3,9230 \cdot 10^{-6}$
Bandas	Wout	$7,9442 \cdot 10^{-8}$
	Lout	$1,1678 \cdot 10^{-7}$
	Gout	$6,5061 \cdot 10^{-5}$
	hw	$4,5637 \cdot 10^{-4}$
	hl	$2,1461 \cdot 10^{-2}$
	p	$4,6473 \cdot 10^{-5}$

Analizando os resultados da tabela 5.12 é possível verificar que o controlador que apresenta melhor índice na vazão de saída de água é o controlador PNMPC por zonas utilizando o modelo hammerstein, com uma variância de $5,6297 \cdot 10^{-8}$. Por outro lado o controlador PNMPC po Zonas utilizando o modelo fenomenológico apresentou melhores re-

sultados quanto a oscilação no nível da água, com uma variância de $5,9366 \cdot 10^{-6}$. O segundo controlador obteve bons índices relativos a vazão de saída de água, isto significa que o controlador rejeitou as perturbações do tipo degrau nas vazões de alimentação e ao mesmo tempo manteve uma boa separação. O mesmo pode ser verificado nos gráficos apresentados.

Deve-se ressaltar que o controlador PI por bandas não obteve bons resultados neste ensaio por se tratar de um controlador concebido para o amortecimento de oscilações do tipo golfada. Sua sintonia lenta dentro da banda permite uma oscilação por um longo período de tempo quando há uma mudança na alimentação do separador. Uma possível alternativa para melhorar o desempenho do controlar neste caso seria diminuir a banda de forma a aproximá-lo de um controlador com setpoint fixo e uma sintonia mais agressiva, como efetuado com o controlador PNMPC por zonas utilizando o modelo fenomenológico.

Quanto menor variância nestes sinais, melhor é a separação, uma vez que o nível de água se mantendo próximo ao *setpoint* e a vazão de saída de água sendo constante, garantem que a distribuição do volume das gotas de óleo dispersas na corrente aquosa que alimenta a bateria de hidrociclones não sofra alterações ao longo do tempo. Dessa forma o controlador além de garantir o bom funcionamento do separador também permite que os equipamentos a jusante funcionem de forma adequada.

Levando em conta a análises dos itens 5.1.4 e 5.2.4, escolheu-se o controlador PNMPC por zonas utilizando o modelo fenomenológico simplificado como controlador preditivo de melhor desempenho, e será testado com o sistema integrado (Separador + Hidrociclone).

5.3 Ensaio com Controlador PI por Bandas e PNMPC Modelo Fenomenológico por Zonas

É apresentado na figura 5.22 o esquema de controle proposto, baseado no controlador PNMPC e nas estratégias de estimação, predição e detecção de perturbações, utilizado para obter um controle flexível e eficiente para o separador. Como pode ser visto na figura o controlador possui três níveis. No nível local, três controladores PI escravos são usados para manipular as três válvulas e manter os fluxos de saída de água, óleo e gás nos valores do *setpoint*, definidos pelo controlador mestre (PNMPC).

O PNMPC, que opera no segundo nível, minimiza uma função objetivo que utiliza ações *feedback* e *feedforward*. Finalmente, a função objetivo a ser passada para o PNMPC é computada no terceiro nível, que decide se o controlador deve trabalhar com uma faixa estreita ou larga nas especificações de controle. Este nível supervisor utiliza um detector de perturbações das vazões de alimentação para definir o modo de operação.

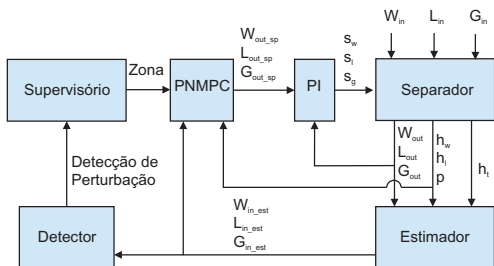


Figura 5.22: Esquema do PNMPC com controle supervisorio

Dependendo do regime de funcionamento do poço ou do *riser*, a vazão de fluido na entrada no separador pode ser estável ou oscilatório. Para uma vazão de alimentação constante a melhor opção de controle é exigir que as variáveis do processo sejam mantidas em uma faixa estreita em torno de um *setpoint* fixo. Para uma vazão de fluido oscilatória um melhor resultado é obtido permitindo uma maior oscilação das variáveis controladas em torno do ponto de operação, de tal forma que o separador funciona como um filtro para as perturbações.

O detector de perturbação é uma ferramenta importante para a implementação da estratégia de controle. Portanto, a faixa em que é permitida a variação das variáveis controladas depende da amplitude das oscilações na entrada do separador. Esta estratégia garante o melhor desempenho de controle independentemente do regime de fluxo na alimentação do separador.

Foi realizado um ensaio com 38,88 horas de duração onde na primeira metade o separador de foi controlado com o controlador por bandas, e a partir do tempo 19,44 horas até o fim, foi utilizada a estratégia de controle proposta. Para obter um chaveamento suave entre as duas estratégias de controle, entre os intervalos de tempo de 13,88 a 25,00 horas, foi aplicada uma vazão de alimentação constante. Entre os intervalos de 16,66 e 22,22 horas foi aplicado um degrau nas vazões de alimentação. Os parâmetros dos controladores são os mesmos

apresentados nas tabelas 5.6, 5.5 e 5.11.

É apresentada na figura 5.23 a resposta das variáveis de processo com suas respectivas faixas e *setpoints*. Na figura 5.24 são apresentadas as vazões de alimentação e as vazões de saída.

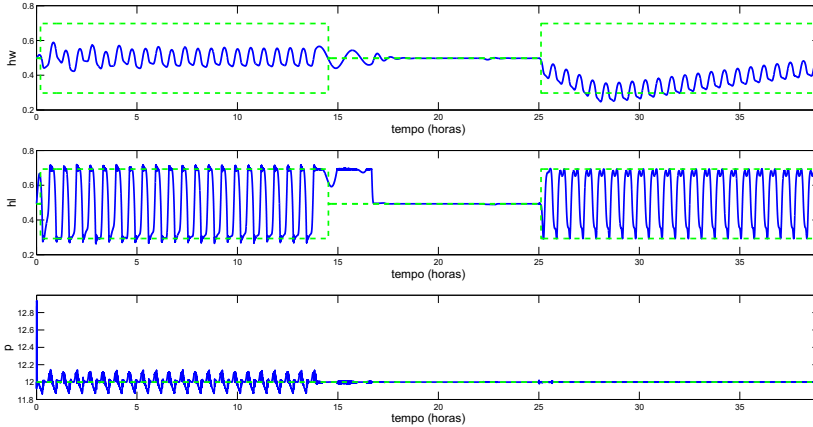


Figura 5.23: Variáveis de Processo

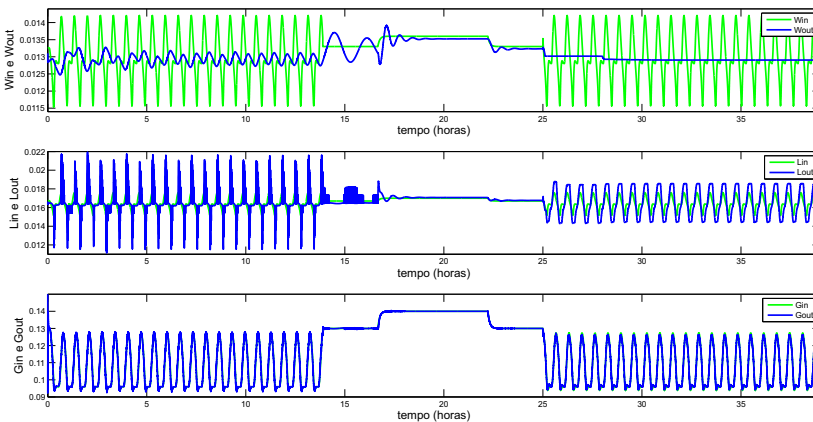


Figura 5.24: Vazões e alimentação e saída do separador

São apresentados na tabela 5.13 dados referentes às oscilações percentuais e variância das vazões de saída do separador trifásico para cada controlador. O maior amortecimento das oscilações na vazão de saída de água é obtido pelo controlador proposto com um fator de 7,29

contra 3,34 do controlador por bandas. o controlador proposto também apresentou uma menor variância na mesma vazão. É possível verificar na figura 5.24 que, desde os instante 22,51 horas a vazão de saída de água permanece constante até que o final do teste, portanto, resultando em 10,82 horas de sem nenhuma oscilação.

Tabela 5.13: Índices de Desempenho - Golfadas

Controlador	Vazão	Oscilação (%)	Variância
Bandas	Wout	6,27	$2,3366 \cdot 10^{-8}$
	Lout	65,76	$1,5443 \cdot 10^{-6}$
	Gout	32,45	$1,5589 \cdot 10^{-4}$
PNMPC Proposto	Wout	2,88	$2,5775 \cdot 10^{-9}$
	Lout	27,49	$2,4778 \cdot 10^{-6}$
	Gout	32,45	$1,3945 \cdot 10^{-4}$

São apresentados na tabela 5.14 a variância da vazão das três saídas do separador trifásico para cada controlador. Esta tabela contém informações do período do ensaio onde não houve a presença de perturbações atuando no processo. Os índices expostos na tabela mostram que o controlador proposto obteve melhores resultados do que o controle por bandas, além disso, ele mantém as vazões de saída mais constantes e estabiliza as variáveis de processo com menor tempo de acomodação, como pode ser observado na figura 5.23.

Tabela 5.14: Índices de Desempenho - Regime Permanente

Controlador	Vazão	Variância
Bandas	Wout	$6,5992 \cdot 10^{-8}$
	Lout	$1,7679 \cdot 10^{-7}$
	Gout	$2,4218 \cdot 10^{-5}$
PNMPC Proposto	Wout	$2,1662 \cdot 10^{-8}$
	Lout	$2,3254 \cdot 10^{-8}$
	Gout	$2,4137 \cdot 10^{-5}$

De acordo com os resultados da simulação obtidos pode-se concluir que o uso da estratégia proposta permite um melhor amortecimento das perturbações do que outros controladores e também propor-

ciona um melhor desempenho quando o processo opera em condições estáveis.

5.4 Controle do Sistema Integrado (Separador + Hidrociclone)

Nesta seção serão apresentados os resultados oriundos do ensaio de controle com o sistema integrado (separador + hidrociclone). Foram utilizados os mesmos controladores e sinais de vazão de alimentação do separador do ensaio da seção 5.3. Para predição foram utilizados o modelo fenomenológico simplificado do separador e um modelo estático que relaciona a queda de pressão no *overflow* do hidrociclone com a vazão de saída do overflow, vide equação 2.48. A exemplo da seção 5.3, na primeira metade do ensaio o separador foi controlado com o controlador por bandas, e a partir do tempo 19,44 horas até o fim, foi utilizado o controlador PNMPC.

Os parâmetros do controlador por bandas são os mesmos apresentados na tabela 5.6. Para o controlador PNMPC por zonas foram utilizados os parâmetros das tabelas 5.5 e 5.11. Como o modelo da diferença de pressão no *overflow* do hidrociclone é um modelo estático, foram utilizados os mesmos valores para os horizontes de predição e controle sendo, $N = Nu = 1$.

São apresentados nas figuras 5.25, 5.26 e 5.27, respectivamente a resposta das variáveis de processo, as vazões de alimentação e as vazões de saída do separador, e as eficiências e concentração de óleo no *underflow* do hidrociclone.

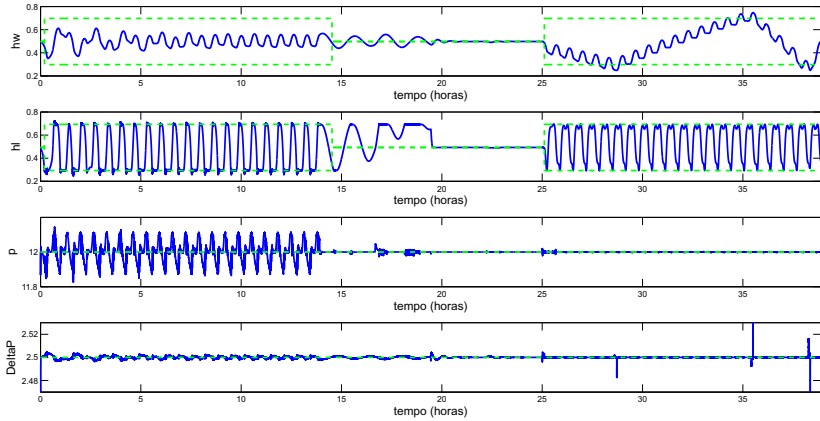


Figura 5.25: Variáveis de Processo

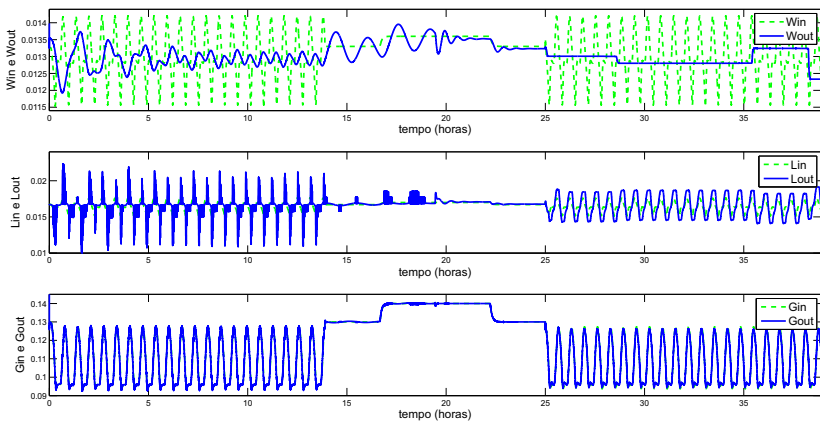


Figura 5.26: Vazões e alimentação e saída do separador

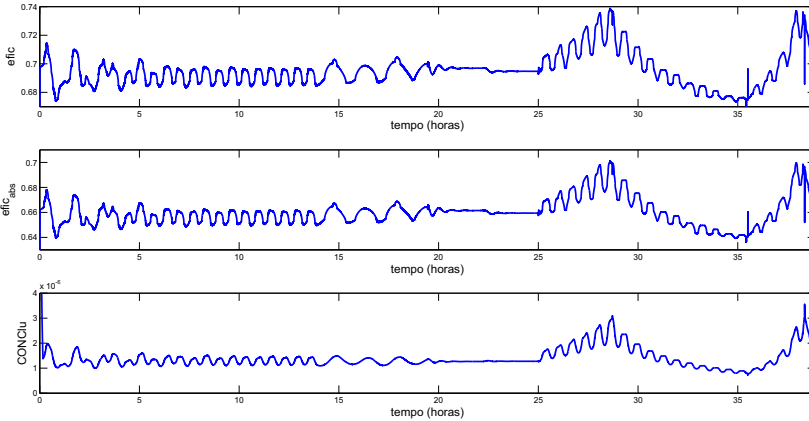


Figura 5.27: Eficiências e concentração de óleo no underflow do hidrociclone

Analisando os gráficos apresentados acima é possível verificar que apesar do controlador PNMPC fornecer uma vazão constante por longos períodos de tempo para o hidrociclone, a eficiência de separação deste equipamento se torna mais oscilatória que na metade do ensaio onde atua o controle por bandas. Isso se deve ao fato que o controlador PNMPC permite uma oscilação do nível de água do separador ao longo de toda faixa, o que acarreta uma variação na distribuição de gotas na saída do separador.

Na figura 5.28 são apresentadas as distribuições de gotas na saída do separador em três instantes de tempo. Nota-se que quando o nível está próximo ao limite inferior da faixa (tempo de 29horas) aumenta o volume de gotas de óleo na saída do separador, e quando ocorre a situação contrária, ou seja, nível de água próximo ao limite superior da faixa o volume de gotas de óleo diminui (tempo de 35horas). Deve-se ressaltar que para os três instantes de tempo que foram apresentadas as curvas de distribuição de gotas a vazão de alimentação é a mesma, como pode ser visto na figura 5.26.

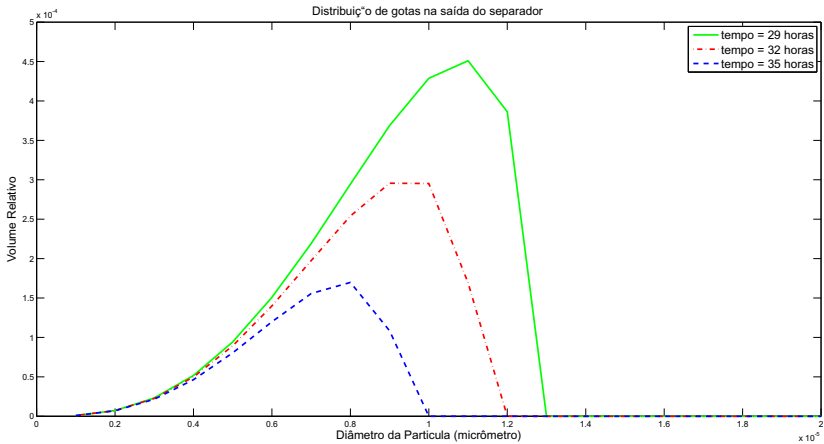


Figura 5.28: Distribuição das gotas na saída do separador trifásico

Com base na análise realizada anteriormente conclui-se que o ideal é assumir um compromisso entre a largura da faixa utilizada e o amortecimento das oscilações na vazão de saída do separador. Dessa forma acredita-se que é possível chegar a um ponto onde não haja uma variação significativa na distribuição de gotas de óleo na entrada do hidrociclone e conseqüentemente a oscilação das eficiências e concentração de óleo no *underflow* seja mínima.

Foram realizados dois ensaios onde a largura da faixa de oscilação permitida para o nível de água foi alterado de forma a verificar o efeito na separação do hidrociclone. São apresentados nas figuras 5.29, 5.30 e 5.31 os resultados gráficos obtidos utilizando uma largura de faixa igual a $0,2m$.

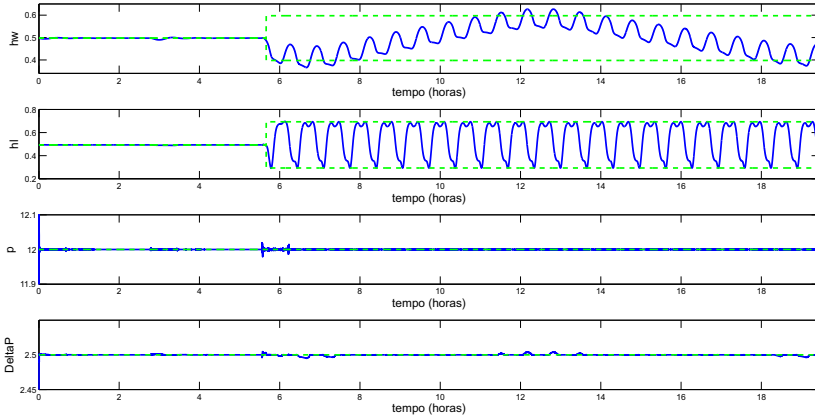


Figura 5.29: Variáveis de Processo

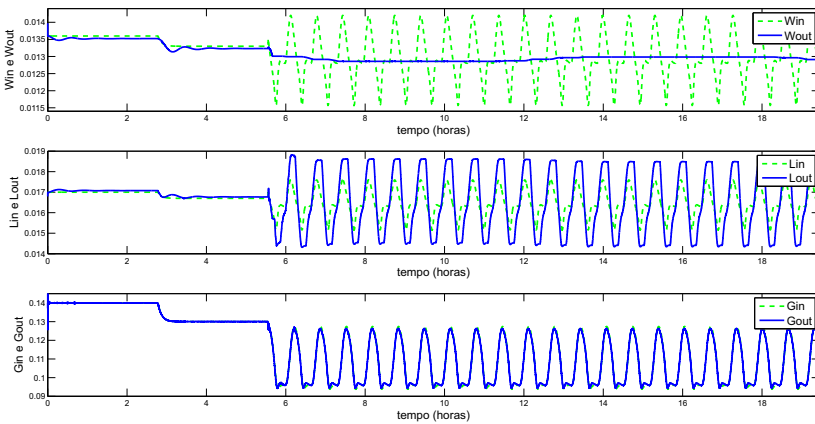


Figura 5.30: Vazões e alimentação e saída do separador

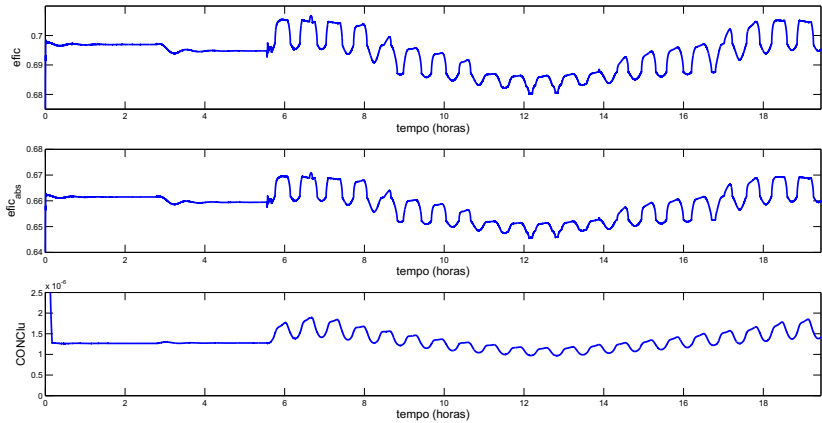


Figura 5.31: Eficiências e concentração de óleo no underflow do hidrociclone

São apresentados nas figuras 5.29, 5.30 e 5.31 os resultados gráficos obtidos utilizando uma largura de faixa igual a $0,1m$.

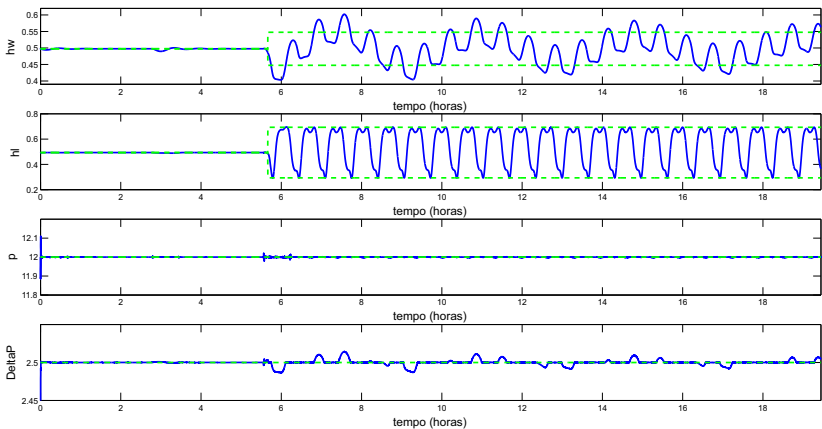


Figura 5.32: Variáveis de Processo

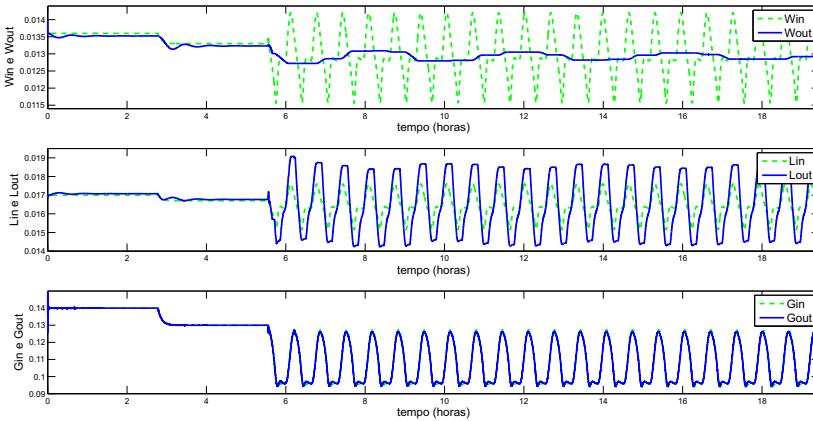


Figura 5.33: Vazões e alimentação e saída do separador

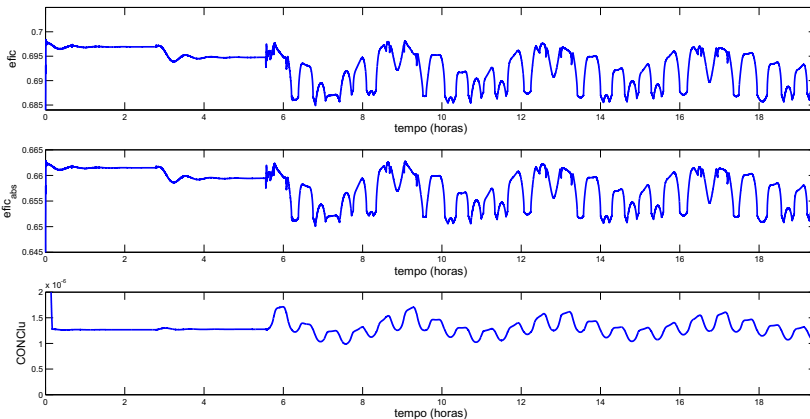


Figura 5.34: Eficiências e concentração de óleo no underflow do hidrociclone

Analisando os resultados apresentados anteriormente é possível verificar que a medida que a largura da faixa é reduzida, diminui o amortecimento das oscilações na vazão de saída de água do separador, porém reduz a oscilação das eficiências de separação do hidrociclone e consequentemente da concentração de óleo no *underflow*.

Acredita-se que uma solução seja utilizar uma camada de otimização superior que forneça ao controlador PNMPCC a largura de faixa que maximize a eficiência de separação do hidrociclone. Porém realizar uma otimização no modelo da eficiência do hidrociclone pode ser uma

tarefa árdua uma vez que os cálculos são de grande complexidade.

São apresentados em [40] e [28] correlações que relacionam a variação da vazão de alimentação e da razão de *split* no hidrociclone com a eficiência de separação. Porém essas correlações assumem uma curva de distribuição de gotas de óleo na entrada do hidrociclone constante. Sugere-se para trabalhos futuros o desenvolvimento de uma correlação que relacione a variação do nível de água no separador, a vazão de alimentação do hidrociclone e a razão de *split* no mesmo com a eficiência de separação. Acredita-se que com uma equação simplificada que possua estas características seja possível implementar a camada de otimização proposta. Uma outra alternativa a ser estudada é a variação do *split* de forma a compensar os efeitos de variação da distribuição de gotas na entrada do hidrociclone.

5.4.1 Comentários Finais

Neste capítulo foram apresentados os resultados dos ensaios de controle realizados em um primeiro momento somente com o separador e posteriormente com o sistema integrado. Foi realizada uma análise comparativa entre os controladores visando apontar o que obteve melhor desempenho. Foram constatados problemas referentes a oscilação da eficiência de separação do hidrociclone e propostas para resolução deste foram apresentadas. No próximo capítulo serão abordados aspectos teóricos e aplicação do controlador PI com sintonia via MPC por zonas.

Capítulo 6

Controlador PI com sintonia via MPC por Zonas

No capítulo anterior foram apresentados os resultados obtidos com os controladores PN MPC e PI por bandas. No presente capítulo serão apresentados os princípios teóricos do controlador PI com sintonia via MPC por zonas e experimentos práticos aplicados ao controle do separador trifásico. Este controlador foi concebido com o intuito de proporcionar as mesmas características do controle MPC por zonas a um controlador PI, desse modo é possível obter um controlador simples e eficiente.

6.1 Fundamentação Teórica

Será apresentado nesta seção o procedimento de sintonia do controlador PI utilizando o procedimento de otimização de um controlador MPC por zonas. De acordo com [24], é possível obter a sintonia de controladores clássicos através do preditor utilizado pelo algoritmo GPC. A ordem do controlador está diretamente ligada a ordem do modelo utilizado, assim, para um modelo de primeira ordem o controlador resultante é um PI.

Para realizar este procedimento é necessário um modelo linear. Porém no controle por zonas, é permitido que o processo funcione dentro de uma faixa, ao invés de um único ponto de equilíbrio. Neste caso

o mais apropriado é a utilização de um modelo não linear que pode representar melhor o processo em toda sua faixa de funcionamento. Como visto o controlador PNMPC realiza o procedimento de linearização do modelo não linear a cada período de amostragem. Em uma tentativa de adicionar as características do controlador PNMPC por Zonas ao controlador PI, serão utilizados três modelos linearizados nos limites superiores e inferiores da zona e num ponto intermediário entre os limites da zona.

De acordo com o apêndice B, o modelo linearizado simplificado do separador trifásico é descrito por

$$\begin{bmatrix} hw \\ hl \\ p \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{K_{11}}{s} & 0 & 0 \\ 0 & \frac{K_{22}}{s} & 0 \\ 0 & 0 & \frac{K_{33}}{s} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} W_{out} \\ L_{out} \\ G_{out} \end{bmatrix} \quad (6.1)$$

sendo que o valor dos ganhos das funções de transferências podem variar de acordo com o ponto de equilíbrio onde ocorre a linearização.

O controle por zonas é utilizado somente no nível de água e óleo, sendo que a pressão é mantida constante por um controlador PI de setpoint fixo. O desenvolvimento matemático para a sintonia do controlador PI via MPC será demonstrado apenas para uma das funções de transferência da matriz de transferência apresentada na equação 6.1.

Assume-se que o processo é descrito pela seguinte função de transferência

$$G(s) = \frac{K}{s} \quad (6.2)$$

Discretizando tem-se

$$G(z) = \frac{K_d z^{-1}}{1 - z^{-1}} \quad (6.3)$$

Como o controlador GPC utiliza o modelo CARIMA, então o modelo é reescrito

$$A(z^{-1})\hat{y}(t) = B(z^{-1})z^{-d}u(t-1) + \frac{T(z^{-1})e(t)}{D(z^{-1})\Delta} \quad (6.4)$$

onde $\Delta = 1 - z^{-1}$, d é o atraso de transporte e $e(t)$ é um ruído branco. Os polinômios $T(z^{-1})$ e $D(z^{-1})$ representam a característica estocástica do ruído e como são difíceis de serem estimados na prática, é comum utilizar $T(z^{-1}) = 1$ e $D(z^{-1}) = 1$. Neste caso a equação 6.4

pode ser reescrita como

$$\hat{A}(z^{-1})y(t) = B(z^{-1})z^{-d}\Delta u(t-1) + e(t) \quad (6.5)$$

onde $\hat{A}(z^{-1}) = \Delta A(z^{-1})$. Para o modelo da equação 6.3 temos $\hat{A}(z^{-1}) = (1 - z^{-1})(1 - z^{-1}) = 1 - 2z^{-1} + z^{-2}$, $B(z^{-1}) = K_d = b_0$ e $d = 0$.

As predições podem ser obtidas resolvendo seguinte equação Di-
ofantina

$$1 = \hat{A}(z^{-1})E_j(z^{-1}) + z_{-j}F_j(z^{-1}) \quad (6.6)$$

onde $E_j(z^{-1})$ possui o grau $j - 1$ e $F_j(z^{-1})$ possui o grau na .

Resolvendo recursivamente a Diofantina N vezes, onde N é o horizonte de predição, obtém-se

$$\begin{bmatrix} \hat{y}(t+1|t) \\ \hat{y}(t+2|t) \\ \vdots \\ \hat{y}(t+N|t) \end{bmatrix} = \mathbf{G} \begin{bmatrix} \Delta u(t) \\ \Delta u(t+1) \\ \vdots \\ \Delta u(t+N-1) \end{bmatrix} + \mathbf{H} \begin{bmatrix} \Delta u(t-1) \\ \Delta u(t-2) \\ \vdots \\ \Delta u(t-nb) \end{bmatrix} + \mathbf{S} \begin{bmatrix} \hat{y}(t|t) \\ \hat{y}(t-1|t) \\ \vdots \\ \hat{y}(t-na|t) \end{bmatrix} \quad (6.7)$$

onde G , H e S são matrizes constantes com dimensões $N \times N$, $N \times nb$ e $N \times na + 1$. Como no modelo da equação 6.5 tem-se $nb = 0$, as predições não dependem dos valores passados de Δu e $H = 0$.

De acordo com [24] a função objetivo a ser minimizada é descrita por

$$J = (Gu + Sy_1 - w)^T Q_\delta (Gu + Sy_1 - w) + u^T Q_\lambda u \quad (6.8)$$

onde Q_δ e Q_λ são matrizes de ponderação diagonais com os elementos $\delta(j)$ e $\lambda(j)$ respectivamente.

Minimizando J em relação a u , tem-se

$$Mu = P_0 y_1 + P_2 w \quad (6.9)$$

onde $M = G^T Q_\delta G + Q_\lambda$ e $P_2 = G^T Q_\delta$ são de dimensão $N \times N$ e $P_0 = -G^T Q_\delta S$ possui dimensão $N \times nb$.

Em um algoritmo de *receding horizon* é calculado somente o valor de $\Delta u(t)$, e se m é a primeira linha da matriz M^{-1} , $\Delta u(t)$ é dado por

$$\Delta u(t) = mP_0 y_1 + mP_2 w \quad (6.10)$$

onde $mP_0 = [ly_1 ly_2 \dots ly_{na+1}]$ e $mP_2 = [f_1 f_2 \dots f_N]$. Os coeficientes ly e f são função de a_i , b_i , N , δ_i e λ_i .

Segundo [24] a função de transferência discreta do controlador PI é dada por

$$C(z) = -\frac{ly_1 + ly_2 z^{-1}}{1 - z^{-1}} \quad (6.11)$$

O controlador da equação 6.11 pode ser representado pela seguinte equação a diferenças

$$u(k) = u(k-1) + q_0 e(k) + q_1 e(k-1) \quad (6.12)$$

onde $q_0 = -ly_1$ e $q_1 = -ly_2$.

No controle MPC por zonas a matriz de ponderação Q_δ é zerada se a variável controlada está dentro da faixa e assume um valor ajustado se a variável controlada sai para fora da faixa. O efeito obtido com esta técnica é que dentro da faixa o controle fica "livre", ou seja, em malha aberta e permite a oscilação da variável controlada. Fora da faixa o controlador pondera o erro sendo que o setpoint é o limite da faixa, nessa situação o controle é feito em malha fechada.

Este conceito pode ser traduzido para a sintonia do controlador PI, sendo que para o modelo linearizado dentro da faixa a matriz de ponderação Q_δ é zerada, logo $M = Q_\lambda$, $P_2 = 0$ e $P_0 = 0$, o que implica nos coeficientes $ly_1 = ly_2 = 0$ e a equação 6.12 é reescrita como

$$u(k) = u(k-1) \quad (6.13)$$

Nota-se que na equação 6.13 não é considerado o erro entre a variável de processo e um setpoint. Enquanto a variável controlada estiver dentro da faixa o controle será constante e igual ao valor anterior, o que consiste em operar o processo em malha aberta.

Para os dois modelos linearizados nos limites superiores e inferiores da faixa, o controlador obtido é o mesmo da equação 6.12. Neste caso o controle é realizado em malha fechada da mesma forma que o MPC por zonas. Para implementar esta estratégia de controle se faz necessário um controle supervisório que monitora o valor da variável

controlada e determina qual das ações de controle deve ser aplicada.

6.2 Ensaio com PI com sintonia via MPC por Zonas

A seguir são apresentados os resultados obtidos no ensaio realizado utilizando o controlador PI com sintonia via MPC por zonas. O ajuste dos parâmetros do controlador é apresentado na tabela 6.1. Para a sintonia dos parâmetros do controlador foram utilizados os mesmos horizontes e ponderações do controlador PNMPC por zonas (tabela 5.5 do capítulo 5). Esta técnica de controle foi aplicada somente aos níveis da água e do óleo, sendo que para pressão foi utilizado um controlador PI com setpoint fixo.

Tabela 6.1: Parâmetros de Ajuste do Controlador

Variáveis	q_0	q_1
Dentro da Zona		
hw	0	0
hl	0	0
p	0.124366	-0.062195
Limite superior da Zona		
hw	0.018277	-0.017027
hl	0.218717	-0.135130
p	0.124366	-0.062195
Limite Inferior da Zona		
hw	0.022873	-0.017027
hl	0.182294	-0.107990
p	0.124366	-0.062195

É apresentada na figura 6.1 a resposta das variáveis de processo com suas respectivas faixas. Na figura 6.2 são apresentadas as vazões de alimentação e as vazões de saída.

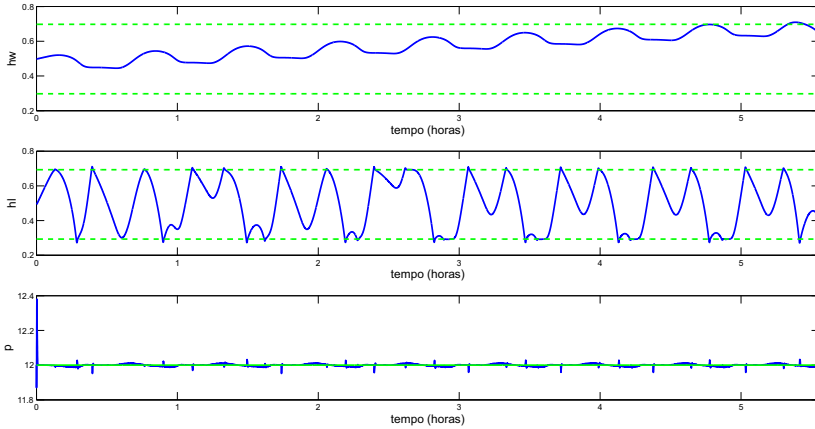


Figura 6.1: Variáveis de Processo

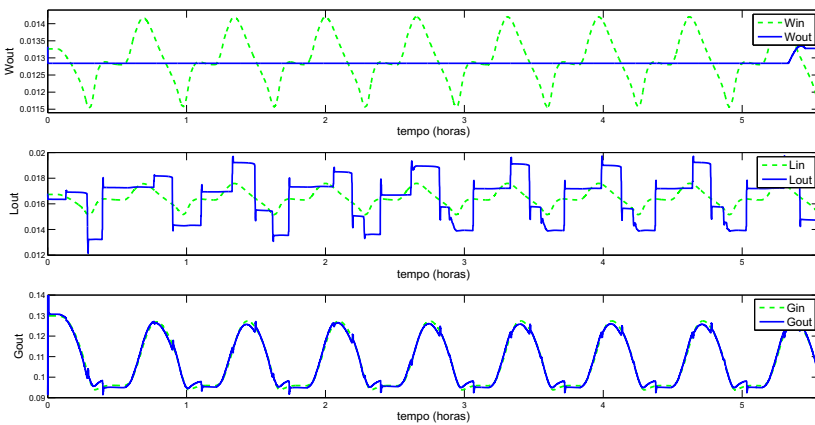


Figura 6.2: Vazões e alimentação e saída do separador

A tabela 6.2 contém dados referentes às oscilações percentuais das vazões de entrada e saída do separador trifásico e a variância das vazões de saída para cada ensaio de controle realizado. Foram utilizados os mesmos sinais da seção 5.1 para as vazões de alimentação do separador trifásico.

Tabela 6.2: Índices de Desempenho

Controlador	Vazão	Oscilação (%)	Variância
–	Win	21,01	–
	Lin	15,29	–
	Gin	32,45	–
PI via MPC	Wout	3,74	$1,4793 \cdot 10^{-10}$
	Lout	36,06	$2,2177 \cdot 10^{-6}$
	Gout	32,45	$2,3666 \cdot 10^{-4}$
PNMPC Zona	Wout	4,00	$5,7803 \cdot 10^{-9}$
	Lout	31,00	$2,5111 \cdot 10^{-6}$
	Gout	32,45	$1,4590 \cdot 10^{-4}$
Bandas	Wout	6,27	$3,5313 \cdot 10^{-8}$
	Lout	65,76	$1,5216 \cdot 10^{-6}$
	Gout	32,45	$1,6118 \cdot 10^{-4}$

Através dos dados apresentados na tabela 6.2 é possível verificar que o controlador PI com sintonia via NMPC por zonas obteve ótimos resultados com amortecimento das oscilações com um fator de 5,6 e uma variância de $1,4793 \cdot 10^{-10}$. Se comparado com os resultados dos controladores apresentados no item 5.1.4, pode-se afirmar que este foi o controlador que obteve melhor desempenho no amortecimento de oscilações de carga.

A principal vantagem deste controlador é o fato de ser de fácil implementação, uma vez que não exige otimização online, e pode ser implementado em dispositivos programáveis como um CLP. A desvantagem deste controlador é que este não trata o problema de controle através de uma estratégia multivariável e não utiliza as restrições físicas do processo. O controlador PI com sintonia via MPC por zonas pode ser uma alternativa ao controlador PNMPC por zonas em situações onde o poder computacional seja limitado.

6.3 Comentários Finais

Neste capítulo foi discutido o desenvolvimento matemático do controlador PI com sintonia via MPC por zonas. Foi realizado um ensaio de simulação onde o controlador foi aplicado ao separador trifásico com o objetivo de amortecer as oscilações de carga. Os resultados dos ensaios de controle se mostraram promissores e os índices de de-

sempenho obtidos foram melhores que os dos controladores do capítulo anterior. O desenvolvimento deste controlador é uma das principais contribuições deste trabalho e mostra um grande potencial para sua aplicação na indústria do petróleo, uma vez que é de fácil implementação e baixo custo computacional.

Capítulo 7

Conclusão

Este trabalho aborda o estudo e o controle de processos de separação trifásica e tratamento de água presentes em uma plataforma de produção de petróleo. Este processo é composto por um separador trifásico e uma bateria de hidrociclones conectada na saída de água do separador. Foram desenvolvidas duas estratégias de controle, sendo a primeira baseada no controlador prático preditivo não-linear conhecido como PNMPC. Este controlador se difere de outros controladores preditivos não lineares pelo fato de realizar a linearização do sistema independentemente do ponto de equilíbrio. Foram abordados os métodos para utilização de restrições *hard* e *soft* em controladores preditivos, bem como a implementação do controle por zonas. Dois tipos de modelos de predição não-lineares foram estudados, sendo eles o modelo Hammerstein e um modelo fenomenológico simplificado do separador. Algumas ferramentas foram desenvolvidas com a finalidade de melhorar o tratamento das perturbações pelo controlador PNMPC, sendo elas o estimador de perturbações, o preditor de perturbações e o detector de perturbações. A segunda estratégia de controle utilizada neste trabalho consiste de um conjunto de controladores PI com sintonia via MPC, a qual é de grande simplicidade de implementação.

Foram realizados ensaios de simulação visando avaliar o desempenho dos controladores com o sistema operando sob o regime de golfadas e perturbações do tipo degrau na alimentação. Os resultados obtidos foram comparados com o controlador PI por bandas que é atualmente utilizado pela Petrobras para o amortecimento de oscilações de carga. Verificou-se em ambos ensaios que o controlador PNMPC por zonas utilizando o modelo fenomenológico obteve os melhores resultados.

As principais contribuições deste trabalho serão relacionadas a seguir:

- Aplicação de controle preditivo não linear ao controle do separador trifásico e hidrociclone;
- Identificação de modelos Hammerstein do separador;
- Desenvolvimento do estimador de perturbações;
- Desenvolvimento do controlador PI com sintonia via MPC por zonas.

Com relação a utilização do controlador PNMPC no controle de separadores e hidrociclones deve-se destacar que não existe na literatura registros da aplicação de um controlador preditivo não-linear a este problema. Este controlador apresentou bons resultados nas diferentes configurações propostas o que torna grande candidato a sua aplicação no meio industrial. A identificação do modelo de Hammerstein além de contribuir na implementação do controlador PNMPC se mostra inovadora, uma vez que na literatura são somente encontrados modelos caixa preta lineares do separador. O desenvolvimento do estimador de perturbações possibilitou a utilização dos valores estimados das vazões de alimentação pelo controlador PNMPC, uma vez que essas grandezas não podem ser medidas separadamente. Com o uso do estimador foram obtidos os melhores resultados de forma a melhorar o tratamento das perturbações pelo controlador PNMPC. Uma grande contribuição deste trabalho é o desenvolvimento do controlador PI com sintonia via MPC por zonas, o qual teve por objetivo agregar as características do controle MPC por zonas a um controlador PI. Dessa forma foram obtidos ótimos resultados referentes ao amortecimento de oscilações, comparáveis aos do controlador PNMPC e superiores aos do controlador PI por bandas. Uma vantagem deste controlador é a simplicidade de implementação podendo ser facilmente programado em dispositivos como os CLP's, o que o torna forte candidato a aplicações práticas e substituto do controlador PI por bandas.

Como contribuição para o estudo de controle avançado de processos de separação em plataformas de petróleo, este trabalho gerou as seguintes publicações:

- P. R. C. Mendes, R. L. Carvalho and J. E. Normey-Rico. Non-linear predictive control applied to load oscillations damping in a three phase separator. Rio Pipeline Conference & Exposition, 2011, Rio de Janeiro/RJ - Brasil;

- P. R. C. Mendes, J. E. Normey-Rico, A. Plucenio and R. L. Carvalho. Disturbance Estimator based Non Linear MPC of a Three Phase Separator. International Symposium on Advanced Control of Chemical Processes, 2012, Singapore. (aceito para publicação)
- P. R. C. Mendes, J. E. Normey-Rico, A. Plucenio. Controle PI com sintonia via MPC por zonas. XIX Congresso Brasileiro de Automática, 2012, Brasil. (submetido)

7.1 Diretrizes para Trabalhos Futuros

Os Processos de separação estudados neste trabalho representam somente uma parte dos equipamentos existentes em plataformas de petróleo. Existe muito trabalho a ser realizado na área de modelagem fenomenológica dos processos envolvidos na separação e tratamento de água, óleo e gás. Pensando nisto, elaborou-se uma lista de possíveis temas de pesquisa a serem realizadas futuramente com o objetivo de estudar melhor o comportamento dos processos de uma plataforma de produção de petróleo, simulá los em ambiente computacional e estudar técnicas de controle eficientes.

- Testar o desempenho do controlador PN MPC perante a um sistema mais realístico de tratamento de água apresentado em [40]. Este sistema é composta pelo separador trifásico e por três tipos diferentes de hidrociclones, o BOW (*Bulk Oil-Water Cyclone*), o PDC (*Pre Deoiler Cyclone*) e o *De-oiler*.
- Avançar nos estudos de modelagem fenomenológica tentando adicionar ao modelo do separador trifásico os efeitos causados pelo fenômeno de *flashing*. Dessa forma pode-se determinar a porcentagem de gás que sai juntamente com a vazão de óleo e a quantidade de óleo dispersa na vazão de saída de gás. Com esse cálculo será possível acoplar mais vasos separadores em série, possibilitando simular um esquema de separação em três etapas.
- Acoplar o conjunto separador bifásico e tratador eletrostático na saída de óleo do separador trifásico e efetuar seu controle.
- Desenvolver uma correlação que relacione a variação do nível de água no separador com a vazão de alimentação, a razão de split e a eficiência de separação do hidrociclone.

- Realizar ensaios com uma camada de otimização que forneça a largura de faixa ou set-point de *split* para o controlador PNMPC.
- Realizar ensaios com a presença de ruído nas variáveis controladas para verificar a robustez do estimador de perturbações perante a presença de ruídos.
- Avaliar o desempenho dos controladores propostos com os índices apresentados nos trabalhos de [12] e [49].
- Utilizar os métodos de detecção de estado estacionário apresentados em ([19], [20] e [21]), e comparar seu desempenho com o detector de perturbações proposto neste trabalho.
- Comparar o desempenho dos controladores propostos com o controlador apresentado em [4] e [3].

Apêndice A

Parâmetros de Simulação

Separador Trifásico

Dimensões do separador:

$$C_{cs} = 4,4m$$

$$C_{cl} = 1,0m$$

$$D = 1,8m$$

$$h_{chic} = 0,867m$$

$$C_{chic} = 0,9m$$

$$h_{placa} = 0,0017m$$

$$B = 1,4m$$

$$C_{placa} = 4,2m$$

Parâmetros fisico-quimicos:

$$T = 360K$$

$$MW_g = 16,48$$

$$\rho_w = 965kg/m^3$$

$$\rho_l = 855kg/m^3$$

$$d_l = 0,855$$

$$d_w = 0,965$$

$$d_g = 16,4/29$$

$$\gamma_l = 855kgf/m^3$$

$$\gamma_w = 965kgf/m^3$$

$$\mu_w = 0,001kg/m/s$$

$$\mu_l = 0,0171kg/m/s$$

$$p_{jus} = 1,0 \text{ kgf/cm}^2$$

$$p_{comp} = 8,5 \text{ kgf/cm}^2$$

Dados das válvulas:

$$Cv_{maxl} = 44,43$$

$$Cv_{maxw} = 36,70$$

$$Cv_{maxg} = 74,05$$

$$s_w = 0,5$$

$$s_l = 0,5$$

$$s_g = 0,5$$

Condições na alimentação:

$$BSW = 0,1$$

$$TOG = 0,13$$

$$Win = 0,0133 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Lin = 0,0167 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Gin = 0,1300 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Dp_{50} = 100 \mu\text{m}$$

$$par = 3$$

Condições iniciais:

$$h_t = 0,9143 \text{ m}$$

$$h_w = 0,4976 \text{ m}$$

$$h_l = 0,4931 \text{ m}$$

$$V_{wflcs} = 0,0228 \text{ m}^3$$

$$V_{lfwcs} = 0,0002 \text{ m}^3$$

$$V_{wflcl} = 0,0040 \text{ m}^3$$

$$p = 12 \text{ kgf/cm}^2$$

Hidro ciclone

Dimensoes do hidrociclone:

$$Rc = 0,0175 \text{ m}$$

$$a = 0,0015 \text{ m}$$

$$L = 1,337 \text{ m}$$

$$rela = 0,35$$

Parametros fisico-quimicos:

$$\rho_w = 965 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_l = 855 \text{ kg/m}^3$$

$$d_l = 0,855$$

$$d_w = 0,965$$
$$\mu_w = 0,001kg/m/s$$

Outros parametros:

$$ftr = 0,4$$
$$\alpha_1 = 780$$
$$\alpha_2 = 50000$$

Valvulas de controle:

$$Cv_{maxo} = 1,85$$
$$Cv_{maxu} = 45$$
$$s_o = 0,5$$
$$s_u = 0,5$$

Pressões:

$$P_o = 1,0kgf/cm^2$$
$$P_u = 1,0kgf/cm^2$$
$$\Delta P_o = 3,5kgf/cm^2$$
$$\Delta P_u = 3,5kgf/cm^2$$
$$P_1 = 10kgf/cm^2$$

Valor desejado de R:

$$R_{SP} = 2,5$$

Apêndice B

Linearização do Modelo Simplificado do Separador

A seguir serão apresentados os passos para a linearização do modelo simplificado do separador trifásico. O modelo linearizado é importante para a sintonia do controlador PI com sintonia via MPC por zonas apresentado no capítulo 6. Como apresentado no item 4.3, o modelo fenomenológico do separador trifásico é constituído pelas equações (B.1), (B.2), (B.3) e (B.4).

$$\frac{dh_t}{dt} = \frac{W_{in} + L_{in} - L_{weir} - W_{out}}{2 \cdot C_{cs} \cdot \sqrt{h_t} \cdot (D - h_t)} \quad (\text{B.1})$$

$$\frac{dh_w}{dt} = f_1 = \frac{W_{in} - W_{out}}{2 \cdot C_{cs} \cdot \sqrt{h_w} \cdot (D - h_w)} \quad (\text{B.2})$$

$$\frac{dh_l}{dt} = f_2 = \frac{L_{weir} - L_{out}}{2 \cdot C_{cl} \cdot \sqrt{h_l} \cdot (D - h_l)} \quad (\text{B.3})$$

$$\frac{dp}{dt} = f_3 = \frac{(G_{in} + W_{in} + L_{in} - G_{out} - W_{out} - L_{out}) \cdot p}{V_t - V_{cl} - V_{cs}}. \quad (\text{B.4})$$

Para utilização na sintonia do controlador PI com sintonia via MPC por zonas é necessário somente um modelo linear que relacione as três entradas do processo, no caso as vazões de saída, com as três

saídas do processo. Este modelo é representado na equação B.5.

$$\begin{bmatrix} hw \\ hl \\ p \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11} & 0 & 0 \\ 0 & G_{22} & 0 \\ G_{31} & G_{32} & G_{33} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} W_{out} \\ L_{out} \\ G_{out} \end{bmatrix} \quad (\text{B.5})$$

Nota-se na matriz de transferência que o sistema possui acoplamento somente entre as três entradas com a pressão no separador. Como as vazões de saída de água e óleo são utilizadas é utilizada para controlar respectivamente os níveis de água e óleo, a única entrada disponível para controlar a pressão é a vazão de saída de gás. Portanto para fins de sintonia do controlador pode-se admitir uma simplificação no sistema linearizado como apresentado na equação B.6.

$$\begin{bmatrix} hw \\ hl \\ p \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11} & 0 & 0 \\ 0 & G_{22} & 0 \\ 0 & 0 & G_{33} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} W_{out} \\ L_{out} \\ G_{out} \end{bmatrix} \quad (\text{B.6})$$

B.1 Linearização do Balanço de Água no Separador

Nota-se que a equação B.2 apresenta três variáveis dinâmicas, ou seja, que variam com o tempo (W_{in} , W_{out} , h_w). Como só interessa um modelo que relacione a entrada com a saída é somente necessário derivar a equação B.2 em relação a (W_{out} , h_w). Assim tem-se:

$$\frac{df_1}{dW_{out}} = \frac{-1}{2 \cdot C_{cs} \cdot \sqrt{h_w \cdot (D - h_w)}} \quad (\text{B.7})$$

$$\frac{df_1}{dh_w} = \frac{-((D - 2 \cdot h_w) \cdot (W_{in} - W_{out}))}{4 \cdot C_{cs} \cdot \sqrt{(h_w \cdot (D - h_w))^3}} \quad (\text{B.8})$$

A expansão da equação em série de Taylor é dada por:

$$\frac{dh_w^{LIN}}{dt} = f_1^{LIN} = \bar{f} + \frac{df_1}{dW_{out}} \cdot (W_{out} - \bar{W}_{out}) + \frac{df_1}{dh_w} \cdot (h_w - \bar{h}_w) \quad (\text{B.9})$$

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

$$f_1' = \frac{df_1}{dW_{out}} \cdot W_{out}' + \frac{df_1}{dh_w} \cdot h_w' \quad (\text{B.10})$$

Separando as variáveis:

$$f_1' - \frac{df_1}{dh_w} \cdot h_w' = \frac{df_1}{dW_{out}} \cdot W_{out}' \quad (\text{B.11})$$

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

$$h_w(s) \cdot s - h_w(s) \cdot \frac{df_1}{dh_w} = \frac{df_1}{dW_{out}} \cdot W_{out}(s) \quad (\text{B.12})$$

Rearranjando os termos em forma de funções de transferência:

$$G_{11} = \frac{\frac{df_1}{dW_{out}}}{s - \frac{df_1}{dh_w}} \quad (\text{B.13})$$

Ao substituir os valores de equilíbrio na equação B.13, sendo que é realizada a suposição que $W_{in} = W_{out}$, tem-se que o termo do denominador $\frac{df_1}{dh_w}$ é zero, o que implica na seguinte função de transferência:

$$G_{11} = \frac{K_{11}}{s} \quad (\text{B.14})$$

onde

$$K_{11} = \frac{df_1}{dW_{out}} = \frac{-1}{2 \cdot C_{cs} \cdot \sqrt{h_w \cdot (D - h_w)}} \quad (\text{B.15})$$

B.2 Linearização do Balanço de Óleo no Separador

Da mesma forma como realizado na seção anterior a equação B.3 será diferenciada em relação a (L_{out}, h_l) . Assim tem-se:

$$\frac{df_2}{L_{out}} = \frac{-1}{2 \cdot C_{cl} \cdot \sqrt{h_l \cdot (D - h_l)}} \quad (\text{B.16})$$

$$\frac{df_2}{dh_l} = \frac{(L_{out} - L_{weir}) \cdot (D - 2 \cdot h_l)}{4 \cdot C_{cl} \cdot \sqrt{(h_l \cdot (D - h_l))^3}} \quad (\text{B.17})$$

A expansão da equação em série de Taylor definida em variáveis desvio com relação a um estado estacionário é dada por:

$$f_2' - \frac{df_2}{dh_1} \cdot h_1' = \frac{df_2}{dL_{out}} \cdot L_{out}' \quad (\text{B.18})$$

Aplicando a transformada de Laplace tem-se:

$$h_1(s) \cdot s - h_1(s) \cdot \frac{df_2}{dh_1} = \frac{df_2}{dL_{out}} \cdot L_{out}(s) \quad (\text{B.19})$$

Rearranjando os termos em forma de funções de transferência:

$$G_{22} = \frac{\frac{df_2}{dL_{out}}}{s + \frac{df_2}{dh_1}} \quad (\text{B.20})$$

Supondo $L_{in} = L_{out}$ no equilíbrio resulta a equação B.20 é simplificada como:

$$G_{22} = \frac{K_{22}}{s} \quad (\text{B.21})$$

onde

$$K_{22} = \frac{df_2}{L_{out}} = \frac{-1}{2 \cdot C_{cl} \cdot \sqrt{h_1} \cdot (D - h_1)} \quad (\text{B.22})$$

B.3 Linearização do Balanço de Gás no Separador

De forma análoga das seções anteriores a equação B.4 será diferenciada em relação a (G_{out}, p) . Assim tem-se:

$$\frac{df_3}{dG_{out}} = \frac{p}{V_{cl} + V_{cs} - V_t} \quad (\text{B.23})$$

$$\frac{df_3}{dp} = \frac{(G_{in} + W_{in} + L_{in} - G_{out} - W_{out} - L_{out})}{V_t - V_{cl} - V_{cs}}. \quad (\text{B.24})$$

A expansão da equação em série de Taylor definida em variáveis desvio com relação a um estado estacionário é dada por:

$$f_3' - \frac{df_3}{dp} \cdot p' = \frac{df_3}{dG_{out}} \cdot G_{out}' \quad (\text{B.25})$$

Aplicando a transformada de Laplace tem-se:

$$p(s) \cdot s - p(s) \cdot \frac{df_3}{dp} = \frac{df_3}{dG_{out}} \cdot G_{out}(s) \quad (\text{B.26})$$

Rearranjando os termos em forma de funções de transferência:

$$G_{33} = \frac{\frac{dp/dt}{dG_{out}}}{s + \frac{dp/dt}{dp}} \quad (\text{B.27})$$

Supondo $G_{in} = G_{out}$ no equilíbrio resulta a equação B.27 é simplificada como:

$$G_{33} = \frac{K_{33}}{s} \quad (\text{B.28})$$

onde

$$K_{33} = \frac{df_3}{dG_{out}} = \frac{p}{V_{cl} + V_{cs} - V_t} \quad (\text{B.29})$$

B.4 Modelo Linearizado

O modelo linearizado completo é apresentado na equação B.30.

$$\begin{bmatrix} hw \\ hl \\ p \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{K_{11}}{s} & 0 & 0 \\ 0 & \frac{K_{22}}{s} & 0 \\ 0 & 0 & \frac{K_{33}}{s} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} W_{out} \\ L_{out} \\ G_{out} \end{bmatrix} \quad (\text{B.30})$$

Apêndice C

Controle PI por Bandas

O controle por bandas, sugerido por [27], tem a característica principal de levar em conta que os separadores de operação sofrem contínuas mudanças de estratégia, sendo alinhados diferentes poços segundo as conveniências do momento. Dessa forma as vazões de carga mudam permanentemente e isso requer mudanças no valor desejado do sistema. Nessa proposta usa-se uma forma de inferir as perturbações baseadas nos movimentos da válvula de controle. Segue uma análise preliminar desse controlador por bandas.

O modelo utilizado é

$$\frac{dV}{dt} = Q_{in} - Q_{out} \quad (C.1)$$

sendo Q_{in} a vazão de alimentação e Q_{out} a vazão de saída. Através da equação da válvula obtém-se Q_{out}

$$Q_{out} = u \cdot c_v \cdot \sqrt{\Delta P} \quad (C.2)$$

Este modelo não considera o peso da coluna de líquido para um vaso (o que faz sentido em vasos sob pressão)

$$C \cdot D \cdot \frac{dh}{dt} = Q_{in} - u \cdot c_v \cdot \sqrt{\Delta P} \quad (C.3)$$

É argumentado, corretamente, que a vazão de saída deve ser igual ao valor médio da vazão de entrada. Como esta não é medida, tem que ser inferida. Essa inferência é feita através do próprio modelo, baseado nas medidas do nível e da vazão de saída.

$$\widehat{Q}_{in} = C \cdot D \cdot \frac{dh^m}{dt} + Q_{out}^m \quad (C.4)$$

O valor médio é calculado ao longo de um certo período de tempo, que neste caso é considerado o período com que acontecem as golfadas. Calculando a transformada de Laplace da equação resultante tem-se que o valor desejado (*setpoint*) de um controlador que determina a vazão de saída do vaso é dado por

$$Q_{out}^d(s) = \frac{C \cdot D}{T} \cdot (1 - e^{-Ts}) \cdot h^m(s) + \frac{(1 - e^{-Ts})}{T \cdot s} \cdot Q_{out}^m(s) \quad (C.5)$$

Considerando que se consegue um controle perfeito

$$Q_{out}^m(s) = Q_{out}^d(s) = u(s) \cdot c_v \cdot \sqrt{\Delta P} \quad (C.6)$$

Substituindo na equação C.5, gera-se uma lei de controle que depende apenas da medição de nível.

$$u(s) \cdot c_v \cdot \sqrt{\Delta P} = \frac{C \cdot D}{T} \cdot (1 - e^{-Ts}) \cdot h^m(s) + \frac{(1 - e^{-Ts})}{T \cdot s} \cdot Q_{out}^m(s) \quad (C.7)$$

Adota-se um controlador proporcional ao nível em substituição ao primeiro termo da equação C.7 o que, em termos práticos, implica em corrigir as diferenças entre Q_{out} e Q_{in} por um valor proporcional ao acúmulo de líquido no separador e não mais pela derivada do nível [27]. A lei de controle passa a ser

$$u(s) = K_c \cdot [h^d(s) - h^m(s)] + \frac{(1 - e^{-Ts})}{T \cdot s} \cdot u(s) \quad (C.8)$$

Isolando-se $u(s)$, tem-se

$$u(s) = K_c \cdot \frac{T \cdot s}{T \cdot s - 1 + e^{-Ts}} \cdot [h^d(s) - h^m(s)] \quad (C.9)$$

Desta forma, valores altos de K propiciam menor filtragem do sinal de entrada (maior flutuação na vazão de saída). Por outro lado, os limites da banda são ultrapassados com menor frequência.

Uma simplificação a mais é possível utilizando-se a aproximação de Padé:

$$e^{-Ts} \cong \frac{2 - T \cdot s}{2 + T \cdot s} \quad (C.10)$$

Substituindo (C.10) em (C.9) leva a equação de um controle proporcional e integral em (C.11).

$$K_c \cdot \frac{T \cdot s}{T \cdot s - 1 + e^{-Ts}} \cong K \cdot \left(1 + \frac{2}{T \cdot s} \right) \quad (\text{C.11})$$

Neste caso, o tempo integral T_i é $T/2$. Esta aproximação dá bons resultados e simplifica muito a implementação, uma vez que se pode utilizar o controlador de nível PID, existente em todas as plantas. É importante ter em mente que neste caso não se deve limitar a integral (reset wind-up) e sua janela de atuação deve ser igual ao período T .

Portanto, o sistema de controle é acrescentado de uma ação hierarquicamente superior que enquanto o nível estiver dentro da banda a sintonia do PI é ajustada de forma a permitir a oscilação do nível dentro da banda. Quando o nível do vaso ultrapassa os limites da banda, é assumida uma sintonia mais drástica para o controlador PI, que se encarrega de levar o sistema ao seu valor desejado, dentro da banda. A sintonia do PI, quando o nível está dentro da banda, é realizada de forma que a vazão de saída seja a média dos valores da golfada na vazão de alimentação e os parâmetros devem ser ajustados de forma que $K_c = K$ e $T_i = T/2$.

Referências Bibliográficas

- [1] C. Bordons and J. R. Cueli. Predictive controller with estimation of measurable disturbances. application to an olive oil mill. *Journal of Process Control*, 14:305–315, 2004.
- [2] E. F. Camacho and C. Bordons. *Model Predictive Control*. Springer, Berlin, 2004.
- [3] M. C. M. Campos and A. Teixeira. Os benefícios e desafios da aplicação de técnicas de controle avançado e otimização em tempo real em unidades marítimas de produção. *VI Congresso Rio Automação*, 2011.
- [4] M. C. M. Campos, L. A. Costa, A. E. Torres, and D. C. Schmidt. Controle avançado dos níveis dos separadores de plataformas de produção. *I Congresso de Instrumentação, Controle e Automação da PETROBRAS*, 2008.
- [5] D. S. S. Casillo. *Controle Preditivo Não-Linear Baseado no Modelo de Hammerstein com Prova de Estabilidade*. PhD thesis, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, 2009.
- [6] A. A. R. Coelho and L. S. Coelho. *Identificação de Sistemas Dinâmicos Lineares*. Ed. UFSC, Florianópolis, 2004.
- [7] E. Eskinat, S. H. Johnson, and W. L. Luyben. Use of hammerstein models in identification of nonlinear systems. *AIChE Journal*, 37: 255–268, 1991.
- [8] N. G. T. Filgueiras. Modelagem, análise e controle de um processo de separação Óleo/água. Master's thesis, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, 2005.

- [9] M. J. P. Garcia, J. E. Normey-Rico, and E. Camponogara. Nonlinear model based predictive controller of a buck boost converter. *Proceeding of the 16th IFAC World Congress*, 1, 2005.
- [10] J. M. Godhavn, M. P. Fard, and P. H. Fuchs. New slug control strategies, tuning rules and experimental results. *Journal of Process Control*, 15:547–557, 2005.
- [11] S. Hovland. Soft constraints in explicit model predictive control. Master’s thesis, The Norwegian University of Science and Technology, Trondheim, 2004.
- [12] S-L. Jämsä-Jounela, R. Poikonen, and K. Halmevaara. Evaluation of level control performance. *15th IFAC Triennial World Congress, Barcelona: Spain*, 2002.
- [13] D. O. Azevedo Jr. and O. A. Z. Sotomayor. Controle de escoamentos no regime de golfadas em processos de produção de petróleo. *Mecânica Computacional*, XXIX:8447–8461, 2010.
- [14] C. A. Corrêa Junior. Desenvolvimento de modelo computacional de previsão de quebra de gotas em simulador de separação de óleo e água em um hidrociclone. Master’s thesis, Programa de Pós-Graduação em Modelage Computacional do Instituto Politécnico da Universidade do Estado do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2008.
- [15] M. Kim, S. H. Yoonand, P. A. Domanski, and W. V. Payne. Design of a steady-state detector for fault detection and diagnosis of a residential air conditioner. *International Journal of Refrigeration*, 31:790–799, 2008.
- [16] L. Ljung. *System Identification, Theory for the User*. Prentice-Hall, Englewood Cliffs, NJ, 1999.
- [17] L. Ljung and T. Glad. *Modelling of Dynamical Systems*. Prentice-Hall, Englewood Cliffs, NJ, 1994.
- [18] J. M. Maciejowski. *Predictive Control with Constraints*. Prentice Hall, New Jersey, 2002.
- [19] R. I. G. Mejia, M. B. Duarte, and J. O. Trierweiler. Avaliação do desempenho de métodos de identificação de estado estacionário. *XVIII Congresso Brasileiro de Automática*, 2010.

- [20] R. I. G. Mejia, M. B. Duarte, and J. O. Trierweiler. Contribuição para o ajuste automático de técnicas de identificação de estado estacionário. *XVIII Congresso Brasileiro de Automática*, 2010.
- [21] R. I. G. Mejia, M. B. Duarte, and J. O. Trierweiler. Identificación de estado estacionario basada en la estimativa de la auto-correlación local. *Bolivian Engineering and Technology Congress - BETCON*, 2010.
- [22] C A. C. Moraes. Modelo fluidodinâmico para a estimativa de eficiência em hidrociclones para Águas oleosas. Master's thesis, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, 1994.
- [23] O. Nelles. *Nonlinear System Identification*. Springer, Berlin, 2001.
- [24] J. E. Normey-Rico and E. F. Camacho. *Control of Dead-Time Processes*. Springer, Berlin, 2007.
- [25] G. C. Nunes. Modelagem e simulação dinâmica do separador Água/ Óleo/ gás. Master's thesis, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, 1994.
- [26] G. C. Nunes. *Design and Analysis of Multivariable Predictive Control Applied to an Oil-Water-Gas Separator: A Polynomial Approach*. PhD thesis, University of Florida, 2001.
- [27] G. C. Nunes. Controle por bandas: Conceitos básicos e aplicação no amortecimento de oscilações de carga em unidades de produção de petróleo. Technical report, Comunicação Técnica - PETROBRAS, 2004.
- [28] G. C. Nunes, J. L. Medeiros, and O. Q. F. Araújo. *Modelagem e Controle na Produção de Petróleo - Aplicações em MATLAB*. Blucher, São Paulo, 2010.
- [29] I. D. o. Corrêa. Controle preditivo do nível de água em um tanque pressurizado. Technical report, Projeto de Graduação - Universidade Federal do Espírito Santo, 2005.
- [30] C. Paoli, C. Voyant, M. Muselli, and M-L. Nivet. Solar radiation forecasting using ad-hoc time series preprocessing and neural networks. In De-Shuang Huang, Kang-Hyun Jo, Hong-Hee Lee, Hee-Jun Kang, and Vitoantonio Bevilacqua, editors, *Emerging Intelligent Computing Technology and Applications*, volume 5754, pages 898–907. Springer Berlin / Heidelberg, 2009.

- [31] A. Pawlowski, J. L. Guzmán, F. Rodríguez, M. Berenguel, and J. Sánchez. Application of time-series methods to disturbance estimation in predictive control. *IEEE Symposium on Industrial Electronics, Bari: Italy*, pages 409–414, 2010.
- [32] A. Pawlowski, J. L. Guzmán, F. Rodríguez, M. Berenguel, and J. E. Normey-Rico. Predictive control with disturbance forecasting for greenhouse diurnal temperature control. *18th IFAC World Congress, Milano: Italy*, pages 1779–1784, 2011.
- [33] A. Plucenio. *Desenvolvimento de Técnicas de Controle Não Linear para Elevação de Fluidos Multifásicos*. PhD thesis, Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Automação e Sistemas, DAS, Universidade Federal de Santa Catarina, 2010.
- [34] G. Prasath and J. B. Jørgensen. Soft constraints for robust mpc of uncertain systems. *International Symposium on Advanced Control of Chemical Processes*, 7, 2009.
- [35] G. Reikard. Predicting solar radiation at high resolutions: A comparison of time series forecasts. *Solar Energy*, 83:342–349, 2009.
- [36] C. H. P. Ribeiro. Simulação e avaliação de controle preditivo aplicado a sistemas de tratamento primário de petróleo. Technical report, Monografia de Graduação - Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2009.
- [37] S. M. Ross. *Introduction to Probability Models*. Elsevier, Berkeley, California, 2007.
- [38] J. E. S. Santos. *Controle Preditivo Não Linear para Sistemas Hammerstein*. PhD thesis, Universidade Federal de Santa Catarina, 2007.
- [39] Scandpower. *Users Manual OLGA 2000*. Kjeller: Norway, 2003.
- [40] M. A. C. R. Silveira. Controle de um processo de tratamento primário de petróleo. Master's thesis, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, 2006.
- [41] I. Skrlanc and D. Matko. *Fuzzy Predictive Controller with Adaptive Gain*. Advances in Model-Based Predictive Control. Oxford University Press, Oxford, 1994.
- [42] O. J. M. Smith. Close control of loops with deadtime. *Chemical Engineering Progress*, 53:217–219, 1957.

-
- [43] O. A. Z. Sotomayor, D. Odloak, and L. F. L. Moro. Closed-loop model re-identification of processes under mpc with zone control. *Control Engineering Practice*, 17:551–563, 2009.
- [44] Y. Tan and R. Keyser. *Neural Network Based Predictive Control*. Advances in Model-Based Predictive Control. Oxford University Press, Oxford, 1994.
- [45] L. T. A. Teixeira. Controle de oscilações em sistemas de elevação artificial de petróleo por injeção contínua de gás (gas-lift). Technical report, Trabalho de Conclusão de Curso, Departamento de Engenharia Elétrica/UFS, 2010.
- [46] F. F. Thomé. Re-identificação de processos em malha fechada com mpc robusto. Technical report, Relatório de Estágio - Universidade Federal de Santa Catarina, 2010.
- [47] J. E. Thomas. *Fundamentos de Engenharia de Petróleo*. Editora Interciência, Rio de Janeiro, 2001.
- [48] L. Wang. *Model Predictive Control System Design and Implementation Using MATLAB*. Springer, London, 2009.
- [49] J. Yu and S. Qin. Statistical mimo controller performance monitoring. part ii: Performance diagnosis. *Journal of Process Control*, 18:297–319, 2008.

