

UNIVERSIDADE FEDERAL DO ESPÍRITO SANTO
CENTRO TECNOLÓGICO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA ELÉTRICA

FRANCISCO RAPHAEL RIBEIRO BACELLAR

PROPOSTA DE CONTROLE AUTOMÁTICO E MONITORAMENTO OPERACIONAL
DO BOMBEIO CENTRIFUGO SUBMERSO EM SISTEMAS DE PRODUÇÃO
OFFSHORE

VITÓRIA
2016

FRANCISCO RAPHAEL RIBEIRO BACELLAR

PROPOSTA DE CONTROLE AUTOMÁTICO E MONITORAMENTO OPERACIONAL
DO BOMBEIO CENTRIFUGO SUBMERSO EM SISTEMAS DE PRODUÇÃO
OFFSHORE

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica do Centro Tecnológico da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Elétrica.

Orientador: Prof. Dr. Celso José Munaro

VITÓRIA
2016

Dados Internacionais de Catalogação-na-publicação (CIP)
(Biblioteca Setorial Tecnológica,
Universidade Federal do Espírito Santo, ES, Brasil)

B117p Bacellar, Francisco Raphael Ribeiro, 1984-
Proposta de controle automático e monitoramento
operacional do bombeio centrifugo submerso em sistemas de
produção offshore / Francisco Raphael Ribeiro Bacellar. – 2016.
92 f. : il.

Orientador: Celso José Munaro.
Dissertação (Mestrado em Engenharia Elétrica) –
Universidade Federal do Espírito Santo, Centro Tecnológico.

1. Poços de petróleo. 2. Controle automático. 3. Processos –
Monitoração. 4. Localização de falhas (Engenharia). 5. Falhas
estruturais – Diagnóstico. 6. Módulo de Bombeio. 7. Bombeio
centrífugo submerso submarino (BCSS). I. Munaro, Celso José.
II. Universidade Federal do Espírito Santo. Centro Tecnológico.
III. Título.

CDU: 621.3


FRANCISCO RAPHAEL RIBEIRO BACELLAR

PROPOSTA DE CONTROLE AUTOMÁTICO E MONITORAMENTO OPERACIONAL
DO BOMBEIO CENTRIFUGO SUBMERSO EM SISTEMAS DE PRODUÇÃO
OFFSHORE

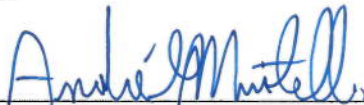
Dissertação submetida ao programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica do Centro Tecnológico da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para obtenção do Grau de mestre em Engenharia Elétrica.

Aprovada em 25 de novembro de 2016.

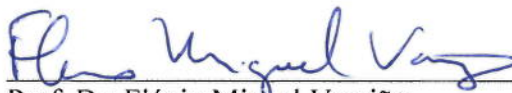
COMISSÃO EXAMINADORA



Prof. Dr. Celso José Munaro
Universidade Federal do Espírito Santo
Orientador



Prof. Dr. André Laurindo Maitelli
Universidade Federal do Rio Grande do Norte



Prof. Dr. Flávio Miguel Varejão
Universidade Federal do Espírito Santo

“Os que se encantam com a prática sem a ciência são como os timoneiros que entram no navio sem timão nem bússola, nunca tendo certeza do seu destino”.

Leonardo Da Vinci

Aos meus pais, Hamilton (*in
memorian*) e Rosa e à minha
esposa, Andreza.

Agradecimentos

Agradeço à Deus, pela vida, por estar sempre ao meu lado, me dando sabedoria para fazer minhas escolhas e força para alcançar meus objetivos, e pelas pessoas e oportunidades colocadas no meu caminho,

À Petrobras, por me conceder a liberação parcial para cursar o Mestrado, por incentivar meu desenvolvimento profissional e me apoiar na busca e no compartilhamento do conhecimento,

Ao professor e orientador Celso José Munaro, por sua disponibilidade, pela paciência e generosidade em transmitir seu conhecimento e apoio em todas as etapas envolvidas neste trabalho,

Aos meus pais, Hamilton (*in memoriam*) e Rosa Bacelar pelo amor incondicional, por me mostrarem o caminho da honestidade e me ensinarem a importância da família,

A minha amada esposa, Andreza Bacellar, por ser uma fonte de inspiração e motivação, que me incentiva e me apoia desde os nossos primeiros dias de convívio,

Aos professores e colegas do PPGEE/UFES e da Petrobras que contribuíram, direta ou indiretamente, para a realização deste trabalho,

E aos colegas da UFBA, pela amizade e por facilitarem o processo de aprendizagem desde os primeiros anos do Curso de Graduação em Engenharia Elétrica.

Resumo

A automação dos métodos de elevação artificial tem grande potencial para aumentar a eficiência da operação dos poços de petróleo. Neste contexto, este trabalho apresenta uma proposta de controle automático e monitoramento operacional aplicada ao Bombeio Centrifugo Submerso em um Módulo de Bombeio, que é parte integrante de um sistema de produção *Offshore*. A proposta envolve a implementação de controladores PID, em uma estrutura comutada, composta por malhas de controle do diferencial de pressão fornecido pela bomba e da pressão de admissão, e de uma camada de monitoramento do desempenho do sistema de controle. Os controladores têm como objetivo a) controlar o ponto de operação da BCS e, b) evitar a ocorrência de instabilidades operacionais provocadas pelas altas frações de gás livre (FGL) em sua admissão. Este trabalho envolveu três etapas principais: 1) projeto e implementação dos controladores PID em simulador transiente unidimensional de escoamento de fluidos (OLGA) a partir do modelo de um poço marítimo; 2) simulação de dados associados a ocorrência de falhas no processo em malha fechada, relacionadas a mudanças nas condições dos equipamentos submarinos e nas propriedades dos fluidos, de reservatório e da planta; e 3) tratamento e análise dos dados em *Matlab* a partir da aplicação de técnicas de detecção e diagnóstico de falhas baseadas em análise de componentes principais (PCA) e estatísticas T^2 e Q (*Hottelling's*). Os resultados mostram que a aplicação da teoria de controle clássico contribuiu para a automação do método BCS ao promover o controle do ponto de operação da bomba em eventos de aceleração/desaceleração e o funcionamento ininterrupto do sistema de elevação em condições que levariam a altas FGL na bomba. Adicionalmente, a camada de monitoramento é fundamental para detectar e diagnosticar falhas no processo, indicando ao operador as situações que demandam sintonia dos controladores e ajuste de *setpoints* de modo a manter o desempenho para o qual foram projetados.

Palavras-chave: Bombeio Centrifugo Submerso. Módulo de Bombeio. Controle Automático. Monitoramento de Processos. Detecção de Falhas. Diagnóstico de Falhas.

Abstract

The automation of artificial lift methods has great potential to increase operational efficiency of petroleum wells. In this context, this work presents a proposal for automatic control and operational monitoring applied to Electrical Submersible Pumps in a Pumping Module, which is part of an offshore production system. The proposal involves the implementation of PID controllers in a switching structure composed of control loops of the pressure differential supplied by the pump and of the intake pressure, and a monitoring layer of the control system performance. The controllers are designed to a) control the ESP operating point and b) prevent the occurrence of operational instabilities caused by high gas void fractions (GVF) on its intake. Three major steps were performed on this work: 1) design and implementation of PID controllers on a transient flow simulator (OLGA) using a model of offshore well; 2) data simulation associated with process failures in closed loop which were related to changes on subsea equipment conditions and in properties of fluids, reservoir and plant; and 3) treatment and analysis of data in Matlab applying fault detection and diagnosis techniques based on principal component analysis (PCA) and Hotelling's T^2 and Q statistics. The results indicate that the application of classical control theory contributes to the ESP automation ensuring the control of the pump operating point on events of acceleration/deceleration and the uninterrupted operation of the artificial lift system in conditions that would lead to high GVF on pump. In addition, the monitoring layer is crucial to detect and diagnose failures in the process, indicating to operator the situations that require controller tuning and adjustment of setpoints in order to keep the performance which it was designed for.

Keywords: Electrical Submersible Pump. Pumping Module. Process Control. Process Monitoring. Fault Detection. Fault Diagnosis.

Lista de Figuras

Figura 1.1 – Sistema de produção <i>Offshore</i> – BCS em um módulo de bombeio	3
Figura 1.2 – Diagrama de processo – BCS em um módulo de bombeio	4
Figura 2.1 – Aplicação de VSD para modificação da curva da bomba	9
Figura 3.1 – Estágio da BCS – impelidor e difusor	15
Figura 3.2 – Curva de desempenho da bomba centrífuga submersa	16
Figura 3.3 – Corte transversal de um impelidor	17
Figura 3.4 – Curva de desempenho para diferentes rotações da BCS	18
Figura 3.5 – Curva de <i>head</i> e eficiência sob influência de gás livre	19
Figura 3.6 – Sistema de controle em malha fechada	21
Figura 3.7 – Gráfico de Shewhart aplicado à análise estatística univariável	25
Figura 4.1 – Fluxograma geral: camadas de controle e de monitoramento	30
Figura 4.2 – Modelo do poço de petróleo no simulador OLGA	31
Figura 4.3 – Geometria do poço e da linha de produção	32
Figura 4.4 – escoamento no interior do Módulo de Bombeio	34
Figura 4.5 – Diagrama de blocos da malha de controle do diferencial de pressão	36
Figura 4.6 – Diagrama de blocos da malha de controle da pressão de admissão	36
Figura 4.7 – Diferencial de pressão versus vazão volumétrica	39
Figura 4.8 – Validação dos modelos $G_1(s)$ e $G_2(s)$	40
Figura 4.9 – Variação da rotação da BCS nas simulações em condição normal e em falha ...	42
Figura 4.10 – Abertura da válvula <i>choke</i>	46
Figura 4.11 – Pressão a montante da válvula <i>choke</i>	46
Figura 4.12 – Pressão de admissão da bomba	46
Figura 4.13 – Pressão de descarga da bomba	46

Figura 4.14 – Pressão no TPT	46
Figura 4.15 – Pressão no PDG	46
Figura 4.16 – Fluxograma de treinamento: Detecção e diagnóstico de falhas	49
Figura 4.17 – Fluxograma de teste: Detecção e diagnóstico de falhas	51
Figura 5.1 – Variáveis controladas e manipuladas no modo primário de controle	53
Figura 5.2 – Variáveis operacionais (pressão e vazão) no modo primário de controle	54
Figura 5.3 – Variáveis controladas e manipuladas no modo secundário de controle	56
Figura 5.4 – Variáveis operacionais (pressão e vazão) no modo secundário de controle	57
Figura 5.5 – Vazão volumétrica total – condição normal e em falhas (ω_1 a ω_8)	58
Figura 5.6 – Detecção T^2 para os dados em condição normal de operação	60
Figura 5.7 – Detecção T^2 para os dados de operação normal (OPN) e em falhas (ω_1 a ω_8) ...	61
Figura 5.8 – Scores t_1 e t_2 calculados para os dados de operação normal (OPN) e elipse da estatística T^2	61
Figura 5.9 – Scores t_1 e t_2 calculados para os dados de operação normal (OPN) e em falhas (ω_1 a ω_8)	62
Figura 5.10 – Diagnostico das falhas (ω_1 a ω_8) – Teste estatístico T^2	64
Figura 5.11 – Diagnóstico de falhas (erro Tipo I e II) – Teste estatístico T^2	65
Figura 5.12 – Diagnostico das falhas (ω_1 a ω_8) – Testes estatísticos T^2 e Q	66
Figura 5.13 – Diagnóstico de falhas (erro Tipo I e II) – Testes estatísticos T^2 e Q	66

Lista de Tabelas

Tabela 4.1 – Propriedades dos fluidos	32
Tabela 4.2 – Características do poço	33
Tabela 4.3 – Características das linhas de produção	33
Tabela 4.4 – Características do reservatório	34
Tabela 4.5 – Características do MOBO e BCS	35
Tabela 4.6 – Parâmetros dos controladores Proporcional-Integral $C_1(s)$ e $C_2(s)$	40
Tabela 4.7 – Descrição das falhas (ω_1 a ω_8) simuladas	43

Nomenclatura

Símbolos

Símbolo	Descrição	Unidade
a	Número de componentes principais	-
A_m	Margem de ganho	-
B_g, B_o, B_w	Fator volume de formação do gás, óleo e água	m^3/m^3
c	Índice de falhas	-
C_D	Coefficiente de descarga	-
C_Q, C_{T2}	Contribuição da variável para falha	-
f_Q, f_{T2}	Vetores de padrões de falhas	-
F_Q, F_{T2}	Matrizes de padrões de falhas	-
g	Aceleração da gravidade	m/s^2
H	Capacidade de elevação (ou <i>Head</i>)	m
I_{OP}	Rotação imposta pelo operador	rpm
k	Número de observações de X_F usadas para treinamento	-
K_c	Ganho proporcional do controlador $C(s)$	-
K_p	Ganho do processo $G(s)$	-
m	Número de variáveis observadas	-
n	Número de observações	-
N	Rotação da BCS	rpm
P	Pressão	bar
P_{ADM}	Pressão de admissão da bomba	bar
P_{DESC}	Pressão de descarga da bomba	bar
$P_{ADM_{min}}$	Pressão mínima de admissão da bomba	bar
P_{DP}	Diferencial de pressão fornecido pela bomba	bar
P_{PDG}	Pressão no fundo do poço (PDG)	bar
Q	Vazão volumétrica total	m^3/d
Q_α	Limiar de detecção da estatística Q	-
Q_g, Q_o, Q_w	Vazão volumétrica de gás, óleo e água	m^3/d
Q_L	Vazão volumétrica de líquido	m^3/d

R_S	Razão de solubilidade	m^3/m^3
SP_{DP}	<i>Setpoint</i> de diferencial de pressão	<i>bar</i>
SP_{ADM}	<i>Setpoint</i> da pressão de admissão	<i>bar</i>
t	Tempo	minutos
T	Temperatura	$^{\circ}C$
T_{α}^2	Limiar de detecção da estatística T^2	-
T_i	Tempo integral	segundos
V_{ADM}	Velocidade do fluido na admissão da bomba	m/s
V_{CH}	Abertura da válvula <i>choke</i>	%
V_{DESC}	Velocidade do fluido na descarga da bomba	m/s
x_t	Vetor de dados em falha usados para teste	-
X_F	Matriz de dados em falha usados para treinamento	-
X_{OPN}	Matriz de dados em operação normal	-
X_t	Matriz de dados em falhas usados para teste	-
ω_c	Falhas	-
Z_{ADM}	Altura do ponto de admissão da bomba	m
Z_{DESC}	Altura do ponto de descarga da bomba	m

Letras Gregas

Letra	Descrição
α	Nível de significância
η	Eficiência
θ	Atraso de transporte
λ	Valores singulares
μ	Média
ρ	Densidade do fluido
σ	Desvio padrão
τ	Constante de tempo
ϕ_m	Margem de fase

Siglas

Sigla	Descrição
ANM	Árvore de Natal Molhada
BCS	Bombeio Centrífugo Submerso (ou Bomba Centrifuga Submersa)
BEP	<i>Best Efficiency Point</i>
BHP	<i>Brake Horsepower</i>
BSW	<i>Basic Sediment and Water</i>
CLP	Controlador Lógico Programável
DHSV	<i>Downhole Safety Valve</i>
ESP	<i>Electrical Submersible Pump</i>
FFT	<i>Fast Fourier Transform</i>
FGL	Fração de Gás Livre
GLC	<i>Gas Lift</i> Contínuo
M1	Válvula <i>Master</i> 1
MOBO	Módulo de Bombeio
MSP	<i>Manifold</i> Submarino de Produção
OPN	Condição Normal de Operação
PCA	<i>Principal Component Analysis</i>
PDG	<i>Pressure Downhole Gauge</i>
PI	Controlador Proporcional-Integral
PID	Controlador Proporcional-Integral-Derivativo
RGO	Razão Gás-Óleo
SPE	<i>Squared Prediction Error</i>
SPLE	Semi-plano Lateral Esquerdo
TDP	<i>Touch Down Point</i>
TPT	<i>Temperature and Pressure Transmitter</i>
TVD	<i>True Vertical Depth</i>
UEP	Unidade Estacionária de Produção
UT	<i>Upthrust</i>
VSD	<i>Variable Speed Drive</i> (ou inversor de frequência)
W1	Válvula <i>Wing</i> 1

Sumário

Agradecimentos	vii
Resumo	viii
Abstract	ix
Lista de Figuras	x
Lista de Tabelas	xii
1 Introdução	1
1.1 Contextualização do problema	2
1.1.1 Faixa operacional da BCS	5
1.1.2 Operação da BCS sob influência de altas FGL	5
1.2 Objetivos	7
1.3 Organização do texto	7
2 Revisão de Literatura	8
2.1 Controle de bombas centrífugas	8
2.2 Automação do BCS	10
3 Fundamentação Teórica	15
3.1 Características da BCS	15
3.2 Modelagem e controle de sistemas lineares	20
3.3 Monitoramento de processos	22
3.3.1 Análise de componentes principais	22
3.3.2 Detecção de falhas	24
3.3.3 Diagnóstico de falhas	27
4 Metodologia	29
4.1 Modelagem do poço de petróleo	30

4.2 Estratégia proposta: camada de controle	36
4.3 Simulação	38
4.3.1 Sintonia dos controladores	38
4.3.2 Controle automático	41
4.3.3 Simulação de falhas	41
4.4 Estratégia proposta: camada de monitoramento	46
4.4.1 Etapa de treinamento	47
4.4.2 Etapa de teste	50
5 Resultados e Discussões	52
5.1 Análise do controle do ponto de operação da BCS	52
5.2 Análise do controle sob influência de altas FGL	55
5.3 Monitoramento do sistema de bombeio	58
6 Considerações Finais	68
6.1 Conclusões	68
6.2 Trabalhos futuros	70
Referências	72

Capítulo 1

Introdução

A cadeia produtora de óleo e gás envolve diversos processos que são classificados em: exploração, produção, refino, transporte, distribuição e comercialização dos seus derivados. As etapas de exploração e produção se inserem no *Upstream*, que engloba as atividades de prospecção do petróleo, extração dos fluidos do reservatório, onde se encaixa o processo de elevação e escoamento e, por fim, o processamento primário nas plantas de tratamento de óleo e gás.

Atualmente, o mundo consome mais de 95 milhões de barris de petróleo por dia e a demanda aumenta à medida que as populações crescem e a economia dos países em desenvolvimento se expande. Durante o século XX, o consumo de petróleo no mundo cresceu significativamente e estima-se que a demanda continuará crescendo nos próximos 25 anos, aumentando cerca de 60% em relação aos patamares atuais e permanecendo como a principal fonte da matriz energética do mundo.

Devido a essa demanda crescente por derivados de petróleo associada a tendência natural de queda da produção dos campos em desenvolvimento, os processos de exploração e produção de petróleo recebem os maiores investimentos da cadeia de óleo e gás. Além da exploração de novas áreas produtoras, muitas operadoras de petróleo estão investindo em tecnologias que contribuem para o aumento da eficiência de produção dos campos, otimizando os recursos já disponíveis e integrando as diversas disciplinas envolvidas no processo produtivo.

Um das principais iniciativas com este objetivo consiste na disponibilização de dados de produção em centros de monitoramento e controle, viabilizando a operação remota dos poços e aumentando sobremaneira o volume de informações com as quais o operador tem que lidar. Neste contexto, a implementação de estratégias de controle e monitoramento contribuem para garantir a operação segura e a integridade dos poços e de seus equipamentos e para maximizar a produção de óleo e gás, ao mesmo tempo em que desoneram o operador, direcionando sua atenção para os poços que demandam tratamento mais prioritário.

1.1 Contextualização do problema

Os métodos de elevação artificial são aplicados quando a pressão do reservatório não é suficiente para conduzir os fluidos (óleo e gás) até a superfície, sob vazões economicamente aceitáveis. O objetivo é reduzir a pressão de fluxo no interior do poço que atua na profundidade da rocha-reservatório e, por consequência, aumentar a vazão de produção (TAKÁCS, 2009).

Os métodos de elevação existentes são classificados em pneumáticos e bombeados, sendo que os que mais se destacam em termos de capacidade de vazão são o GLC (*Gas Lift Contínuo*) e o BCS (Bombeio Centrifugo Submerso). O GLC se baseia no princípio de reduzir as perdas de carga ao longo do escoamento através da injeção de gás no interior do poço, reduzindo a densidade média dos fluidos produzidos. Por outro lado, o BCS consiste na instalação de uma bomba centrífuga que fornece energia ao fluido sob a forma de pressão, tornando-o capaz de superar as perdas de carga inerentes ao escoamento.

Desde a sua concepção, os sistemas BCS se destacaram em aplicações de alta vazão bruta e óleo pesado e/ou viscoso em comparação com os demais métodos de elevação artificial, representando o método mais adequado nestes cenários, tanto em sistemas de produção *Onshore* quanto *Offshore*. Estima-se que cerca de 10% da oferta de óleo mundial é produzido a partir de sistemas BCS (TAKÁCS, 2009).

Apesar da grande importância para a indústria de petróleo, o tempo médio entre falhas do BCS é de, aproximadamente, 2 anos e uma falha dos equipamentos demanda custos elevados para retornar o poço à operação. A intervenção com sonda (*workover*) representa a maior parcela destes custos, o que justifica os esforços em minimizá-los. Neste cenário, surgiu uma tecnologia alternativa caracterizada pela instalação da BCS no leito marinho, fora do poço produtor, conhecida como MOBO (Módulo de Bombeio), que além de viabilizar intervenções mais rápidas, permitem a substituição da BCS sem parar a produção (RODRIGUES, 2005), utilizando o GLC como método de elevação contingencial.

O MOBO (Figura 1.1) é muito utilizado na produção de campos da Bacia do Espírito Santo e da porção norte da Bacia de Campos e é caracterizado pela instalação da BCS num poço alojador próximo ao poço produtor, interligado por um duto flexível (*juniper* de produção). O fluido produzido é conduzido da ANM (Árvore de Natal Molhada) para o MOBO, onde

atinge a admissão da bomba e é bombeado até a UEP (Unidade Estacionária de Produção) através da linha de produção, composta pelos trechos horizontal (*flowline*) e vertical (*riser*) (RODRIGUES, 2005). A jusante de todo o sistema de escoamento está instalada uma válvula *choke*.

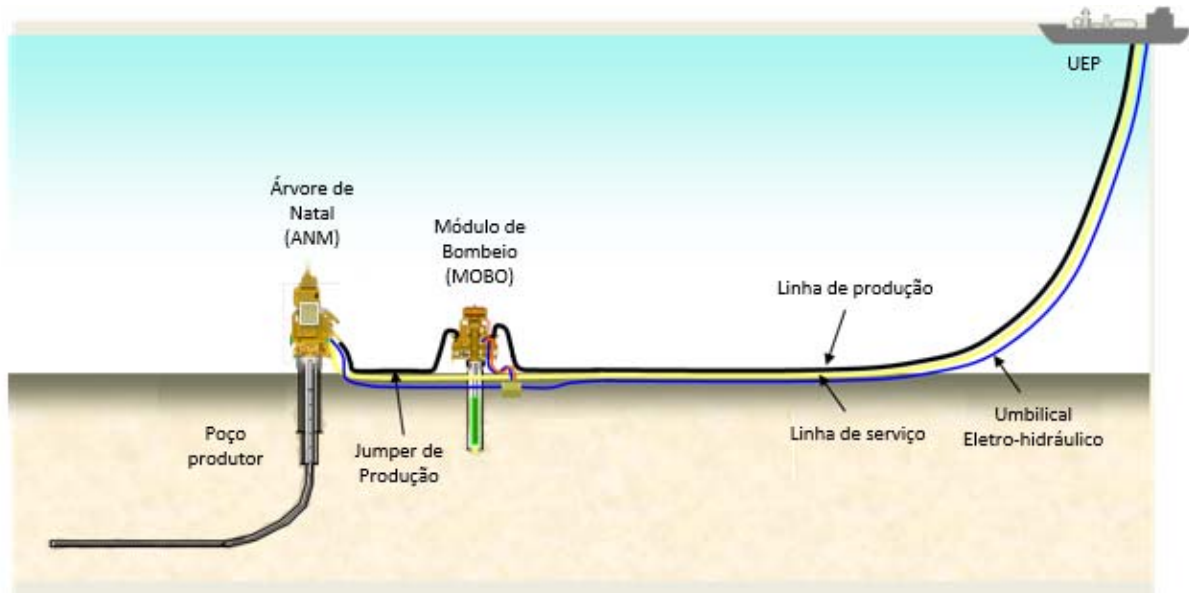


Figura 1.1 – Sistema de produção *Offshore* – BCS em um módulo de bombeio.

As variáveis operacionais disponíveis para um sistema BCS, seja BCS convencional (instalada no interior do poço produtor) ou MOBO, são provenientes de três fontes de dados analógicos e/ou digitais: 1) instrumentação *subsea*, composta pelos sensores da ANM, da BCS e sensor de fundo ou PDG (*Pressure Downhole Gauge*), 2) painel de acionamento ou VSD (*Variable Speed Drive*) e 3) planta de processo (*topside*) (CAMILLERI, 2010). As principais variáveis monitoradas são (Figura 1.2): pressão e temperatura na ANM e no fundo do poço, pressão de admissão e descarga da bomba, temperatura na admissão, vibração e temperatura do motor, pressão e temperatura na chegada da UEP (a montante da válvula *choke*). As variáveis manipuladas que promovem o controle operacional da BCS são: rotação da bomba e abertura da válvula *choke*.

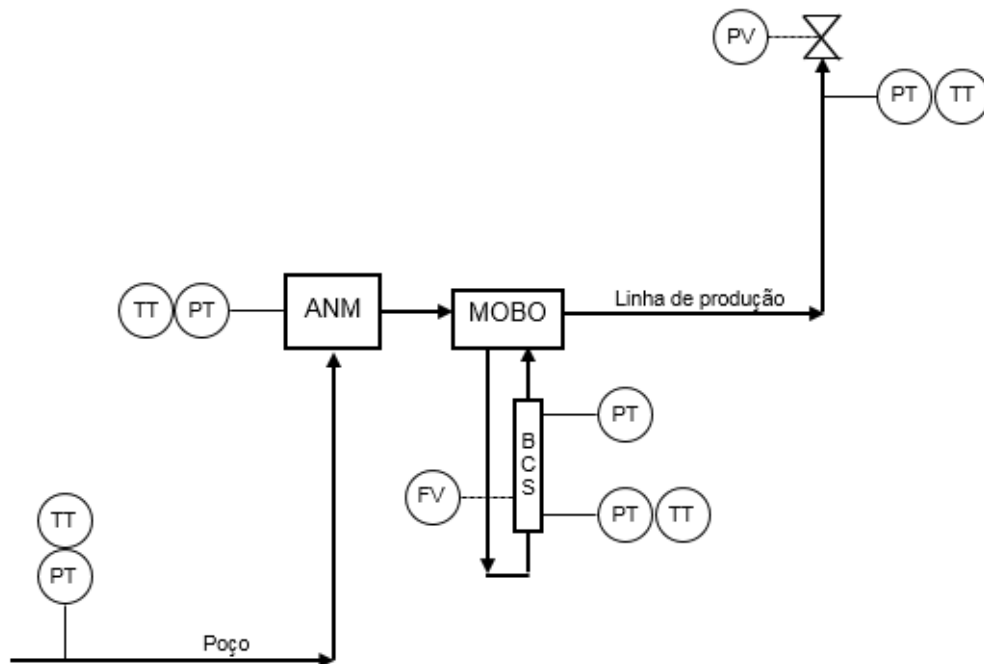


Figura 1.2 – Diagrama de processo – BCS em um módulo de bombeio (AUTOR).

Em geral, os poços marítimos de petróleo apresentam duas formas de interligação com a plataforma de produção (ou UEP). Os poços que possuem a configuração mais usual são chamados satélites, quando a saída da ANM ou MOBO é interligada diretamente à UEP através da linha de produção. Alternativamente, há a configuração utilizando MSP (*Manifold Submarino de Produção*), quando a produção de múltiplos poços é direcionada a este equipamento que repousa no leito marinho, saindo duas linhas para a plataforma, uma de produção e outra usada para testar individualmente os poços.

Em ambas as configurações, as vazões de óleo, água e gás são medidas na plataforma em um trem de equipamentos específico para este fim, composto por separador de teste e transmissores de vazão de líquido e gás. Deste modo, as vazões produzidas por poço não são medidas continuamente, e sim de forma pontual a partir dos testes de produção, realizados, tipicamente, com frequência mensal. No período compreendido entre dois testes de produção, as vazões produzidas são estimadas a partir de simulações de escoamento, sendo possível prever o ponto de operação da bomba centrífuga submersa.

1.1.1 Faixa operacional da BCS

O ponto de operação da BCS é definido pela interseção da curva de *head* (capacidade de elevação) disponível e a curva de *head* requerido pelo sistema. Este ponto de equilíbrio entre a energia disponível pela bomba e a requerida para elevar os fluidos até a UEP define a vazão volumétrica produzida. Existe uma faixa operacional na qual a BCS opera com boa eficiência, e ao operar em vazões menores que o seu limite inferior, diz-se que a bomba opera em *Downthrust*, enquanto que operar em vazões maiores que o limite superior, *Upthrust* (TAKÁCS, 2009).

Na prática, cabe ao operador manter a BCS operando dentro da região compreendida entre os limites de *Downthrust* e *Upthrust*. Ao atuar, manualmente, no ajuste da rotação da bomba e da abertura da válvula *choke*, o operador define o ponto de operação em regime permanente, alterando as curvas de *head* disponível e requerido. Para uma dada rotação, ao abrir a válvula *choke*, o *head* requerido diminui e o ponto de operação tende para a direita da curva da BCS, aumentando a vazão volumétrica bombeada. Ao fechar a válvula, o efeito é contrário.

Em condições ideais, nas quais a BCS opera próximo ao ponto de melhor eficiência, há um equilíbrio das forças axiais que atuam sobre os impelidores (elementos que entregam energia cinética ao fluido bombeado) (TAKÁCS, 2009). O desequilíbrio de forças leva a danos aos componentes internos da bomba e dos selos protetores, com destaque aos impelidores e mancais que podem operar sob atuação de atrito excessivo e, por consequência, sofrerem desgastes mecânicos e sobreaquecimento, podendo levar à falha prematura do equipamento.

1.1.2 Operação da BCS sob influência de altas FGL

O método BCS apresenta a desvantagem da queda de desempenho sob altas FGL (Fração de Gás Livre) na admissão da bomba. Nestas condições, ocorre a redução da capacidade de elevação por estágio da bomba, levando ao fenômeno denominado *surging*, quando uma bolha fica estacionária no canal dos impelidores e há apenas uma parte do canal ativo para a transferência de energia ao fluido escoado. No limite, ocorre o bloqueio de gás, condição em que a bolha alongada preenche quase a totalidade do canal e não há (ou há pouca) transferência de energia para o fluido (ESTEVAM, 2002).

Os sistemas MOBO tem geometria que contribui para a separação das fases líquida e gasosa, levando a um fenômeno transiente de acúmulo de gás no anular entre a bomba e a cápsula que conduz o fluido produzido à sua admissão. Mesmo que, em um sistema BCS convencional, as propriedades dos fluidos e as condições de pressão e temperatura *in-loco* não induzissem altas FGL na admissão da bomba, a geometria do MOBO pode favorecer a formação de bolsões de gás que entram na bomba de forma intermitente, forçando-a a manipular, em curtos intervalos de tempo, um volume excessivo de gás. O dimensionamento inadequado e o controle operacional ineficiente podem levar a BCS a operar de forma instável, o que levaria a ocorrência do fenômeno de bloqueio de gás. (BETONICO, 2014).

A ocorrência de gás livre na admissão da BCS, seja de forma dispersa (sistema BCS convencional) ou golfadas (MOBO) apenas pode ser observado quando a pressão na admissão da bomba for menor do que a pressão de saturação (ou de bolha) do fluido, que corresponde ao valor de pressão, a uma dada temperatura, em que se inicia o processo de transformação do fluido do estado líquido para o gasoso. Ou seja, acima da pressão de saturação, o fluido se encontra totalmente no estado líquido (TAKÁCS, 2009).

Logo, o aumento da FGL na admissão da bomba está relacionado à redução da pressão neste ponto e pode ser causado pela: a) queda da pressão do reservatório (pressão estática), seja por declínio natural (depleção) ou por perda de eficiência de sistema de injeção de água em poço adjacente; b) produção indesejada de fluido oriundo de capa de gás; c) perda de eficiência do sistema injeção de desemulsificante, gerando um aumento de viscosidade da emulsão no trecho de escoamento a montante da bomba.

1.2 Objetivos

O objetivo deste trabalho é propor uma estratégia de controle e monitoramento do Bombeio Centrifugo Submerso para a automação deste método de elevação, em sistemas de produção *offshore*. Neste sentido, destaca-se os seguintes objetivos específicos:

- Propor estratégia de controle automático da BCS que assegure a operação da bomba dentro da faixa recomendada de vazão em sistemas acionados por VSD;
- Propor estratégia de controle automático da BCS que contribua para a operação contínua da bomba, em condições adversas que levariam à instabilidade operacional provocada pela admissão de altas frações de gás livre;
- Propor método de monitoramento do sistema de bombeio operando sob atuação das estratégias de controle, a fim de detectar e diagnosticar falhas relacionadas a mudanças nas condições dos equipamentos submarinos e nas propriedades dos fluidos, de reservatório e da planta de processo.

1.3 Organização do texto

O texto está organizado em seis capítulos, iniciando no Capítulo 2 com uma revisão de literatura, onde são apresentadas as abordagens e os resultados de trabalhos realizados na área de automação do BCS, com foco em supervisão e controle. No Capítulo 3 são abordados os fundamentos teóricos envolvidos, apresentando ao leitor os conceitos básicos de elevação artificial de petróleo, de controle clássico, modelagem de sistemas lineares e monitoramento de processos industriais. Em seguida, o Capítulo 4 apresenta a metodologia utilizada, abordando a etapa de modelagem do poço, a estratégia de controle proposta e as considerações para simulação, tratamento e análise dos dados. No Capítulo 5 são apresentados os resultados e suas discussões e, por último, no Capítulo 6, são feitas as conclusões sobre os resultados obtidos e listadas as sugestões para trabalhos futuros.

Capítulo 2

Revisão de Literatura

Neste capítulo serão apresentadas as principais estratégias de controle de bombas centrífugas em aplicações industriais e algumas abordagens voltadas à automação do BCS, com foco na supervisão do método de elevação, contemplando desde a interpretação de cartas amperímetricas até sistemas mais complexos de monitoramento das variáveis em tempo real, nas técnicas utilizadas para cálculo aproximado das vazões produzidas dos poços a partir das variáveis do BCS, e por fim, no controle automático da BCS em sistemas de produção de petróleo.

2.1 Controle de bombas centrífugas

A intersecção das curvas do sistema e da bomba centrífuga define o ponto de operação da bomba num sistema de escoamento de fluidos. O controle das bombas centrífugas está associado ao controle do ponto de operação e, por consequência, ao controle da vazão. Tipicamente, existem três maneiras para controlar vazão; a) modificar a curva do sistema, atuando em uma válvula a jusante da bomba; b) modificar a curva da bomba, atuando na sua rotação através de um VSD; ou c) recircular parte da vazão bombeada de volta para o ponto de admissão da bomba (CAMPOS, 2006).

A modificação da curva do sistema através do estrangulamento de uma válvula a jusante da bomba é a maneira mais utilizada na prática, porém, tem a desvantagem de consumir mais energia que o necessário para bombear o fluido até o ponto desejado. A bomba fornece pressão ao fluido e a válvula provoca uma queda da pressão, causando perda de energia (CAMPOS, 2006).

A recirculação é uma estratégia de controle que também não é eficiente do ponto de vista energético, pois parte da energia consumida para fornecer pressão ao fluido é desperdiçada ao recirculá-lo para a admissão. Em alguns casos, a recirculação é aplicada juntamente com a variação da rotação da bomba, de modo que a partir de um limite mínimo de rotação, a recirculação é ativada para vazões muito pequenas (CAMPOS, 2006).

A modificação da curva da bomba a partir da variação da rotação é a estratégia mais aceita para controlar vazão por ter a vantagem de não desperdiçar energia e permitir a partida suave do motor elétrico, além de sua operação em rotações menores que a nominal, minimizando os desgastes aos mancais e a manutenção das bombas (CAMPOS, 2006).

A Figura 2.1 ilustra o controle de vazão obtido a partir da modificação das curvas da bomba e do sistema. A princípio, com a válvula aberta, a bomba opera na vazão de projeto, $Q_{projeto}$. Assumindo que seja necessário operar em um ponto diferente daquele especificado em projeto (por exemplo, vazão igual a $Q_{operação}$) duas alternativas são apresentadas: estrangular a válvula à jusante, modificando a curva do sistema; ou variar a rotação da bomba centrífuga, modificando a curva da bomba. As duas alternativas levam a bomba a operar na vazão desejada, porém, a diferença de head ($\Delta H = H_1 - H_2$) representa o ganho de energia ao aplicar o VSD para controlar a vazão.

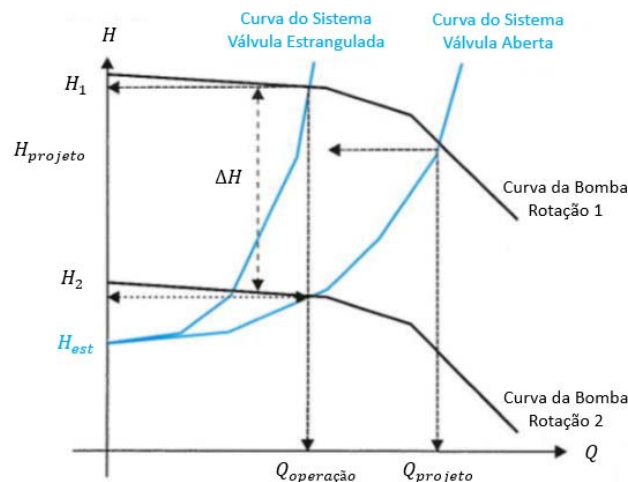


Figura 2.1 – Aplicação de VSD para modificação da curva da bomba (CAMPOS, 2006).

Em aplicações com VSD, a vazão máxima corresponde a rotação máxima, mas a vazão nula depende do *head* estático, ou seja, da parcela da curva do sistema dependente apenas das características das instalações, tais como as cotas e as pressões dos nós mais a montante e jusante do sistema (ou condições de contorno). Por isso, os controladores são sintonizados para que suas saídas sejam limitadas em um valor de rotação mínima, suficiente para superar o *head* estático, e um valor de rotação máxima, limitada pela potência do motor elétrico (RUTÁCIO, 2012).

2.2 Automação do BCS

Em muitas instalações de BCS, principalmente em sistemas de produção *onshore*, a bomba é projetada para operar em uma rotação fixa, interligada, tipicamente, à rede elétrica de 50 ou 60 Hz. O controle do ponto de operação é obtido através da manipulação da válvula *choke* instalada na cabeça dos poços e, devido às incertezas existentes na etapa de projeto, podem surgir diferenças entre as vazões de projeto e os volumes produzidos em campo. O sub ou superdimensionamento dos sistemas de elevação artificial pode resultar em baixas eficiências operacionais, danos mecânicos à BCS e, até mesmo, perdas de produção de petróleo (TAKÁCS, 2011).

A aplicação do VSD provê flexibilidade ao método de elevação e é adotado amplamente em sistemas de produção *offshore*, principalmente, nos poços de completação molhada. Ao variar a rotação da BCS, a bomba tem sua curva de desempenho modificada, levando o sistema a operar em um patamar no qual o *head* fornecido pela bomba é igual ao *head* requerido para a vazão de projeto (TAKÁCS, 2011).

O VSD altera a rotação da BCS ao variar a tensão de alimentação do motor elétrico, mantendo constante a relação tensão/frequência (controle escalar ou V/F). A corrente elétrica que flui no circuito é registrada e a maneira mais tradicional de monitorar a BCS é através das cartas amperítricas. Estas cartas representam uma ferramenta valiosa no acompanhamento operacional da BCS ao contribuir para o seu diagnóstico em eventos que se caracterizam por mudanças na condição de operação da bomba. Alguns exemplos de diagnósticos que podem ser obtidos através das cartas amperítricas são: flutuações na rede elétrica, interferência de gás, bloqueio de gás, sobrecarga e presença de sólidos no fluido produzido (API, 2013).

O monitoramento do BCS envolve, além da corrente elétrica, outras variáveis adquiridas pela instrumentação *subsea* e *topside*. Alarmes e *trips* são associados às variáveis monitoradas, permitindo que o operador faça o monitoramento de múltiplos poços, atuando sob demanda, ou seja, priorizando e direcionando a atenção ao diagnóstico de poços com problemas operacionais. Os *trips* são eventos nos quais o VSD provoca a parada intencional da BCS (*shutdown*) e ocorre, tipicamente, em casos de sub ou sobrecarga. Por outro lado, os alarmes consistem em sinais de alerta para o operador, sem a parada da BCS, que o direcionam a tomar uma ação visando evitar uma condição operacional inadequada e/ou uma falha do equipamento (CAMILLERI, 2010).

Alguns trabalhos (HABERER, 2014; JIANG, 2007) apresentam os bons resultados obtidos com o monitoramento remoto e em tempo real dos poços numa central de controle. A atribuição de alarmes e *trips*, o monitoramento das variáveis e a visualização de dados históricos (*trends*) melhoram o gerenciamento dos poços equipados com BCS, contribuindo para a redução dos custos de manutenção dos poços (*workovers*) e do tempo dos poços parados (*downtime*) e, por consequência, para o aumento da produção de petróleo.

As variáveis operacionais medidas em tempo real são incorporadas aos modelos dos poços para acompanhamento diário, adotando os valores mais recentes de pressão estática e índice de produtividade do poço. Deste modo, calcula-se a eficiência da BCS a cada novo teste de produção do poço e os volumes produzidos podem ser estimados diariamente no ambiente de simulação de escoamento (KHALID, 2012).

Como já mencionado, a corrente elétrica entregue pelo VSD aos terminais do motor elétrico pode trazer informações úteis quanto ao diagnóstico operacional. Uma ferramenta já mencionada é a carta amperítrica, porém esta variável pode ser analisada por outras técnicas, sempre com o mesmo objetivo de fornecer o diagnóstico da BCS. O sinal de corrente analisado através da FFT (*Fast Fourier Transform*) e da Transformada *Wavelet* fornece informações sobre a tendência de formação de incrustação nos estágios da BCS, apresentando comportamento caótico à medida que a incrustação é evidenciada (MEIHIDI, 2013).

O diagnóstico em tempo real da operação da BCS também pode ser alcançado a partir da aplicação da lógica *Fuzzy*, utilizando-se das variáveis do processo (pressões de chegada, de admissão e descarga da BCS, vazão, corrente e temperatura do motor) e de um maior conhecimento do processo. As variáveis são classificadas de acordo com as funções de pertinência definidas a partir dos dados associados a anormalidades do processo, o que permite apontar para o operador a causa mais provável para a operação da BCS fora da condição normal. A lógica *fuzzy* foi aplicada para diagnosticar bloqueio de gás, vazamento pelo tubo de produção, *status* de válvulas, descarga da bomba bloqueada (*pump off*), dentre outras falhas (THORNHILL, 2009).

Neste contexto, fica evidente que as operadoras de petróleo ao redor do mundo têm aplicado um enorme esforço no sentido de desenvolver ferramentas de predição de falhas em BCS. Dado que os modos de falhas são finitos e repetitivos, a técnica de reconhecimento de padrões é amplamente utilizada. Em (AL-MUQBALI, 2013), doze condições anormais de operação foram caracterizadas com base nas tendências de aumento ou redução de cada uma das

variáveis em relação aos seus valores em condição normal e na atuação de alarmes e *trips*. Os resultados foram satisfatórios, porém, em alguns casos, os padrões obtidos foram similares e, portanto, a técnica de reconhecimento de padrões por si só não foi capaz de apontar o diagnóstico de forma precisa.

A abordagem estatística associada ao reconhecimento de padrões é uma tendência nos estudos de predição de falhas em BCS, uma vez que é crescente a disponibilidade de dados em tempo real do sistema de elevação. A técnica PCA (*Principal Component Analysis*) aplicada ao método BCS (GUPTA, 2016) contribuiu para reduzir o espaço dimensional ao eliminar dezesseis variáveis correlacionadas dentre as vinte e duas selecionadas neste estudo (que incluiu as variáveis elétricas). As seis variáveis selecionadas capturaram 96% da variância total dos dados e foram utilizadas para a aplicação da estatística T^2 na detecção de falhas e na classificação das variáveis que mais contribuíram para a ocorrência das falhas.

Estas técnicas estatísticas têm sido aplicadas para monitoramento de processos em diversas áreas da indústria, tais como química, petroquímica e siderúrgicas. Desde que hajam dados disponíveis, a técnica pode ser expandida para sistemas que operam em diferentes regiões de operação, sendo capaz de distinguir entre a ocorrência de uma falha e uma mudança normal da condição de operação. Nestes casos, um modelo é gerado para cada ponto de operação e uma função custo é usada para apontar o modelo mais próximo de cada nova observação do processo (ZUQUI, 2016).

Em algumas aplicações de monitoramento e/ou controle da BCS se faz necessário medir a vazão produzida em tempo real, porém, isto requer a instalação de um medidor de vazão na superfície (na chegada da UEP ou na cabeça do poço) ou a disponibilização de um separador de teste dedicado ao poço de interesse. Na prática, nem sempre isto é viável e, portanto, existem técnicas que possibilitam o cálculo estimado da vazão a partir das variáveis da BCS.

A aproximação da vazão produzida a partir das variáveis elétricas da BCS leva em conta que a potência absorvida pela bomba é igual à potência entregue pelo motor elétrico. Logo, mede-se a tensão e a corrente elétrica e o fator de potência do motor e o diferencial de pressão fornecido pela bomba, e admitindo-se que as eficiências da bomba e do motor são conhecidas, é possível estimar a vazão produzida a partir da curva da bomba que relaciona BHP (*Brake Horsepower*) e vazão. O teor de água ou BSW (*Basic Sediment and Water*) produzido é estimado a partir da leitura das pressões de descarga e a montante da válvula *choke*, assumindo que se a RGO (Razão Gás-Óleo) é constante ou muito pequena, a variação de

densidade neste trecho de escoamento é atribuída exclusivamente a variação de BSW (CAMILLERI, 2010).

Em (VARON, 2013), o método de cálculo da vazão produzida a partir das variáveis elétricas foi estudado para diferentes rotações da BCS, frações de gás livre e viscosidade do fluido produzido. Neste trabalho, concluiu-se que a potência elétrica varia relativamente pouco com a vazão, ficando este método mais sujeito a ruídos e, por consequência, a maiores incertezas no cálculo da vazão. Alternativamente, estimar a vazão produzida utilizando a curva de *head*, ou seja, a partir da medição do diferencial de pressão, apresentou menores incertezas para fluidos monofásicos e/ou multifásicos desde que sua composição seja conhecida.

Em (RUTÁCIO, 2012) foi proposto um algoritmo de controle da BCS baseado em lógica *fuzzy* que depende da medição da variável de vazão. Trata-se de uma estratégia em *override* que faz o controle de vazão, medida direta ou indiretamente, atuando na rotação da BCS instalada em um poço *onshore*. Neste cenário, é válido o conceito de submergência da bomba, que consiste em uma variável relacionada à pressão de admissão. A submergência é monitorada e ao atingir o limite mínimo pré-definido, o controle *override* é assumido e a rotação da bomba passa a variar de modo a seguir o *setpoint* de submergência.

O limite de submergência (ou pressão de admissão) mínima contribui para evitar o bloqueio ou interferência excessiva de gás na bomba, porém, por outro lado, a produção é maximizada se esta variável for mantida o tão baixo quanto possível. Deste modo, a pressão de admissão é uma variável importante para a operação da BCS e um controlador, em malha fechada, pode ser aplicado para manter esta variável em valores próximos ao *setpoint*, atuando na rotação da bomba. Associado ao controlador, os limites de corrente mínima e máxima (sub e sobrecarga, respectivamente) realimentam a sua saída, impondo restrições quanto ao aumento e/ou redução da rotação da BCS (ALCOCK, 1981).

Em situações de altas FGL, o controle se torna um aspecto ainda mais importante. Dois casos especiais de poços com problemas operacionais associados a interferência de gás foram analisados em (HAAPANEN, 2010), onde foram adotados controladores PID (Proporcional-Integral-Derivativo). No primeiro caso, o controlador atuou na rotação da bomba para controlar a corrente elétrica no motor e levou à operação estável, porém com a desvantagem de apresentar um esforço de controle excessivo, ou seja, variações acentuadas da rotação da bomba, cuja frequência de saída do VSD apresentou oscilações entre 55 e 68 Hz. No segundo caso, a pressão de admissão foi controlada variando, novamente, a rotação da bomba, e

também levou à estabilidade operacional, porém com a vantagem de apresentar menores oscilações das variáveis e menor esforço de controle, com frequência mantendo-se entre 50 e 51 Hz.

Como pode ser visto, muitos trabalhos foram realizados no sentido de fazer a supervisão do BCS, contribuindo para a detecção e o diagnóstico de mudanças nas condições de operação dos poços. Contudo, estudos na área de controle automático do método de elevação ainda são incipientes, sendo que os mais relevantes e mais recentes se encontram em processo de validação a partir de testes em poços que compõem sistemas reais de produção.

Capítulo 3

Fundamentação Teórica

Neste capítulo serão apresentados os fundamentos teóricos relacionados com as características construtivas e operacionais da bomba centrífuga submersa, as teorias de modelagem e controle, com foco em identificação de sistemas e controle clássico PID e, por último, as técnicas estatísticas T^2 e Q (*Hotteling's*) aplicadas no monitoramento de processos industriais para detecção e diagnóstico de falhas.

3.1 Características da BCS

A bomba centrífuga submersa é composta por múltiplos estágios e é utilizada para suplementar a energia do reservatório através do fornecimento de diferencial de pressão ao fluido na profundidade de seu assentamento, de modo a produzir a vazão desejada. Cada estágio (Figura 3.1) fornece um incremento de pressão e é composto por um impelidor solidário ao eixo, que gira na mesma rotação do motor elétrico, e um difusor, que permanece estacionário (THOMAS, 2001).

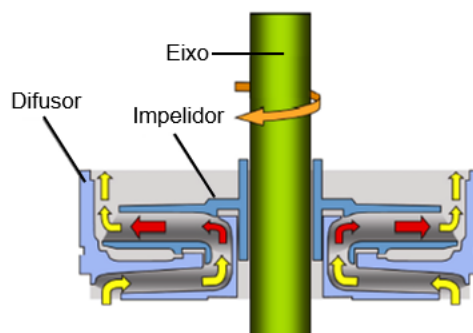


Figura 3.1 – Estágio da BCS - impelidor e difusor (BAKER, 2008).

O impelidor acelera o fluido, direcionando para a sua periferia em função da aplicação de uma força centrífuga. O fluido adquire velocidade radial (energia cinética), surgindo uma zona de baixa pressão na admissão da bomba que faz com que mais fluido seja admitido para preencher o vazio. Da periferia do impelidor, o fluido é direcionado para o difusor, onde a velocidade é reduzida através do aumento de área e há um incremento de pressão (energia potencial) (CAMPOS, 2006).

O funcionamento da BCS, descrito anteriormente, é explicado pelo Teorema de Bernoulli, que descreve a equação de conservação de energia entre a admissão e a descarga de uma bomba relacionando o *head* H com a energia potencial gravitacional, a energia potencial associada a pressão do fluido e a energia cinética (CAMPOS, 2006). A densidade do fluido ρ tem relação direta com o diferencial de pressão fornecido pela bomba $\Delta P = P_{DESC} - P_{ADM}$.

$$H = (Z_{DESC} - Z_{ADM}) + \left(\frac{P_{DESC} - P_{ADM}}{\rho g} \right) + \left(\frac{V_{DESC}^2 - V_{ADM}^2}{2g} \right) \quad (3.1)$$

onde Z_{ADM} e Z_{DESC} são as cotas, V_{ADM} e V_{DESC} são as velocidades do fluido nos pontos de admissão e descarga da bomba e g é a aceleração da gravidade.

A curva de *head* H x vazão Q é uma das curvas de desempenho da BCS (Figura 3.2), construída para um estágio da bomba a partir de ensaios realizados pelo fabricante, com rotação constante de 3500 rpm (60 Hz) ou 2917 rpm (50 Hz), operando com água e temperatura igual a 60°F. Durante os ensaios, as variáveis de vazão, pressão de admissão e descarga e potência requerida no eixo da bomba são medidas em diferentes pontos de operação, atingidos através da variação da abertura da válvula localizada a jusante da descarga da bomba (TAKÁCS, 2009). A eficiência da bomba é a relação entre a potência requerida no eixo da bomba e a potência hidráulica efetivamente entregue ao fluido sob a forma de pressão, e o ponto do máximo da curva de eficiência é chamado de ponto de melhor eficiência ou BEP (*Best Efficiency Point*).

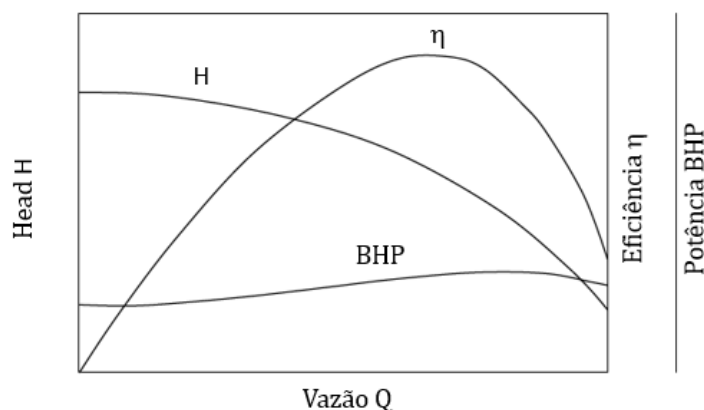


Figura 3.2 – Curva de desempenho da bomba centrífuga submersa (TAKÁCS, 2009).

As curvas de *head* disponível e potência requerida no eixo da bomba em função da vazão volumétrica Q podem ser aproximadas por polinômios de 3ª e 4ª ordem, respectivamente.

$$H = a_h Q^3 + b_h Q^2 + c_h Q + d_h \quad (3.2)$$

$$BHP = a_p Q^4 + b_p Q^3 + c_p Q + d_p Q + e \quad (3.3)$$

Na curva de desempenho da BCS, existe uma faixa de operação recomendada pelo fabricante, definida pelos limites mínimo e máximo de vazão, que está relacionada à resultante das forças axiais atuantes no eixo e nos impelidores. Ao operar fora desta faixa, diz-se que a BCS está em *Downthrust*, se a vazão for menor que o limite mínimo, e *Upthrust*, se maior que o limite máximo. O *Downthrust* é determinado pela pressão de descarga da bomba e o *Upthrust* é o resultado de forças inerciais relacionadas à energia cinética do fluido, que é função da vazão bombeada (TAKÁCS, 2009).

A ação das forças axiais resultante difere para os dois tipos de impelidores: fixos e flutuantes. Nos impelidores fixos, solidários ao eixo da bomba, as forças axiais são transmitidas ao mancal de rolamento do selo protetor, que é parte integrante do conjunto BCS (*string*). Nos impelidores flutuantes, as forças axiais são compensadas por forças de atrito atuantes no topo e base dos impelidores, onde estão localizadas as buchas de desgaste (Figura 3.3). As bombas com impelidores flutuantes, também denominadas “*Compression*” são bombas de grande porte (diâmetro maior que 6 polegadas), aplicadas para o bombeio de altas vazões, e possuem uma faixa de operação mais larga que as bombas de impelidores fixos (TAKÁCS, 2009).

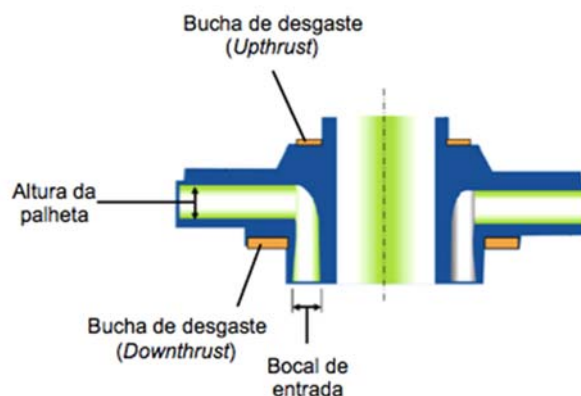


Figura 3.3 – Corte transversal de um impelidor (BAKER, 2008).

A partir da curva de desempenho da BCS operando em determinada rotação (Figura 3.2), as leis de afinidade permitem obter curvas de desempenho em qualquer rotação. As leis de afinidade estabelecem que: 1) a vazão volumétrica varia diretamente proporcional com a rotação da bomba; 2) a capacidade de elevação (*head*) varia proporcionalmente ao quadrado da rotação da bomba; e 3) a eficiência da bomba não varia com a rotação (TAKÁCS, 2009).

$$Q_2 = Q_1 \cdot \left(\frac{N_2}{N_1}\right) \quad (3.4)$$

$$H_2 = H_1 \cdot \left(\frac{N_2}{N_1}\right)^2 \quad (3.5)$$

Os efeitos da variação da rotação da BCS estão apresentados na Figura 3.4. Nota-se que a redução da rotação provoca redução da capacidade de elevação da bomba e, à medida que a rotação aumenta, o BEP se move para vazões maiores, como mostra as linhas tracejadas que ligam pontos de mesma eficiência. Estas propriedades são importantes para prover flexibilidade operacional à bomba quando as mesmas operam com um VSD (TAKÁCS, 2009).

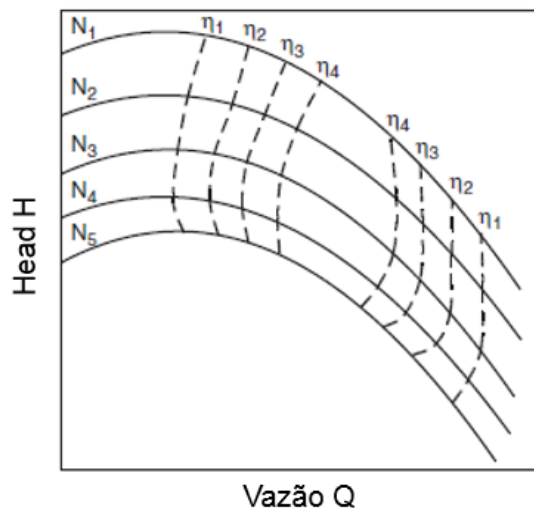


Figura 3.4 – Curva de desempenho para diferentes rotações da BCS (TAKÁCS, 2009).

As curvas de *head* e eficiência não sofrem alterações se o fluido bombeado tem densidade diferente da água, mas a potência requerida no eixo da bomba ou BHP é alterada. Por outro lado, os parâmetros de viscosidade do fluido e a FGL que entra em cada estágio alteram a curva de *head* da bomba.

Ao lidar com fluidos viscosos, as perdas por atrito aumentam e a curva de desempenho da bomba se distancia daquela operando com água. O *head* e a vazão do BEP diminuem e a máxima eficiência se desloca para a esquerda da curva. O BHP apresenta um aumento acentuado e a máxima vazão que a bomba é capaz de bombear é reduzida (MONTE VERDE, 2013).

O aumento da FGL provoca deterioração das curvas de desempenho da BCS. O fenômeno, conhecido como “*surging*” e representado pelo ponto de máximo da curva de *head* da Figura 3.5, ocorre mesmo para pequenas FGL quando a vazão e a rotação são suficientemente baixas, causando instabilidades e redução do *head* disponível e da eficiência da BCS (MONTE VERDE, 2013).

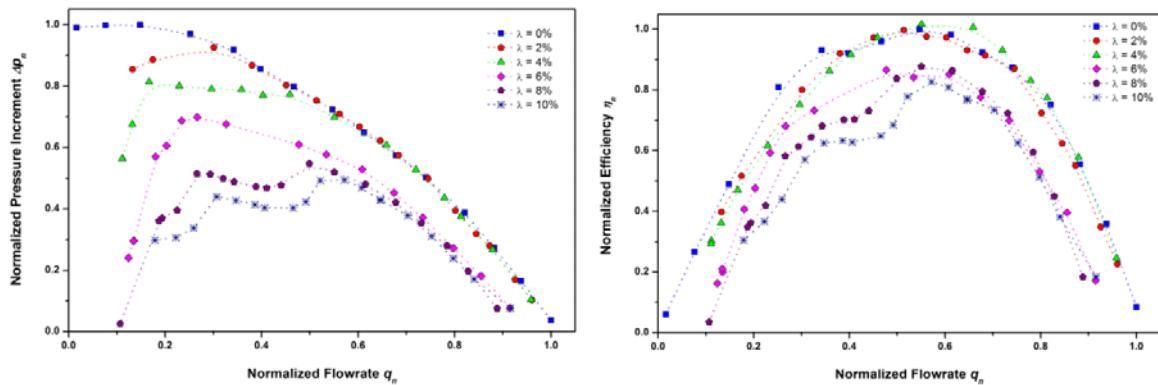


Figura 3.5 – Curva de *head* (esq.) e eficiência (dir.) sob influência de gás livre (MONTE VERDE, 2013).

A vazão volumétrica total $Q^{P,T}$ que adentra na bomba é calculada a partir da soma dos volumes de óleo, água e gás medidos em condições de pressão e temperatura no ponto de admissão da bomba,

$$Q^{P,T} = Q_O^{P,T} + Q_W^{P,T} + Q_g^{P,T} \quad (3.6)$$

Os fatores volume de formação B_o , B_w e B_g transformam as vazões volumétricas de óleo, água e gás medidas na UEP (Q_o , Q_w e Q_g) durante um teste de produção do poço e corrigidas para as condições padrão de pressão e temperatura (1 atm e 0°C) em vazões volumétricas nas condições de pressão P e temperatura T ($Q_O^{P,T}$, $Q_W^{P,T}$ e $Q_g^{P,T}$).

$$Q_O^{P,T} = B_o Q_o \quad (3.7)$$

$$Q_W^{P,T} = Q_w \quad (3.8)$$

$$Q_g^{P,T} = B_g (RGO - R_s) Q_g \quad (3.9)$$

O parâmetro B_o representa a mudança no volume do óleo provocada pelas variações de pressão e temperatura. O fator preponderante é a liberação de gás dissolvido no óleo quando a pressão é reduzida da condição de admissão da BCS até a superfície. A pequena expansão do óleo remanescente causada pela redução da pressão é, muitas vezes, compensada pela redução de temperatura (MCCAIN, 1999).

O fator volume de formação do óleo B_o é utilizado para calcular o volume de óleo na admissão da BCS a partir do volume medido em superfície. Por outro lado, calcular o volume de gás nas condições da admissão da bomba requer a determinação de dois parâmetros: a razão de solubilidade R_s e o fator volume de formação do gás B_g .

A razão de solubilidade R_s é a quantidade de gás dissolvido no óleo, em determinada condição de pressão e temperatura, que será liberado quando o óleo for transportado para as condições da superfície. O fator volume de formação B_g representa a mudança de volume do gás livre provocada pelas variações de pressão e temperatura, ou seja, fornece uma estimativa da expansão do gás ao ser conduzido desde a admissão da bomba até a superfície (MCCAIN, 1999).

Outros parâmetros importantes para caracterizar a composição dos fluidos produzidos são o BSW e a RGO. A partir de uma amostra de líquido, o BSW é calculado pela razão entre o volume de água e sólidos e o volume total da amostra. A RGO é calculada pela razão entre a vazões de gás e de óleo medidas na saída do separador de teste, em condições padrão de pressão e temperatura.

$$BSW (\%) = \frac{Q_w}{Q_w + Q_o} \quad (3.10)$$

$$RGO (Sm^3/Sm_3) = \frac{Q_g}{Q_o} \quad (3.11)$$

A partir das vazões medidas em condição padrão e das propriedades do óleo, água e gás, apresentadas anteriormente, calcula-se a FGL nas condições de pressão e temperatura da admissão da bomba,

$$FGL(\%) = \frac{Q_g^{P,T}}{Q^{P,T}} = \frac{Q_g^{P,T}}{Q_o^{P,T} + Q_w^{P,T} + Q_g^{P,T}} \quad (3.12)$$

3.2 Modelagem e controle de sistemas lineares

Os sistemas dinâmicos podem ser descritos por modelos matemáticos que consistem em um conjunto de equações diferenciais. Basicamente, existem duas formas de obter o modelo matemático de um sistema: a) modelagem caixa branca ou fenomenológica, que se baseia na

natureza do processo e, b) identificação do sistema, que trata da modelagem com bases empíricas (AGUIRRE, 2004).

Independentemente do método usado para modelar o sistema, a forma mais tradicional de representa-lo é através de funções de transferência. As funções de transferência mais simples e que descrevem grande parte dos sistemas dinâmicos lineares e invariantes no tempo são de primeira ordem. Estas funções são compostas por apenas um pólo localizado no ponto $(-\frac{1}{\tau}, 0)$ do plano s e de um ganho K_p , sendo que a identificação do sistema (isto é, dos seus parâmetros) é feita a partir da resposta a uma entrada em degrau. A forma das funções de transferência de primeira ordem é:

$$\tau \frac{dy(t)}{dt} + y(t) = K_p u(t - \theta) \quad \rightarrow \quad G(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{K_p}{1 + s\tau} e^{-s\theta} \quad (3.13)$$

onde θ é o atraso de transporte, K_p é o ganho e τ é a constante de tempo do sistema.

$$K_p = \frac{\Delta y}{\Delta u} \quad (3.14)$$

$$y(\tau) = y(0) + 0,632y(0) \quad (3.15)$$

O diagrama de blocos de um sistema de controle em malha fechada é apresentado na Figura 3.6 e a função de transferência $M(s)$ é dada pela equação 3.16,

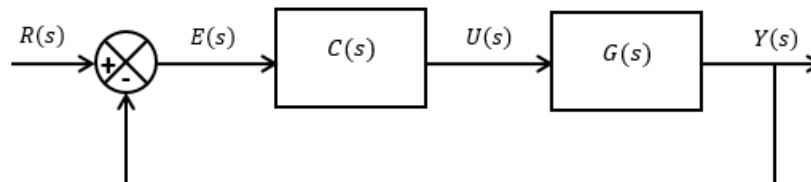


Figura 3.6 – Sistema de controle em malha fechada (CAMPOS, 2006).

$$M(s) = \frac{G(s)C(s)}{1 + G(s)C(s)} \quad (3.16)$$

O principal requisito usado no projeto de uma malha de controle é a estabilidade do processo. Um processo é estável em malha aberta se os pólos da função de transferência $G(s)C(s)$ estão localizados no semi-plano lateral esquerdo (ou SPLE) do plano complexo s . Caso o processo seja estável apenas em malha fechada, os pólos de $M(s)$ estão no SPLE (KUO, 2009).

Uma forma usual de implementação de $C(s)$ é o controlador PI ou Proporcional-Integral, que gera a sua saída proporcionalmente ao erro (termo proporcional) e à integral do erro (termo integral) cuja equação é (CAMPOS, 2006),

$$u(t) = K_c e(t) + \frac{1}{T_i} \int e(t) dt \quad \rightarrow \quad C(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = K_c + \frac{1}{sT_i} \quad (3.17)$$

3.3 Monitoramento de processos

Os métodos utilizados para monitoramento de processos podem ser baseados em modelos ou em dados históricos. Os métodos baseados em modelos matemáticos necessitam de um conhecimento *a priori* do processo e se baseiam em modelos de entrada-saída (caixa preta) ou representados em espaço de estados. Os métodos baseados em dados históricos extraem, de forma qualitativa ou quantitativa, as características do processo e as apresentam como o conhecimento *a priori* para um sistema de diagnóstico (VENKATASUBRAMANIAN, 2002).

A complexidade dos processos industriais modernos tem por consequência a alta disponibilidade de dados adquiridos pelos instrumentos de medição instalados nas plantas de processo. Apesar de uma quantidade expressiva de informação estar disponível, analisar todas as operações envolvidas no processo somente a partir da observação dos dados é uma tarefa árdua para um operador ou engenheiro. Neste contexto, os métodos baseados em dados históricos simplificam significativamente a atividade de monitoramento do processo, ao extrair apenas a informação relevante do conjunto de dados (CHIANG, 2001).

Um destes métodos baseia-se em análises estatísticas dos dados históricos e sua aplicação pressupõe que as propriedades estatísticas dos dados são estacionárias no tempo, a menos que ocorra uma falha, isto é, um desvio de, pelo menos, uma propriedade ou variável do processo. Em outras palavras, a média e a variância dos dados apresentam repetibilidade para uma mesma condição de operação, mesmo que os valores reais dos dados possam não ser previsíveis (CHIANG, 2001).

3.3.1 Análise de componentes principais

Várias abordagens para monitoramento de processos com foco na detecção e diagnóstico de falhas são apresentadas na literatura. Os métodos baseados em modelos, que usam técnicas como as redes neurais, e os métodos baseados em dados históricos, com abordagens estatísticas multivariáveis, podem se tornar mais eficientes ao incorporar técnicas de redução

do espaço dimensional das variáveis, como a técnica de análise de componentes principais ou PCA (VILLEGAS, 2010).

A análise de componentes principais é uma técnica de redução dimensional linear desenvolvida para transformar uma matriz de variáveis correlacionadas em uma matriz de variáveis não-correlacionadas, com a mesma variância dos dados originais (VILLEGAS, 2010). Esta técnica determina um conjunto de vetores ortogonais, chamado vetores de carregamento (*loading vectors*), ordenados pela fração da variância total das variáveis explicada na direção de cada vetor (CHIANG, 2001).

Dada uma matriz X de dados de treinamento, composta por n observações e m variáveis, com média zero e variância unitária, os vetores de carregamento são calculados a partir da decomposição em valores singulares da matriz S de covariância,

$$S = \frac{1}{n-1} X^T \cdot X = V \Lambda V^T \quad (3.18)$$

onde a matriz diagonal $\Lambda \in \mathcal{R}^{m \times m}$ contém os autovalores reais não-negativos de magnitude decrescente ($\lambda_1 \geq \lambda_2 \geq \dots \geq \lambda_m \geq 0$) e o i -ésimo autovalor corresponde ao quadrado do i -ésimo valor singular (isto é, $\lambda_i = \sigma_i^2$) (VILLEGAS, 2010).

A técnica PCA consiste em construir a matriz de carregamento (*loading matrix*) $P \in \mathcal{R}^{m \times a}$ selecionando vetores ortonormais da matriz V associados com os primeiros a valores singulares da matriz Λ .

As projeções das observações em um espaço de menor dimensão estão contidas na matriz de scores (*score matrix*),

$$T = XP \quad (3.19)$$

E a projeção de T novamente no espaço m -dimensional das observações,

$$\hat{X} = TP^T \quad (3.20)$$

A diferença entre X e \hat{X} é a matriz de resíduos E ,

$$E = X - \hat{X} \quad (3.21)$$

A matriz de resíduos E captura as variações no espaço das observações partir dos vetores de carregamento associados com os $m - a$ menores valores singulares de Λ . O subespaço

contido na matriz E tem baixa relação sinal-ruído e a eliminação deste espaço de X produz uma representação mais precisa do processo, \hat{X} (CHIANG, 2001).

Ao determinar apropriadamente o número a de vetores de carregamento, que serão mantidos no modelo PCA, as variações sistemáticas, relacionadas com os maiores valores singulares da matriz Λ , são desacopladas das variações aleatórias, relacionadas com os menores valores singulares de Λ (CHIANG, 2001). Assim, estes dois tipos de variações podem ser analisados individualmente, separando as variações de estado que ocorrem no processo e o ruído.

Na literatura existem diferentes técnicas para determinar o parâmetro a , que promove a redução de ordem no modelo PCA. O método de percentual da variância foi escolhido para este trabalho, que determina a ao calcular o menor número de vetores de carregamento necessários para explicar um percentual específico da variância total da matriz S . Este valor percentual é escolhido arbitrariamente e, portanto, deve ser escolhido considerando as características de cada aplicação (CHIANG, 2001).

De forma geral, a partir de um modelo obtido de dados históricos em operação normal, o monitoramento do processo é iniciado. Ao projetar as variáveis associadas a novas observações no plano definido pelos vetores de carregamento, os scores e resíduos são calculados para cada uma das a componentes principais (VENKATASUBRAMANIAN, 2002). A partir daí uma informação é atribuída à atual condição operacional, apontando à detecção ou não de uma falha no processo.

3.3.2 Detecção de falhas

A detecção de falhas consiste em determinar se uma falha ocorreu em um processo e o instante de sua ocorrência. A detecção antecipada da falha é uma informação valiosa ao ponto que dispara ações para mitigar sérios desvios no processo (CHIANG, 2001) que possam comprometer a segurança e/ou a qualidade dos produtos.

A abordagem estatística univariável pode ser usada para detectar falhas em processos industriais a partir da atribuição de limiares para cada variável observada. Estes limiares definem as fronteiras da operação em condição normal e a violação dos limites inferior ou superior indica a ocorrência de uma falha. Tipicamente, a abordagem univariável é empregada através da utilização do gráfico de Shewhart (Figura 3.7).

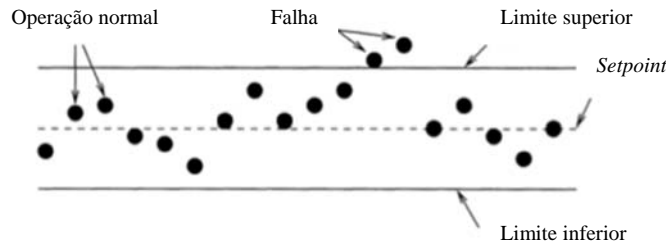


Figura 3.7 – Gráfico de Shewhart aplicado à análise estatística univariável (CHIANG, 2001).

A definição dos limites de violação é crucial para minimizar a taxa de erros do Tipo I e II na detecção das falhas. Os erros do Tipo I referem-se aos falsos alarmes (*false alarms*), ou seja, a falha é detectada quando na realidade a falha não ocorreu. Os erros do Tipo II referem-se à detecção perdida (*missed detection*), ou seja, a falha não é detectada apesar de ter ocorrido (CHIANG, 2001).

A taxa de erros do Tipo I é chamada de nível de significância α . Ao especificar valores de α próximos de 1, a região que representa a condição normal é ampliada, reduzindo a ocorrência de falsos alarmes, porém, como consequência, há o aumento da taxa de detecções perdidas (erros do Tipo II). Portanto, a escolha de α deve considerar o equilíbrio entre a ocorrência de erros do Tipo I e II. As maneiras de minimizar, simultaneamente, a ocorrência dos dois tipos de erros são: a) aumentar o tamanho da amostra dos dados de treinamento, usada para obter os limiares de detecção e, b) melhorar a exatidão dos sensores instalados na planta.

O conceito de nível de significância também é válido para o monitoramento *on-line* das variáveis de um processo a partir da aplicação de estatísticas T^2 e Q (ou *SPE* – *Squared Prediction Error*). Estes métodos são utilizados para detectar falhas a partir de uma abordagem estatística multivariável (VILLEGAS, 2010).

Dado um vetor x_t associado a uma nova observação das variáveis e assumindo que a matriz $\Lambda = \Sigma^T \Sigma$ é invertível, onde a matriz $\Sigma \in \mathcal{R}^{m \times m}$ contém os valores singulares reais não negativos de magnitude decrescente ao longo da sua diagonal ($\sigma_1 \geq \sigma_2 \dots \geq \sigma_{\min(m,n)} \geq 0$), a estatística T^2 é calculada no espaço de dimensão reduzida,

$$T^2 = x_t^T P \Sigma_a^{-2} P^T x_t \quad (3.22)$$

onde a matriz Σ_a contém as primeiras a linhas e colunas da matriz Σ (CHIANG, 2001).

O limiar da estatística T^2 é calculado a partir dos dados do conjunto de treinamento ao aplicar a distribuição F , onde n é o número de amostras, a é o número de componentes principais e α é o nível de significância (VILLEGAS, 2010),

$$T_\alpha^2 = \frac{a(n-1)(n+1)}{n(n-a)} F_\alpha(a, n-a) \quad (3.23)$$

A estatística T^2 é uma medida das variações sistemáticas do processo e não é afetada por incertezas associadas aos menores valores singulares da matriz de covariância S . Por isto, trata-se de uma técnica robusta para detectar falhas, sendo que uma violação do limiar T_α^2 indica que as variações sistemáticas diferem da condição normal do processo (CHIANG, 2001).

A estatística T^2 mede diretamente a variação ao longo de cada vetor de carregamento, tornando muito sensível a incertezas do espaço PCA relacionadas aos $(m-a)$ valores singulares. Esta parcela do espaço de observações pode ser monitorada de forma mais robusta usando a estatística Q , calculada para o vetor de observações x_t (CHIANG, 2001),

$$Q = r^T r \quad (3.24)$$

$$r = (I - PP^T)x_t \quad (3.25)$$

onde o r é o vetor de resíduos, isto é, a projeção de x_t no espaço de resíduos.

O limiar Q_α é calculado para um nível de significância α e também pode ser usado para detectar falhas (CHIANG, 2001),

$$Q_\alpha = \theta_1 \left[\frac{h_0 c_\alpha \sqrt{2\theta_2}}{\theta_1} + 1 + \frac{\theta_2 h_0 (h_0 - 1)}{\theta_1^2} \right]^{h_0} \quad (3.26)$$

$$\theta_i = \sum_{j=a+1}^n \sigma_j^{2i} \quad (3.27)$$

$$h_0 = 1 - \frac{2\theta_1\theta_2}{3\theta_2^2} \quad (3.28)$$

A estatística Q mede as variações aleatórias do processo associadas, por exemplo, a ruídos. O limiar Q_α é aplicado para definir variações consideradas normais para o ruído aleatório e uma violação indica que o ruído variou significativamente (CHIANG, 2001).

3.3.3 Diagnóstico de falhas

O diagnóstico de falhas é uma etapa seguinte à detecção de falhas e é essencial no monitoramento de processos industriais. Ao determinar a causa da falha, o diagnóstico aponta o tipo, local, magnitude e instante de sua ocorrência, indicando a reação mais adequada para a eliminação da falha (CHIANG, 2001).

A literatura distingue as etapas de identificação e diagnóstico de falhas, apesar de estarem muito relacionadas e terem como objetivo apontar para o operador os subsistemas da planta envolvidos com a ocorrência da falha. A identificação consiste em determinar as variáveis que mais contribuíram para a falha, assistindo a etapa de diagnóstico, que consiste em indicar a causa para o comportamento anormal do processo.

Uma abordagem muito utilizada envolve o cálculo da contribuição de cada variável do processo para os scores da representação em componentes principais e, posteriormente, a soma das contribuições associadas apenas aos scores responsáveis pela condição anormal do processo. O procedimento utiliza o mesmo conceito de violação do limiar T_α^2 e é composto pelas seguintes etapas (CHIANG, 2001):

1. Dado um vetor de observação x_t , determinar os r scores ($r \leq a$) responsáveis pela falha, correspondentes aos scores em que é válida a inequação:

$$(t_i/\sigma_i)^2 > \frac{1}{a} T_\alpha^2 \quad (3.29)$$

2. Calcular a contribuição de cada variável de processo x_{tj} para os scores t_i , onde $i = 1 \dots r$,

$$\text{cont}_{i,j} = \frac{1}{\sigma_i^2} p_{i,j} (x_{tj} - \mu_j) \quad (3.30)$$

onde μ_j é a média das variáveis de x_t e $p_{i,j}$ é o (i,j) -ésimo elemento da matriz de carregamento P ;

3. Se $\text{cont}_{i,j}$ é negativo, então $\text{cont}_{i,j}$ é igual a zero;
4. Calcular a contribuição total da j -ésima variável de processo x_{tj} para a falha:

$$\text{CONT}_j = \sum_{i=1}^r (\text{cont}_{i,j}) \quad (3.31)$$

Uma vez que a falha no processo foi detectada e a contribuição de cada variável para falha foi determinada, o diagnóstico da falha é um problema de classificação em padrões de falhas (CHIANG, 2001). Cada tipo de falha do processo é associado a um vetor padrão que carrega as suas características, isto é, as contribuições de cada variável do processo para a falha. Ao comparar os vetores que carregam as contribuições das variáveis de uma observação x_t com os vetores padrão que caracterizam os tipos de falhas do processo, é estabelecida a etapa de diagnóstico da falha.

Capítulo 4

Metodologia

Neste trabalho, foi utilizado o modelo de um poço produtor de petróleo construído no simulador de escoamento transiente OLGA, com as características típicas dos campos produtores de petróleo da porção norte da Bacia de Campos (VERGARA, 2013), equipado com BCS em um módulo de bombeio (Figura 1.1). A etapa de modelagem do poço está apresentada na seção 4.1.

Este simulador é muito utilizado para analisar malhas de escoamento compostas por poços, linhas de produção, equipamentos de processo e dutos de exportação de óleo e gás, englobando todo o sistema produtivo, desde o fundo do poço até as facilidades de processamento primário (SCHLUMBERGER, 2015). Nele, a modelagem do sistema de produção *offshore* (reservatório, poço e dutos de escoamento) possibilitou a análise do comportamento dinâmico da interação entre o processo e o sistema de controle, cuja estratégia proposta está apresentada na seção 4.2.

No ambiente do OLGA, foram realizadas as simulações subdivididas em três etapas, descritas na seção 4.3: a) sintonia dos controladores, onde foram obtidas as funções de transferência do processo e definidas as estruturas dos controladores, os ganhos dos algoritmos PID e os seus *setpoints*; b) controle do processo, em que foi simulada a atuação da estratégia de controle no processo, em dois modos distintos de operação, primário e secundário; c) simulação de falhas, onde foram gerados dados do processo em operação normal e em condições de falhas, atuando em malha fechada, no modo primário de controle.

Por último, os dados simulados na etapa c) da seção 4.3 foram utilizados para implementar em *Matlab* as técnicas PCA, de detecção e diagnóstico de falhas, apresentadas na seção 3.3, de modo a analisar a camada de monitoramento do processo. A etapa de análise dos dados em *Matlab* está apresentada na seção 4.4.

A Figura 4.1 apresenta o fluxograma geral da estratégia de controle e monitoramento proposta neste trabalho. As etapas envolvidas estão divididas em três grupos: o primeiro, envolve a configuração do sistema de automação, que deve ser feita em modo *off-line*, no ambiente de

simulação do poço; e os demais grupos envolvem a operação do sistema de automação, em modo *online*, sobre o processo real. Ao fim das etapas de configuração do sistema, as camadas de controle e monitoramento operam a partir de dados adquiridos em tempo real, atuando automaticamente no processo e/ou fornecendo informações ao operador sobre a sua condição atual de operação.

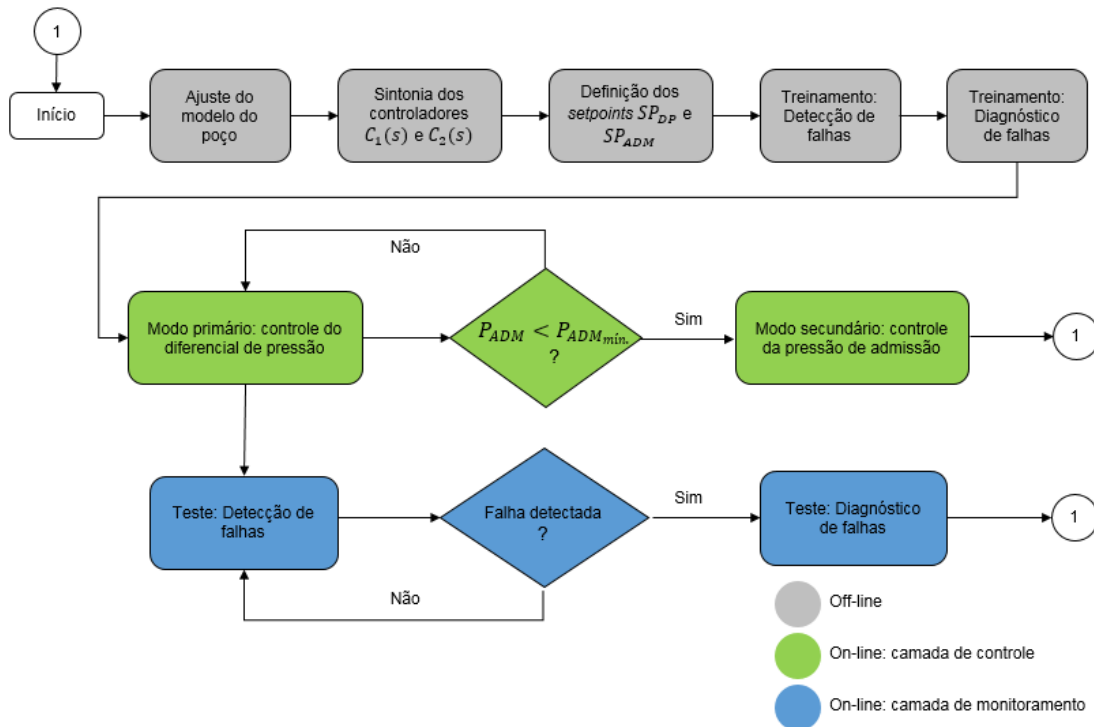


Figura 4.1 – Fluxograma geral: camadas de controle e de monitoramento (AUTOR).

4.1 Modelagem do poço de petróleo

O modelo do poço de petróleo construído no simulador OLGA (Figura 4.2) consiste de informações construtivas dos dutos de escoamento, da geometria do poço, dos equipamentos de processo (bombas e válvulas) e das propriedades dos fluidos, permitindo a simulação de sistemas reais de produção. O modelo contém ainda informações das condições de contorno, condições iniciais e de transferência de calor entre as diversas estruturas envolvidas no escoamento dos fluidos.

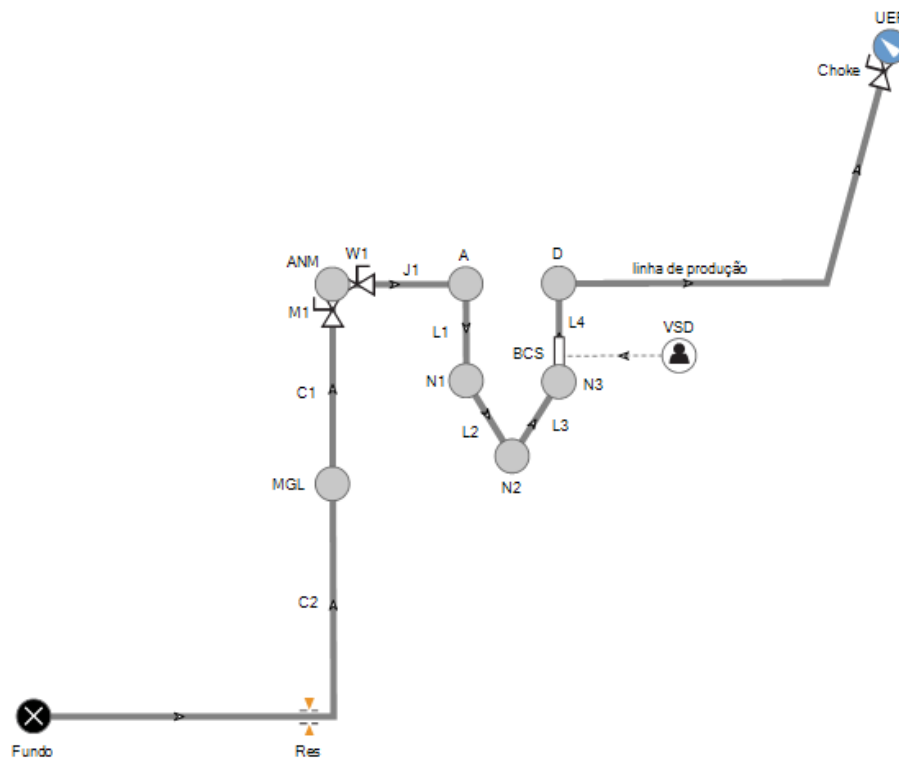


Figura 4.2 – Modelo do poço de petróleo no simulador OLGA (SCHLUMBERGER, 2015).

As principais características do modelo do poço produtor de petróleo serão relatadas nas próximas seções, divididas em propriedades dos fluidos, dados de reservatório, geometria do poço e das linhas de produção, BCS e Módulo de Bombeio e, por último, os parâmetros da plataforma (*topside*).

▪ Caracterização do Fluido

No OLGA, as propriedades dos fluidos são estruturadas em tabelas estáticas, determinadas em função da pressão e temperatura. Em todo trecho discretizado dos dutos de escoamento, a composição total da mistura é constante, em qualquer instante, enquanto que as composições do líquido e gás variam com a pressão e temperatura como resultado da transferência de massa entre as fases. As tabelas utilizadas nas simulações foram geradas fora do OLGA a partir de resultados de ensaios de liberação *flash* e diferencial do fluido amostrado e de reologia do óleo morto e suas emulsões. Estes resultados fornecem as propriedades das tabelas a partir do ajuste de modelos *Black-Oil*, ou seja, modelos que descrevem os fluidos em três fases (óleo, água e gás), não importando a distribuição entre os diferentes hidrocarbonetos.

Os valores das densidades do óleo, gás e água, das compressibilidades, viscosidades, tensões superficiais, entalpias, capacidades de calor e condutividades térmicas em um dado ponto de tempo e espaço são encontrados por interpolação dos valores das tabelas. Por limitação de espaço, não serão apresentados os resultados dos ensaios de reologia e de liberação flash e diferencial, mas apenas as principais propriedades dos fluidos (Tabela 4.1):

Tabela 4.1 – Propriedades dos fluidos.

Parâmetro	Valor
Grau API do óleo	17,0
RGO	41,0 m ³ /m ³
BSW	20,0 %
Densidade do gás	0,65
Densidade da água	1,1
Pressão de saturação	159,0 kgf/cm ²

▪ *Características do poço e das linhas de produção*

Para modelagem do poço e das linhas de produção foi considerado um sistema de coordenadas em espaço bidimensional (x,y), cuja referência na direção x (ponto em que x=0) é a ANM e a referência na direção y (ponto em que y=0) é a plataforma (UEP). A topologia do sistema (poço e linhas de produção) está apresentada na Figura 4.3.

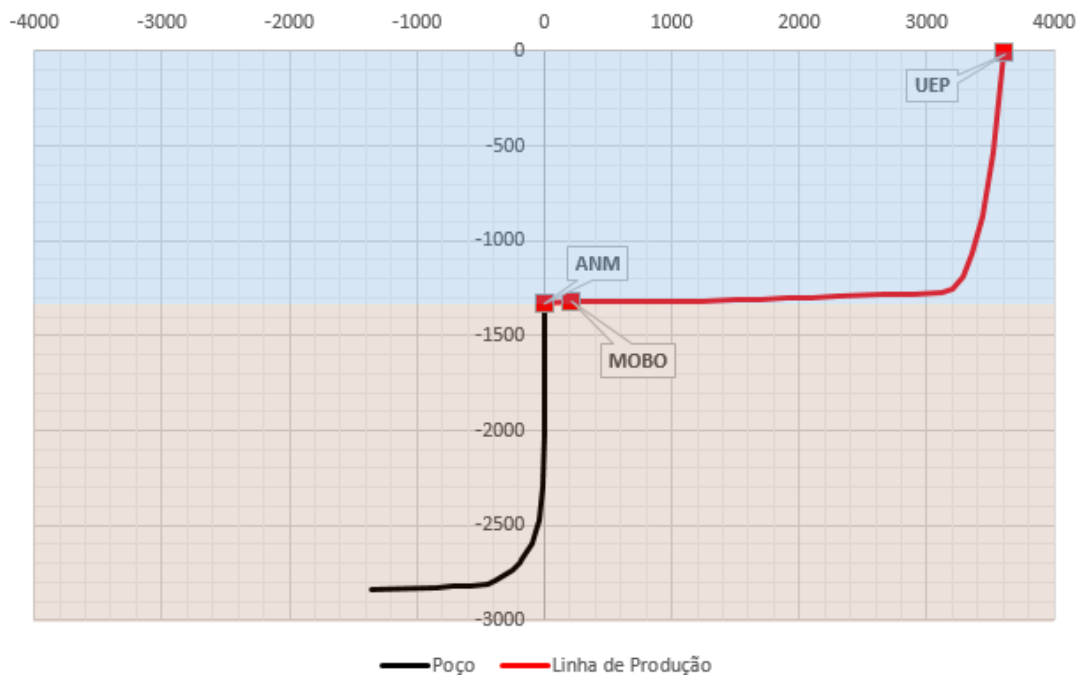


Figura 4.3 – Geometria do poço e da linha de produção (AUTOR).

O poço é composto pelos dutos C1 e C2, mostrados na Figura 4.2, e é caracterizado por um trecho horizontal e tubulação de diâmetro interno constante para escoamento dos fluidos até a ANM. As principais características do poço estão na Tabela 4.2.

Tabela 4.2 – Características do poço.

Parâmetro	Valor
Geometria do poço	Direcional
Lâmina d' água	1330 m
Coluna de produção	7 5/8", 26 lb/pé, L-80
Rugosidade	0,06"
Profundidade média do intervalo produtor	2800 m (TVD)
Comprimento do trecho horizontal (>85°)	780 m

Na ANM estão localizadas duas válvulas de bloqueio, M1 e W1, tal qual existe em um sistema real de produção e cujo objetivo é contribuir para a segurança do poço. Estas válvulas foram incluídas no modelo apenas para a etapa de simulação dos dados associados a ocorrência de falhas, que será comentada na seção 4.3.

As linhas de produção foram subdivididas em três trechos principais: *jumper* de produção, que interliga a ANM à admissão do MOBO (aprox. 200 metros de comprimento); trecho *flowline*, que corresponde ao trecho horizontal, desde a descarga do MOBO até o TDP (*Touch Down Point*); e trecho *riser*, que correspondente ao trecho vertical em catenária livre, desde o TPD até a plataforma de produção. As principais características das linhas de produção estão na Tabela 4.3:

Tabela 4.3 – Características das linhas de produção.

Parâmetro	Valor
Tipo dos dutos	Flexíveis
Rugosidade	0,0024"
Diâmetro interno	6"
Temperatura ambiente (no leito marinho)	4 °C

▪ *Dados de Reservatórios*

Os dados de reservatórios foram inseridos em uma fonte de massa, localizada no duto C2 da (Figura 4.2), que corresponde à completação inferior do poço. As principais características do reservatório estão na Tabela 4.4.

Tabela 4.4 – Características do reservatório.

Parâmetro	Valor
Pressão estática	250 bar
Temperatura do reservatório	76 °C
Índice de produtividade	100 Sm ³ /d/bar
Modelo do reservatório	Linear
Gradiente geotérmico	48,0 °C / 1000 m

▪ *BCS e o módulo de bombeio*

O módulo de bombeio foi modelado como uma associação de dutos em série, de modo a representar os escoamentos descendentes e ascendentes que ocorrem no interior da cápsula do MOBO, conforme mostra a Figura 4.4. O diâmetro de cada duto representa o diâmetro equivalente da área aberta ao fluxo, que tem secção transversal anular desde o ponto de entrada no MOBO (Ponto A) até atingir a admissão da BCS.

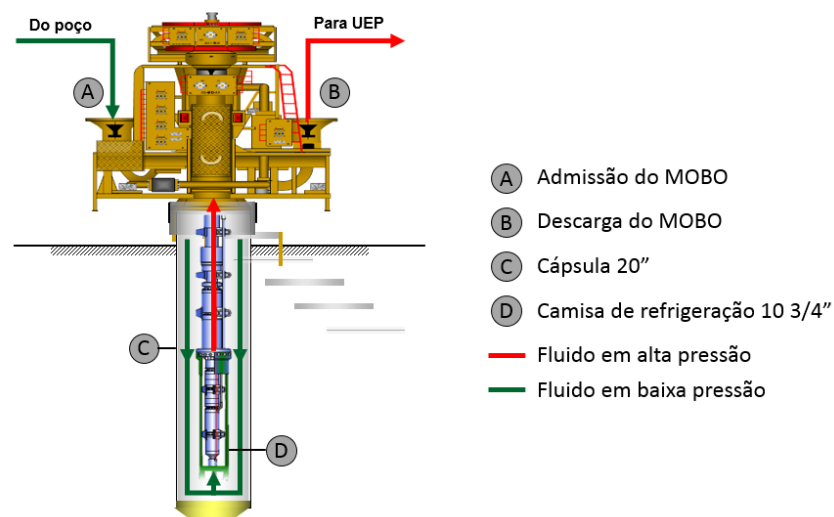


Figura 4.4 – Escoamento no interior do Módulo de Bombeio (VERGARA, 2013).

Deste modo, o MOBO é modelado por 4 dutos (L1 a L4 da Figura 4.2), onde: L1 representa o escoamento anular descendente entre a cápsula e a bomba; L2, o escoamento anular descendente entre a cápsula e a camisa de refrigeração (ou *shroud*); L3, o escoamento anular ascendente entre a *shroud* e o motor elétrico/selo protetor; e L4, o escoamento ascendente após a descarga da bomba. As principais características dos dutos que compõem o MOBO e da BCS estão na Tabela 4.5.

Tabela 4.5 – Características do MOBO e BCS.

Parâmetro	Valor
Modelo da BCS	Reda 862 Series M675A
Número de estágios	52
Rotação nominal	3600 rpm
Diâmetro externo da cápsula do MOBO	20"
Comprimento da cápsula do MOBO	55 m
Diâmetro externo da camisa de refrigeração	10 ¾ "
Diâmetro externo do motor elétrico/selo protetor	7,38"
Taxa máxima de aceleração/desaceleração	8 rpm/min

O bloco VSD foi inserido no modelo para representar o inversor de frequência e, portanto, trata-se do valor de rotação da BCS quando a operação está em malha aberta, ou seja, quando o operador altera livremente a rotação da bomba e não há uma malha de controle para manipular esta variável. As malhas de controle não foram apresentadas junto com o modelo do poço na Figura 4.2, porém, serão descritas na seção 4.2.

- *Parâmetros de Topside*

Na chegada da plataforma, o modelo do poço conta com uma válvula *choke* de diâmetro igual a 5" e coeficiente de descarga $C_D = 0,84$. O simulador OLGA dispõe de válvula *choke* do tipo abertura rápida, cuja área efetiva disponível ao fluxo é maior que 90% para um curso ou abertura, em percentual, entre 20 e 25%.

A taxa máxima de abertura e fechamento da válvula *choke* foi definida, no modelo, em 0,167%/min de modo a evitar variações bruscas de pressão tanto no sistema de escoamento (linhas de produção) quanto nos equipamentos (válvulas e BCS). Isto representa uma restrição operacional também aplicada em sistemas reais de produção.

Por fim, os parâmetros de *topside* incluem as condições de contorno do nó mais a jusante do sistema de escoamento, ou seja, a pressão e a temperatura do separador de produção iguais a 15 bar e 50 °C, respectivamente.

4.2 Estratégia proposta: camada de controle

A estratégia proposta de controle da BCS é composta por duas malhas de controle: a primeira, $C_1(s)$, controla o diferencial de pressão fornecido pela BCS e a segunda, $C_2(s)$, controla a pressão de admissão da bomba.

O controlador $C_1(s)$ está apresentado em diagrama de blocos na Figura 4.5 e atua na abertura da válvula *choke* localizada na UEP de modo a controlar o diferencial de pressão fornecido pela bomba, levando o ponto de operação para a faixa recomendada de vazão. Como vimos que esta faixa é modificada com a rotação da BCS (seção 3.2), os *setpoints* de diferencial de pressão variam dinamicamente, consistindo em uma função cuja variável independente é a rotação da bomba. Logo, o parâmetro SP_{DP} do diagrama de blocos de $C_1(s)$ é uma tabela de valores relacionados a esta variável.

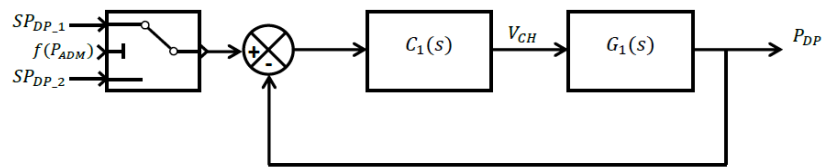


Figura 4.5 – Diagrama de blocos da malha de controle do diferencial de pressão (AUTOR).

O controlador $C_2(s)$ está apresentado em diagrama de blocos na Figura 4.6 e atua na rotação da BCS de modo a controlar a pressão de admissão da bomba, assegurando a sua operação contínua em condições adversas que levariam a instabilidade operacional provocada pela admissão de altas FGL. Esta malha recebe o *setpoint* SP_{ADM} , valor que leva à condição estável de operação da bomba.

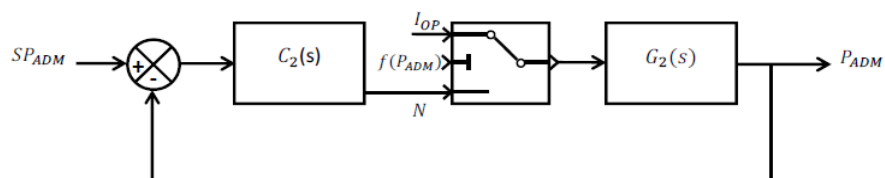


Figura 4.6 – Diagrama de blocos da malha de controle da pressão de admissão (AUTOR).

As malhas de controle apresentadas têm modos de operação diferentes que são comutados entre si através das chaves mostradas nos diagramas das Figuras 4.5 e 4.6. A função $f(P_{ADM})$ é responsável por comutar a chave: se for igual a zero a entrada superior do bloco é selecionada (modo primário) e se for igual a 1, a inferior (modo secundário). A comutação

entre os modos de operação é disparada no instante que a pressão de admissão da bomba atinge um valor mínimo $P_{ADM_{min}}$. Este parâmetro é definido como o limite inferior da pressão de admissão, em que ao atingir pressões menores, há o surgimento de altas FGL na admissão da bomba que levam a instabilidade operacional.

$$f(P_{ADM}) = \begin{cases} 0, & \text{se } P_{ADM} > P_{ADM_{min}}. \\ 1, & \text{se } P_{ADM} \leq P_{ADM_{min}}. \end{cases} \quad (4.1)$$

Em condições normais de operação, a estratégia de controle proposta atua no modo primário, controlando o diferencial de pressão fornecido pela BCS a partir da manipulação da válvula *choke*. Por um lado, o estrangulamento através do *choke* pode indicar desperdício de energia, porém é necessário para posicionar o ponto de operação dentro da região que provê boa eficiência hidráulica à bomba (TAKÁCS, 2011) e evitar o desgaste prematuro causado pela operação em *upthrust*. Neste modo, a rotação da BCS é definida pelo operador (entrada I_{OP} , mostrada na Figura 4.6).

No instante em que a pressão de admissão da bomba atinge o valor definido em $P_{ADM_{min}}$, o modo secundário é assumido: 1) a tabela de *setpoint* do diferencial de pressão é modificada de SP_{DP_1} para SP_{DP_2} , de modo que $C_1(s)$ atue na válvula *choke* reduzindo a sua abertura e; 2) a malha de controle da pressão de admissão é fechada e $C_2(s)$ atua na rotação da BCS, reduzindo-a, a fim de seguir o *setpoint* definido em SP_{ADM} .

No modo secundário, a atuação simultânea da válvula *choke* e da rotação da BCS é importante porque o efeito necessário de aumentar a pressão de admissão, evitando-se altas FGL neste ponto, ao atuar na rotação da BCS é mais rápido do que ao manipular a válvula *choke*. Além disto, como foram impostas restrições nas taxas de desaceleração da BCS e de fechamento da válvula *choke* (citadas na seção 4.1), atuar apenas na rotação da BCS pode não ser capaz de levar o ponto de operação da bomba para uma região estável de operação com a agilidade requerida para a operação contínua da bomba. Logo, somam-se as contribuições dos controladores que agem no mesmo sentido de aumentar a pressão de admissão.

O modo secundário tem o objetivo de evitar a interrupção do funcionamento da BCS (*shutdown*) devido a instabilidades que seriam provocadas por altas FGL em sua admissão, levando, de forma automática, a bomba à um ponto estável de operação. Este modo tem, portanto, caráter emergencial e é assumido até que o fluxo apresentado na Figura 4.1 seja reiniciado e o sistema reconfigurado para que retorne ao modo primário de controle.

4.3 Simulação

Neste tópico serão apresentados os detalhes das simulações realizadas em OLGA cujas finalidades são a definição dos *setpoints* da malha de controle do diferencial de pressão, a obtenção das funções de transferência que descrevem os modelos de primeira ordem, relacionando as pressões de admissão e descarga da bomba às variáveis manipuladas (abertura da válvula *choke* e rotação da BCS) e a sintonia das malhas de controle. Em seguida, serão apresentadas as simulações do modelo completo que descreve todo o sistema de elevação e escoamento (BCS, poço, reservatório e linhas de produção) sob atuação das malhas de controle do diferencial de pressão e da pressão de admissão da bomba, nos modos primário e secundário de controle. Por último, serão descritas as simulações em modo primário de controle, com atuação apenas da malha de controle do diferencial de pressão, cuja finalidade é a geração de dados em condição normal de operação e em falhas para treinamento da camada de monitoramento do processo.

4.3.1 Sintonia dos controladores

A curva de desempenho da BCS relaciona capacidade de elevação (*head*) com vazão volumétrica (gás e líquido). Numa instalação de produção de petróleo, a variável disponível no supervisão é pressão, nos pontos de admissão e descarga da bomba. Logo, o primeiro passo das simulações foi converter a variável *head* em diferencial de pressão.

Em aplicações de bombeio de fluidos monofásicos, esta tarefa é simples. Porém, para o bombeio de fluidos multifásicos, a densidade média dos fluidos que entram nos impelidores da bomba a todo instante é desconhecida, tornando a tarefa mais complexa.

A solução utilizada foi simular um conjunto de pontos de operação da BCS aplicando um controlador PI de vazão ao modelo do poço. O controlador foi sintonizado empiricamente para atuar na abertura da válvula *choke*, controlando a vazão volumétrica que passa pela bomba. Ao atingir o *setpoint* de vazão volumétrica, o diferencial de pressão foi obtido para cada ponto de operação. No total, foram simulados 10 pontos de operação, relacionando o diferencial de pressão com a vazão volumétrica para rotações de 2400 a 3600 rpm, nas condições de melhor eficiência da BCS (tabela BEP) e do limite *upthrust* (tabela UT).

Cada tabela (BEP e UT) contém os cinco pontos de operação apresentados na Figura 4.7 e, para obter o *setpoint* em qualquer rotação, o simulador faz uma interpolação linear entre dois valores adjacentes da tabela.

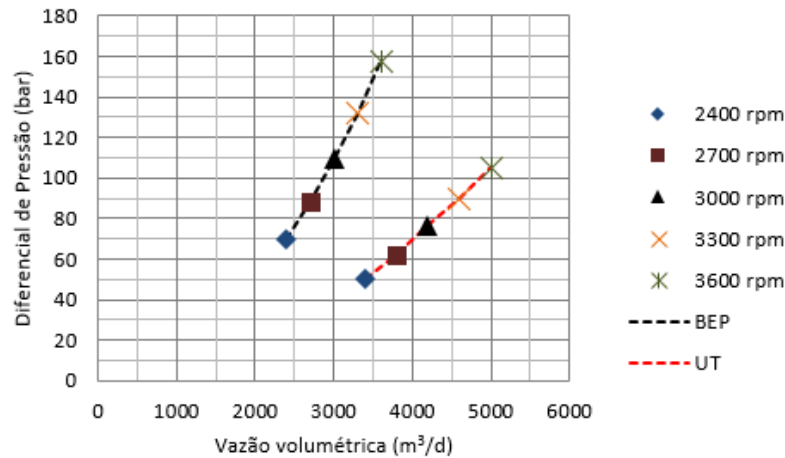


Figura 4.7 – Diferencial de pressão versus vazão volumétrica.

A sintonia dos controladores envolveu as etapas de obtenção das funções de transferência de primeira ordem, escolha da estrutura dos controladores e sintonia dos parâmetros. Na simulação do modelo completo de escoamento foram extraídos os dados relevantes para a obtenção das funções de transferência de primeira ordem $G_1(s)$ e $G_2(s)$.

No teste para obter $G_1(s)$, a rotação da BCS foi mantida em 3600 rpm e a abertura da válvula *choke* variou, em degrau, de 3 a 10%. O modelo $G_1(s)$ tem como entrada a abertura da válvula *choke* $V_{CH}(s)$ e como saída o diferencial de pressão $P_{DP}(s)$. O ganho do modelo $G_1(s)$ é -704,7 e a constante de tempo é igual a 52,8 segundos, uma vez que ao abrir a válvula *choke*, o diferencial de pressão é reduzido.

$$G_1(s) = \frac{P_{DP}(s)}{V_{CH}(s)} = \frac{-704,7}{52,8s + 1} \quad (4.2)$$

Para obter $G_2(s)$, a abertura da válvula *choke* foi mantida em 30% e a rotação da BCS variou, em degrau, de 3300 a 3600 rpm. O modelo $G_2(s)$ tem como entrada a rotação da BCS, $N(s)$, e como saída a pressão de admissão $P_{ADM}(s)$. A constante de tempo de $G_2(s)$ é igual a 70,1 segundos. O ganho do é -57,2 pois ao aumentar a rotação da BCS (aceleração), a pressão de admissão é reduzida.

$$G_2(s) = \frac{P_{ADM}(s)}{N(s)} = \frac{-57,2}{70,1s + 1} \quad (4.3)$$

A Figura 4.8 mostra o bom ajuste dos modelos $G_2(s)$ e $G_2(s)$ em relação aos dados do modelo completo de simulação (qualidade do ajuste igual a 85% e 94%, respectivamente).

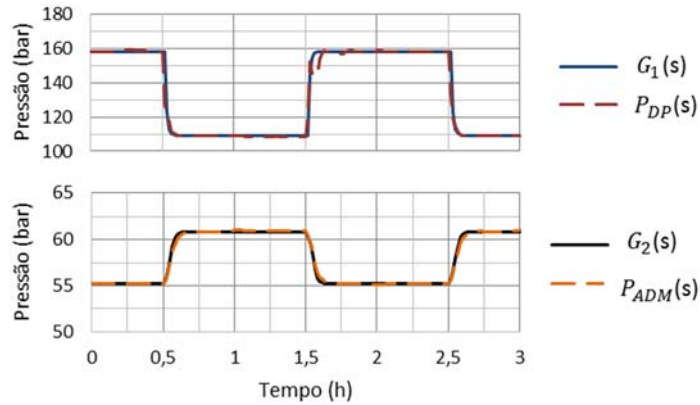


Figura 4.8 – Validação dos modelos $G_1(s)$ e $G_2(s)$.

As estruturas escolhidas para $C_1(s)$ e $C_2(s)$ foram controladores PI na forma do algoritmo paralelo, conforme a Equação 3.17. Os parâmetros dos controladores $C_1(s)$ e $C_2(s)$ aplicados, respectivamente, aos modelos $G_1(s)$ e $G_2(s)$ foram calculados através do algoritmo de sintonia baseado nas margens de ganho A_m e de fase ϕ_m (HO, 1995). Este algoritmo provê bom desempenho e robustez aos controladores e os parâmetros K_c e T_i , apresentados na Tabela 4.6, são calculados através de equações simplificadas, dispensando o uso de métodos numéricos e/ou gráficos.

Tabela 4.6 – Parâmetros dos controladores Proporcional-Integral $C_1(s)$ e $C_2(s)$.

	K_c	T_i
$C_1(s)$	-0,00148	17,62
$C_2(s)$	-0,0182	23,33

Os controladores $C_1(s)$ e $C_2(s)$ têm a função *Reset Anti-windup*, o que evita a saturação do sinal de saída dos controladores. Ao controlador $C_2(s)$ é atribuída a função *Output Tracking* para que, em modo inativo, a saída do controlador siga a rotação da BCS. Assim, $C_2(s)$ não estará saturado ao assumir o controle, levando apenas um ciclo de processamento para manipular a rotação da bomba, sem perda de desempenho da malha de controle (CAMPOS, 2006).

4.3.2 Controle automático

A etapa de simulação da estratégia de controle foi conduzida de modo a gerar os resultados da atuação dos controladores $C_1(s)$ e $C_2(s)$ em modo primário e em modo secundário. Na simulação em modo primário, a rotação da BCS, entrada I_{OP} foi configurada em rampa, variando de 2400 a 3600 rpm em 2,5 horas e retornando para 2400 rpm, no mesmo intervalo de tempo. O *setpoint* de diferencial de pressão SP_{DP_1} foi definido no ponto de melhor eficiência da BCS, linha BEP da Figura 4.7, e a pressão de admissão se manteve acima do limite inferior $P_{ADM_{min}}$, sem comutação da chave que leva ao modo secundário de operação.

Em seguida, foi simulado o modo secundário de controle a partir diminuição da pressão de admissão da BCS a um valor menor que $P_{ADM_{min}}$. Esta condição foi atingida ao configurar a pressão de reservatório para variar de 250 para 230 bar, em um intervalo curto de três horas. Neste caso, o controlador $C_1(s)$ teve a tabela relacionada ao limite de *Upthrust* (linha UT da Figura 4.7) atribuída ao *setpoint* SP_{DP_1} e a linha BEP, como o *setpoint* SP_{DP_2} .

O valor mínimo admissível para a pressão de admissão, $P_{ADM_{min}}$, foi definido em 56 bar. Por simulação, sabe-se que neste valor inicia-se a instabilidade operacional causada por altas FGL na admissão da bomba. O *setpoint* de pressão de admissão SP_{ADM} do controlador $C_2(s)$ foi configurado em 75 bar, que corresponde a um valor conservador para levar a BCS à região estável de operação.

4.3.3 Simulação de falhas

Inicialmente, com o objetivo de gerar dados para o treinamento da camada de monitoramento em *Matlab*, foi feita a simulação no OLGA da operação normal do poço, em malha fechada, no modo primário de controle, cuja entrada I_{OP} referente à rotação da BCS foi configurada para variar $\pm 1\%$ da rotação nominal em torno de 3000 rpm, como mostra a Figura 4.9. Esta simulação teve a duração de 6 horas, gerando a matriz X_{OPN} com 360 observações e 6 variáveis (matriz de $n=360$ linhas e $m=6$ colunas). O *setpoint* de diferencial de pressão foi selecionado para a linha relacionada ao limite de *upthrust* (linha UT).

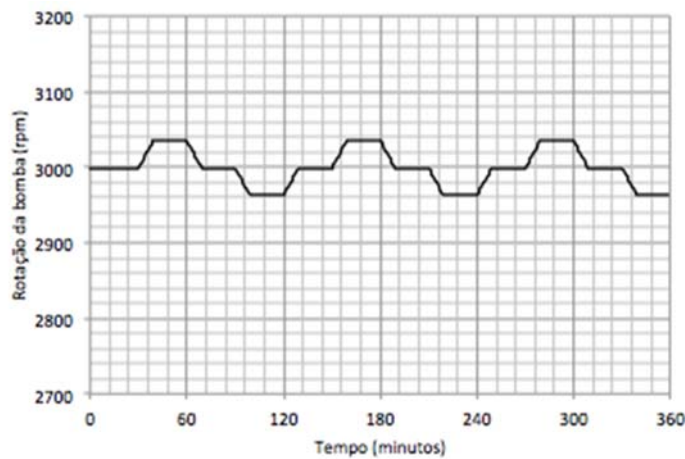


Figura 4.9 – Variação da rotação da BCS nas simulações em condição normal e em falha.

Sabe-se que a quantidade dos dados que compõem o conjunto de treinamento tem uma forte influência no desempenho da estatística T^2 como método de monitoramento do processo. A quantidade de observações deve ser suficiente para que o *threshold* calculado seja suficientemente próximo do *threshold* obtido ao assumir um número infinito de dados. Neste sentido, a literatura indica que a quantidade mínima de observações é igual a 10 vezes o tamanho do espaço dimensional das variáveis (CHIANG, 2001). Logo, para $m = 6$ variáveis, adotar uma quantidade de observações $n = 360$ é suficiente para garantir um bom treinamento da camada de monitoramento.

As variáveis selecionadas para compor a matriz X_{OPN} foram a abertura da válvula *choke*, a pressão de admissão e descarga da BCS, e as pressões no fundo do poço (PDG), na ANM (TPT – *Temperature and Pressure Transmitter*) e a montante da válvula *choke* (ou pressão de chegada). As variáveis de temperatura ao longo do escoamento não foram consideradas por terem pouca variabilidade e, portanto, contribuiriam pouco para a matriz de covariância dos dados.

Em seguida, de modo a aplicar as técnicas de detecção e diagnóstico de falhas e testá-las para monitoramento do sistema de controle, foram simuladas oito falhas possíveis de serem encontradas num sistema real de produção, cuja BCS está instalada em um módulo de bombeio. Neste ponto, utiliza-se a definição de falhas encontrada na literatura, ou seja, qualquer desvio de um parâmetro e/ou característica do sistema em relação a seu comportamento usual e/ou padrão.

Neste contexto, as falhas simuladas representam mudanças nas condições dos equipamentos submarinos, das propriedades dos fluidos produzidos, de reservatório ou da planta de

processamento. Os dados relacionados a cada uma das falhas geraram a matriz de dados de falhas X_t , composta por vetores x_t que correspondem a cada uma das linhas da matriz (ou observações do processo). Foram obtidas 360 observações para cada falha (6 horas), apresentadas na Tabela 4.7, que indica o parâmetro relacionado às falhas e seus respectivos valores quando operando em condição normal (OPN) e em falha (ω_c).

Tabela 4.7 – Descrição das falhas (ω_1 a ω_8) simuladas.

Falha	Tempo (min)	Parâmetro	OPN	ω_c
ω_1	0-360	Teor de água (BSW)	20%	30%
ω_2	361-720	Pressão do separador	15 bar	20 bar
ω_3	721-1080	Pressão de reservatório	250 bar	242,5 bar
ω_4	1081-1440	Razão Gás-Óleo (RGO)	41 m ³ /m ³	45 m ³ /m ³
ω_5	1441-1800	Número de estágios	52	48
ω_6	1801-2160	Abertura da válvula a montante	100%	20%
ω_7	2161-2520	Abertura da válvula a jusante	100%	10%
ω_8	2521-2880	Abertura das válvulas a montante e jusante	100%	20/10%

Como as falhas ω_1 a ω_8 foram simuladas com o processo operando em malha fechada, no modo primário, o controlador $C_1(s)$ atua na abertura da válvula *choke* de modo a compensar o efeito da falha no diferencial de pressão fornecido pela bomba. As Figuras 4.10 a 4.15 apresentam o comportamento das variáveis que compõem as matrizes X_{OPN} e X_t , a serem utilizadas nas etapas de treinamento e teste da camada de monitoramento, respectivamente, apresentadas nas seções 4.4.1 e 4.4.2.

A partir do conhecimento do processo, pode-se destacar, para cada falha, que em malha fechada ocorre a seguinte interação entre o processo e o sistema de controle:

- Falha ω_1 : o aumento do BSW provoca um aumento da densidade média dos fluidos que adentram na BCS e, por consequência, o aumento do diferencial de pressão fornecido pela bomba. O controlador atuou, abrindo a válvula *choke*, levando o ΔP para o valor próximo do *setpoint*. As variáveis de pressão ao longo do duto são

reduzidas com o aumento do BSW por conta da maior perda de carga atribuída a hidrostática (fluido mais pesado);

- Falha ω_2 : o aumento da pressão do separador, causado por uma eventual necessidade da planta de processamento, exige que o controlador atue abrindo a válvula *choke*, mantendo constante os valores de pressão ao longo do escoamento;
- Falha ω_3 : a queda da pressão de reservatório causa a redução da pressão de admissão da bomba e, por consequência, o aumento da FGL neste ponto. Uma maior FGL representa menor densidade média dos fluidos e, portanto, redução do diferencial de pressão fornecido pela bomba. O controlador, então, atuou fechando a válvula *choke* para compensar este efeito.
- Falha ω_4 : a ação do controlador frente ao aumento da RGO foi semelhante à falha ω_3 , com leve fechamento da válvula *choke* de modo a compensar a redução do diferencial de pressão, causada por conta de uma maior FGL na sua admissão. A principal diferença entre a falha ω_3 e ω_4 está no comportamento das pressões ao longo do escoamento, em que no caso anterior há uma redução destas variáveis e, neste caso, há um aumento por conta da menor perda de carga atribuída a hidrostática (fluido mais leve);
- Falha ω_5 : uma redução do número de estágios foi simulada de modo a representar uma quebra de eixo e/ou uma perda de eficiência de bombeio e, neste caso, o controlador atuou fechando a válvula *choke* para compensar a redução do diferencial de pressão provocada pelo menor número de estágios;
- Falha ω_6 : o fechamento parcial da válvula a montante da BCS, representa, além de uma possível obstrução e/ou incrustação desta válvula, um aumento da perda de carga ao longo do trecho de escoamento (poço e/ou jumper de produção) a montante da bomba. Esta falha foi muito sutil, porque a válvula a montante, fechada em 20%, incorpora uma pequena perda de carga, de aproximadamente 1 bar, no ponto de admissão da bomba. Com isto, o controlador atuou com um leve fechamento da válvula *choke* porque a menor pressão de admissão causa uma maior FGL neste ponto, e por consequência, menor diferencial de pressão fornecido pela bomba;
- Falha ω_7 : a falha é análoga a ω_6 , porém, ocorre na válvula a jusante da BCS e com fechamento mais acentuado, de 100% para 10%. O controlador $C_1(s)$ atuou abrindo a

válvula *choke* para compensar a maior perda de carga introduzida entre a descarga da BCS e a montante da válvula *choke*;

- Falha ω_8 : a falha é uma união das falhas ω_6 e ω_7 , representando um aumento da perda de carga ao longo de todo o escoamento, a montante e jusante da BCS. O efeito que prepondera é aquele causado pela falha ω_7 , e o controlador atuou abrindo a válvula *choke* para compensar a maior perda de carga introduzida no sistema, a jusante da BCS.

Notadamente, a ação de controle de $C_1(s)$ frente a ocorrência das falhas não é a adequada porque o sistema de controle foi sintonizado e os *setpoints* de diferencial de pressão foram definidos a partir de um modelo ajustado para a condição normal de operação (OPN). Por isto, faz-se necessária a aplicação da camada de monitoramento para detectar a ocorrência destas falhas e apontar ao operador um diagnóstico do processo, indicando o desempenho real do sistema de controle.

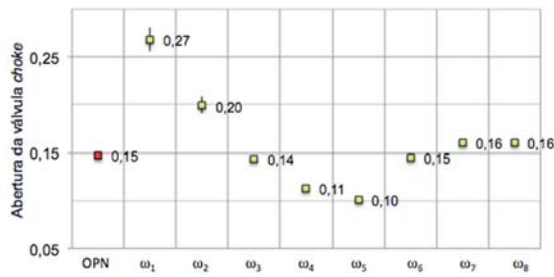


Figura 4.10 – Abertura da válvula *choke*.

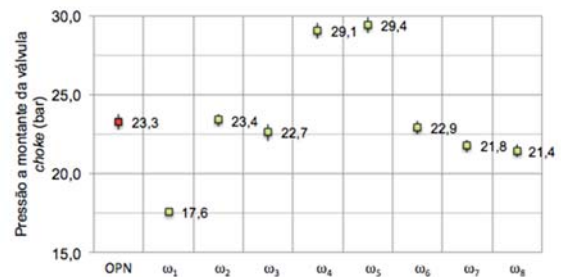


Figura 4.11 – Pressão a montante da válvula *choke*.

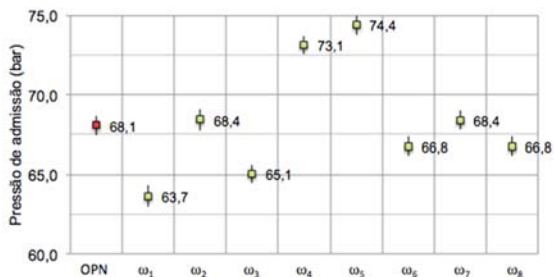


Figura 4.12 – Pressão de admissão da bomba.

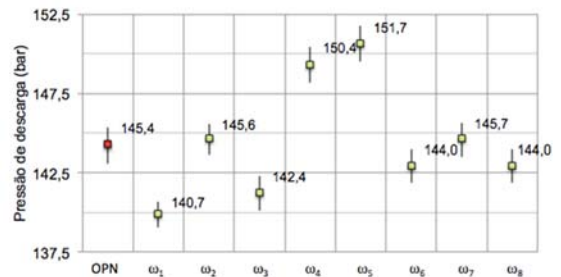


Figura 4.13 – Pressão de descarga da bomba.

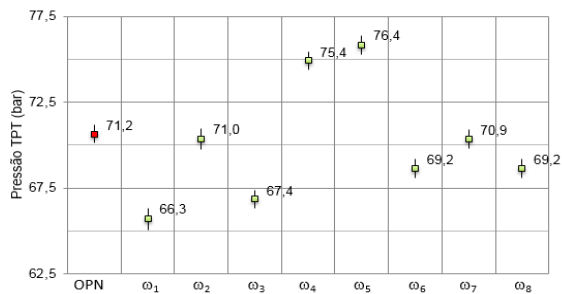


Figura 4.14 – Pressão no TPT.

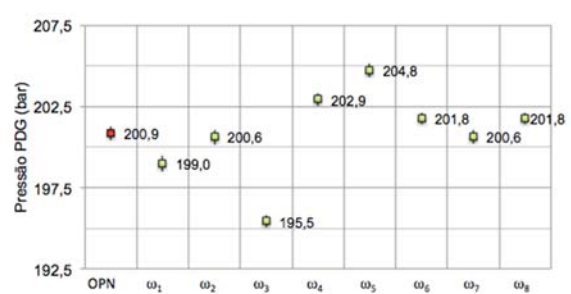


Figura 4.15 – Pressão no PDG.

4.4 Estratégia proposta: camada de monitoramento

Após a detecção de uma falha, a operação normal pode ser recuperada a partir da reconfiguração do sistema, reparação do processo ou nova sintonia dos controladores. Desde que uma falha tenha sido apropriadamente diagnosticada, a forma mais indicada para reagir a falha pode não ser óbvia. Uma abordagem possível pode ser sintonizar os controladores convencionais do processo. Muitos métodos têm sido desenvolvidos para avaliar o desempenho dos controladores, e estes podem ser usados para determinar se os controladores do processo necessitam ser sintonizados para recuperar o desempenho satisfatório. (CHIANG,2001).

4.4.1 Etapa de treinamento

A etapa de treinamento está ilustrada no fluxograma da Figura 4.16 e foi realizada com os dados simulados relacionados à operação normal, contidos na matriz X_{OPN} . Inicialmente, estes dados foram tratados, removendo-se os dados espúrios (*outliers*) e, em seguida, normalizados, obtendo-se média igual a zero e variância unitária,

$$\frac{X_{OPN} - \mu_{OPN}}{\sigma_{OPN}} \quad (4.5)$$

O nível de significância utilizado no treinamento foi $\alpha = 0,10$ e o limite percentual para seleção das componentes principais (método do percentual da variância, citado na seção 3.3) foi igual a 99,99%, o que permitiu capturar quase toda a variância dos dados em um espaço dimensional reduzido. Por fim, o treinamento do algoritmo de detecção de falhas foi concluído com o cálculo dos limiares (*thresholds*) das estatísticas T^2 e Q , segundo a teoria apresentada na seção 3.3.

No treinamento do algoritmo de diagnóstico de falhas foram utilizados os dados de falhas simulados na seção 4.3, selecionando-se as k primeiras observações de cada uma das c falhas para compor a matriz X_F , construída, portanto, por $n = c \cdot k$ linhas e m variáveis, onde $c = 8$ e $k = 30$. Observa-se que durante as 30 primeiras observações de cada falha, a rotação da BCS é constante e igual a 3000 rpm (Figura 4.9). Em seguida, foi feita a normalização dos dados da matriz X_F ,

$$\frac{X_F - \mu_{OPN}}{\sigma_{OPN}} \quad (4.6)$$

Para cada uma das falhas, iniciando em $c = 1$, calculou-se a contribuição das variáveis para a falha, verificando-se quais variáveis tiveram contribuição maior que os limiares C_{T2} e C_Q , conforme procedimento apresentado na seção 3.3. Daí, os vetores f_{T2} e f_Q que caracterizam cada uma das falhas foram construídos de acordo com as estatísticas T^2 e Q , respectivamente.

Cada elemento que compõe os vetores f_{T2} e f_Q está associado a uma das $m = 6$ variáveis e pode assumir valores iguais a 1, se a contribuição da variável para a falha superar o limiar C_{T2} ou C_Q , ou 0, se contrário. A sequência das variáveis relacionadas aos elementos dos vetores é:

1) abertura da válvula *choke*; 2) pressão a montante da válvula *choke*; 3) pressão de admissão da bomba; 4) pressão de descarga da bomba; 5) pressão no TPT; e 6) pressão no PDG.

A associação dos oito vetores f_{T2} (um para cada falha) gera a matriz F_{T2} , cuja dimensão é 8 x

6. Do mesmo modo, a associação dos oito vetores f_Q gera a matriz F_Q , de mesma dimensão.

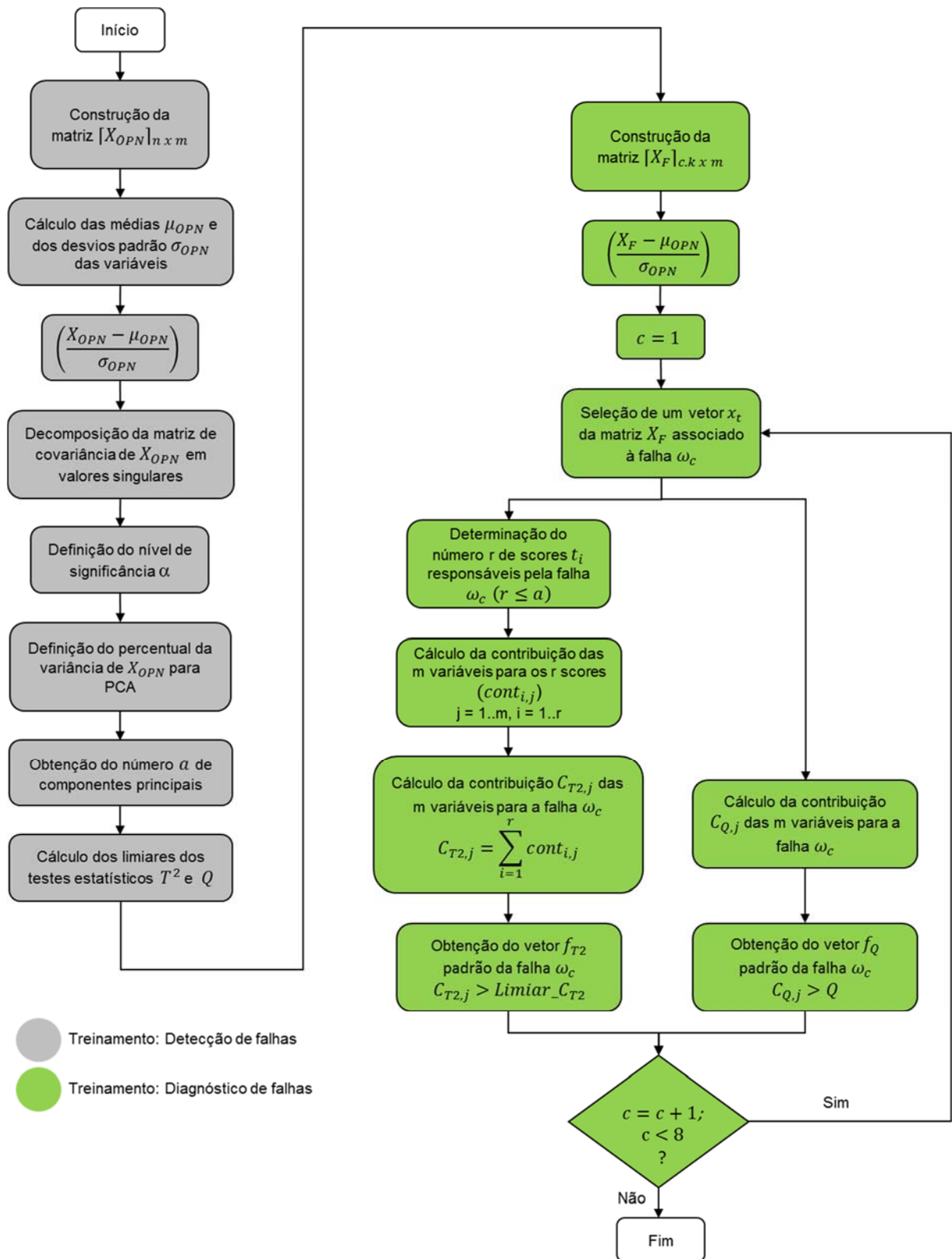


Figura 4.16 – Fluxograma de treinamento: Detecção e diagnóstico de falhas (AUTOR).

4.4.2 Etapa de teste

A etapa de teste está ilustrada no fluxograma da Figura 4.17 e utilizou os vetores de observação, x_t , individualmente, relacionados à operação em falha. Do mesmo modo que a etapa de treinamento, foi necessário fazer a normalização deste vetor, utilizando a média e variância dos dados da condição normal de operação,

$$\frac{x_t - \mu_{OPN}}{\sigma_{OPN}} \quad (4.7)$$

Após a normalização do vetor x_t , foram calculados os scores t_i na direção dos vetores ortonormais da matriz de carregamento P , levando ao cálculo da estatística T^2 . Se o valor de T^2 fosse maior que o *threshold* T_α^2 , a falha era detectada.

O passo seguinte consistiu em diagnosticar a falha, comparando-a com os padrões de falhas conhecidos e já caracterizados na etapa de treinamento. Para isto, foram calculadas as contribuições de cada variável do vetor x_t para a falha, verificando-se aquelas que superaram os limiares C_{T^2} e C_Q . Obtiveram-se, então, os vetores $f_{t_{T^2}}$ e f_{t_Q} que caracterizam a falha associada ao vetor x_t , de acordo com as estatísticas T^2 e Q , respectivamente. Por fim, os vetores $f_{t_{T^2}}$ e f_{t_Q} foram comparados com os vetores f_{T^2} e f_Q , e caso houvesse igualdade entre os vetores, dois a dois, a falha era diagnosticada.

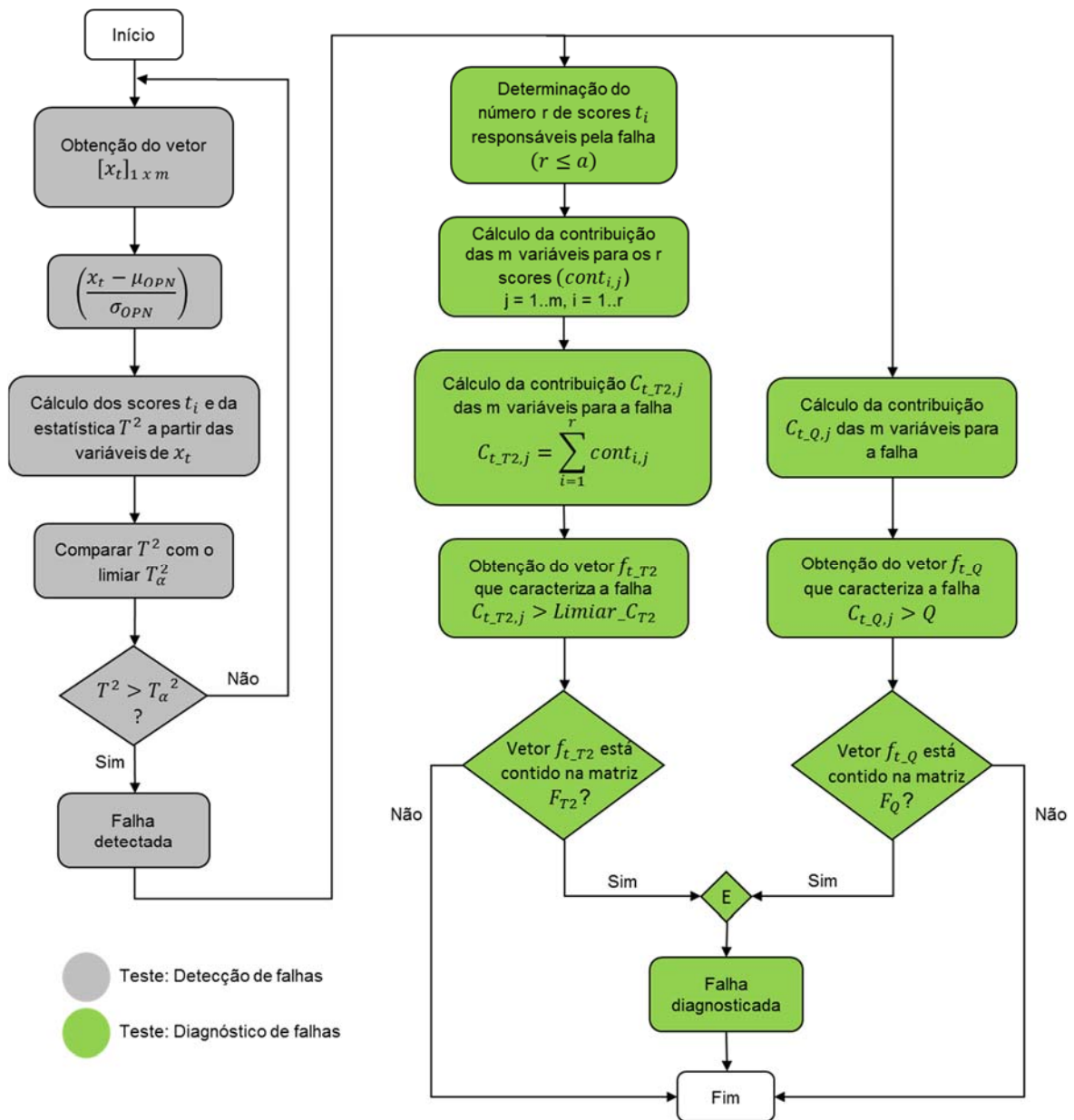


Figura 4.17 – Fluxograma de teste: Detecção e diagnóstico de falhas (AUTOR).

Capítulo 5

Resultados e Discussões

Neste capítulo, os resultados da implementação das estratégias de controle e monitoramento serão apresentados e discutidos, iniciando-se pelo controle do ponto de operação da BCS. Em seguida, será abordado o controle em modo secundário, que visa a operação estável da BCS sob influência de altas FGL. Por último, serão apresentados os resultados da aplicação do método de monitoramento para detecção e diagnóstico de falhas no sistema de bombeio.

5.1 Análise do controle do ponto de operação da BCS

A primeira etapa simulou a malha de controle do diferencial de pressão, com atuação do controlador $C_1(s)$ sobre a abertura da válvula *choke* para controlar o diferencial de pressão fornecido pela bomba. No modo primário de controle, a rotação da BCS é uma entrada do operador I_{OP} e foi configurada em rampa, acelerando de 2400 a 3600 rpm em 2,5 horas e desacelerando a 2400 rpm (Figura 5.1). Nesta etapa da simulação, a pressão de admissão da bomba foi mantida acima do limite mínimo $P_{ADM_{min}}$, de modo a não haver a comutação para o modo secundário de controle, ou seja, o controlador $C_1(s)$ sempre receberá o *setpoint* advindo da tabela, SP_{DP_1} , e o controlador $C_2(s)$ é mantido em malha aberta.

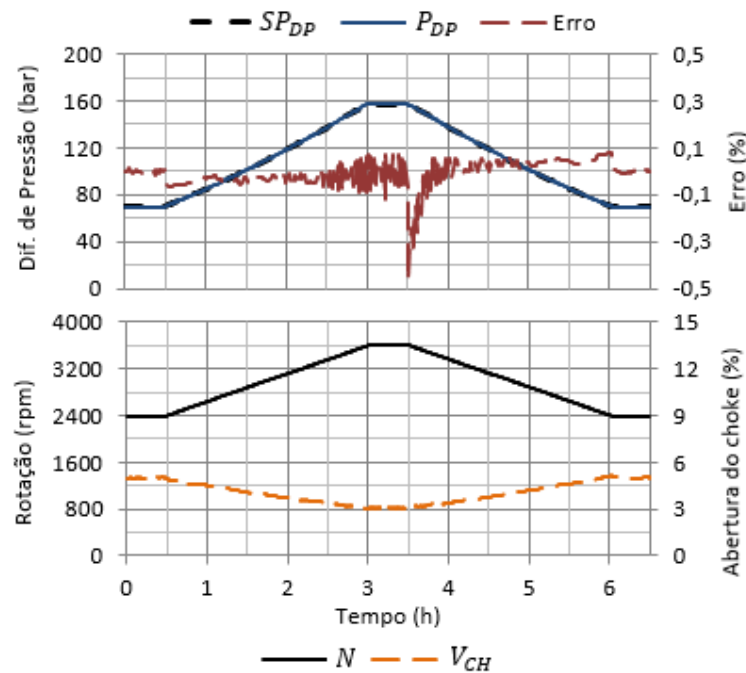


Figura 5.1 – Variáveis controladas e manipuladas no modo primário de controle.

A atuação do controle em modo primário foi simulada com início na rotação de 2400 rpm, ou seja, o controlador $C_1(s)$ não foi aplicado desde o repouso da BCS. De fato, este controlador foi projetado para operar entre 2400 e 3600 rpm que é a faixa usual de operação da BCS em um sistema real de produção. Em uma partida, a malha $C_1(s)$ só deve ser fechada após o período de estabilização das vazões de líquido e gás que, tipicamente, tem duração média de 30 minutos após a etapa de arranque, na qual a BCS sai do repouso até 2400 rpm.

Durante todo o período simulado ($\Delta t=6,5$ horas), a válvula *choke* atuou automaticamente para minimizar o erro entre o diferencial de pressão e o *setpoint* SP_{DP_1} . O *setpoint* definido representa a condição do BEP, linha tracejada em preto na Figura 4.7. Mesmo com a taxa de abertura/fechamento da válvula *choke* limitada em 0,167%/min (ou 1% a cada 6 minutos), o controlador manteve o erro muito próximo de zero, inclusive nas inversões de sentido da rampa de rotação, com um pico de 0,5% no instante $t=3,5$ horas.

É interessante observar que a medida que a rotação da BCS aumentou de 2400 para 3600 rpm, o controlador $C_1(s)$ fechou a válvula *choke*, de 6% para 3%, indicando que para manter a BCS operando no ponto de melhor eficiência, foi necessário aumentar o *head* requerido pela sistema através do estrangulamento da válvula *choke*. Portanto, nota-se que a resultante dos efeitos de aumentar a rotação, que são a) o aumento da vazão volumétrica bombeada e, por consequência, das perdas de carga por fricção; b) a redução da pressão de admissão e,

portanto, a maior FGL no trecho a montante da bomba; c) o aumento de *head* disponível, de acordo com a lei de afinidade mostrada na seção 3.1; exigiu que o controlador fechasse a válvula *choke*, de modo a levar o ponto de operação da BCS para a esquerda da curva de desempenho, mantendo-o no BEP.

Em um sistema real, a válvula *choke* é atuada, manualmente, em eventos de aceleração (inclusive na partida) e desaceleração da BCS de modo a manter a pressão a montante da válvula *choke* e o diferencial de pressão fornecido pela bomba próximos aos valores pré-determinados pelo fabricante para cada rotação, garantido a operação dentro da faixa recomendada de vazão. Deste modo, a BCS não mantém a operação com eficiência constante, para toda rotação em que é submetida, o que não representa um problema desde que seja assegurada a operação entre os limites de *Upthrust* e *Downthrust*.

Como resultado da simulação em modo primário de controle, as principais variáveis operacionais (pressões na profundidade do sensor de fundo P_{PDG} e na admissão da bomba P_{ADM} e vazões volumétricas total e de líquido) estão mostradas na Figura 5.2. Nota-se que estas variáveis apresentaram variações suaves, sem sobressaltos, e coerentes com o perfil em rampa imposto sobre a rotação da bomba e que a vazão volumétrica total, apresentada nas condições de pressão e temperatura da admissão da bomba, está dentro da faixa recomendada.

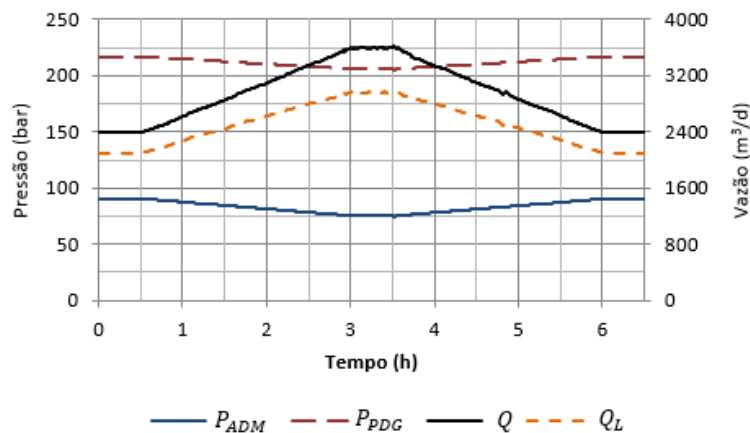


Figura 5.2 – Variáveis operacionais (pressão e vazão) no modo primário de controle.

Nesta etapa da simulação foi testado apenas o caso servo, em que o controlador $C_1(s)$ foi aplicado para seguir a referência (*setpoint*) de diferencial de pressão, cuja variação é equivalente ao perfil em rampa da entrada de rotação I_{OP} . De fato, este é o objetivo do controlador proposto, em modo primário, cabendo à camada de monitoramento apontar a ocorrência de falhas associadas a perturbações no sistema de produção.

Apesar do *setpoint* do diferencial de pressão ter sido configurado no BEP para qualquer rotação da bomba, a estratégia proposta traz a possibilidade de construir a tabela de *setpoints* associados a diferentes pontos de operação, por exemplo, BEP de 2400 a 3000 rpm e limite UT de 3000 a 3600 rpm. Isto traz a vantagem de permitir a especificação das regiões de operação que a bomba irá percorrer ao variar a sua rotação, podendo-se evitar condições que levam à instabilidade operacional, ou até mesmo, garantir que a bomba opere de forma otimizada, sempre na vazão máxima em que é possível produzir.

5.2 Análise do controle sob influência de altas FGL

A segunda etapa simulou a estratégia de controle completa, envolvendo as malhas de controle do diferencial de pressão e da pressão de admissão, $C_1(s)$ e $C_2(s)$, com manipulação simultânea da abertura da válvula *choke* e rotação da BCS.

O modo secundário de controle foi atingido a partir da variação da pressão estática (ou de reservatório), que foi configurada para diminuir, linearmente, de 250 para 230 bar, dentro das três primeiras horas da simulação. É sabido que tal situação, em malha aberta, leva o sistema de elevação a operar sob instabilidades severas, devido à redução da pressão de admissão da BCS e, por consequência, ao fluxo intermitente de altas FGL no interior da bomba.

Deste modo, o controlador $C_1(s)$ foi configurado para seguir, no modo primário, o *setpoint* SP_{DP_1} equivalente a linha UT da Figura 4.7 e, em modo secundário, o *setpoint* SP_{DP_2} , equivalente a linha BEP. O parâmetro de pressão de admissão mínima, $P_{ADM_{min}}$, foi igual a 56 bar e o *setpoint* de pressão de admissão do controlador $C_2(s)$, operando em modo secundário, foi configurado em 75 bar.

As Figuras 5.3 e 5.4 mostram os resultados da simulação, em que é possível destacar quatro regiões distintas:

- a) De $t = 0$ a 1h: a rotação da BCS, I_{OP} , é igual a 3600 rpm e o controlador $C_1(s)$ atua, em modo primário, para minimizar o erro do diferencial de pressão. A pressão de admissão é monitorada e se mantém acima do valor mínimo ($P_{ADM} > P_{ADM_{min}}$);
- b) De $t = 1$ a 2h: após a pressão de admissão atingir o limite inferior, $P_{ADM_{min}}$, as chaves mostradas nos diagramas de blocos das Figuras 4.5 e 4.6 são comutadas e o

modo secundário de controle é assumido. O controlador $C_1(s)$ recebe o novo *setpoint*, SP_{DP_2} , com o objetivo de mover o ponto de operação da bomba, trazendo-o do limite UT para o BEP e a malha do controlador $C_2(s)$ é fechada. Em um intervalo de 1h, a rotação da BCS é reduzida de 3600 para 3100 rpm e a válvula *choke* é fechada de 10 para 4%, mostrando que os dois controladores atuaram no sentido de aumentar a pressão de admissão e evitar a ocorrência de instabilidades severas;

c) De $t = 2$ a 3h: os *setpoints* SP_{DP_2} e SP_{ADM} são atingidos no instante $t = 2$ h e, a partir daí, os controladores $C_1(s)$ e $C_2(s)$ continuam atuando para manter a pressão de admissão em 75 bar, compensando a queda da pressão estática que se mantém até $t = 3$ h. Neste intervalo, o controlador $C_2(s)$ atua de forma mais expressiva, reduzindo a rotação da BCS para 2700 rpm, enquanto que o controlador do diferencial de pressão tem pouca atuação, abrindo a válvula *choke* para 4,2%;

d) De $t = 3$ a 6h: no instante $t = 3$ h, a pressão estática atinge seu valor final, de 230 bar, e os controladores param de alterar as suas saídas, anulando o erro entre as variáveis P_{DP} e P_{ADM} e seus respectivos *setpoints*.

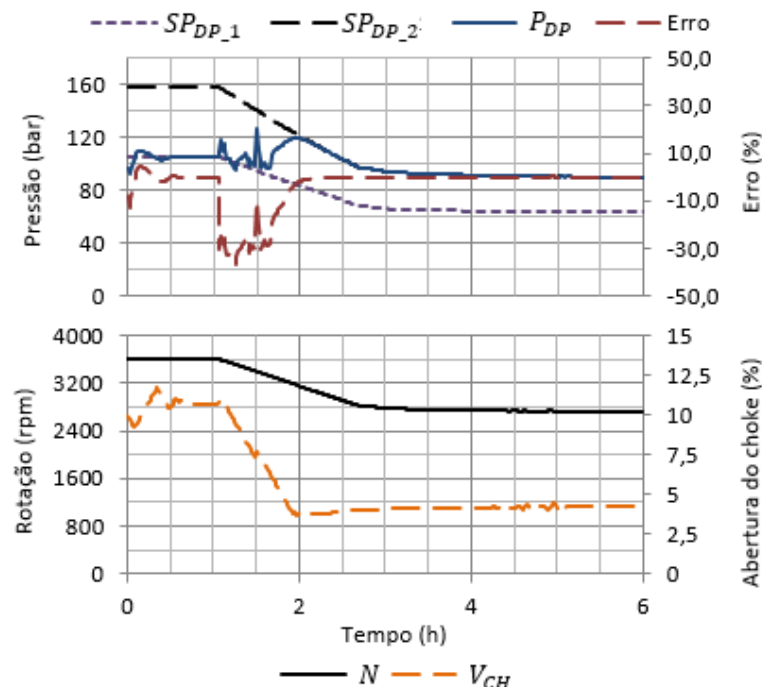


Figura 5.3 – Variáveis controladas e manipuladas no modo secundário de controle.

As principais variáveis operacionais estão mostradas na Figura 5.4, onde observa-se que a vazão volumétrica total sofreu pequenas oscilações, com pico de 10% em torno do valor médio, durante a transição contida na região b). Este comportamento ocorre porque o limite

inferior de pressão de admissão $P_{ADM_{min}}$ foi selecionado no valor em que já se esperava a ocorrência de instabilidades em um sistema operando em malha aberta e, ainda, pela redução acentuada da pressão estática em um pequeno intervalo de tempo (20 bar em apenas 3 horas). Porém, mesmo simulando-se esta condição limite, não houve a ocorrência de instabilidades severas que pudessem levar a interrupção no funcionamento da BCS, tal como apresentou o estudo de (BETONICO, 2014).

O parâmetro $P_{ADM_{min}}$ deve ser escolhido com parcimônia: por um lado, não se deve escolher um valor tão alto a ponto de comutar para o modo secundário antecipadamente, levando à perda de produção; e por outro, não pode ser tão baixo a ponto de comutar tardiamente, permitindo a ocorrência da operação intermitente. Do mesmo modo, o parâmetro SP_{ADM} também deve ser bem especificado para que, no modo secundário, a BCS não seja levada a um ponto de operação muito conservador, isto é, distante do valor da pressão de admissão em que houve a comutação.

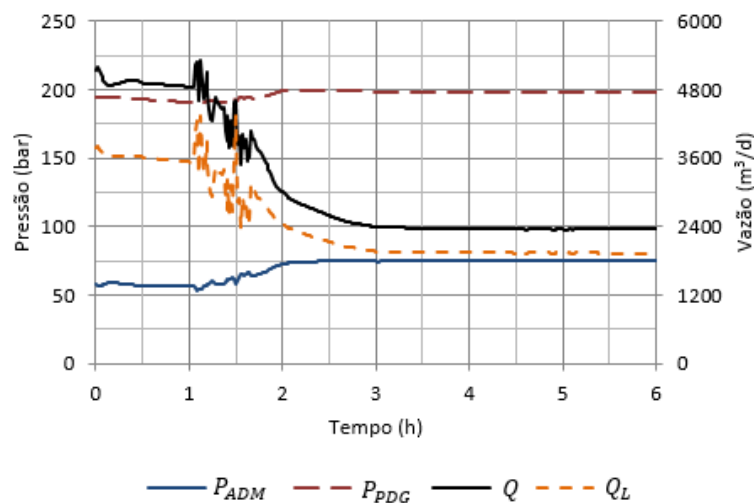


Figura 5.4 – Variáveis operacionais (pressão e vazão) no modo secundário de controle.

Como mostrado no fluxograma da Figura 4.1, a comutação entre os modos de controle, por si só, já indica a necessidade de ajustar o modelo do poço, sintonizar novamente os controladores e definir novos *setpoints* de diferencial de pressão e pressão de admissão, além de reconfigurar a função de chaveamento. Porém, este é o objetivo da camada de monitoramento, cabendo ao modo secundário de controle atuar, automaticamente, somente nos casos em que a condição de falha for detectada e nenhuma ação tomada no sentido de impedir que a pressão de admissão atinja o valor mínimo especificado em $P_{ADM_{min}}$.

5.3 Monitoramento do sistema de bombeio

A camada de monitoramento do processo foi implementada utilizando os dados de simulação da BCS operando em condição normal e em falhas, como descrito na seção 4.3. O objetivo desta camada é monitorar o desempenho dos controladores, que foram projetados para a condição normal e, portanto, não atuam de modo satisfatório após a ocorrência de uma falha.

Por exemplo, ao ocorrer a falha ω_1 , aumento do BSW, a BCS que operava, em condição normal, no limite do *Upthrust* e rotação igual a 3000 rpm, passou a operar em *Upthrust*, favorecendo o seu desgaste. Este efeito pode ser visto na Figura 5.5, que mostra a vazão volumétrica total (líquido e gás), em condições de pressão e temperatura na admissão da bomba. Na seção 4.3.1 (Figura 4.7), o *setpoint* de diferencial de pressão foi definido em 76,4 bar, de modo que a BCS manipulasse uma vazão total de 4200 m³/d. Quando a falha ω_1 ocorreu, o controlador $C_1(s)$ atuou abrindo a válvula *choke*, o que provocou o aumento da vazão para um valor diferente do especificado. Nas demais falhas simuladas, ocorreu um efeito semelhante, em que a ação de $C_1(s)$ de seguir o *setpoint* de diferencial de pressão levou a BCS a operar em pontos de operação diferentes do qual o controlador foi projetado, cujas vazões foram diferentes de 4200 m³/d, conforme mostra a Figura 5.5.

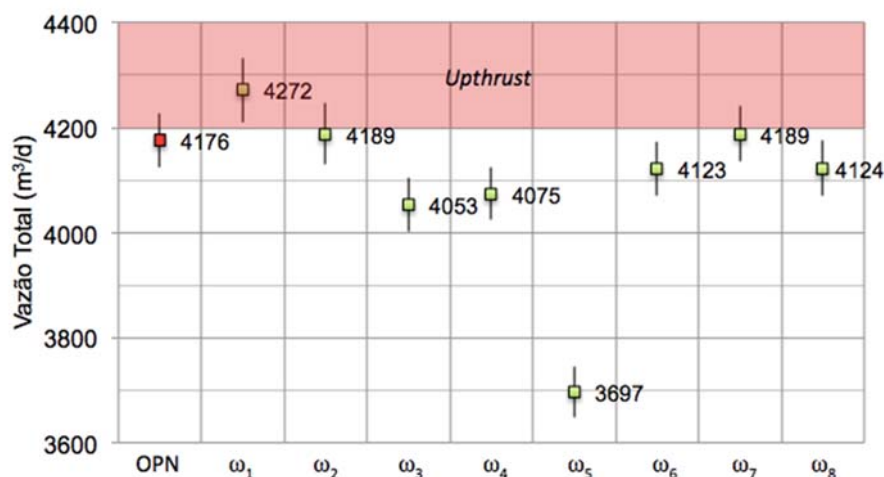


Figura 5.5 – Vazão volumétrica total – condição normal e em falhas (ω_1 a ω_8).

O treinamento do algoritmo de detecção e diagnóstico de falhas foi a primeira etapa implementada a partir da aplicação da técnica PCA e das estatísticas T^2 e Q , apresentadas na seção 3.3.1 e 3.3.2. A matriz de dados X_{OPN} foi construída com as variáveis da BCS operando na rotação de 3000 rpm e no limite de *Upthrust*, a saber: 1) abertura da válvula *choke*; 2)

pressão a montante da válvula *choke*; 3) pressão de admissão; 4) pressão de descarga; 5) pressão no TPT; e 6) pressão no PDG. As variáveis de temperatura (a montante da válvula *choke*, na admissão da BCS, no TPT e no PDG) não foram consideradas porque contribuem pouco para a matriz de covariância de X_{OPN} .

O nível de significância α foi especificado em 0,1 e o percentual de variância utilizada para a aplicação da técnica PCA foi igual a 99,99%. Com isto, foram seleccionadas 4 componentes principais, sendo que a matriz X_{OPN} é composta por $m = 6$ variáveis. A matriz diagonal Λ , obtida da decomposição em valores singulares da matriz S de covariância de X_{OPN} , mostra que as variáveis são altamente correlacionadas e que os quatro primeiros autovalores contêm mais de 99,99% da variância de X_{OPN} ,

$$\Lambda = \begin{bmatrix} 5,8003 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0,1859 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0,0093 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0,0044 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0,00045196 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0,00020439 \end{bmatrix}$$

Em (GUPTA, 2016), a aplicação da técnica PCA em um sistema BCS resultou, num espaço dimensional de vinte e duas variáveis seleccionadas, em seis componentes principais que capturaram mais de 96% da variância dos dados. As variáveis seleccionadas incluíram as variáveis elétricas do motor (corrente, tensão e frequência) e vibração, e dentre as seis componentes principais apenas duas capturaram 2/3 da variância da matriz de dados.

Ao seleccionar quatro componentes principais, a matriz de carregamento $P \in \mathcal{R}^{m \times a}$, que contém os vetores ortonormais da matriz V obtida da decomposição em valores singulares de S , tem a seguinte composição,

$$P = \begin{bmatrix} -0,39 & -0,85 & -0,34 & 0,09 \\ 0,41 & 0,17 & -0,89 & 0,03 \\ -0,41 & 0,26 & -0,20 & 0,21 \\ 0,41 & -0,15 & 0,13 & 0,89 \\ -0,41 & 0,27 & -0,16 & 0,25 \\ -0,41 & 0,29 & -0,08 & 0,32 \end{bmatrix}$$

A partir dos resultados da análise de componentes principais, obtém-se os limiares de detecção das estatísticas T^2 e Q ,

$$T_{\alpha}^2 = 7,9309 \quad Q_{\alpha} = 0,00012185$$

A estatística T^2 foi adotada para detectar falhas no processo e, com o objetivo de validar a etapa de treinamento, foi feito o cálculo de T^2 para os dados da matriz X_{OPN} relacionados à condição normal de operação, comparando-os com o limiar de detecção T^2_α . A Figura 5.6 mostra que a estatística T^2 não superou o limiar (*threshold*) em pelo menos 90% dos dados que compõem X_{OPN} , o que era esperado para o nível de significância α especificado.

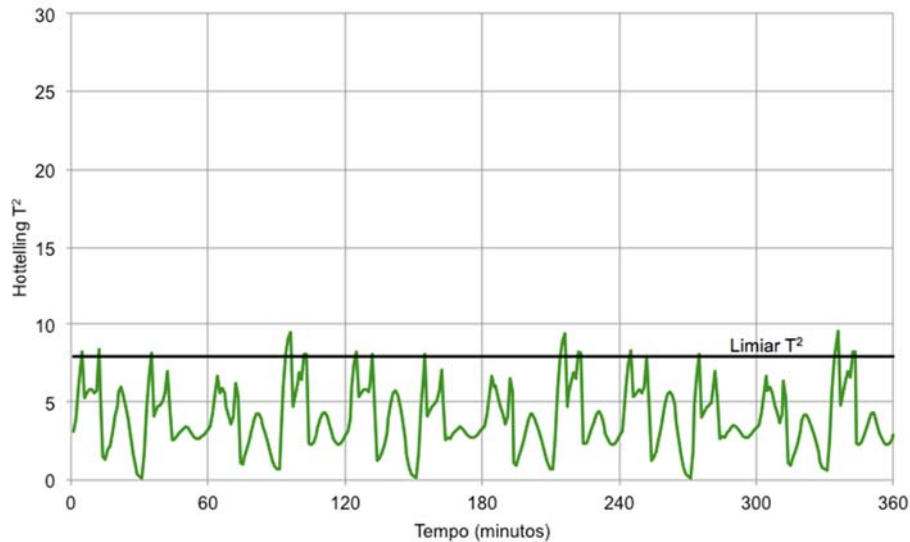


Figura 5.6 – Detecção T^2 para os dados em condição normal de operação.

A Figura 5.6 mostra que pequenas variações em torno do ponto de operação, representadas, neste caso, por variações de ± 36 rpm na rotação da BCS (ou $\pm 1\%$ da rotação nominal) (Figura 4.9), não provocaram detecções espúrias de falhas, ou seja, alarmes falsos. Este é um resultado importante porque em um sistema real de produção, é normal observar pequenas flutuações nas variáveis operacionais que não estão associadas a ocorrência de uma falha.

Aplicando a estatística T^2 aos dados de falhas contidos na matriz X_t , utilizando uma nova matriz X que é uma associação das matrizes X_{OPN} e X_t , onde os dados normais de operação são as primeiras 360 observações de X , obtém-se o resultado apresentado na Figura 5.7. Nota-se que a partir de $t = 361$ min, a estatística T^2 violou o limite T^2_α , apontando a detecção das falhas ω_1 a ω_8 .

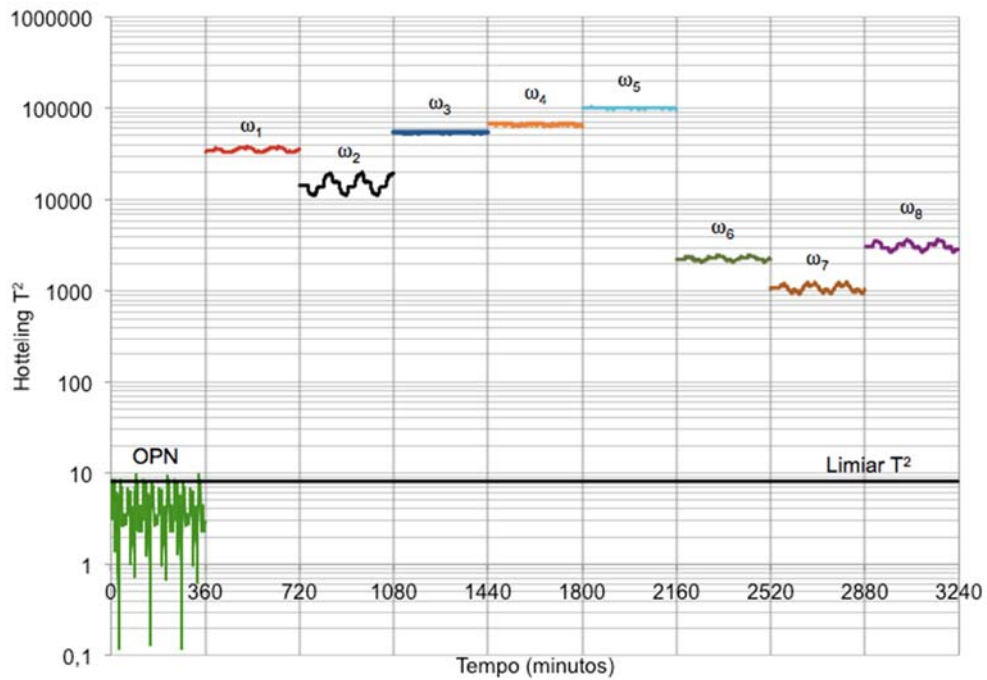


Figura 5.7 – Detecção T² para os dados de operação normal (OPN) e em falhas (ω₁ a ω₈).

A matriz diagonal Λ mostra que duas componentes principais capturam mais de 99% da variância dos dados e, portanto, é possível apresentar os scores t_1 e t_2 que compõe a estatística T^2 em um espaço bidimensional (plano), onde o limiar de detecção (*threshold*) é representado por uma elipse. A Figura 5.8 mostra os scores calculados para os dados relacionados à condição normal de operação (OPN).

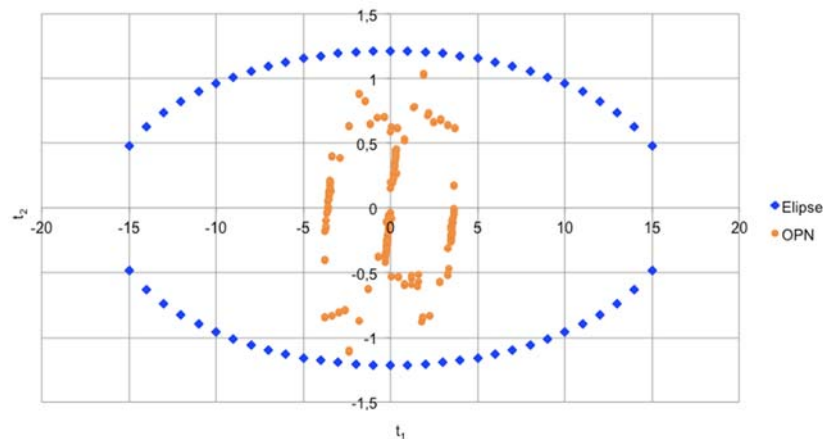


Figura 5.8 – Scores t_1 e t_2 calculados para os dados de operação normal (OPN) e elipse da estatística T^2 .

Na Figura 5.8 nota-se que nenhuma observação da matriz X_{OPN} violou o limiar de detecção definido pela elipse. Este resultado indica que os scores t_3 e t_4 contribuíram para que houvesse a violação de até 10% dos dados de X_{OPN} , associados ao nível de significância α , como visto na Figura 5.6.

Os scores t_1 e t_2 também foram calculados para os dados relacionados às falhas ω_1 a ω_8 e estão apresentados na Figura 5.9.

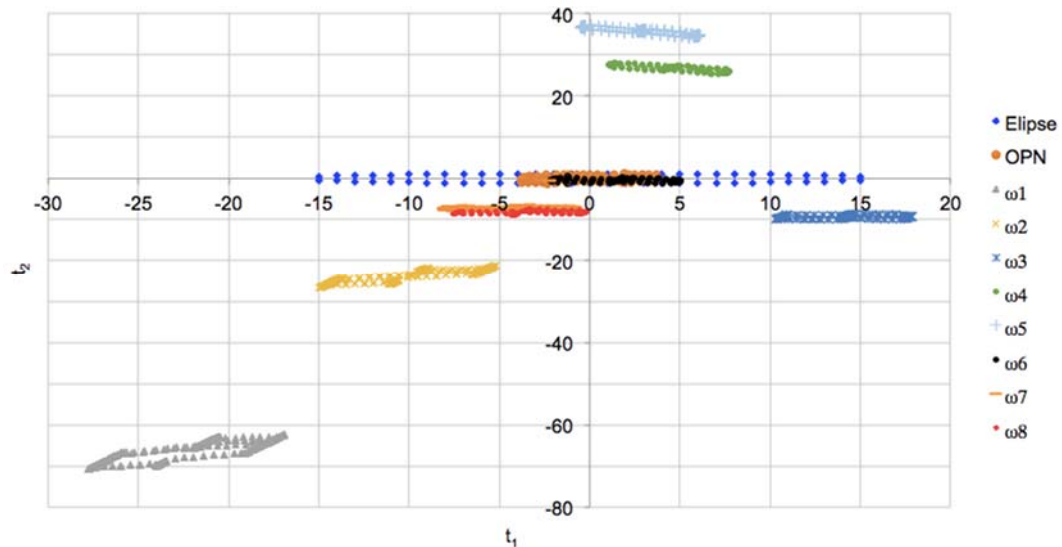


Figura 5.9 – Scores t_1 e t_2 calculados para os dados de operação normal (OPN) e em falhas (ω_1 a ω_8).

A Figura 5.9 é uma forma alternativa de ver os resultados da Figura 5.7 e mostra que os scores t_1 a t_2 são suficientes para detectar a maioria das falhas, exceto a falha ω_6 na qual estes scores não violaram o limiar definido pela elipse. Neste caso, os scores t_3 a t_4 são importantes para que a estatística T^2 viole o limiar e a falha seja detectada.

Outra observação importante da Figura 5.9 é que, como a variação na direção do eixo relativo ao score t_1 é significativamente superior àquela na direção do eixo relativo a t_2 , a primeira componente principal descreve a maior parte da variância dos dados, capturando acima de 95% da variância como já indicou a matriz diagonal Λ , anteriormente.

O treinamento do algoritmo de diagnóstico de falhas foi a etapa seguinte e, para sua implementação, foram utilizados os resultados da aplicação da técnica PCA e do treinamento das estatísticas T^2 e Q , ou seja, os limiares T_α^2 e Q_α obtidos anteriormente. Os dados utilizados foram as 30 primeiras observações de cada falha, retiradas da matriz X_t e equivalente a operação na rotação constante de 3000 rpm, como mostra a Figura 4.9.

A contribuição das variáveis para a falha foi calculada utilizando o procedimento apresentado na seção 4.4.1, e comparada com os limiares $C_{T^2} = 0,35$ e C_Q , igual ao limiar Q_α . Daí, foram obtidos os vetores f_{T^2} e f_Q que caracterizam as falhas ω_1 a ω_8 , apresentados nas matrizes F_{T^2} e F_Q ,

$$F_{T^2} = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 \\ 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix} \quad F_Q = \begin{bmatrix} 1 & 1 & 0 & 0 & 0 & 1 \\ 1 & 1 & 1 & 0 & 0 & 1 \\ 1 & 0 & 1 & 1 & 1 & 0 \\ 1 & 0 & 1 & 1 & 1 & 0 \\ 1 & 0 & 1 & 1 & 0 & 0 \\ 1 & 1 & 0 & 0 & 0 & 1 \\ 1 & 0 & 1 & 1 & 0 & 0 \\ 1 & 1 & 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix}$$

Cada linha das matrizes acima está relacionada a uma falha e as colunas, às variáveis. Desta forma, os elementos iguais a 1 significam que a variável contribuiu para a ocorrência da falha e iguais a 0 significam que a variável não contribuiu para a falha. Por exemplo, o elemento $F_{T^2_{1,2}}$ mostra que a variável de pressão a montante da válvula *choke* não contribuiu para a ocorrência da falha ω_1 , quando calculada pela estatística T^2 , e o elemento $F_{Q_{1,2}}$ mostra que a variável contribuiu para a falha, quando calculada pela estatística Q .

Analisando as matrizes F_{T^2} e F_Q é possível observar que há vetores coincidentes, ou seja, os padrões de algumas falhas são iguais quando calculados a partir das estatísticas T^2 e Q . São os casos das falhas: ω_1 que coincide com ω_2 , e ω_4 com ω_7 e ω_8 da matriz F_{T^2} ; e as falhas ω_1 que coincide com ω_6 e ω_8 , ω_3 com ω_4 , e ω_5 com ω_7 da matriz F_Q . Este resultado já indica que para obter o diagnóstico correto das falhas é necessário associar os padrões de falhas contidos nas matrizes F_{T^2} e F_Q .

Ao obter os vetores que caracterizam as falhas ω_1 a ω_8 , concluiu-se a etapa de treinamento do diagnóstico de falhas e, em seguida, foi realizada a etapa de teste das observações de X_t , utilizando os vetores x_t , individualmente. Num primeiro momento, serão apresentados os resultados do diagnóstico de falhas ao utilizar apenas a estatística T^2 e, em seguida, os resultados obtidos da associação com a estatística Q .

A Figura 5.10 mostra o diagnóstico das falhas em que cada minuto está relacionado a uma observação, ou seja, a um vetor x_t . Cada subgráfico representa uma das falhas, partindo da falha ω_1 , subgráfico superior, até a falha ω_8 , subgráfico inferior, e as curvas contidas em cada subgráfico tem valores iguais a 0 ou 1, sendo: 1, se o vetor de teste f_{t,T^2} coincidiu com o vetor f_{T^2} que caracteriza a falha ω_c ; e 0, se não os vetores não coincidiram.

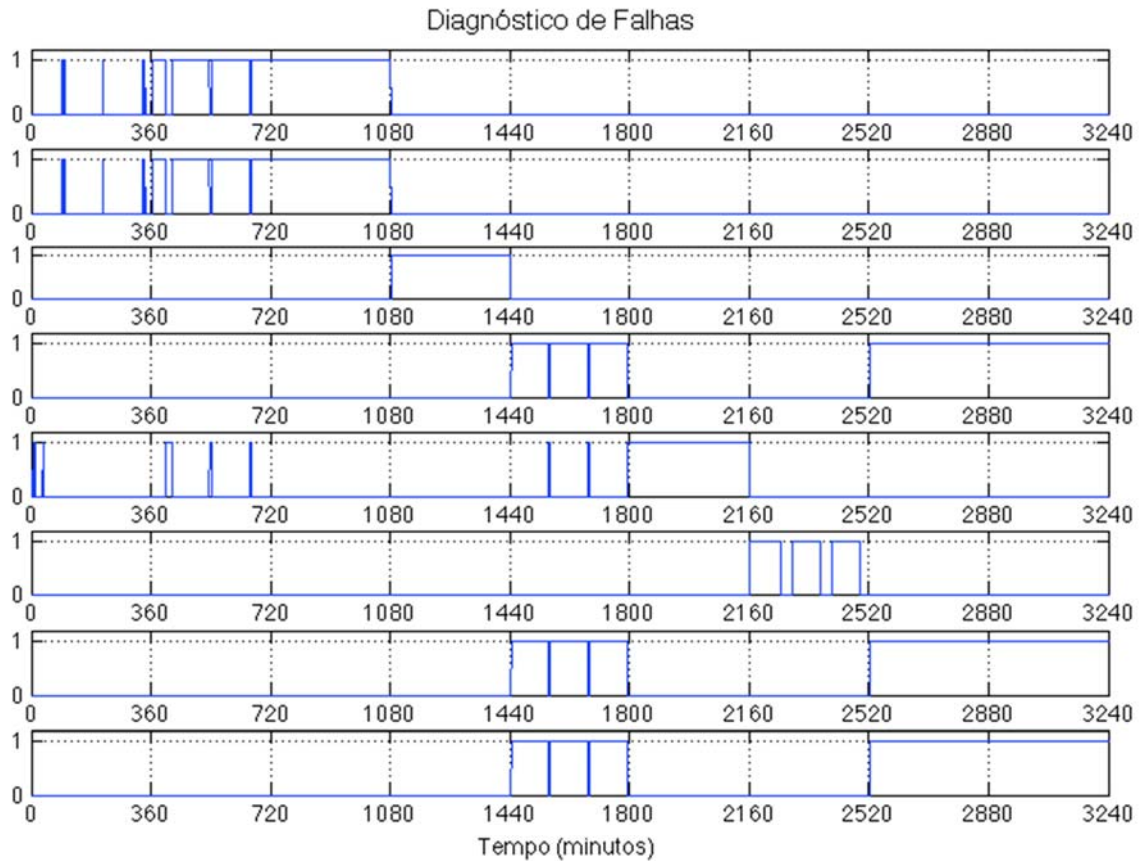


Figura 5.10 – Diagnóstico das falhas (ω_1 a ω_8) – Teste estatístico T^2 .

O resultado esperado para o diagnóstico de falhas era que a curva do subgráfico associado a ω_1 fosse igual a 1 apenas entre os tempos $t = 361$ e $t = 720$; ω_2 igual a 1 apenas entre $t = 721$ e $t = 1080$; e assim por diante. E a partir da Figura 5.10, observa-se que o diagnóstico correto foi apontado pelo algoritmo, porém, no mesmo instante, foi apontado o diagnóstico, equivocadamente, para outra falha em várias observações testadas. Um exemplo que pode ser citado é o instante $t = 500$, onde as falhas ω_1 e ω_2 foram diagnosticadas simultaneamente, enquanto que apenas a falha ω_1 ocorreu.

Este resultado pode ser visto de outra forma na Figura 5.11, na qual foram abordados os conceitos de erro do Tipo I e II apresentados na seção 3.3.2, levando à interpretação que ao diagnosticar a falha ω_c quando a falha não ocorreu, resulta em um erro do Tipo I, e ao não diagnosticar a falha ω_c quando a falha ocorreu, resulta em um erro do Tipo II. Por exemplo, no instante $t = 1560$ houve o erro do Tipo I no diagnóstico da falha ω_5 e o erro Tipo II no diagnóstico da falha ω_4 .

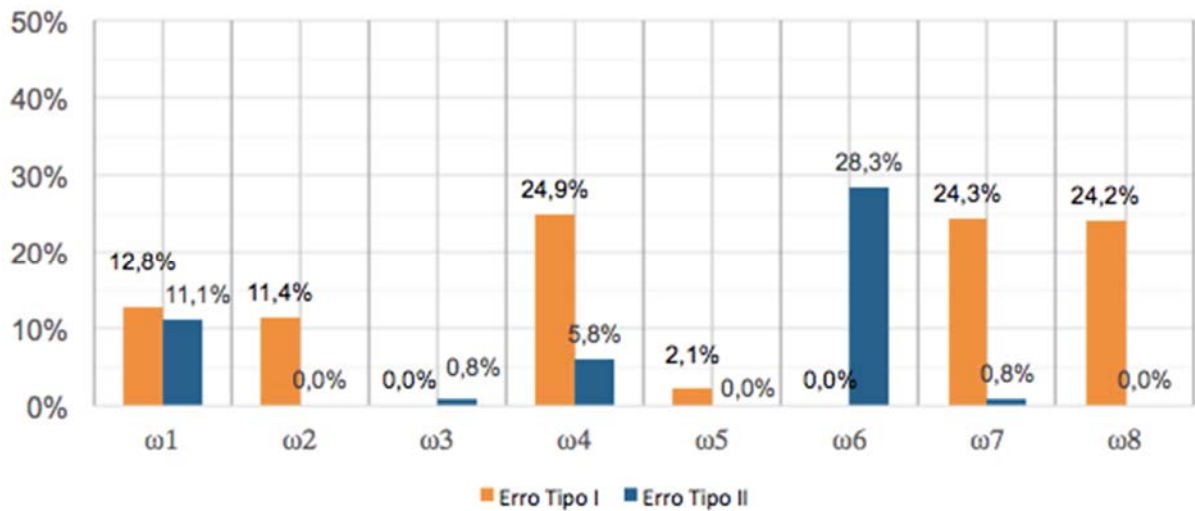


Figura 5.11 – Diagnóstico de falhas (erro Tipo I e II) – Teste estatístico T^2 .

Nota-se na Figura 5.11 que as falhas apresentaram bom índice de sucesso no diagnóstico, resultando em poucos erros do Tipo II (falsos negativos). A exceção foi apenas a falha ω_6 , associada ao fechamento parcial da válvula a montante da BCS, que em vários instantes entre $t = 2160$ e $t = 2520$, nenhum diagnóstico foi obtido, como mostra a Figura 5.10. Por outro lado, é possível notar que os erros do Tipo I (falsos positivos) foram expressivos para as falhas ω_4 , ω_7 e ω_8 , atingindo índices próximos de 25%.

O teste de diagnóstico foi repetido, incluindo o cálculo das contribuições das variáveis pela estatística Q . Deste modo, o vetor $f_{t_{T^2}}$ é comparado a f_{T^2} , ao mesmo tempo em que o vetor f_{t_Q} é comparado a f_Q , levando ao diagnóstico da falha apenas se ambas as comparações resultarem em vetores coincidentes. A Figura 5.12 mostra o resultado do teste de diagnóstico usando as estatísticas T^2 e Q , onde observa-se uma diminuição significativa dos diagnósticos espúrios.

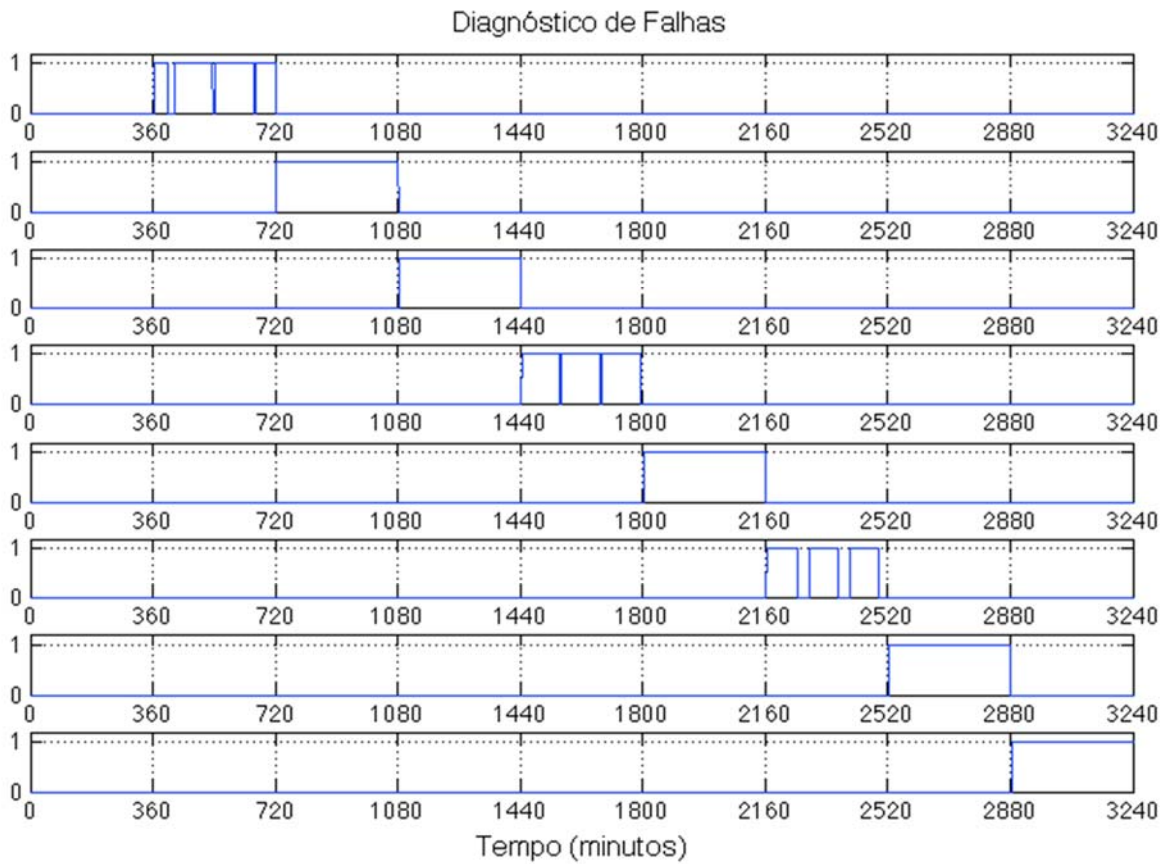


Figura 5.12 – Diagnóstico das falhas (ω_1 a ω_8) – Testes estatísticos T^2 e Q .

Novamente, os resultados de diagnóstico são apresentados, na Figura 5.13, em termos da ocorrência de erros do Tipo I e II, ratificando que a inclusão da estatística Q contribuiu sobremaneira para diminuir a ocorrência de erros do Tipo I. Por outro lado, observa-se que os erros do Tipo II permaneceram inalterados, sendo significativos apenas para a falha ω_6 .

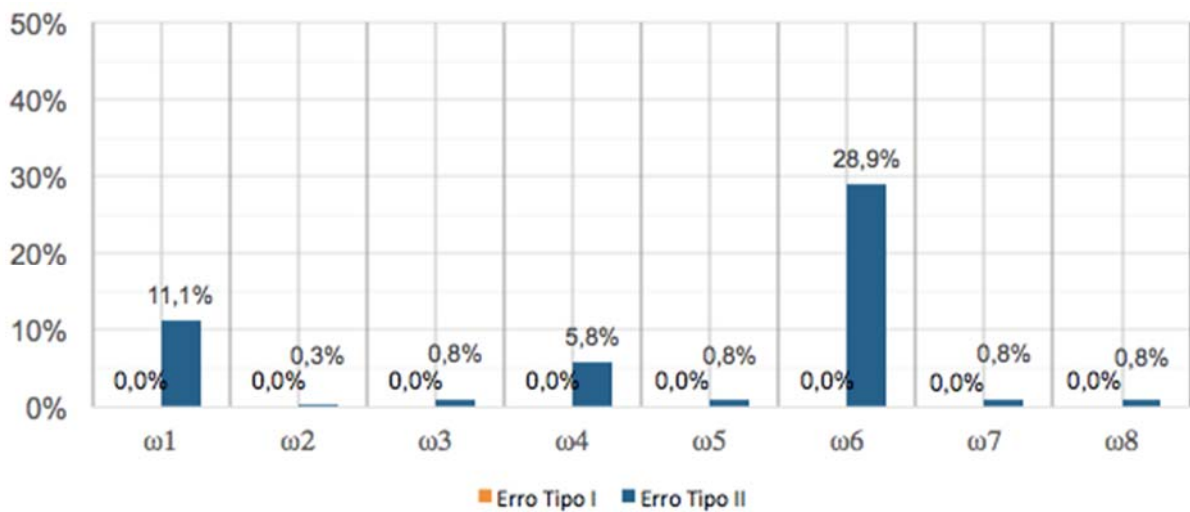


Figura 5.13 – Diagnóstico de falhas (erro Tipo I e II) – Testes estatísticos T^2 e Q .

Logo, a aplicação simultânea das contribuições calculadas pelas estatísticas T^2 e Q levou a bons resultados para os dados utilizados neste estudo, na medida em que não apontou equivocadamente o diagnóstico de uma falha que não ocorreu e, ao mesmo tempo, apontou, na maior parte das observações testadas, o diagnóstico correto das falhas que ocorreram. Por exemplo, a falha ω_2 foi diagnosticada para todas as observações entre $t = 720$ e $t = 1080$, e não diagnosticada em nenhum instante fora deste intervalo, como era esperado.

A falha ω_6 apresentou resultado um pouco diferente, uma vez que o erro do Tipo II foi próximo de 30%, mesmo aplicando as estatísticas T^2 e Q . Como visto na Figura 5.9, esta falha já apresentou comportamento distinto das restantes, situando-se dentro do limiar de detecção ao se considerar apenas os scores t_1 e t_2 . Quanto ao diagnóstico, observa-se que os instantes em que o diagnóstico não é obtido corretamente, isto é, entre $t = 2253$ e $t = 2291$, $t = 2373$ e $t = 2411$ da Figura 5.12, correspondem aos extremos de rotação imposta a BCS, levando à conclusão que esta falha é bem diagnosticada para uma variação menor das variáveis em relação ao ponto de operação do que as demais falhas.

Por fim, vimos anteriormente que selecionar apenas duas componentes principais é suficiente para detectar quase todas as falhas, exceto a falha ω_6 , que é detectada ao selecionar a terceira componente principal. No entanto, os bons resultados apresentados para o teste do algoritmo de diagnóstico de falhas são obtidos ao selecionar quatro componentes principais na técnica PCA, o que se justifica pelo bom desempenho da estatística Q , aplicada a $m - a$ variáveis, em reduzir a ocorrência de erros do Tipo I.

Capítulo 6

Considerações Finais

6.1 Conclusões

A estratégia proposta neste trabalho de controle e monitoramento do BCS contribui para a automação deste método de elevação, minimizando a necessidade da atuação do operador e facilitando a detecção e o diagnóstico de comportamentos anormais do processo.

A implementação do controlador PI no modo primário de controle assegura a operação da bomba dentro da faixa recomendada de vazão em sistemas de produção *offshore*, no qual o controle de vazão é feito por um inversor de frequência. O controlador de diferencial de pressão atuando, em malha fechada, na abertura da válvula *choke* permite especificar o ponto de operação da bomba para toda e qualquer rotação entre 2400 e 3600 rpm, automatizando os eventos de aceleração e desaceleração, inclusive a partida, cabendo ao operador apenas a especificação da rampa e da rotação desejada em regime permanente.

O modo primário de controle pode ainda ser associado a uma estratégia de controle de vazão que tenha como saída a rotação da BCS. Neste caso, o controlador de diferencial de pressão atua simultaneamente para garantir a operação da bomba dentro da faixa recomendada.

A implementação do controlador PI no modo secundário de controle assegura a operação estável da bomba em condições que, em malha aberta, levariam a ocorrência de instabilidades provocadas pela influência de altas FGL na admissão da bomba. A atuação simultaneamente na abertura da válvula *choke* e na rotação da bomba impede a interrupção (*shutdown*) do sistema de elevação, causada por oscilações acentuadas da carga demandada ao motor elétrico, mesmo considerando as restrições impostas pelas taxas de abertura/fechamento da válvula *choke* e aceleração/desaceleração da BCS.

No entanto, para o funcionamento adequado da estratégia de controle se faz necessária a construção e calibração periódica do modelo do poço de petróleo a cada novo teste de produção. Desta forma, é assegurado que os parâmetros de sintonia dos controladores, os

setpoints e a função de chaveamento sejam coerentes com a condição de operação real do poço.

Seja essa premissa válida, a estratégia de controle é aplicável para diferentes aplicações do BCS, além do MOBO, como em outros sistemas *offshore*, Skid-BCS, BCS convencional (dentro do poço) ou BCS instalada no *Riser* de produção, ou em sistemas *onshore*, cuja BCS é instalada em campos terrestres de produção. A implementação em um sistema real de produção é viável e pode ser feita em um CLP (Controlador Lógico Programável) convencional, utilizando blocos de controle PID e chaves seletoras.

Em todo caso, o método de monitoramento de processo proposto neste trabalho permite detectar e diagnosticar as falhas ocorridas no processo, contribuindo para o monitoramento do desempenho da estratégia de controle. As análises realizadas são aplicáveis para a BCS operando em regime permanente, em que é possível gerar dados relacionados com condição normal de operação. Do mesmo modo, os dados relacionados com as falhas também foram gerados para o regime permanente, cuja estabilização já teria sido atingida após a mudança no processo que o tirou do comportamento normal.

A implementação da camada de monitoramento exige uma etapa de treinamento dos algoritmos de detecção e de diagnóstico de falhas. É fato que o treinamento para o diagnóstico de falhas requer mais dados e, por consequência, um esforço maior da equipe de engenharia para configurar o sistema. Ao contrário do algoritmo de detecção de falhas, que pode até mesmo valer-se de dados em tempo real do processo para treinamento, desde que seja informado um período relacionado à condição normal de operação. De todo modo, a vantagem da aplicação do método estatístico é que não há necessidade de conhecimento *a priori* do processo.

O algoritmo de detecção de falhas é eficiente em detectar a ocorrência das oito falhas simuladas, contribuindo para simplificar o monitoramento do BCS na medida em que reduz significativamente o número de variáveis (e alarmes) em que o operador deve direcionar a sua atenção. Do mesmo modo, o algoritmo tem baixo índice de indicação de falsos positivos, apenas os pontos associados ao nível de significância de 10%, mesmo quando são aplicadas pequenas variações em torno do ponto de operação. Ao detectar as falhas, o sistema informa ao operador a necessidade de calibração do modelo e ajuste dos parâmetros de configuração dos controladores, de modo a garantir o bom desempenho da estratégia de controle.

Quanto ao algoritmo de diagnóstico de falhas, o método é capaz de caracterizar as falhas simuladas com padrões distintos, o que permite o diagnóstico correto e com baixo índice de ocorrência de erros do Tipo I e II, ou seja, falsos positivos e negativos, respectivamente. Ao apontar corretamente o diagnóstico da falha, o sistema informa ao operador a causa para o comportamento anormal do poço, indicando se a BCS opera fora da faixa recomendada de vazão. Um sistema de controle pode ser especificado para atuar automaticamente em casos que a falha diagnosticada leva a BCS a operar em uma região inadequada, evitando o desgaste do equipamento.

6.2 Trabalhos futuros

A partir dos resultados alcançados neste trabalho e de suas discussões, são vislumbradas algumas oportunidades/sugestões de trabalhos futuros que podem contribuir para a automação do BCS.

A primeira delas é aplicar a estratégia de controle e monitoramento proposta em cenários diferentes, variando as propriedades dos fluidos, como BSW e viscosidade, a geometria do poço e do sistema de escoamento, e até mesmo, em sistemas que produzem por Skid-BCS, BCS convencional ou BCS terrestres.

Em todo caso, como a BCS pode operar em várias rotações e, por consequência, em diferentes regiões de operação, sugere-se a extensão do método para o conceito de multimodos de operação, atribuindo maior robustez à detecção e ao diagnóstico das falhas. É sabido que os vetores que caracterizam os padrões de falhas podem ter características diferentes para cada região de operação.

O método de monitoramento de processo pode ser ainda aplicado na análise transiente dos dados relacionados a falhas que exijam a parada imediata da BCS, como num fechamento total de válvula a montante da BCS (por exemplo, a DHSV – *Downhole Safety Valve*). Nestes casos, ao contrário das falhas estudadas neste trabalho, não é admitida a operação da bomba nem por um pequeno intervalo de tempo após a ocorrência do evento, devido ao alto risco de provocar a falha do equipamento.

Por último, a implementação da estratégia de controle e monitoramento em um sistema real traz a possibilidade de ampliar as análises ao incorporar outras variáveis ao monitoramento do processo, tais como as variáveis elétricas do motor, vibração, dentre outras.

Referências

- Aguirre, L. (2004). Introdução à Identificação de Sistemas – Técnicas Lineares e Não-Lineares: Teoria e Aplicação, *Editora UFMG*, Belo Horizonte.
- Alcock, D (1981). Production Operation of Submersible Pumps with Closed-Loop Adjustable Speed Control, *IEEE Transactions on Industry Applications*, Vol. IA-17, No 5.
- Al-Muqbali, H.; Awaid, A.; Al-Bimani, A.; Al-Yazeedi, Z.; Al-Sukaity, H.; Al-Harthy, K.; Baillie, A. (2013). ESP Well Surveillance Using Pattern Recognition Analysis, *Gulf Coast Section Electric Submersible Pump Workshop*, Woodlands, Texas.
- American Petroleum Institute (2013). Recommended Practice for the Operation, Maintenance and Troubleshooting of Electric Submersible Pump Installations, *API Recommended Practice 11S*, Third Edition.
- Baker Hughes (2008). Submersible Pump Handbook, *Baker Hughes Centrilift*, Claremore, Oklahoma.
- Bendiksen, K.; Maines, D.; Moe, R.; Nuland, S. (1991). The Dynamics Two-Fluid Model OLGA: Theory and Application, *SPE Production Engineering*, SPE 19451.
- Betonico, G.; Teixeira, V.; Gessner, T.; Borges, O.; Furtado, R.; Estevam, V.; Silva, L. (2014). Estudo de Instabilidades de Escoamento em Módulo de Bombeamento *Off-Shore*, *Rio Oil & Gas 2014 Expo and Conference*, Rio de Janeiro, IBP 1936-14.
- Camilleri, L.; MacDonald, J. (2010). How 24/7 Real-Time Surveillance Increases ESP Run Life and Uptime. *SPE Annual Technical Conference and Exhibition*, Florença, Itália, SPE 134702.
- Camilleri, L.; Zhou, W. (2011). Obtaining Real-Time Flow Rate, Water Cut and Reservoir Diagnostics from ESP Gauge Data. *SPE Offshore Europe Oil and Gas Conference and Exhibition*, Aberdeen, Reino Unido, SPE 145542.
- Campos, M.; Teixeira, H. (2006). Controles Típicos de Equipamentos e Processos Industriais, *Ed. Edgard Blücher*, São Paulo.
- Chiang, L. H.; Braatz, R. D. (2001). Fault Detection and Diagnosis in Industrial Systems, *Ed. Springer*, Londres, Reino Unido.

- Costa, R. (2012). Controle Aplicado a Poços com Método de Elevação Bombeio Centrífugo Submerso, Tese de Doutorado, UFRN, Natal.
- Estevam, V. (2002). Uma Análise Fenomenológica da Operação de Bomba Centrífuga com Escoamento Bifásico, Tese de Doutorado, Unicamp, São Paulo.
- Gupta, S., Saputelli, L. (2016). Applying Big Data Analytics to Detect, Diagnose, and Prevent Impending Failures in Electric Submersible Pumps, *SPE Annual Technical Conference and Exhibition*, Dubai, Emirados Árabes Unidos, SPE 181510.
- Haapanen, B.; Gagner, M. (2010). Remote Monitoring and Optimization of Electrical Submersible Pumps Utilizing Algorithms, *Canadian Unconventional Resources & International Petroleum Conference*, Calgary, Alberta, Canada, CSUG/SPE 134109.
- Haberer, S.; Krasikov, A.; Lavrinenko, A. (2014). ESP Monitoring and Control System Implementation in Western Siberia Brownfield, *SPE Russian Oil and Gas Exploration and Production Technical Conference and Exhibition*, Moscou, Rússia, SPE-171151-MS.
- Ho, W.; Hang, C.; Cao, L. (1995). Tuning of PID Controllers Based on Gain and Phase Margin Specifications, *Automatica*, Vol. 31, No 3, pp.497-502.
- Jiang, Z.; Zreik, B. (2007). ESP Operation, Optimization and Performance Review: ConocoPhillips China Inc. Bohai Bay Project, *Gulf Coast Section Electric Submersible Pump Workshop*, Woodlands, Texas, SPE 113173.
- Khalid, A.; Rachapudi, R.; Al-Mutairi, T.; Haider, B; Mohammed, A. (2012). Automated Real Time ESP Performance Monitoring and Optimization Case Study, *SPE Kuwait International Petroleum Conference and Exhibition*, Kuwait City, Kuwait, SPE 163345.
- Kuo, B.; Golnaraghi, F. (2009). Automatic Control Systems, *Ed. John Wiley & Sons*, Estados Unidos.
- McCain, W. (1999). The Properties of Petroleum Fluids, *Ed. Pennwell Books*.
- Mehidi, M.; Bukhamseen, A. (2013). Advanced Signal Analysis of an Electrical Submersible Pump Failure Due to Scale, *Gulf Coast Section Electric Submersible Pump Workshop*, Woodlands, Texas.
- Monte Verde, W.; Bannwart, A.; Estevam, V. (2013). Gas and Viscous Effects on the ESPs Performance, *SPE Artificial Lift Conference-Americas*, Cartagena, Colombia, SPE 165072.

- Rodrigues, R.; Soares, R.; Matos, J.; Pereira, C.; Ribeiro, G. (2005). A New Approach for Subsea Boosting – Pumping Module on the Seabed, *Offshore Technology Conference*, Houston, Texas, OTC 17398.
- Schlumberger (2015). OLGA Dynamic Multiphase Flow Simulator, viewed 01 october 2015, <https://www.software.slb.com/products/olga>.
- Takács, G. (2009). Electrical Submersible Pump Manual: Design, Operations and Maintenance, *Ed. Elsevier*, Oxford, Reino Unido.
- Takacs, G. (2011). How to Improve Poor System Efficiencies of ESP Installations Controlled by Surface Chokes, *Journal of Petroleum Exploration and Production Technology*, 1:89-97.
- Thomas, J. (2004). Fundamentos de Engenharia de Petróleo, *Ed. Interciência Ltda*, Rio de Janeiro.
- Thornhill, D.; Zhu, D. (2009). Fuzzy Analysis of ESP System Performance, *SPE Annual Technical Conference and Exhibition*, Nova Orleans, Louisiana, Estados Unidos, SPE 123684.
- Váron, M.; Biazussi, J.; Bannwart, A.; Monte Verde, W.; Sassim, N. (2013). Study of an Electrical Submersible Pump (ESP) as Flow Meter, *SPE Artificial Lift Conference-Americas*, Cartagena, Colombia, SPE 165065.
- Venkatasubramanian, V.; Rengaswamy, R.; Yin, K.; Navuri, S. (2002). A Review of Process Fault Detection and Diagnosis Part I: Quantitative Model-Base Methods, *Computers and Chemical Engineering*, 27, 293-311.
- Venkatasubramanian, V.; Rengaswamy, R.; Navuri, S.; Yin, K. (2002). A Review of Process Fault Detection and Diagnosis Part III: Process History Based Methods, *Computers and Chemical Engineering*, 27, 327-346.
- Vergara, L.; Harris, G.; Watson, A.; Pereira, D.; Duncan, A. (2013). Development of Jubarte Field: From Project Basis to Operational Challenges and Solutions, *Gulf Coast Section Electric Submersible Pump Workshop*, Woodlands, Texas.
- Villegas, T.; Fuente, M.; Rodriguez, M. (2010). Principal Component Analysis for Fault Detection and Diagnosis Experience with a Pilot Plant, *9th WSEAS International*, Cambridge, Reino Unido.

Zuqui, G.; Munaro, C.; Trancoso, V.; Rauber, T. (2016). Robust Fault Detection and Diagnosis for Multimode Process, *12th IEEE/IAS International Conference on Industry Applications*, Curitiba, Paraná.