PROGRAMA EQ-ANP

Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria do Petróleo e Gás Natural

Desenvolvimento de Metodologia de Gerenciamento de Alarmes do Sistema de Tratamento de Água em Plataforma Offshore

Ana Karolina Muniz Figueredo

Dissertação de Mestrado

Orientadores

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

Prof. Paulo Fernando Ferreira Frutuoso e Melo, D.Sc.

Fevereiro de 2016

DESENVOLVIMENTO DE METODOLOGIA DE GERENCIAMENTO DE ALARMES DO SISTEMA DE TRATAMENTO DE ÁGUA EM PLATAFORMA OFFSHORE

Ana Karolina Muniz Figueredo

Dissertação submetida ao Corpo Docente do Curso de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos da Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências.

Orientado por:

_____
Maurício Bezerra de Souza Júnior, D.Sc.
(orientador – presidente da banca)

_____
Paulo Fernando Ferreira Frutuoso e Melo, D.Sc
(orientador)

Aprovada por:

_____
Carlos André Vaz Junior, D.Sc

_____
Márcia Peixoto Vega Domiciano, D.Sc

_____
Mario César Mello Massa de Campos, D.Sc

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

Fevereiro de 2016

Figueredo, Ana Karolina Muniz.

Desenvolvimento de Metodologia de Gerenciamento de Alarmes do Sistema de Tratamento de Água em Plataforma Offshore/ Ana Karolina Muniz Figueredo, Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2016. xvi, 103 p.: il.; 29,7 cm

(Dissertação) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2016. Orientadores: Maurício Bezerra de Souza Júnior e Paulo Fernando Ferreira Frutuoso e Melo.

1. Alarmes. 2. Processamento de petróleo. 3. Simulação dinâmica. 4. Detecção e diagnóstico de falhas. 5. Tese. (Mestrado – UFRJ/EQ). 5. Maurício Bezerra de Souza Júnior e Paulo Fernando Ferreira Frutuoso e Melo. I. Título.

Aos grandes amores da minha vida;
meus pais, minha irmã, minha tia, meus avós e o Kleberson,
pelo carinho, incentivo e crença incondicional no meu potencial.

“Se vi mais longe foi por estar sobre os ombros de gigantes.”
Isaac Newton

AGRADECIMENTOS

Agradeço em primeiro lugar a Deus, que sempre me acompanha e me conduz ao melhor caminho.

Agradeço aos meus pais, que sempre batalharam muito para eu chegar aqui e me ensinar que por mais difícil que seja a situação nunca se deve desistir, somente assim os objetivos são alcançados.

A minha irmã querida, meus avós, minha tia e meu tio, que sempre estiveram ao meu lado, me incentivaram e compreenderam minhas ausências. Ao meu amor por compreender minhas ausências, me apoiar nos momentos ruins e ainda ajudar dando ideias e sugestões no desenvolvimento do trabalho. Aos meus amigos que sempre estão ao meu lado e compreendem as minhas justificadas ausências.

Aos meus amigos Igor, Jessi e Julia, que fizeram esses anos de mestrado muito mais alegres. Compartilhamos aulas, trabalhos, dicas, artigos, ideias, almoços e confidências.

Aos meus ex-colegas de trabalho e hoje amigos e ao Professor Carlos André por me inspirarem a me desenvolver mais na área de segurança de processos

Aos meus orientadores Maurício e Frutuoso, que sempre se mostraram dispostos a orientar e ajudar, tornando possível a realização deste trabalho.

Ao Mário Campos, que sempre se mostrou disponível para me ajudar, apresentando os trabalhos realizados na área, contribuindo para a concepção do tema e desenvolver o trabalho.

Ao Cido, que disponibilizou o simulador desenvolvido por ele para o sistema de estudo, além de sanar minhas dúvidas em questões importantes da indústria.

A Maria, Zizi e ao Professor Perlingeiro, pelo carinho e presteza de sempre. Vocês são um exemplo para mim de profissionalismo.

A todos os professores e colegas que de alguma forma participaram de mais esta etapa concluída em minha vida.

Ao apoio financeiro da **Agência Nacional do Petróleo e Biocombustíveis** – ANP – e da **Financiadora de Estudos e Projetos** – FINEP – por meio do Programa de Recursos Humanos da ANP para o Setor de Petróleo e Gás – PRH-ANP/MCTI, e em particular ao **PRH 13**, da Escola de Química - Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria do Petróleo e Gás Natural.

Resumo da Dissertação de Mestrado apresentada ao Curso de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos da Escola de Química/UFRJ como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Mestre em Ciências, com ênfase na área de Petróleo e Gás Natural.

DESENVOLVIMENTO DE METODOLOGIA DE GERENCIAMENTO DE ALARMES NO SISTEMA DE TRATAMENTO DE ÁGUA EM PLATAFORMA OFFSHORE

Ana Karolina Muniz Figueredo
Fevereiro, 2016

Orientadores: Prof. Mauricio Bezerra de Souza Junior, D.Sc.
Prof. Paulo Fernando Ferreira Frutuoso e Melo, D.Sc.

O número de alarmes em unidades industriais tem aumentado ao longo dos anos. Em caso de evento anormal, é acionada uma série de alarmes em um curto intervalo de tempo. Nessa situação, o operador tem dificuldade de identificar corretamente suas causas, prejudicando a tomada de decisão eficaz para mitigar o problema. Esta situação é agravada em plataformas *offshore* de petróleo, diante dos maiores riscos operacionais, ambientais e humanos envolvidos. Este trabalho teve como objetivo realizar um estudo de gerenciamento de alarmes para um novo sistema de tratamento da água produzida em plataformas de petróleo. Para propor os alarmes (localização e *setpoints*), foram usadas informações de fluxogramas de processos e instrumentação (P&IDs), HAZOP (*Hazards and Operability Study*) e eventos ocorridos anteriormente em plataformas reais, além de simulações do processo empregando simulador desenvolvido em Matlab/Simulink. O sistema de alarmes projetado foi investigado por corridas dinâmicas na presença de cenários de falhas e distúrbio operacional (golfada). A partir dos resultados obtidos, foi possível analisar os alarmes, priorizando-os com base nas consequências geradas. Adicionalmente, foi desenvolvida uma abordagem baseada em redes neuronais que, a partir das ativações dos alarmes ao longo do tempo, detecta e diagnostica automaticamente os cenários de falhas e distúrbio. As ferramentas desenvolvidas fornecem apoio ao operador na tomada de decisões em cenários de falha em uma plataforma *offshore*. As contribuições introduzidas nesta dissertação incluem a aplicação do gerenciamento de alarmes em um processo novo e o desenvolvimento de uma metodologia de monitoramento das condições de processo tendo por base os alarmes.

Abstract of a Thesis presented to Curso de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos - EQ/UFRJ as partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science with emphasis on Petroleum and Natural Gas.

DEVELOPMENT OF AN ALARM MANAGMENT METHODOLOGY FOR A PRODUCED WATER TREATMENT SYSTEM OF AN OIL OFFSHORE FACILITY

Ana Karolina Muniz Figueredo
February, 2016

Supervisors: Prof. Mauricio Bezerra de Souza Junior, D.Sc.
Prof. Paulo Fernando Ferreira Frutuoso e Melo, D.Sc.

The number of alarms has increased lately in industrial facilities. During abnormal condition, hundreds of alarms may activate within a few minutes. In this case, the operator may have problem to identify the real cause of disturbs and to make the correct decision to mitigate the problem. These situations are worsened in offshore production platforms because of the many operational, environmental and human hazards involved. The aim of this work was to perform an alarm management for a new water treatment system of offshore oil platforms. The alarms were proposed (variables and setpoints) using Process and Instrumentation Diagrams (P&IDs), HAZOP (Hazards and Operability Study) and information of previous events occurred in a real platform, together with process simulation using a Matlab/Simulink simulator based on a phenomenological model. The proposed alarm system was analyzed by dynamic run in the presence of hazardous scenarios and/or slug flow. The results were used to analyze the alarms and prioritized by them based on their consequences. Additionally, a neural network based algorithm was proposed in order to detect and diagnose the faults and disturbances using the activations of the alarms over time. The tools developed here are expected to help the operator during abnormal events in offshore facilities. The novelties introduced by this dissertation include the application of alarm management to a new process and the new methodology to process condition monitoring based on alarm activation data.

ÍNDICE

Capítulo 1 - Introdução 1
1.1. Apresentação do tema proposto 1
1.2. Objetivos 3
1.3. Estrutura da dissertação 4
Capítulo 2 - Revisão Bibliográfica 5
2.1. Processamento primário de petróleo 5
2.1.1. Separador trifásico 6
2.1.2. Processamento da água 8
2.2. Gestão do sistema de alarmes 10
2.2.1. Análise de camadas de proteção 10
2.2.2. Alarmes 12
2.2.3. Sistemas de alarmes 14
2.2.4. Gerenciamento de alarmes 15
2.2.5. Problemas dos sistemas de alarmes 19
2.2.6. Trabalhos da literatura 20
2.3. Análise qualitativa de risco 24
Capítulo 3 - Descrição e Modelo do Sistema de Simulação 29
3.1. Problema 29
3.2. Sistema para estudo 31
3.3. Modelagem 32
3.3.1. Modelagem do separador trifásico 33
3.3.2. Modelagem dos hidrociclones 38
3.4. Controle do sistema 41
Capítulo 4 - Projeto e Avaliação do Sistema 45
4.1. Sistema de alarmes 45
4.2. Proposição de cenários de falhas e distúrbio 47
4.3 Resultados obtidos por cenário 48
4.2.1. Operação Normal 48
4.2.2. Falha na válvula de óleo 50
4.2.3. Falha na válvula de gás 52
4.2.4. Falha na válvula BOW 54

4.2.5.Falha na válvula PDC 56
4.2.6.Falha na válvula DC 58
4.2.7.Golfada 59
4.2.8.Golfada e falha na válvula de óleo 62
4.2.9.Golfada e falha na válvula de gás 64
4.3 Comentários sobre as simulações 66
Capítulo 5 - Priorização dos Alarmes e diagnóstico das falhas 67
5.1. Classificação dos cenários 67
5.2. Critérios de priorização 70
5.3. Diagnóstico da condição operacional a partir dos alarmes 74
Capítulo 6 - Conclusão 78
Capítulo 7 - Referências Bibliográficas 81
Apêndice A 87

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1-1: Estutura multicamadas proposta 4
Figura 2-1: Esquema de um separador trifásico 7
Figura 2-2: (a) Esquema hidrociclone (THOMAS, 2004). (b) Esquema bateria de hidrociclones (NUNES, 2013) 9
Figura 2-3: Camadas de proteção contra um possível acidente (SEBORG *et al.*, 2010) 12
Figura 2-4: Aumento do número de alarmes controlados por operador ao longo dos anos (adaptado de HOLLIFIELD & HABIBI, 2006) 16
Figura 2-5: Taxas de ocorrência de alarmes por operador em plantas industriais (adaptado de SEBORG, 2010) 17
Figura 3-1: Produção de petróleo no Brasil no período entre 2005 e 2014 (MME, 2014) 29
Figura 3-2: Evolução da produção de petróleo no Pré-sal entre 2010 e 2014 (MME, 2014) 30
Figura 3-3: Esquema do sistema de separação água/óleo utilizado no trabalho em malha aberta 31
Figura 3-4: Esquema do separador trifásico mostrando as variáveis referenciadas nos balanços de massa (SILVEIRA, 2006) 33
Figura 3-5: Diagrama de blocos do separador trifásico (SILVEIRA, 2006) 38
Figura 3-6: Diagrama de blocos para hidrociclones (SILVEIRA, 2006) 41
Figura 3-7: Esquema de implementação do controle preditivo (SEBORG *et al.*, 2010) 42
Figura 4-1: Esquema do sistema de tratamento de água de produção contendo os alarmes 46
Figura 4-2: Variávies controladas no cenário normal 49
Figura 4-3: Variáveis manipuladas no cenário normal 49
Figura 4-4: Variáveis controladas no cenário FVO 50
Figura 4-5: Variáveis manipuladas no cenário FVO 50
Figura 4-6: Acionamento de alarmes cenário FVO (a) Nível alto interface água/óleo (b) Nível muito alto óleo (c) Nível alto óleo 51
Figura 4-7: Variáveis controladas no cenário FVG 52
Figura 4-8: Variáveis manipuladas no cenário FVG 52
Figura 4-9: Acionamento de alarmes cenário FVG (a) Nível baixo óleo (b) Pressão alta (c) Concentração baixa BOW (d) Concentração baixa PDC 53
Figura 4-10: Variáveis controladas no cenário FVBOW 54
Figura 4-11: Variáveis manipuladas no cenário FVBOW 54
Figura 4-12: Acionamento de alarmes cenário FVBOW (a) Nível alto interface água/óleo (b) Concentração alta PDC (c) Concentração alta DC 55

Figura 4-13: Variáveis controladas no cenário FVPDC....56
Figura 4-14: Variáveis manipuladas no cenário FVPDC....56
Figura 4-15: Acionamento de alarme cenário FVPDC (a) Nível alto interface água/óleo (b) Concentração baixa BOW (c) Concentração alta PDC (d) Concentração alta DC....57
Figura 4-16: Variáveis controladas no cenário FVDC....58
Figura 4-17: Variáveis manipuladas no cenário FVDC....58
Figura 4-18: Acionamento de alarme cenário FVDC (a) Nível alto interface água/óleo (b) Concentração alta DC....59
Figura 4-19: Perfil da perturbação em golfadas implantado como um fator que multiplica a vazão de entrada nominal (RIBEIRO, 2009)....60
Figura 4-20: Variáveis controladas no cenário golfada....61
Figura 4-21: Variáveis manipuladas no cenário golfada....61
Figura 4-22: Acionamento de alarme cenária golfada (a) Nível Baixo interface água/óleo (b) Concentração alta PDC....62
Figura 4-23: Variáveis controladas no cenário G + FVO....62
Figura 4-24: Variáveis manipuladas no cenário G+FVO....63
Figura 4-25: Acionamento de alarme cenário G+ FVO (a) Nível alto interface água/óleo (b) Nível muito alto óleo (c) Nível alto óleo....64
Figura 4-26: Variáveis controladas no cenário G + FVG....64
Figura 4-27: Variáveis manipuladas no cenário G+FVG....65
Figura 4-28: Acionamento de alarme cenário G+ FVG (a) Pressão alta....66
Figura 5-1: Proposta de interface homem-máquina....73
Figura 5-2: Proposta do sistema completo....77

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 2-1: Pesos dos Alarmes segundo ALAP 22
Tabela 2-2: Critérios de priorização de alarmes (ARAÚJO, 2010) 24
Tabela 3-1: Parâmetros do modelo Simulink/Matlab 37
Tabela 3-2: Equações de eficiência dos hidrociclones 39
Tabela 3-3: Variáveis controladas e manipuladas das malhas de controle do separador trifásico 43
Tabela 3-4: Variáveis controladas e manipuladas pelo MPC 43
Tabela 4-1: Alarmes do sistema 45
Tabela 4-2: Cenários simulados 47
Tabela 4-3: *Setpoint* das variáveis controladas 48
Tabela 5-1: Acionamento dos alarmes 67
Tabela 5-2: Critérios para a análise das consequências 71
Tabela 5-3: Matriz de priorização 72
Tabela 5-4: Classificação das consequências dos alarmes 72
Tabela 5-5: Comparação do processo com recomendações EEMUA 73
Tabela 5-6: Desempenho da rede para cada cenário 76
Tabela 5-7: Matriz de classificação 77

LISTA DE ABREVIATURAS

ALAP *Alarm Priorization System*

BOW *Bulk Oil-Water*

BS&W *Basic Sediments and Water*

CO2 Dióxido de Carbono

CV Variável Controlada

DC *Deoiler Cyclone*

DPR *Differentia Pressure Ratio*

DCS *Distributed Control System*

ESD *Emergency Shutdown System*

EEMUA *Engineered Equipment and Materials User Association*

FDD *Fault Detection and Diagnosis*

HAZOP *Hazards and Operability Study*

H2S Sulfeto de Hidrogênio

IHM Interface Homem-Máquina

ISA *International Society of Automation*

LOPA *Layers of Protection Analysis*

MLP *MultiLayerPerceptron*

MPC *Model Predictive Control*

MV Variável Manipulada

NAMUR-NA *Association of Process Control Technology in Chemical and Pharmaceutical Industries*

PDC *Pre Deoiler Cyclone*

PFD *Process Flow Diagram*

P&ID *Process and Instrumentation Diagram*

PSV *Pressure Safety Valve*

QDMC Quadratic Dynamic Matrix Control

RBF *Radial Basis Function*

SBCP Sistema Básico de Controle do Processo

SIS Sistema Instrumentado de Segurança

TOG Teor de Óleos e Graxas

UEP Unidades Estacionárias de Produção

LISTA DE SÍMBOLOS

C	comprimento do tanque cilíndrico [m]
C_{cl}	comprimento da câmara de óleo [m]
C_{cs}	comprimento da câmara de separação
C_{fwCS}	concentração de óleo na fase aquosa na câmara de separação [%]
$C_{bow,u}$	concentração de óleo no *underflow* do hidrociclone BOW [%]
$C_{pdc,u}$	concentração de óleo no *underflow* do hidrociclone PDC [%]
$C_{dc,u}$	concentração de óleo no *underflow* do hidrociclone DC [%]
cv_{maxl}	coeficiente de descarga máxima da válvula da fase oleosa [kmol cm^2/kgf]
$cv_{max\ w}$	coeficiente de descarga máxima da válvula da fase aquosa [kmol cm^2/kgf]
D	diâmetro do separador trifásico [m]
ef_{lw}	eficiência de coleta de óleo da fase aquosa
ef_{wl}	eficiência de coleta da água da fase oleosa
Ef_{bow}	eficiência de separação no hidrociclone BOW
Ef_{pdc}	eficiência de separação no hidrociclone PDC
Ef_{dc}	eficiência de separação no hidrociclone DC
Ge	vazão de gás na entrada
G_s	vazão de gás na saída
G_l	gravidade específica do óleo
G_w	gravidade específica da água
h	altura (nível) de líquido [m]
h_l	nível da fase oleosa na câmara de óleo [m]
h_t	nível total na câmara de separação [m]
h_{vert}	altura do vertedouro [m]
h_w	nível da fase aquosa na câmara de separação [m]
L_e	vazão da fase oleosa na entrada [m^3/s]
L_s	vazão da fase oleosa na saída da câmara de óleo [m3/s]
L_v	vazão de fase oleosa por cima do vertedouro [m3/s]
L_{vert}	largura do vertedouro [m]
P_{jus}	pressão a jusante [kgf/cm^2]
P_s	pressão no separador [kgf/cm2]
s_l	fração de abertura da válvula da fase oleosa
s_w	fração de abertura da válvula da fase aquosa

s_g	fração de abertura da válvula da fase gasosa
v	volume de líquido
v_{cl}	volume da câmara de óleo [m3]
v_{cs}	volume da câmara de separação [m3]
v_{lwcs}	volume de óleo na fase aquosa na câmara de separação [m3]
v_t	volume total [m3]
v_{wcl}	volume de água na câmara de óleo [m3]
v_{wcs}	volume da fase aquosa na câmara de separação [m3]
v_{wlcs}	volume de água na fase oleosa na câmara de separação [m3]
W_e	vazão de fase aquosa que entra [m3/s]
W_s	vazão de água que sai [m3/s]
x_{lfwcs}	fração volumétrica de óleo na fase aquosa da câmara de separação [m3/m3]
x_{wlcl}	fração volumétrica de água na fase oleosada câmara de óleo [m3/m3]
x_{wlcs}	fração volumétrica de água na fase oleosa da câmara de separação [m3/m3]
γ_l	peso específico do óleo [kgf/m3]
γ_w	peso específico da água [kgf/m3]
θ_t	ângulo total
θ_w	ângulo da fase aquosa
θ_l	ângulo da fase oleosa

Capítulo 1 - Introdução

1.1. Apresentação do tema proposto

Atualmente, a confiabilidade da produção de óleo e gás em unidades estacionárias de produção (UEP) é de grande importância, já que sua produção é essencial para a sustentação da qualidade de vida das pessoas. Como a demanda é alta, o suprimento é limitado, a capacidade de refino é restrita e as fontes alternativas são poucas, qualquer interrupção na produção pode gerar impactos no processamento das refinarias e mudanças nos preços dos produtos para o consumidor.

Nas UEP o processamento primário é responsável por promover a separação e especificação de três fases: aquosa, oleosa e gasosa. O processo se inicia nos separadores trifásicos, onde há uma separação inicial em três correntes que irão seguir por processos diferentes a fim de atender as especificações de descarte e exportação de óleo e gás. A corrente aquosa vai para o tratamento de água para atender as regulamentações ambientais de descarte em relação ao teor de óleos e graxas (TOG). A corrente de óleo é encaminhada para o tratamento de óleo, onde são reduzidos os teores de água e sedimentos (BS&W[1]) necessários para a exportação. Já a corrente de gás vai para o tratamento de gás para a pressurização e remoção de contaminantes (H_2S, CO_2, vapor de água, outros) necessários para exportação e/ou reinjeção do gás no poço.

O tratamento da água nas plantas de processamento primário tradicionais emprega tipicamente separadores gravitacionais, os quais possuem grandes volumes (ALMEIDA, 2014). As empresas petrolíferas vêm se interessando em tecnologias compactas. Por exemplo, a tecnologia de tratamento de água que utiliza hidrociclones acoplados ao separador trifásico, desenvolvida pela empresa norueguesa Kvaerner, introduziu três novos tipos de hidrociclones: BOW (*Bulk Oil-Water*), PDC (*Pre Deoiler Cyclone*) e DC (*Deoiler Cyclone*) (SILVEIRA,

[1] BS&W – *Basic Sediments and Water*: % em volume de água e sedimentos em relação ao volume total da emulsão

2006). Essa tecnologia visa a uma redução do tamanho das plataformas e, consequentemente, a uma redução do custo, o que poderia garantir a viabilidade dos novos poços em águas cada vez mais profundas. Ao mesmo tempo, o domínio dessa tecnologia deve ensejar objetivos mais ousados, como levar os módulos de tratamento ao fundo do mar, possibilitando a futura eliminação das plataformas (RIBEIRO, 2009).

Os hidrociclones são equipamentos de dinâmica rápida e sensíveis a perturbações, o que é um complicador para a operação em UEP, já que essas unidades estão sujeitas a distúrbios e falhas. Portanto, a solução para a viabilização dessa tecnologia é um projeto de controle bem elaborado (RIBEIRO, 2009).

Tipicamente, os sistemas de controle são projetados para lidar com distúrbios de processo. Contudo, mitigar de forma apropriada as falhas ocorridas pode fazer a diferença entre ocorrer uma situação anormal ou um acidente catastrófico. Detecção, diagnóstico e resposta rápida em situação de falha são críticos para a manutenção dessas unidades operando normalmente (HOLLIFIELD & HABIBI, 2006). Um mau gerenciamento de eventos anormais é um dos fatores que pode resultar em perdas humanas, econômicas e prejuízos ambientais como pôde ser visto nos acidentes como: plataforma P-36 (ANP, 2001), plataforma da BP no Golfo do México (BP, 2010) e FPSO Cidade de São Mateus (2015).

Os alarmes indicam ao operador que ele deve interferir no processo para corrigir uma variável que esteja fora de seu valor de operação, retornando-o à condição normal ou prevenindo que vá para uma condição anormal ou insegura. Nos dias de hoje, a implantação de alarmes é fácil e seu custo é relativamente baixo (ARAÚJO, 2010). Essas facilidades permitiram a introdução de grande quantidade de alarmes nas unidades industriais, sem levar em consideração a capacidade humana de gerenciá-los (SOARES, 2013). Por conta da evolução da automação industrial, tem ocorrido a redução do número de operadores em uma planta industrial. Com isso, há uma alta taxa de alarmes gerenciados por operador (HOLLIFIELD & HABIBI, 2006).

Um dos problemas mais recorrentes do sistema de alarmes é conhecido como avalanche de alarmes. Nessa condição, há a ocorrência de um número excessivo de alarmes, decorrentes de uma mesma situação de risco, impossibilitando o gerenciamento efetivo por parte do operador. Isso resulta em um agravamento do risco da condição anormal ou um prolongamento tempo em condição anormal (FOONG *et al*., 2009 e DUNN & SANDS, 2005). EEMUA e ISA sugerem

que um operador não deve receber mais de seis alarmes por hora e definem que a avalanche de alarmes ocorre quando o mesmo recebe mais de dez alarmes por dez minutos por operador (CHENG, 2013).

Vários estudos vêm sendo feitos sobre o gerenciamento de alarmes em unidades industriais a fim de facilitar a análise e resposta do operador em caso de anormalidades. A racionalização e a criação de uma lista de priorização dos alarmes são alguns exemplos, assim como técnicas e mecanismos para desenvolver sistemas de apoio à decisão. Árvores de decisão, lógica *fuzzy* e redes bayesianas são algumas das técnicas usadas para a classificação dos alarmes (SOARES, 2013).

1.2. Objetivos

O objetivo desta dissertação é desenvolver uma metodologia de gerenciamento de alarmes aplicada a uma nova planta de tratamento de água de produção, baseada em hidrociclones, de uma plataforma de petróleo. A metodologia inclui:

i. o projeto de um sistema de alarmes eficiente para a segurança da planta, definindo suas variáveis, localização e parâmetros. Para tanto, são empregadas informações de plataformas reais, obtidas em diagramas P&ID e estudos de HAZOP, e simulação de processos, usando um simulador baseado em modelo fenomenológico (RIBEIRO, 2009);

ii. a elaboração de ferramentas de apoio à tomada de decisão do operador durante situações de falhas nessa planta. Com esse propósito, o comportamento dinâmico dos alarmes propostos em cenários de falhas e distúrbios simulados (golfada) é analisado. A partir dessa investigação, são elencados níveis de prioridade para os alarmes e elaborada uma tela para sua apresentação da priorização ao operador, através de uma interface homem-máquina (IHM). É também desenvolvida uma metodologia, baseada em redes neuronais, para automação da detecção e do diagnóstico das falhas (ou FDD, *Fault Detection and* Diagnosis) a partir dos dados temporais de ativação dos alarmes.

A Figura 1-1 exibe a configuração completa proposta nesta dissertação, incluindo as camadas de controle avançado, alarmes e detecção e diagnóstico de falhas. Não foram encontrados na literatura acadêmica trabalhos similares aplicando o gerenciamento de alarmes

para unidades semelhantes à aqui abordada. Igualmente, é ainda incipiente o emprego de análise de alarmes para diagnosticar falhas.

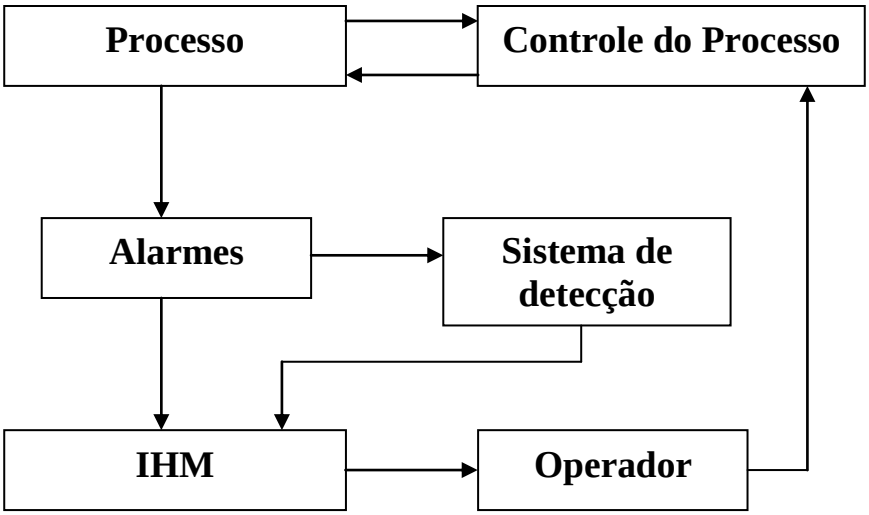

Figura 1-1: Estutura multicamadas proposta

1.3. Estrutura da dissertação

Esta dissertação está organizada como segue. O Capítulo 2 apresenta uma revisão bibliográfica sobre tratamento da água oleosa, sistemas e gerenciamento de alarmes e técnicas de análise de risco qualitativa. A descrição do modelo do sistema de tratamento de água oleosa de uma plataforma e da sua implantação no ambiente de simulação empregado é feita no Capítulo 3. No Capítulo 4, exibem-se e analisam-se o sistema de alarmes proposto e os resultados das simulações nos diferentes cenários de falha concebidos. A metodologia desenvolvida para a priorização dos alarmes, com base nos resultados das simulações e em análise de risco, é apresentada no Capítulo 5. Este capítulo introduz ainda a abordagem elaborada, baseada em redes neuronais, para detectar e diagnosticar as falhas usando os dados de ativação dos alarmes. Por fim, o Capítulo 6 apresenta as principais conclusões, bem como sugestões para trabalhos futuros.

Capítulo 2 – Revisão Bibliográfica

2.1. Processamento primário de petróleo

De acordo com THOMAS (2004), o interesse econômico de um campo de petróleo é somente na produção de hidrocarbonetos (óleo e gás). Por conta das configurações no reservatório e das condições necessárias para a produção, não apenas petróleo e gás são produzidos ao longo da vida útil do campo, mas também água e sedimentos (areia e outras impurezas sólidas em suspensão, como materiais de corrosão, produtos de incrustação) em quantidades variadas. Além desses, deve-se considerar que outros compostos não hidrocarbônicos também podem estar presentes no sistema, tais como os contaminantes: CO_2 e H_2S, quer na fase gasosa ou mesmo dissolvidos na fase líquida (KUNERT *et al.*, 2007 apud MACIEL, 2009).

Há, portanto, a necessidade de dotar os campos (marítimos ou terrestres) de unidades de produção, que são instalações destinadas a efetuar, sobre condições controladas, o "processamento primário dos fluidos". O processamento primário do petróleo é a primeira etapa pela qual o petróleo passa depois que sai do reservatório e consiste em um pré-tratamento a fim de atender aos requisitos de exportação do gás e do óleo para a refinaria e da água para descarte (THOMAS, 2004).

O objetivo do processamento primário é promover a separação das três fases: oleosa, gasosa e aquosa. Além de tratar a fase oleosa para redução do teor da água emulsionada e dos sais nele dissolvidos, tratar a fase gasosa para redução do teor de água e outros contaminantes e a água para torná-la própria para descarte e/ou reinjeção em poços produtores (THOMAS, 2004).

As etapas do processamento primário ocorrem na região produtora de petróleo, em instalações de superfície localizadas na terra ou no mar, denominadas instalações de produção. Dependendo da qualidade do fluido no poço e do estudo de viabilidade técnico-econômica, a instalação de superfície pode variar em complexidade, sendo que as mais simples consistem apenas em vasos separadores bifásicos gás/óleo ou trifásicos gás/óleo/água, enquanto as mais complexas, além dos separadores, podem incluir o tratamento e compressão do gás, tratamento e estabilização do óleo e tratamento da água, tanto para descarte como para reinjeção nos poços (QUELHAS *et al.*, 2012).

De acordo com QUELHAS *et al.* (2012), todo esse processamento na instalação de produção visa atender aos requisitos de exportação do gás e do óleo, bem como aos requisitos de descarte ou reinjeção de água, de modo que:

a) o gás natural úmido deve estar disponível em uma pressão específica para exportação e não deve conter teores excessivos de H_2S, CO_2 e vapor de água;
b) o petróleo não pode conter mais do que 1% (em volume) de água emulsionada e de sedimentos (BS&W) e o teor de sais dissolvidos na água deve ser de no maximo 285 mg/L de óleo;
c) a água deve ser tratada antes de ser descartada para atender às regulamentações ambientais. No Brasil de acordo com a Resolução CONAMA 393/07, a concentração média mensal de óleos e graxas (TOG) é limitado ao valor máximo de 29 mg/L, com o valor máximo diário de 42 mg/L para descarte no mar.

2.1.1. Separador trifásico

Os fluidos produzidos passam, inicialmente, por separadores, que podem ser bifásicos ou trifásicos, essa escolha vai depender da capacidade de produção e das características do campo. No separador bifásico ocorre a separação gás/líquido, enquanto que no separador trifásico ocorre, também, a separação água/óleo (THOMAS, 2004). O processo de separação ocorre normalmente na unidade de produção, porém já existem unidades operando com separação submarina (PETROBRAS, 2012).

Os separadores podem ser verticais e horizontais, sendo que os horizontais normalmente possuem maior eficiência de separação líquido/gás e gás/líquido, já que apresentam maior área superficial de interface. Vasos separadores baseiam-se em mecanismos de separar o líquido do gás com: ação da gravidade (responsável pela decantação do fluido mais pesado), separação inercial (mudanças bruscas de velocidade e fluxo axial permitindo ao gás depreender-se da fase líquida), aglutinação das partículas (contato das gotículas de óleo dispersas sobre uma superfície, facilitando a coalescência) e força centrífuga (THOMAS, 2004).

O separador trifásico, exibido na Figura 2-1, também conhecido como separador de produção, é responsável por promover uma separação inicial adequada das fases oleosa, aquosa e gasosa, além de absorver as flutuações de carga, devidas às golfadas (RIBEIRO, 2009), fornecendo para os equipamentos a jusante uma vazão mais estável para não comprometer a

operação. Porém, a separação encontrada nesse equipamento não é completa, por isso há necessidade de outras etapas posteriores a fim de levar as variáveis às condições exigidas para exportação e/ou descarte.

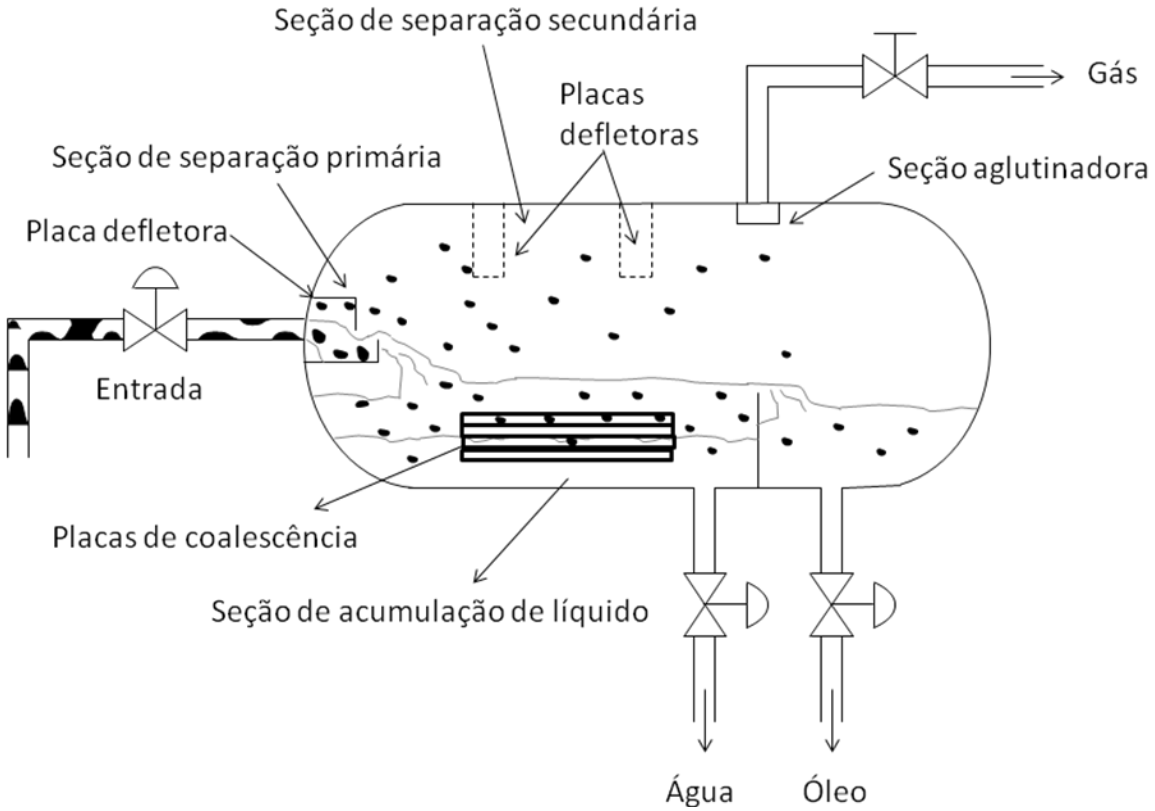

Figura 2-1: Esquema de um separador trifásico

Um separador típico é constituído por quatro seções distintas. A primeira é a seção de separação primária, onde o fluido se choca com a placa defletora e o líquido se precipita para o fundo do separador; nessa seção a maior parte do líquido é separada, removendo rapidamente as golfadas e gotículas de maior diâmetro do líquido. Com isso, ocorre uma diminuição da turbulência, evitando o retorno do líquido para a fase gasosa. A seção de acumulação de líquido é o local onde ocorre a separação das bolhas gasosas que ficam no seio do líquido após a separação primária. Para que seja efetiva, o líquido deve permanecer de 3 a 4 minutos. Na seção de separação secundária as gotículas menores de líquido carreadas pelo gás são separadas, por conta do choque com as placas defletoras. A seção aglutinadora é onde as gotículas de líquido arrastadas pela corrente gasosa, não separadas nas seções anteriores, são aglutinadas em meios porosos e recuperadas. Para a retenção das partículas líquidas na parte superior dos vasos, são utilizados vários tipos de separadores de névoa (THOMAS, 2004). O esquema de um separador pode ser visto na Figura 2-1.

2.1.2. Processamento da água

A quantidade de água associada com o óleo varia muito, podendo chegar a valores na ordem de 50% (em volume) e até mesmo próximo de 100% ao fim da vida econômica dos poços (THOMAS, 2004). Este fluido é composto pela água de formação do próprio reservatório diluída em grau crescente pela água do mar injetada no poço. Essa injeção tem como objetivo tanto manter a pressão do reservatório, quanto aumentar a recuperação do óleo (recuperação secundária). O tratamento da água tem a finalidade de recuperar parte do óleo nela presente em emulsão e condicioná-la para descarte e/ou rejeição.

Os hidrociclones e a flotação são os processos de separação água/óleo tipicamente mais usados na indústria do petróleo. O processo de flotação procura recuperar o resíduo de óleo, partículas pequenas ou em estado coloidal, através de separação gravitacional, utilizando bolhas de ar (THOMAS, 2004).

Os hidrociclones (Figura 2-2 a) são equipamentos compactos que promovem a segregação das fases contínua e dispersa através dos fenômenos de campo centrífugo intenso e fluxo reverso (escoamento axial de parte do fluido em sentido inverso ao fluxo inicial), conseguindo atingir até 1000 vezes o campo gravitacional (NUNES, 2013). O fluxo reverso é um fenômeno que ocorre devido ao gradiente de pressão radial gerado pelo campo centrífugo associado à perda de intensidade do vórtice ao longo do escoamento, gerando o *overflow*. Isso faz com que o gradiente de pressão axial tenha sentido inverso nas vizinhanças do eixo do equipamento (MORAES, 1994).

O desenvolvimento de hidrociclones DC para a indústria *offshore* teve início na década de 1980, tornando-se rapidamente equipamentos padrões para a recuperação de óleo de águas de produção. A expansão no uso desses equipamentos é justificada por serem compactos, de fácil operação, baixa manutenção (pela ausência de partes móveis), baixo custo e resistência aos movimentos das unidades de produção marítimas. Adicionalmente, as forças gravitacionais geradas nos *de-oilers* são muito elevadas e, portanto, aceleram a separação água/óleo (PINTO, 2009).

Em plataformas, os hidrociclones são usados em baterias contendo vários deles em paralelo (Figura 2-2 b). Esses devem receber uma corrente de alimentação de 2000 ppm,

limpando-a até aproximadamente 200 ppm. Porém, para alcançar aquela concentração na alimentação é necessária a realização de um pré-tratamento da água. Surgiram então os hidrociclones BOW que buscam levar uma corrente de alimentação, com teores de 15% a 50% de óleo, a no máximo 15%. Os hidrociclones PDC foram projetados para tratar correntes com no máximo 15% de óleo, levando-as até teores da ordem de 1500ppm. Essa corrente estaria pronta para ser tratada pelos hidrociclones DC (SILVEIRA, 2006).

Os hidrociclones acoplados ao separador trifásico promovem uma redução considerável do tamanho das plataformas e do custo das mesmas. Eles têm o intuito de ajustar a concentração de óleo na corrente de água de produção a ser descartada (RIBEIRO, 2009).

Para a reinjeção, além da diminuição da concentração de óleo presente na emulsão, poderá ser necessário efetuar o tratamento de constituintes responsáveis por problemas de tamponamento do reservatório e/ou processos corrosivos, tais como: gases dissolvidos (CO_2 e H_2S) e bactérias indutoras de corrosão. Para isso, são utilizados processos físicos e produtos químicos, dentre os quais podem ser destacados os sequestradores de oxigênio como o bissulfito de amônio, inibidores de corrosão à base de aminas fílmicas e inibidores de incrustação (THOMAS, 2004).

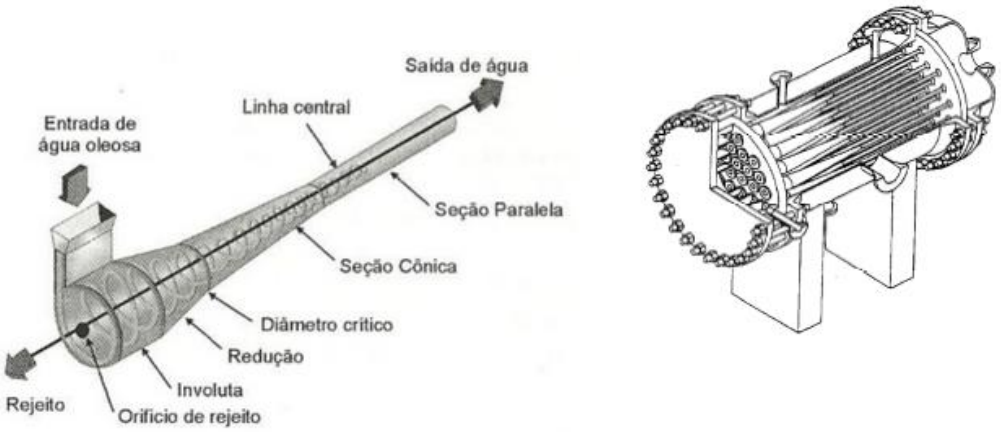

Figura 2-2: (a) Esquema hidrociclone (THOMAS, 2004). (b) Esquema bateria de hidrociclones (NUNES, 2013)

2.2. Gestão do sistema de alarmes

2.2.1. Análise de camadas de proteção

Acidentes ocorrem normalmente quando múltiplas camadas de proteção falham. Então, se todas elas são efetivas e robustas a falha nunca irá se propagar, contudo, na realidade as camadas não são placas sólidas. Elas podem ser comparadas com um "queijo suíço" cheio de furos. Esses são causados por falhas no gerenciamento, manutenção, operação etc. Quando um evento coincide com vários desses furos, um evento perigoso acontece. Por isso não se deve colocar toda proteção em uma única camada, pois caso ela falhe, todo o sistema irá falhar (LIMA, 2010).

A AIChE *Center for Process Safety* sugeriu a criação de instâncias de proteção distintas e hierarquias definidas para garantir a segurança em sistemas instrumentados. Cada camada de proteção consiste em um grupo de equipamentos e/ou ações humanas, que foram concebidas de forma a permitir que as falhas sejam sanadas no nível de hierarquia mais interno possível (SEBORG *et al.*, 2010).

A análise de camadas de proteção (LOPA) é uma ferramenta de engenharia usada para assegurar que o risco de um processo seja suficientemente mitigado a um nível aceitável. A LOPA é uma metodologia racional, que garante uma identificação rápida e eficaz das camadas de proteção, responsáveis pela redução da frequência e/ou consequências de incidentes perigosos específicos. Ela fornece critérios e restrições específicas para a avaliação das camadas de proteção, eliminando a subjetividade dos métodos qualitativos a um custo substancialmente menor que as técnicas quantitativas completas (SUMMER, 2003).

Na LOPA diversos tipos de camadas de proteção são possíveis, como pode ser visto na Figura 2-3. Um cenário pode demandar apenas uma ou diversas camadas de proteção, dependendo da complexidade do processo e da severidade potencial de uma consequência. Em um determinado cenário, apenas uma camada deve funcionar perfeitamente para que a consequência seja evitada. Porém, como nenhuma camada é eficaz, camadas de proteção suficientes devem ser fornecidas para que o risco de acidente se torne tolerável (ALVES, 2007).

Geralmente são oito tipos de camadas de proteção diferentes. A primeira camada diz respeito ao projeto da instalação do processo, ou seja, está relacionado diretamente com a especificação dos equipamentos presentes na planta. Para a redução dos riscos nessa camada, é necessário o desenvolvimento de estudos preliminares para a definição do processo e da construção da planta, incluindo análise de riscos, árvore de falha e análise de causa e efeito (SOARES, 2010).

A segunda camada compreende os sistemas de supervisão e controle básicos do processo. Essa camada tem a função de otimizar a produtividade estruturada na redução dos custos, melhoria da qualidade dos produtos gerados com precisão nas operações e segurança (SOARES, 2010).

A terceira camada de segurança corresponde aos alarmes, que têm a função de informar aos operadores que alguma variável excedeu seu limite especificado, necessitando que ele interfira no processo ou que haja uma resposta automática (SEBORG *et al.*, 2010).

Na quarta camada estão os Sistemas Instrumentados de Segurança (SIS), também conhecidos como sistemas de desligamento de emergência (ESD). Sua função é interromper automaticamente o processo, em caso de falhas em funções consideradas críticas, com a finalidade de garantir a integridade da sãoa quinta camada. Esses têm a função de aliviar o inventário presente em um equipamento de forma automática e rápida (SOARES, 2010).

Os sistemas físicos de proteção - tais como diques, bacias contenções etc - estão na sexta camada. Eles têm como função isolar o inventário de líquido caso todas as outras camadas falhem. A sétima e oitava camadas correspondem, respectivamente, aos planos de emergência adotados na eventualidade de uma emergência a fim de proteger o público da própria unidade e das vizinhanças. Dentro da instalação, os planos podem ser tanto no sentido de abandono da instalação, quanto de confinamento em local seguro. Já com relação às comunidades vizinhas, os planos envolvem a ajuda do corpo de bombeiros, polícia civil e outras organizações locais, estaduais, municipais e federais competentes (SOARES, 2010).

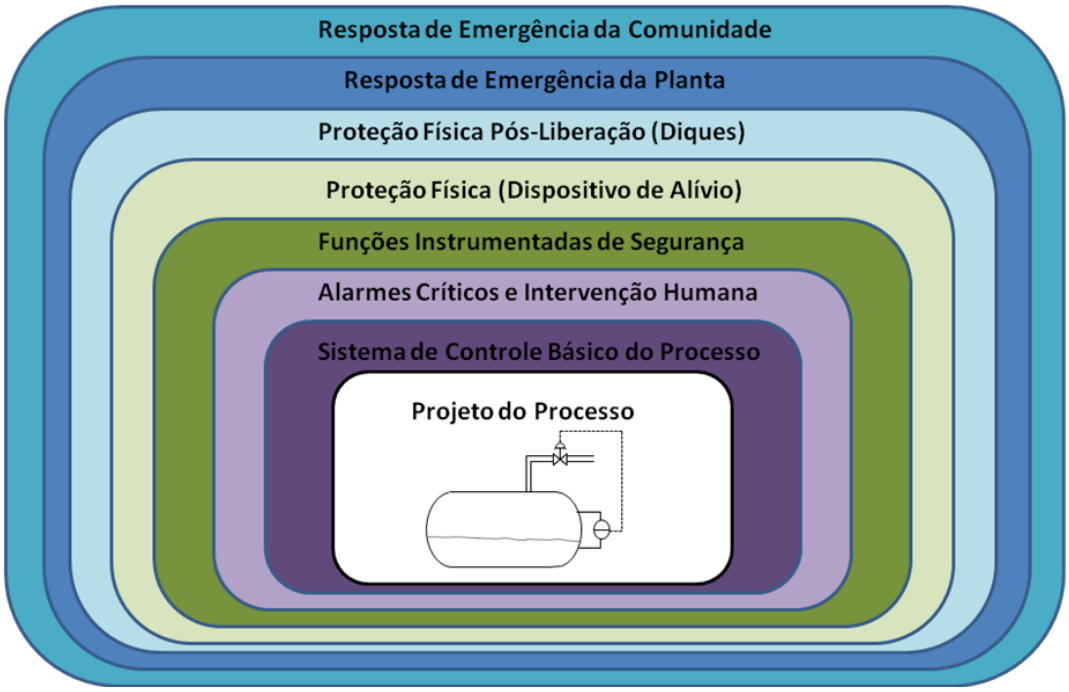

Figura 2-3: Camadas de proteção contra um possível acidente (SEBORG *et al.*, 2010)

A maior parte das falhas em um processo químico é contida através da primeira e segunda camadas de proteção. Os níveis médios de proteção são usados em caso de maiores lançamentos do inventário, já os níveis mais periféricos proporcionam a mitigação de acidentes maiores e mais improváveis. Para situações de alto potencial de risco, mais camadas de proteção devem ser usadas (SEBORG *et al.*, 2010).

É possível notar que o sistema de alarmes é essencial para garantir a segurança das operações em uma planta industrial. Por conta disso, várias organizações vêm trabalhando para definir normas e diretrizes para o desenvolvimento e manutenção de sistemas de alarme, entre elas a *Engineered Equipment and Materials User Association* (EEMUA), a *International Society of Automation* (ISA) e a *User Association of Process Control Technology in Chemical and Pharmaceutical Industries* (NAMUR-NA) (DUNN & SANDS, 2005).

2.2.2. Alarmes

Os alarmes são sinais sonoro-luminosos que indicam ao operador que ele deve interferir na operação do processo, corrigindo variáveis, para que o mesmo retorne à condição normal ou prevenir que ele vá para uma condição anormal ou insegura. Eles devem alertar o operador sobre as mudanças ocorridas, informar a natureza dessas e auxiliá-lo na correção do problema. Eles

nunca devem funcionar apenas como avisos e sim requerer sempre uma ação do operador, nem que seja mental (O'BRIEN & WOLL, 2004).

De acordo com ISA (2009) e SOARES (2013), os tipos de alarme mais comuns são:

a) Alarmes absolutos (*absolute alarms*) são gerados pela comparação entre um sinal analógico e um limite absoluto pré-estabelecido.
b) Alarmes de desvio (*deviation alarms*) são gerados se a diferença entre dois sinais analógicos gerados exceder um valor pré-estabelecido.
c) Alarmes de taxa de variação (*rate of change alarms*) são gerados pela velocidade de mudança de um sinal analógico com uma configuração pré-estabelecida.
d) Alarmes de discrepâncias *(discrepancy alarms*) são gerados através da comparação do estado real com um estado esperado.
e) Alarmes calculados (*calculated alarms*) são gerados por uma sequência de cálculos de eficiência.
f) Alarmes dirigidos (*recipe driven alarms*) são gerados em função do estado operacional da unidade.
g) Alarmes bit-padrão (*bit-pattern alarms*) são gerados quando um padrão de sinais digitais corresponde a um padrão pré-estabelecido.
h) Alarmes diagnósticos de instrumentação (*instrument diagnostic alarms*) gerados por falhas no controle de *hardware* e *software* do sistema de instrumentação.

O ciclo de atividade de um alarme inicia-se quando uma variável de processo monitorada pelo mesmo atinge o ponto de atuação do alarme (*setpoint*), que é gerado quando a variável de processo atinge o limite especificado como anormal. Este permanece ativo enquanto a variável de processo permanecer acima do limite de atuação ou quando o operador desativa o alarme (SOARES, 2013).

A escolha adequada do ponto de atuação do alarme está intimamente relacionada com a taxa de ativação de um alarme numa unidade de processo. Caso esse limite seja mal escolhido, podem ser gerados inúmeros sinais de alarme (alarmes ruidosos) (LEITÃO, 2008).

As configurações típicas dos níveis de alarmes em um sistema de automação industrial são: muito baixo (ALL), baixo (AL), alto (AH) e muito alto (AHH). Normalmente, associa-se no

início desta sigla a letra referente ao tipo de variável de processo que o alarme monitora. Por exemplo, a abreviação que caracterizaria um alarme de temperatura muito alta seria TAHH, enquanto a abreviação que caracterizaria um alarme de temperatura alta seria TAH (SOARES, 2013).

O operador tem um papel muito importante no ciclo de atividade de um alarme. Quando um alarme é anunciado, é preciso que o operador tome uma decisão, ainda que mental, acerca daquele sinal emitido. Esta decisão envolve uma ação que deve ser efetuada em um intervalo de tempo suficiente para não comprometer a segurança do processo (SOARES, 2013).

A falta de uma filosofia sólida de criação e manutenção de alarmes nas plantas acaba por gerar uma série de alarmes que não necessitam da ação operacional, e por isso, acabam contribuindo para a poluição das telas de operação, desviando do operador a atenção para os alarmes essenciais da planta (ARAÚJO, 2010).

A existência de um alarme sempre deve estar vinculada à necessidade de se proteger funcionários, equipamentos e/ou o meio ambiente. Por isso, para se justificar a necessidade da implantação de um alarme sempre se devem realizar estudos qualitativos e/ou quantitativos de risco. Existem diversas ferramentas disponíveis na literatura para esse fim, tais como: *Hazard and Operability Study* (HAZOP), *Event Tree Analysis* (ETA), *Fault Tree Analysis* (FTA), *Layers of Protection Analysis* (LOPA), *Preliminary Hazard Analysis* (PHA), *Failure Mode and Effects Analysis* (FMEA) etc (SOARES, 2013).

2.2.3. Sistemas de alarmes

Os sistemas de alarmes constituem um elemento fundamental em quase todos os modernos sistemas industriais, incluindo refinarias de petróleo, centrais elétricas, indústria química, etc. O avanço computacional impulsionou o uso de sistemas com a finalidade de apresentar ao operador as anormalidades presentes através de representações gráficas e/ou listas de alarmes, o que chamamos de sistema de alarmes. Eles são compostos por equipamentos de campo, transmissão de sinal, processamento e tela de visualização.

De acordo com NIMMO (1999), quando os sistemas de alarmes estão bem projetados eles podem auxiliar o operador a prevenir que situações anormais se propaguem ou um distúrbio venha a ocorrer. Os benefícios de um bom sistema de alarmes incluem:

a) Aumento da segurança.
b) Redução dos acidentes ambientais.
c) Aumento da produção.
d) Aumento da qualidade.
e) Diminuição dos custos.

Além disso, fornece uma camada de proteção adicional e contribui para a redução do risco em toda a planta.

Tais sistemas podem conter o sistema básico de controle do processo (SBCP) e o sistema instrumentado de segurança (SIS); ambos usam a medição das condições do processo e lógica para a geração dos alarmes. Ele inclui um indicador de alarme e um mecanismo para comunicação da informação do alarme com o operador via interface homem-máquina (IHM), normalmente uma tela de computador ou um anúncio no painel. Também há outras funções fora do sistema de alarmes que são importantes para a eficácia, como o sistema investigador de alarme (ISA, 2009).

A indústria juntamente com as instituições normativas tem identificado as melhores práticas para a concepção do sistema de alarmes. São projetos que incluem alterações de configuração, priorização de alarmes, redução do número de alarmes, modificações gráficas, filtros *on-line* e apoio à tomada de decisão (ARAÚJO, 2010).

2.2.4. Gerenciamento de alarmes

Antigamente, os painéis de alarmes na sala dos operadores apresentavam lâmpadas fixas como indicador de alarmes. Os painéis estavam sempre visíveis e a disposição física permanente dos indicadores de alarme facilitava a memorização de cada um dos operadores. Por conta da sua dificuldade e alto custo de instalação, o processo de escolha dos alarmes presentes nesse sistema era muito criterioso. Já nos dias de hoje, a sua implantação é fácil e seu custo é relativamente baixo, então introduzir alarmes na planta se tornou uma tarefa fácil (ARAÚJO, 2010).

Frequentemente, alarmes são implantados no valor padrão, sem a preocupação se tal valor é adequado. No DCS (*Distributed Control System)* os alarmes são configurados e habilitados no valor padrão. Essas facilidades permitiram a introdução de grande quantidade de alarmes nas unidades industriais sem levar em consideração a capacidade humana de gerenciá-los (SOARES, 2013).

Outro problema existente, por conta da evolução da automação industrial, é a redução do número de operadores necessários para manter uma planta industrial em produção contínua e segura. No entanto, muitas vezes é necessária a interpretação de múltiplos alarmes para a correta identificação de uma anormalidade no processo. Com isso, há uma alta taxa de alarmes configurados por operador. Estima-se, atualmente, que um operador manipule cerca de 3500 alarmes (aproximadamente 1500 variáveis de processo) e/ou eventos geralmente organizados em tabelas nem sempre visíveis ou facilmente acessíveis (HOLLIFIELD & HABIBI, 2006). Essa evolução pode ser vista na Figura 2-4.

Os principais fatores desses números elevados de alarmes em plantas petroquímicas são decorrentes da falta de filosofia de criação e manutenção das configurações de alarmes. Essa carência acaba por gerar diversos tipos de alarmes que não necessitam de ação operacional, e por isso, acabam poluindo as telas operacionais (LEITÃO, 2008). Além disso, a maior parte dos sistemas de alarmes não possui controle de mudanças. Os operadores possuem permissão para modificar a configuração dos alarmes quando querem e sem a documentação ou a consideração de um engenheiro em várias salas de controle (HOLLIFIELD & HABIBI, 2006).

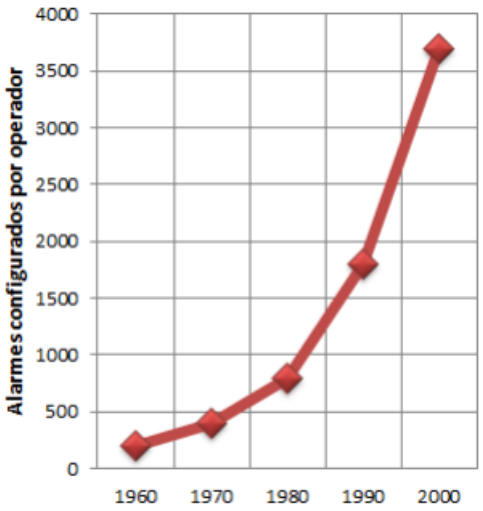

Figura 2-4: Aumento do número de alarmes controlados por operador ao longo dos anos (adaptado de HOLLIFIELD & HABIBI, 2006)

As atividades de padronização do gerenciamento de alarmes estão aumentando. Organizações vêm trabalhando na criação de guias padronizados para auxiliar nesse gerenciamento, dentre os quais EEMUA, ISA e NAMUR. Os dois guias de melhores práticas de projeto de alarmes mais importantes usados atualmente são: ISA 18.2 (ISA, 2009) e EEMUA 191 (EEMUA, 2007), definiram diretrizes com o intuito de limitar a taxa de alarmes gerenciados pelos operadores.

O trabalho de SEBORG (2010) compara os limites de número médio de alarmes gerenciados por operador por dia, o número médio de alarmes que permanecem ativos por mais de 24 horas e o número médio de alarmes em um intervalo de 10 minutos, definidos pela EEMUA, com os valores encontrados em diferentes indústrias. Os resultados podem ser vistos na Figura 2-5.

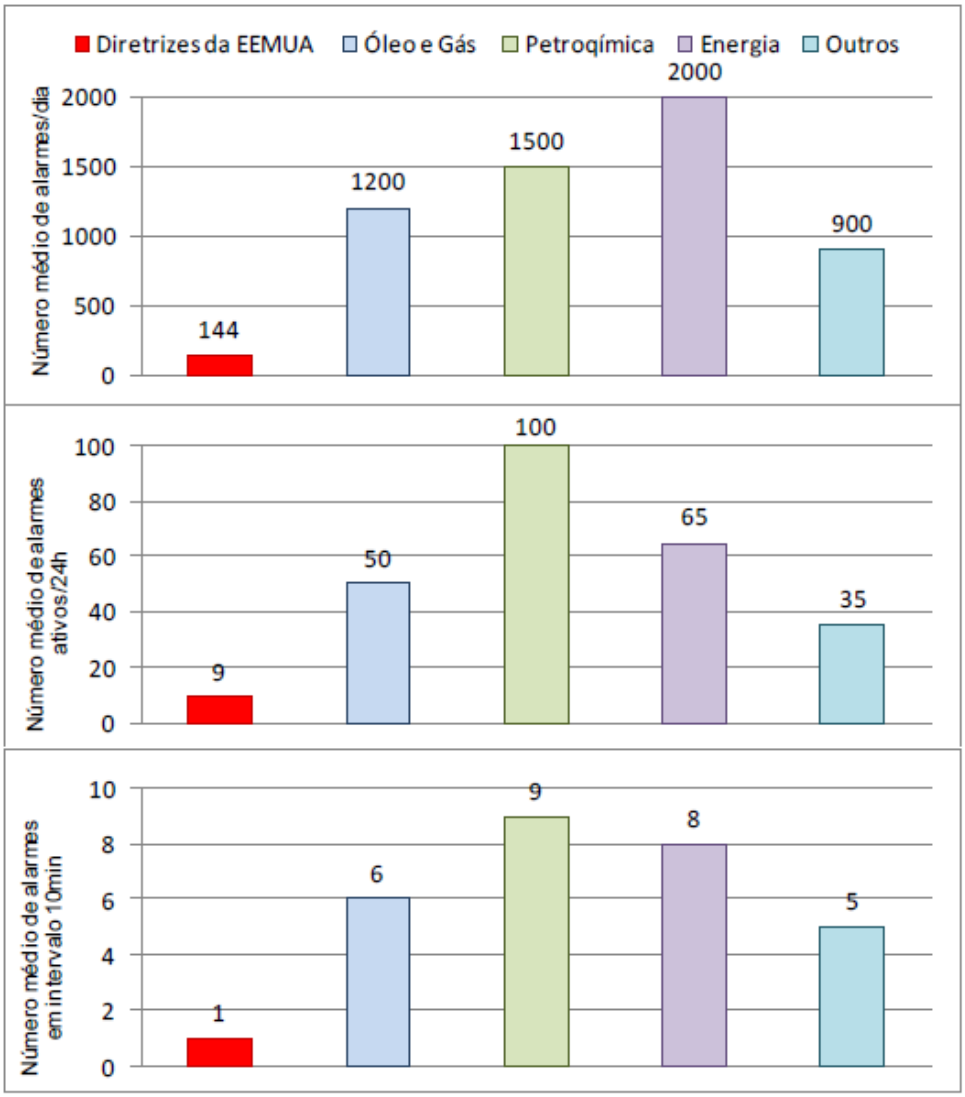

Figura 2-5: Taxas de ocorrência de alarmes por operador em plantas industriais (adaptado de SEBORG, 2010)

A partir da análise da Figura 2-5 é possível notar que a quantidade de alarmes usados nas indústrias excede bastante o recomendado pela norma EEMUA. Essa prática pode acarretar uma sobrecarga do sistema de alarmes, gerando um baixo desempenho temporal e informativo do mesmo, tornando-o uma ferramenta obsoleta e sem utilidade operacional. Esses sistemas instalados sem planejamento possuem um baixo desempenho, prejudicando a confiabilidade e a produção da planta (VALDMAN, 2010).

O gerenciamento de alarmes é tudo que diz respeito à compreensão, projeto, implantação e operação da capacidade de alertar os operadores de plantas industriais. Os alarmes destinam-se a notificar aos operadores, em um intervalo de tempo aceitável e de forma explícita, sobre situações e eventos que requeiram a sua atenção. Em seu gerenciamento são determinados parâmetros de configuração para ativação de cada evento de alarme, a classificação da importância de cada alarme e uma apresentação das informações que documentem a melhor metodologia para tratar os alarmes. O processo completo inclui o seguinte: (ROTHENBERG, 2009 apud ARAÚJO, 2010).

a) Análise do desempenho do sistema de alarme, incluindo seu impacto sobre produção, segurança e meio ambiente.
b) Desenvolvimento de uma filosofia de gerenciamento de alarmes.
c) Especificação de uma base de projeto para o sistema de alarme e suporte a infraestrutura da planta.
d) Seleção de quais variáveis são alarmes.
e) Determinação de limites de alarme.
f) Definição de prioridades de alarme.
g) Determinação das ações recomendadas do operador.
h) Projeto de técnicas avançadas para facilitar a melhoria de desempenho de alarmes.
i) Monitoramento das condições da planta e ferramentas de apoio à decisão.
j) Incorporação do novo projeto do sistema de alarme voltado para a infraestrutura da planta.
k) Auditorias contínuas, avaliações e modificações para a melhoria.

De acordo com ISA (2009), para um sistema de alarmes ser efetivo é necessário que ele seja bem projetado, implantado, operado e possua uma análise constante da sua efetividade.

2.2.5. Problemas dos sistemas de alarmes

Segundo HOLLIFIELD & HABIBI (2006) o problema dos sistemas de alarmes está diretamente relacionado com os fatores humanos e sua capacidade limitada de fazer um gerenciamento de alarmes efetivo em situações anormais, mesmo com o advento de sistemas de controle distribuídos (DCS). Os desenvolvedores de tais sistemas, frequentemente, não possuem o conhecimento relativo aos fatores humanos necessário para a realização de gerenciamento do sistema de alarmes de forma efetiva.

Alguns dos problemas mais recorrentes no sistema de alarme são apresentados por DUNN & SANDS (2005), HOLLIFIELD & HABIBI (2006), FOONG *et al*.(2009) e ARAÚJO (2010). São eles:

a) Excesso de alarmes é um problema recorrente, já que muitos alarmes são apresentados em um curto período de tempo, por conta de distúrbios mínimos, dificultando ou até mesmo impedindo a detecção dos alarmes críticos.
b) A alta taxa de alarmes contínuos é um problema comum. As taxas de alarmes por operador normalmente são muito maiores do que ele é capaz de processar. A lista de alarmes está cheia mesmo quando não há nada errado. Por isso, centenas e até milhares de alarmes podem ser ignorados a cada semana em cada sistema sem a garantia de que seja correto sempre ignorá-los.
c) A supressão inapropriada de alarmes, sem qualquer registro ou notificação, é um problema comum que põe em risco a operação. É frequente encontrar alarmes críticos suprimidos inapropriadamente.
d) Os alarmes ruidosos (ou *bad actors* são um pequeno número de alarmes responsável pela maior parte dos alarmes gerados) fazem com que a detecção de alarmes válidos seja mais difícil, aumentando a possibilidade de ocorrer um esquecimento.
e) Os alarmes que permanecem por um longo período confundem o operador, que acaba por negligenciar o processo como um todo.
f) A avalanche de alarmes está relacionada com uma grande quantidade de alarmes conflitantes disparando ao mesmo tempo gerados por uma condição anormal na planta. O operador, diante dessa situação, tem dificuldade de processar quais são os alarmes principais para priorizá-los e determinar a causa do evento.

Na ocorrência desses problemas de alarmes, os operadores não sabem que ação executar. Em situações anormais eles podem ficar tão assustados que podem escolher desligar o sistema por medida de segurança, ao invés de tentar interpretar as informações que estão sendo enviadas.

Por isso, há a necessidade de racionalizar e gerenciar os alarmes existentes para garantir uma melhoria no desempenho e na segurança da planta, uma vez que muitos alarmes são apenas distrações e não representam uma situação de falha.

2.2.6. Trabalhos da literatura

O gerenciamento de alarmes ainda é um tema muito pouco explorado no meio industrial, mas esforços vêm ocorrendo para disseminação do assunto nos últimos anos (ARAÚJO, 2010). Nos trabalhos de BRANSBY & JEKINSON (1998) e REISING & MONTGOMERY (2005) foram feitos estudos em diferentes plantas para entender como ocorria o gerenciamento de alarmes e apontar falhas e pontos positivos dos mesmos.

Alguns estudos na área de monitoramento e diagnóstico de sistemas estão sendo desenvolvidos no Brasil com o intuito de diagnosticar os sistemas de alarmes presentes aqui. Um exemplo é o trabalho de ARAÚJO (2011), que analisou o histórico de alarmes utilizando um software - BR-AlarmExpert, desenvolvido através do trabalho de LEITÃO (2008) em parceria entre a UFRN e CENPES/Petrobras - capaz de identificar e analisar problemas no gerenciamento de alarmes com base nas métricas da EEMUA 191 e ISA 18.2 em uma refinaria da Petrobras. O trabalho mostrou que o sistema da unidade estava sobrecarregado de alarmes, além de indicar que o problema da avalanche de alarmes era recorrente. É importante citar que o BR-AlarmExpert já se encontra instalado em diversos segmentos da Petrobras nas áreas de E&P e de Refino (SAITO *et al.*, 2009).

Além do BR-AlarmExpert, atualmente, há *softwares* no mercado que fazem o gerenciamento de alarmes em plantas industriais. São eles: LogMate® da TipsTM , *Alarm Manager*® da MatrikonTM, AAASuite da Yokogawa e DynAMO Alarm Suite da Honeywell. As soluções são baseadas nas principais normas e guias da área, principalmente a EEMUA 191. Em geral, eles apresentam as funções a seguir (ARAÚJO, 2010).

a) Contagem de alarmes diários.

b) Frequência de ocorrência de alarmes.
c) Detecção e contagem de alarmes contínuos.
d) Taxa de pico de alarmes.
e) Distribuição de alarmes por área.
f) Detecção de alarmes correlacionados.
g) Classificação do sistema de alarmes.

É importante destacar que os *softwares* específicos de gerenciamento de alarmes tratam principalmente do monitoramento e diagnóstico do sistema de alarme, sendo necessárias outras atividades, tais como racionalização e gerenciamento de mudanças, para que o gerenciamento seja efetivo (ARAÚJO, 2010).

Ao mesmo tempo, estudos vêm sendo realizados com o intuito de aperfeiçoar o sistema de alarmes através de priorização e racionalização de alarmes.

Várias abordagens têm sido propostas para minimizar o número de alarmes, esse conceito é antigo. No passado, a racionalização era realizada manualmente por conta do consumo de tempo e do alto custo de implantação de alarmes. Hoje, ela é realizada por ferramentas computadorizadas com o intuito de aprimorar todo o sistema de alarmes (AHNLUND & BERGQUIST, 2003). O trabalho de ADNAN *et al.* (2011) foca a racionalização nas variáveis problemáticas pelo fato da maior parte dos alarmes serem acionadas por um pequeno número de variáveis. A ideia é a utilização de diferentes dados bases gerados pelo sistema de alarmes, tal como registros do acionamento dos alarmes e dados históricos do processo, combinados com o conhecimento do mesmo. Portanto, modelos quantitativos para o comportamento físico, conhecimento heurístico baseado em experiência profissional e informações como fluxogramas de processo (PFD) e fluxograma de processo e instrumentação (P&ID) são usados (SCHELEBURG *et al.*, 2013).

Outras abordagens para a redução de alarmes usam técnicas como contador de tempo, zona morta e filtragem de alarmes. AHANLUND e BERQUIST (2003), CANDY e TAISNE (2007) focaram em uma ferramenta computacional e sistema especialista respectivamente para a racionalização do número de alarmes.

O gerenciamento de alarmes juntamente com a racionalização de alarmes utilizando sistemas inteligentes são encontrados na literatura como no trabalho de LIU *et al* (2003). LIU *et al.* (2003) desenvolveram um algoritmo utilizando diferentes métodos para suprimir os alarmes ruidosos em tempo real. Além de desenvolver uma ferramenta informativa inteligente para ajudar o operador a diferenciar os alarmes de emergência dos críticos, ajudá-lo a diferenciar sinais que indicam que a variável está fora da faixa daqueles ruidosos, ajudar a informar situações anormais, gerar um relatório de manutenção dos alarmes e mostrar uma estatística completa do gerenciamento dos alarmes necessária para uma posterior análise.

Os atuais gerenciadores de alarme apresentam seus resultados através de uma lista baseada em uma prioridade temporal. Ou seja, o alarme mais recente está no topo da lista, independente da sua severidade (VALDMAN, 2013). Para solucionar esse problema FOONG *et al.* (2009) propuseram o *Alarm Priorization System* (ALAP), um sistema de priorização de alarmes em função do sintoma e da causa da falha. Esse sistema calcula a severidade de cada ocorrência, além de categorizar e hierarquizar os alarmes baseado em sua prioridade perante os demais. As variáveis de processo são analisadas por um sistema de inferência baseado em regras *fuzzy* que gera como saída os alarmes de maior prioridade. Nesse sistema cada variável possui cinco faixas de operação, associadas a pesos de importância comparativa, variando de alarme muito baixo a muito alto (ambos de peso 3); a Tabela 2-1 mostra os pesos dados para cada variável.

Tabela 2-1: Pesos dos Alarmes segundo ALAP

Variável	**Alarme muito baixo**	**Alarme baixo**	**Normal**	**Alarme de alto**	**Alarme de muito alto**
Peso	3	1	0	2	3

A ordem de prioridade dos alarmes é definida baseada no valor resultante calculado pelo sistema especialista para cada alarme, sendo possível enquadrar os alarmes em diferentes categorias hierarquicamente diferentes, variando entre situação de emergência (mais crítica), alta, baixa e normal. Desta forma, este sistema apresenta uma lista de prioridade com base em sua severidade, não mais temporal.

O módulo *fuzzy* está permanentemente em funcionamento e os alarmes podem mudar de posição na lista conforme o aumento da severidade do seu sintoma devido à dinâmica do processo. Dessa forma, aumentam as chances do operador perceber e tomar uma decisão de interferência efetiva no processo em tempo hábil (VALDMAN, 2013).

Outro método utilizado para definir prioridade de alarmes é baseado no cálculo de índices de risco dos mesmos, como desenvolvido no trabalo de GNONNI e LETTERA (2012). Eles compararam dois modelos diferentes de priorização de falhas. O primeiro é baseado em uma matriz que considera dois parâmetros principais: probabilidade e severidade do dano. Esse modelo introduz três níveis de potencial do incidente: baixo, médio e alto. O fator de probabilidade foi definido em uma escala de 5 itens, classificados de A (significa que o evento não ocorre nesse setor) até E (significa que o evento ocorre mais de uma vez por ano). As consequências do impacto foram definidas em 4 categorias: pessoas, ativos, meio ambiente e reputação e a escala de severidade varia de 0 a 5. Esse método é relativamente simples e rápido, porém o grande problema é o alto grau de subjetividade que pode influenciar as pontuações, tais como experiência do analista, percepção do risco, etc. O segundo método é baseado no índice de avaliação baseado na severidade intrínseca ao evento e nas ações necessárias para solucioná-la. O índice de severidade intrínseca depende dos fatores: causas, danos, frequência e segurança.

De acordo com DUNN e SANDS (2005) a prioridade associada a um alarme deve levar em conta a matriz de causa e efeito. Essa matriz é definida pela filosofia de alarmes baseado em requisitos de segurança e políticas reguladoras correspondentes.

EEMUA (2007) e ISA (2009) recomendam que não sejam usados mais do que quatro níveis diferentes para a priorização dos alarmes. Entende-se que do total de alarmes existentes numa planta menos de 1% devem ser de classificados como de prioridade crítica, 5% como de prioridade alta, 15% como de prioridade média e 80% dos alarmes devem ser classificados como de prioridade baixa. Este tipo de estratégia permite maiores facilidades por parte do operador na escolha de qual sinal de alarme avaliar em primeira instância em caso de múltiplas ativações (SOARES, 2013).

A classificação da prioridade do alarme pode ser estabelecida em função de vários parâmetros tais como: custos relacionados aos reparos de equipamentos, perdas de produção, análises dos cenários de acidentes, entre outros (SOARES, 2013).

O trabalho de ARAÚJO (2010) propõe que a priorização seja realizada utilizando três níveis. A classificação leva em conta 3 aspectos: consequências (segurança, meio ambiente, produção e equipamentos), importâncias e urgência (tempo de resposta necessário para a ação ser tomada). A Tabela 2-2 apresenta os critérios adotados nesse trabalho.

Tabela 2-2: Critérios de priorização de alarmes (ARAÚJO, 2010)

Segurança	----------	----------	Equipamento de segurança fora de operação	Lesão, invalidez ou morte
Meio Ambiente	----------	Possibilidade remota de violação de limite ambiental	Situação com alguma possibilidade de violação dos limites ambientais	Situação com potencial real de violação dos limites ambientais
Produção/ Equipamento	Pequenas perturbações no processo/ Danos insignificantes a equipamentos (sobressalente disponível)	Perturbações moderadas no processo/ Danos de baixo custo aos equipamentos	Parada do processo /Dano significante ao equipamento	Perda de produção / Equipamento destruído
Importância / Urgência	**MENOR**	**MÉDIO**	**MAIOR**	**EXTREMA**
< 5 min.	**MÉDIO**	**MÉDIO**	**ALTO**	**ALTO**
5 – 15 min.	**BAIXO**	**MÉDIO**	**ALTO**	**ALTO**
> 15 min.	**BAIXO**	**BAIXO**	**MÉDIO**	**ALTO**

Não foram encontrados trabalhos na literatura em relação ao gerenciamento de alarmes em unidades de tratamento de água oleosa em plataformas.

2.3. Análise qualitativa de risco

O risco é a medida da frequência e severidade de um efeito adverso para a saúde, propriedade e meio ambiente. A análise de risco é utilizada para avaliar informações para estimar o risco dos perigos sobre indivíduos ou populações, propriedades ou meio ambiente.

MCGRATH (2000) define a análise de risco como uma metodologia que estima duplamente a frequência de um componente ou sistema falhar e a magnitude das consequências resultantes da falha.

As técnicas de Análise de Riscos são classificadas em qualitativas, semi-quantitativas e quantitativas. A escolha da técnica irá depender do sistema a ser investigado, do nível de detalhamento desejado na análise, dos recursos disponíveis para sua execução dentre outros fatores. Normalmente, a primeira abordagem é qualitativa para verificar se a organização segue todas as diretrizes estabelecidas pelas normas regulamentadoras, ela pode se basear na utilização da experiência adquirida em operação ou em equipamentos similares. A análise quantitativa é usada para os casos em que os dados numéricos são imprescindíveis como para tomar decisões. A abordagem semi-quantitativa ganha cada vez mais destaque no cenário industrial, uma vez que esta abordagem é capaz de qualificar os cenários de riscos e fornecer certo tipo de quantificação sem a complexidade dos métodos puramente quantitativos (SOARES, 2010).

Existem várias técnicas de análise de risco. Algumas das técnicas presentes no trabalho de TIXIER (2002) são: técnicas qualitativas (what If, Checklist, Análise Histórica de Acidentes, Técnicas de Incidentes Críticos, Matriz de Riscos, Análise Preliminar de Perigo, Estudo de Perigos e Operabilidade, Análise de Árvore de Eventos), técnicas quantitativas (Análise de Árvore de Falhas, Análise do Modo de Falhas e Efeitos) e uma técnicas semi-quantitativa (Análise das Camadas de Proteção).

Como o intuito de facilitar o entendimento, algumas técnicas de análise de risco qualitativa são apresentadas abaixo.

a) Análise *What If*

É uma das técnicas qualitativas mais simples e de uso genérico. Atualmente é aplicada sobre o ponto de vista de especialistas (BENEDETTI, 2006). Ela se baseia na aplicação de

perguntas amplas e livremente estruturadas para postular condições anormais que possam resultar em eventos indesejáveis ou em problemas de funcionamento do sistema, além de sugerir salvaguardas apropriadas. Ela ocorre por meio de discussões exaustivas de uma equipe de peritos (MARTINS & NATACCI, 2015). O seu ponto negativo é que produz apenas resultados qualitativos e determina somente as consequências do perigo (BENEDETTI, 2006).

b) *Checklist*

Consiste na avaliação do sistema com base em critérios pré-estabelecidos na forma de uma ou mais listas de perguntas com respostas previamente formatadas. Ela é aplicável a análises detalhadas ou de alto nível e utilizada para primordialmente fornecer estrutura para entrevistas, revisões de documentação, procedimentos operacionais e inspeções de campo. A técnica gera listas qualitativas de determinações de conformidades e não conformidades, apresentando recomendações para a correção em caso de não conformidade (MARTINS & NATACCI, 2015). Ela pode ser obtida baseada em publicações sobre engenharia de segurança, junto à corretora de seguros, manuais etc, além de ser uma técnica normalmente complementar (SOARES, 2010).

c) Análise Histórica de Acidentes

Consiste em uma pesquisa - por meio de relatos técnicos, literatura especializada ou consulta de banco de dados de acidentes - de acidentes ocorridos em instalações industrias similares a analisada, visando a dedução dos tipos de acidentes, suas causas mais frequentes e/ ou relevantes e a magnitude das consequências de cada falha. Ela permite evitar perigos potenciais, além de fazer estimativas reais de frequência de ocorrência dos eventos (SOARES, 2010).

d) Técnica de Incidentes Críticos (TIC)

Possui como principais objetivos: detectar o elevado número de ocorrência de acidentes com lesões reais e potenciais que envolvem instruções erradas, deficiência nos equipamentos, falta de treinamento nos projetos dos sistemas, entre outras (BENEDETTI, 2006). É realizada através da seleção de uma amostra nos principais departamentos da empresa. Eles relatam por meio de entrevistas secretas atos e/ou condições inseguras que tenham cometido ou observado.

As informações levantadas são transcritas e classificadas em categorias de riscos e a partir delas são definidas as áreas vulneráveis da empresa (SOARES, 2010).

e) Matriz de Risco

A elaboração da Matriz de Risco permite fazer uma avaliação relativa dos riscos associados aos perigos identificados. É uma técnica simples de ser empregada e com resultados rápidos e de fácil interpretação para a implantação de salvaguardas de projeto. A cada perigo são associadas uma categoria de frequência de ocorrência e uma categoria de severidade da consequência, obtendo-se a correspondente categoria de risco. A associação de frequências e de severidades pode ser feita de forma qualitativa ou quantitativa; a quantificação é possível quando houver números absolutos disponíveis ou calculados para as mesmas. A partir da classificação de todos os perigos, monta-se a matriz de risco. Com isso, os analistas, em conjunto com os projetistas, podem então direcionar suas decisões para a melhoria da segurança da instalação (MARTINS & NATACCI, 2015).

f) Análise Preliminar de Perigos (APP)

A APP é uma técnica genérica usada para descrever um exercício cujo objetivo é identificar perigos e eventos associados que têm o potencial de resultar em um risco significativo. Essa técnica examina quais os perigos potenciais que podem resultar em consequências para indivíduos, meio ambiente ou instalações. O processo usado para conduzir a APP pode variar dependendo do sistema a ser avaliado e da documentação disponível. Usualmente, a instalação avaliada é dividida em sistemas e a equipe de analistas de riscos deve proceder a sessões exaustivas de discussões (*brainstorming*) para identificar os perigos potenciais associados a cada parte do sistema. Aqueles considerados significativos são priorizados em avaliações mais profundas (MARTINS & NATACCI, 2015). Com base em informações levantadas podem ser sugeridas medidas preventivas ou mitigadoras dos perigos identificados, na tentativa de eliminar as causas ou reduzir os efeitos danosos resultantes dos cenários de acidentes analisados. O resultado final consiste na identificação dos perigos e no mapeamento das áreas perigosas (FLEMING & GARCIA, 2015).

g) Estudo de Perigos e Operabilidade

A técnica, mais conhecida como HAZOP (*Hazard and Operability Study*), foi desenvolvida na década de 60 com o propósito de ser aplicada nas indústrias química e petroquímica para analisar fontes de perigo com o objetivo de eliminá-las (BENEDETTI, 2006). Nela são fixadas palavras-guias especiais (alto, baixo, não, etc) e combinadas com parâmetros de processo (fluxo, pressão, vazão, composição etc) para descrever os desvios. Em seguida, são realizadas reuniões multidisciplinares com grupos de indivíduos experientes que discutem as consequências dos desvios. Se um desvio for identificado é proposta uma série de recomendações para a implantação de salvaguardas apropriadas a fim de evitar a ocorrência do mesmo. Seu uso fundamental é na identificação de perigos à segurança e de problemas de operabilidade de processos contínuos, especialmente sistemas de processo (MARTINS & NATACCI, 2015).

Capítulo 3 – Descrição e Modelo do Sistema de Simulação

Neste capítulo, a necessidade de tratamento da água produzida em plataformas *offshore* é enfocada no item 3.1. O sistema baseado em hidrociclones escolhido para esse tratamento é descrito no item 3.2. Para investigações deste sistema, foi empregado nesta dissertação um simulador desenvolvido em Matlab/Simulink por RIBEIRO (2009). Dessa forma, os modelos de processo utilizados por RIBEIRO (2009) para desenvolvimento do seu simulador são apresentados no item 3.3. Os esquemas de controle adotados por aquele autor são, por sua vez, descritos no item 3.4.

3.1.Problema

Sabe-se que a maior parte da produção de petróleo no Brasil se encontra no mar e tente a aumentar com a exploração do pré-sal. A Figura 3-1 apresenta a evolução da produção de petróleo no Brasil entre 2005 e 2014. Por isso, estudar fessamentas para melhorar a etapa de processomento que ocorre nas UEP se mostra insteressante.

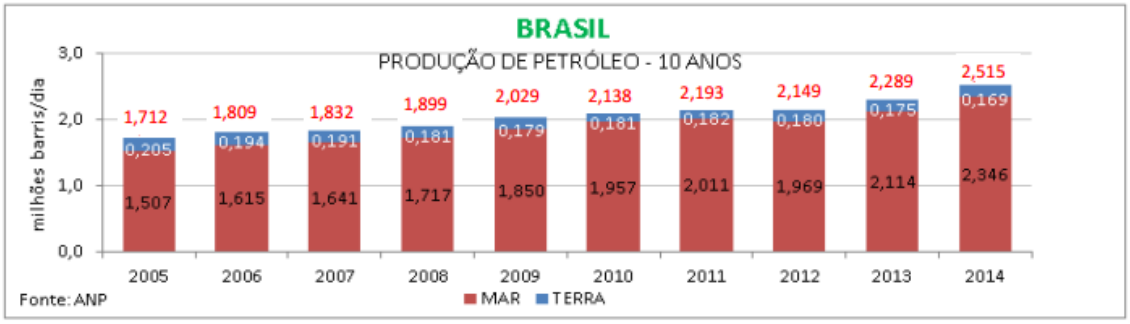

Figura 3-1: Produção de petróleo no Brasil no período entre 2005 e 2014 (MME, 2014)

Nota-se que a produção de petróleo em terra é bem pequena e praticamente constante. Já a produção no mar é bem maior e está aumentando. Isso se deve à entrada em operação de novas unidades estacionárias de produção.

Desde a entrada em operação, em 2010, até o final de 2014, a produção nos reservatórios do Pré-sal teve um aumento contínuo, passando de uma média diária de 55,8 mil barris para 491,9 mil. Essa elevação da produção foi resultado da alta produtividade dos poços, indicando a excelente viabilidade econômica da área. A Figura 3-2 mostra a evolução da produção de petróleo no Pré-sal.

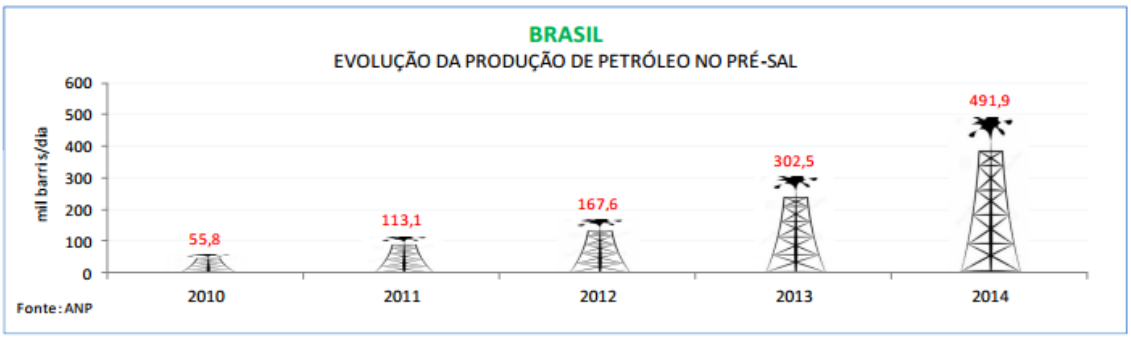

Figura 3-2: Evolução da produção de petróleo no entre Pré-sal 2010 e 2014 (MME, 2014)

Por conta de restrições de normas ambientais, é necessário reduzir a quantidade de óleo presente na corrente de água oleosa, da ordem de 40 a 20 ppm para que possa haver seu descarte e/ou a reinjeção no mar. O tratamento da água de produção utilizando equipamentos que gerem menores gastos de energia e eficientes é um desafio que vem mobilizando estudos nos últimos anos (SILVEIRA, 2006). Isso ocorre, pois a tecnologia de separação água/óleo que utiliza separadores gravitacionais é complicada devido à necessidade de utilização de equipamentos de grandes volumes, difíceis de serem colocados em unidades compactas como as UEP. Além disso, ao longo da produção a vazão de água aumenta muito com o envelhecimento do poço. Por isso, a utilização de sistemas compactos para o tratamento de água se mostra uma alternativa muito interessante.

Por exemplo, o uso de hidrociclones nessas unidades já é uma realidade como alternativa compacta para o tratamento da água. De acordo com MORAES (2008), um estudo desenvolvido pela Petrobras de 2003 a 2005 comprovou que a tecnologia ciclônica apresenta as seguintes diferenças em relação à tecnologia convencional:

a) Menor peso e dimensão para a mesma capacidade.
b) Menor capacidade de lidar com instabilidades na alimentação.
c) Desempenho semelhante a do separador gravitacional, necessitando de aquecimento e desemulsificantes para processar óleo pesados.
d) Melhor qualidade da água efluente em geral.

Como pode ser visto, um dos problemas desses equipamentos é sua menor capacidade de lidar com instabilidades na alimentação. Ou seja, eles operam eficazmente apenas dentro de estreitas faixas de projeto. Logo, é necessário que o sistema de controle desses equipamentos

atue de forma eficiente já que esses equipamentos estão sujeitos às oscilações de cargas devido às diferentes características dos poços de petróleo ao longo do tempo.

Caso o sistema de controle não funcione perfeitamente, o sistema de alarmes irá auxiliar o operador a retornar o processo para a condição normal sem que haja danos ao mesmo, já que na produção de petróleo pequenas variações nas condições de processo podem resultar em consequências drásticas. Por isso, o comportamento do sistema de alarmes do sistema de tratamento de água de uma UEP foi investigado em diferentes cenários de risco neste trabalho.

3.2. Sistema para estudo

O sistema escolhido para estudo no presente trabalho é composto por um separador multifásico e três módulos de hidrociclones colocados em série para separação de diferentes teores de óleo. Os hidrociclones utilizados foram: BOW, PDC e DC. A Figura 3-3 apresenta este processo.

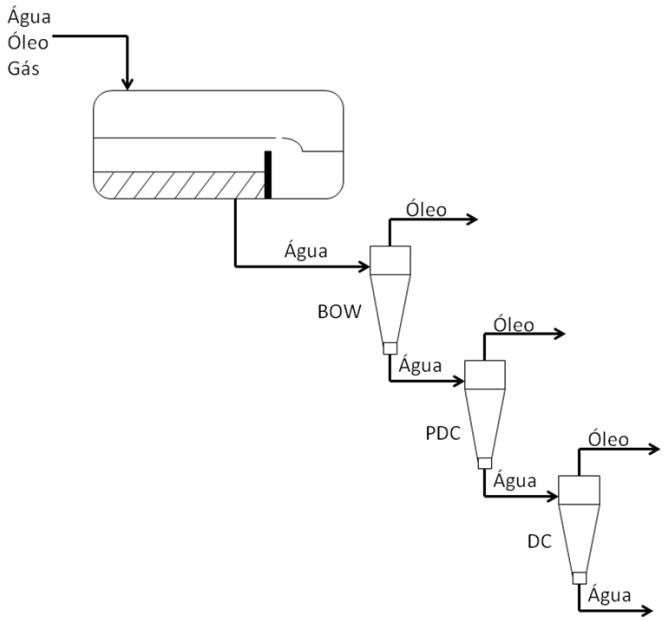

Figura 3-3: Esquema do sistema de separação água/óleo utilizado no trabalho em malha aberta

Esse sistema foi desenvolvido pela empresa norueguesa Kvaerner objetivando a separação de correntes de líquidos com teores mais elevados de óleo. Os hidrociclones BOW buscam levar correntes com teores de óleo de até 50% a um teor de no máximo 15%. O PDC é projetado para tratar correntes com teores abaixo de 15% levando-as a teores da ordem de 1500

ppm. Já o DC, hidrociclone utilizado atualmente em plataformas de produção, é ideal para o tratamento de teores abaixo de 0,1% (MORAES, 2008).

Apesar de essa tecnologia ter sido testada com sucesso para a separação de óleos leves, pouco se conhece em termos da separação de óleos pesados. Essa tecnologia é de interesse para a Petrobras, já que a mesma proporciona uma considerável redução de volume (SILVEIRA, 2006).

A sequência de eventos do processo como um todo:

a) Uma vazão de alimentação (com ou sem golfadas) contendo fase aquosa, oleosa e gasosa entra no separador.
b) O separador realiza uma separação inicial das fases e envia a parte aquosa para o primeiro hidrociclone (BOW).
c) A separação da fase aquosa no BOW gera duas correntes: *overflow* e *underflow*. A corrente de *overflow* contém maior teor de óleo que a corrente de entrada do BOW e é encaminhada de volta para o separador. Já a corrente de *underflow* contém menor teor de óleo que a corrente de entrada e é encaminhada para o segundo hidrociclone (PDC).
d) No PDC, mais óleo é retirado da fase aquosa, sendo a corrente de maior teor de óleo (*overflow*) retornada para o separador e a de menor teor de óleo (*underflow*) encaminhada para o terceiro e último hidrociclone (DC).
e) Por fim, há a separação de óleo da fase aquosa no DC, restando uma corrente aquosa com um teor muito baixo de óleo (*underflow*).

A tecnologia de bateria de hidrociclones atinge níveis de 200 ppm de óleo e necessita de um posterior tratamento em flotadores, atingindo valores abaixo de 20 ppm de teor de óleo, podendo ser descartado no mar de acordo com a regulação brasileira.

3.3.Modelagem

O simulador desenvolvido por RIBEIRO (2009) se baseou em modelos da literatura para o processo. Esses modelos são brevementes descritos neste item.

3.3.1. Modelagem do separador trifásico

A modelagem fenomenológica do separador trifásico adotada na implementação de RIBEIRO (2009) se baseou em implementações anteriores de FILGUEIRAS (2005) e SILVEIRA (2006), as quais se basearam no modelo proposto por NUNES (1994). Nessa modelagem foram realizados balanços de massa para a câmara de separação água/óleo, câmara de óleo e espaço do gás.

O separador foi considerado como horizontal, de geometria cilíndrica e escoamento em regime com e sem golfadas severas. A golfada severa é uma instabilidade de fluxo que pode ocorrer a certas vazões devido a um arranjo do conjunto linha-*riser* desfavorável. Ela é caracterizada por um ciclo regular com fortes variações nas vazões de líquido e gás com período de vários minutos (NUNES, 1994). Para facilitar os cálculos, foi considerado que as densidades das fases líquidas (aquosa e oleosa) são iguais. Na prática elas são diferentes, a densidade da fase aquosa é 0,965 e da fase oleosa é 0,855. Os únicos dispositivos internos considerados foram as placas horizontais. Foram desprezados efeitos térmicos; influência dos agentes emulsionantes; arraste de líquido pela fase gasosa e geração de espuma.

Uma breve descrição do modelo do separador trifásico é apresentada a seguir. A Figura 3.4 apresenta as variáveis usadas nos balanços de massa.

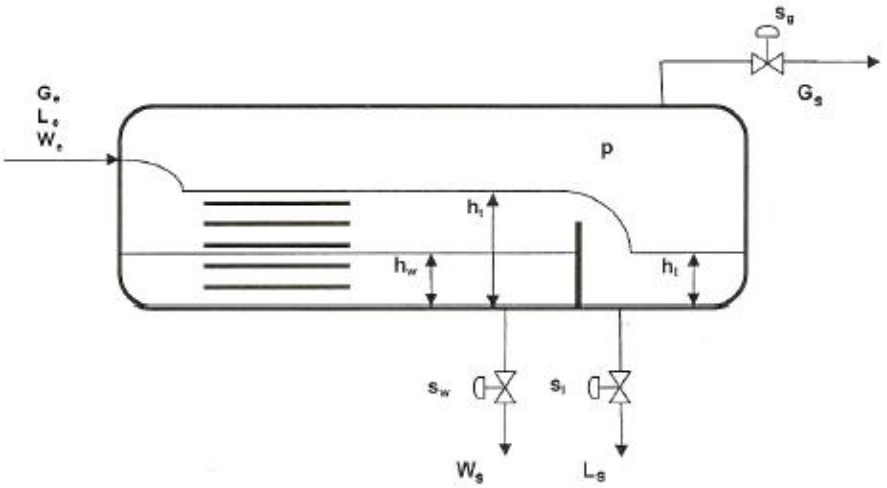

Figura 3-4: Esquema do separador trifásico mostrando as variáveis referenciadas nos balanços de massa (SILVEIRA, 2006)

A presença do vertedouro conduz o problema a dois sistemas. No primeiro, consideram-se dois vasos: a câmara de separação e a câmara de óleo.

A Equação 3-1, que relaciona a derivada do volume de um líquido com a derivada do seu nível em um tanque cilíndrico, foi utilizada para os balanços de massa nas câmaras.

$$\frac{dh}{dt} = \frac{\frac{dv}{dt}}{2 \times C \times \sqrt{h \times (D - h)}} \tag{3-1}$$

No balanço de massa da câmara de separação água/óleo existem dois casos distintos. Se o nível da câmara de óleo (h_l) for menor que a altura do vertedouro (h_{vert}), são consideradas duas câmaras separadas, a câmara de separação água/óleo e a de óleo, e a Equação 3-2 é usada.

$$\frac{dht(t)}{dt} = \frac{(We\ (t) + Le(t) - Lv(t) - Ws(t))}{2 \times C_{cs} \times \sqrt{ht(t) \times (D - ht(t))}} \tag{3-2}$$

Caso o nível da câmara de óleo seja maior que a altura do vertedouro, considera-se apenas uma única câmara (Equação 3-3).

$$\frac{dht(t)}{dt} = \frac{\left(We\ (t) + Le(t) - Ls(t) - Ws(t)\right)}{2 \times (C_{cs} + C_{cl}) \times \sqrt{ht(t) \times [D - ht(t)]}} \tag{3-3}$$

Alguns cálculos preliminares são necessários para a solução das equações dinâmicas. Estes cálculos são apresentados nas Equações 3-4, 3-5 e 3-6.

Sendo:

$$Lv(t) = \frac{K}{60} \times \{L_{vert} - 0{,}2 \times [ht(t) - h_{vert}(t)]\} \times \left(ht(t) - h_{vert}(t)\right)^{1{,}5} \tag{3-4}$$

$$Ls(t) = \frac{CVmax\ l \times sl(t)}{70{,}028} \sqrt{\frac{Ps(t) + \gamma l \times hl(t) \times 10^{-4} - Pjus}{Gl}} \tag{3-5}$$

$$Ws(t) = \frac{CVmax\ w \times sw}{70{,}028} \sqrt{\frac{Ps(t) + \{\gamma w \times hw(t) + \gamma l \times [hl(t) - hw(t)]\} \times 10^{-4} - Pjus}{Gw}} \tag{3-6}$$

Do balanço de massa para a fase aquosa na câmara de separação, obtém-se o comportamento do nível da interface água/óleo (h_w) (Equação 3-7).

$$\frac{dhw(t)}{dt} = \frac{(We\ (t) \times [1 - TOG \times ef_{lw}(t)] + Le(t) \times BSW \times ef_{lw}(t) - Ws(t))}{2 \times C_{cs} \times \sqrt{hw(t) \times (D - hw(t))}} \tag{3-7}$$

Para a determinação do nível de óleo na câmara de óleo foi realizado o balanço de massa da fase oleosa na câmara de óleo, podendo haver duas possibilidades (Equações 3-8 e 3-9):

a) se o nível na câmara de óleo for menor que a altura do vertedouro:

$$\frac{dhl(t)}{dt} = \frac{(L_{vent} - Ls(t))}{2 \times C_{cl} \times \sqrt{hl(t) \times (D - hl(t))}} \tag{3-8}$$

b) se o nível na câmara de óleo for maior que a altura do vertedouro:

$$\frac{dhl(t)}{dt} = \frac{dht(t)}{dt} \tag{3-9}$$

Diminuindo as eficiências de coleta de óleo na fase aquosa (ef_{lw}) e de água na fase oleosa (ef_{wl}), produz-se um aumento do nível da fase aquosa, pois sai menos óleo (We x TOG x ef_{lw}).

Através do balanço de massa da água na fase oleosa da câmara de separação água/óleo encontra-se uma relação para o volume de água na fase oleosa nesta câmara (Equação 3-10):

$$\frac{dv_{wlcs}(t)}{dt} = \{Le(t) \times BSW \times [1 - ef_{lw}(t)] - L_{vert}(t) \times x_{wlcs}(t)\} \tag{3-10}$$

Para a solução da Equação 3-10, são necessários cálculos preliminares como os apresentados nas Equações 3-11, 3-12, 3-13, 3-14 e 3-15).

$$x_{wlcs}(t) = \frac{v_{wlcs}(t)}{v_{cs}(t) - v_{wcs}(t)} \tag{3-11}$$

$$v_{cs}(t) = \frac{C_{cs} \times D^2}{4} \times \{\theta_l(t) - sen\,[\theta_l(t)] \times \cos[\theta_l(t)]\} \tag{3-12}$$

$$\theta_l(t) = \text{acos}\,[1 - 2 \times \frac{hl(t)}{D}] \tag{3-13}$$

$$v_{wcs}(t) = \frac{C_{cs} \times D^2}{4} \times \{\theta_w(t) - sen\,[\theta_w(t)] \times \cos[\theta_w(t)]\} \tag{3-14}$$

$$\theta_w(t) = \text{acos}\,[1 - 2 \times \frac{hw(t)}{D}] \tag{3-15}$$

Com um balanço de massa de óleo na fase aquosa da câmara de separação, chega-se a uma relação para o volume de óleo na fase aquosa da câmara de separação (Equação 3-16):

$$\frac{dv_{lwcs}(t)}{dt} = We(t) \times TOG \times [1 - \ ef_{lw}(t)] - Ws(t) \times x_{lwcs}(t) \quad (3\text{-}16)$$

Para a solução da Equação 3-16, são necessários cálculos preliminares como os apresentados nas Equações 3-12, 3-13, 3-14, 3-15 e 3-17.

$$x_{lwcs}(t) = \frac{v_{lwcs}(t)}{v_{wcs}(t)} \quad (3\text{-}17)$$

Através de um balanço de massa de água na câmara de óleo, encontra-se a relação para o volume de água na fase oleosa da câmara de óleo (Equação 3-18):

$$\frac{dv_{wcl}(t)}{dt} = L_{vert}\ (t) \times x_{wlcs}(t) - Ls(t) \times x_{wlcl}(t) \quad (3\text{-}18)$$

Para a solução da Equação 3-18, são necessários cálculos preliminares como os apresentados nas Equações 3-17, 3-19, 3-20 e 3-21.

$$x_{lwcl}(t) = \frac{v_{wlcl}(t)}{v_{cl}(t)} \quad (3\text{-}19)$$

$$v_{cl}(t) = \frac{C_{cl} \times D^2}{4} \times \{\theta_l(t) - \ sen\ [\theta_l(t)] \times \cos[\theta_l(t)]\} \quad (3\text{-}20)$$

$$\theta_l(t) = \text{acos}\ [1 - 2 \times \frac{hl(t)}{D}] \quad (3\text{-}21)$$

Com um balanço de massa da fase gasosa dentro do separador, é possível encontrar a seguinte relação para pressão dentro do vaso (Equação 3-22):

$$\frac{dPs(t)}{dt} = \frac{[We(t)+Le(t)+Ge(t)-Ws(t)-Ls(t)-Gs(t)] \times Ps(t)}{v_t(t)-v_{cs}(t)-v_{cl}(t)} \quad (3\text{-}22)$$

De acordo com RIBEIRO (2009), a fase gasosa pode ser considerada em estado quasi-estacionário (derivada nula na maior parte do tempo) em relação às outras fases, já que sua dinâmica da fase gasosa é muito rápida sem comparada com as duas outras fases líquidas. O balanço de massa global é dado pela Equação 3-23.

$$[We(t) + Le(t) + Ge(t) - Ws(t) - Ls(t) - Gs(t)] \times Ps(t) = 0 \quad (3\text{-}23)$$

As vazões de saída através das correspondentes válvulas são dadas por (3-24, 3-25 e 3-26):

$$Ws(t) = \frac{CVmax\ w \times sw}{70{,}028} \sqrt{\frac{Ps(t) + \{\gamma w \times hw(t) + \gamma l \times [hl(t) - hw(t)]\} \times 10^{-4} - Pjus}{Gw}} \quad (3\text{-}24)$$

$$Ls(t) = \frac{CVmax\ l \times sl(t)}{70{,}028} \sqrt{\frac{Ps(t) + \gamma l \times hl(t) \times 10^{-4} - Pjus}{Gl}} \quad (3\text{-}25)$$

$$Gs(t) = \frac{CVmax\ g \times sg(t) \times c_f}{4034{,}24} \times \sqrt{\frac{T}{Gg}} \times \{\frac{1{,}63}{c_f} \times \sqrt{\frac{Ps(t) - Pc(t)}{Ps(t)}} - 0{,}148 \times \left[\frac{1{,}63}{c_f} \times \sqrt{\frac{Ps(t) - Pc(t)}{Ps(t)}}\right]^3\} \quad (3\text{-}26)$$

Em que Ps(t) é a solução dessa equação algébrica não linear.

Os valores dos parâmetros utilizados no modelo do separador são mostrados na Tabela 3-1.

Tabela 3-1: Parâmetros do modelo Simulink/Matlab

Parâmetro	**Valor (unidade)**
C_{cs}	4,4 m
C_{cl}	1,0 m
D	1,8 m
h_{vert}	0,867 m
L_{vert}	0,9 m
h_{placa}	0,025 m
base	0,9 m
comp	1,0 m
T	360 K
P_{comp}	8,5 Kgf/cm^2
cv_{maxl}	0,8365kmols.cm^2/kgf
P_{jus}	1,0 Kgf/cm^2
γ_l	855 kgf/m^3
γ_w	965 kgf/m^3
G_l	0,855
G_w	0,965
K	110,205
TOG	0,3 vol./vol.
BSW	0,3 vol./vol.

Mais detalhes a respeito do modelo do separador trifásico podem ser encontrados nos trabalhos de NUNES (2009), FILGUEIRAS (2005), RIBEIRO (2009) e SILVEIRA (2006).

A implantação desse equipamento necessitou da construção de uma *s-function* no Matlab devido às facilidades oferecidas pelo pacote. Como por exemplo, a integração no tempo do sistema de equações. As equações diferenciais do sistema e alguns cálculos preliminares devem ser resolvidos a cada intervalo de tempo. O intervalo de tempo utilizado foi de 10 s e o método de integração Runge Kutta de 4ªordem (SILVEIRA, 2006). Os parâmetros usados para a implantação são mostrados no diagrama de blocos (Figura 3-5).

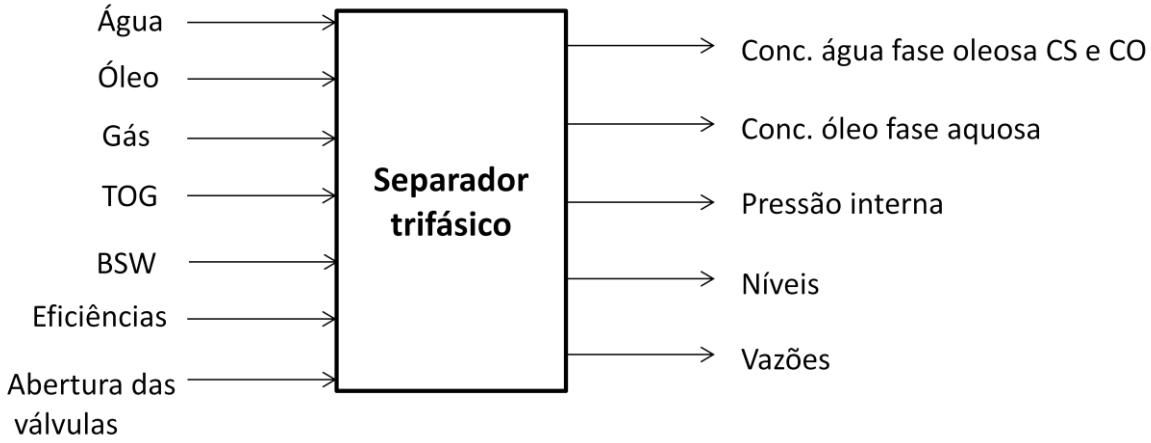

Figura 3-5: Diagrama de blocos do separador trifásico (SILVEIRA, 2006)

3.3.2. Modelagem dos hidrociclones

O modelo empírico dos hidrociclones BOW e PDC utilizado no simulador foi desenvolvido por SILVEIRA (2006) a partir de dados reais de operação de uma planta teste numa plataforma da Petrobras. Para o hidrociclone DC foi considerada uma modelagem fenomenológica.

O número de hidrociclones dispostos paralelamente em cada módulo foi obtido por tentativa e erro a partir de simulações, variando o valor de equiamentos para cada módulo até que a vazão em cada hidrociclone fosse de aproximadamente 5 a 6 m^3/h, pois este é o valor normelmente usado em processos reais. Dessa forma, o valor usado para cada módulo foi: 12 para o BOW, 6 para PDC e 4 para o DC.

De acordo com os fabricantes a Equação 3-27 é uma boa equação que relaciona a vazão de alimentação ($Q_{alimentação}$) e a perda de pressão na corrente inferior ΔPu (ΔPu= $P_{alimentação}$ - $P_{underflow}$) é:

$$Q_{alimentação} = \alpha \times \Delta Pu^{\beta} \quad (3\text{-}27)$$

Através de uma estimação e parâmetros para os dados dos hidrociclones BOW e PDC, as Equações 3-28 e 3-29 relacionam a vazão de alimentação e a perda de carga são:

$$\text{BOW: } Q = 135 \times \Delta Pu^{0,53} \quad (3\text{-}28)$$

$$\text{PDC: } Q = 83,8 \times \Delta Pu^{0,44} \quad (3\text{-}29)$$

Para a obtenção da relação entre a vazão da corrente superior e a queda de pressão na linha superior, o caminho foi similar ao anterior. Porém usam-se Qoverflow e ΔPo (ΔPo= $P_{alimentação} - P_{overflow}$). Através de uma linha de tendência, utilizando os dados selecionados num gráfico de vazão da corrente superior pela queda de pressão (Equações 3-30 e 3-31):

$$\text{BOW: } Q_{over} = 50 \times \Delta Po^{0,5} \quad (3\text{-}30)$$

$$\text{PDC: } Q_{over} = 20 \times \Delta Po^{0,62} \quad (3\text{-}31)$$

As equações utilizadas para a eficiência de separação no BOW e no PDC são apresentadas na Tabela 3-2 e o Split é apresentado na Equação 3-32.

Tabela 3-2: Equações de eficiência dos hidrociclones

	BOW	**PDC**
Separação de óleo no *overflow*	$Ef = \frac{1}{1 + 55 \times e^{-10,6 \times Split}}$	$Ef = \frac{1}{1 + 950 \times e^{-27,5 \times Split}}$
Separação de água no *underflow*	$Ef = \frac{1}{1 + 0,029 \times e^{6,84 \times Split}}$	$Ef = \frac{1}{1 + 0,046 \times e^{5,83 \times Split}}$

sendo que $Split = Q_{over}/Q$ (3-32)

No caso dos hidrociclones DC a implantação foi feita também através de estimação de parâmetros, porém os parâmetros foram propostos por RIBEIRO (2009) através das Equações 3-33 e 3-34.

$$\text{DC: } Q = 780 \times \Delta Pu^{0,5} \tag{3-33}$$

$$\text{DC: } Q_{over} = 50000 \times \Delta Po^{0,5} \tag{3-34}$$

A Equação 3-35 relaciona a eficiência, split e vazão de alimentação.

$$Ef = \frac{1}{1+(c_1+c_2\times q)\times e^{-c_3\times Split}} \tag{3-35}$$

Sendoc_1=3619,6; c_2= -1775039,5 e c_3=208,872.

As Equações 3-36, 3-37 e 3-38 relacionam as concentrações do *underflow* com as eficiências de cada hidrociclone.

$$C_{bow,u} = \frac{C_{fwCS}*(1-Ef_{bow})}{1-Split} \tag{3-36}$$

$$C_{pdc,u} = \frac{C_{bow,u}*(1-Ef_{pdc})}{1-Split} \tag{3-37}$$

$$C_{dc,u} = \frac{C_{pdc,u}*(1-Ef_{dc})}{1-Split} \tag{3-38}$$

Para mais detalhes a respeito da modelagem e dos parâmetros utilizados para hidrociclones, pode-se consultar o trabalho de SILVEIRA (2006).

As implantações para as rotinas desses equipamentos se deram por uma *function* normal do Matlab, já que não foi necessária uma integração no tempo para os hidrociclones (SILVEIRA, 2006). As entrada e saídas do modelo dos hidrociclones BOW, PDC e DC são apresentadas na Figura 3-6.

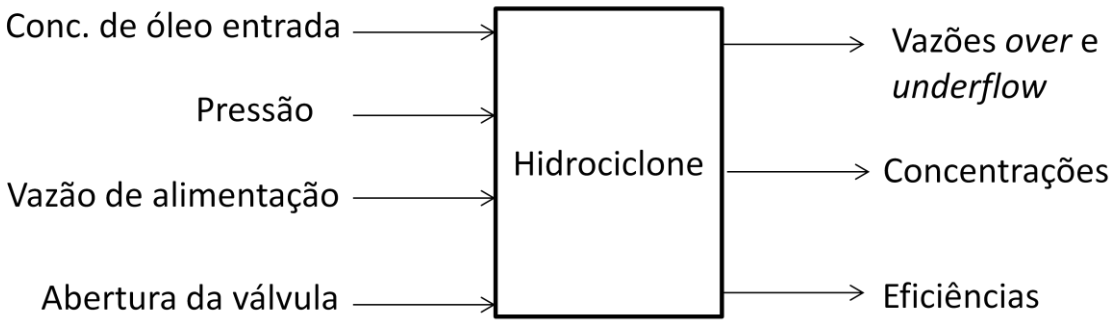

Figura 3-6: Diagrama de blocos para hidrociclones (SILVEIRA, 2006)

3.4. Controle do sistema

Tipicamente, o principal objetivo do controle do sistema de tratamento de água oleosa utilizando bateria de hidrociclones é obter a saída do DC com concentração de óleo abaixo de 200 ppm. Algumas estratégias de controle foram testadas em trabalhos da literatura, tais como PI, controle preditivo e PI + controle preditivo. Esses estudos podem ser encontrados nos trabalhos de ALMEIDA (2014), RIBEIRO (2009) e SILVEIRA (2006).

Faz-se na sequência uma brevíssima revisão sobre controle preditivo apenas para contextualizar suas principais características. Para maiores detalhes, pode-se consultar, por exemplo, SEBORG *et al*. (2010).

Ocorre que, com a crescente cobrança por eficiência e a competitividade no setor, a indústria de petróleo vem empregando cada vez mais estratégias de controle avançado. O controle preditivo, também conhecido como MPC *(Model Predictive Control)*, é um dos métodos de controle avançado mais utilizados nas indústrias químicas. Através dele é possível controlar múltiplas saídas do processo, enquanto se satisfazem restrições diferentes das variáveis de entrada e saída. Se houver um modelo do processo razoavelmente correto, é possível utilizar o modelo e os valores medidos para prever os valores futuros. Então, as modificações apropriadas nas variáveis de entrada podem ser calculadas com base em predições e valores medidos (SEBORG *et al*., 2010). As implantações mais populares são aquelas cujo algoritmo é baseado em modelos lineares do processo. Portanto, a primeira etapa da implantação é a obtenção do modelo e a mesma é essencial para o sucesso do MPC. Nessa estratégia, usa-se o modelo para gerar predições ao longo de um período de tempo, denominado horizonte de predição (P). As ações das MV minimizam uma função objetivo sujeita a restrições de entrada e saída (SILVEIRA, 2006). A Figura 3-7 ilustra a implantação básica do algoritmo de controle preditivo.

A função objetivo é definida normalmente como uma função quadrática das diferenças entre o vetor de predição das saídas (y), ou de estado (x) e o vetor de referência que pode ter um valor fixo (y_s) ou variável no tempo (y_s (k)). As ações de controle variam dentro do horizonte de tempo M. Apenas a primeira ação de controle calculada é implantada. No instante k+1, obtém-se uma nova medição da saída da planta e o problema de otimização é resolvido, gerando um *feedback* no controlador, sendo o horizonte movido adiante em um intervalo de amostragem (SEBORG *et al*., 2010).

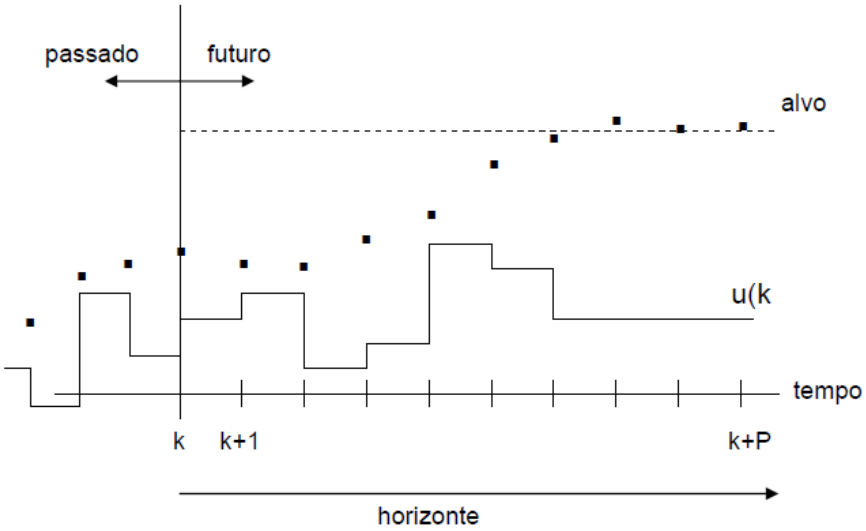

Figura 3-7: Esquema de implementação do controle preditivo (SEBORG *et al.*, 2010)

Já existem refinarias que possuem uma longa experiência com a aplicação de controle preditivo. Vários trabalhos vêm sendo feitos para convencer empresas petrolíferas de que vale a pena investir em MPC em suas plataformas, pois o mesmo traz retorno financeiro (RIBEIRO, 2012).

A estratégia de controle escolhida por RIBEIRO (2009) para o seu simulador foi a de usar 2 malhas de controle Proporcional-Integral (PI) para o separador trifásico e um controlador multivariável (MPC) para permanecer focado no sistema de tratamento de água oleosa.

Os separadores trifásicos agem como tanque pulmão absorvendo as perturbações da carga. Além disso, eles promovem a separação das fases. O controle desse separador deve permitir uma boa eficiência de separação e filtrar as perturbações da carga para os processos que ocorrem a montante. Como a operação do separador trifásico é muito sensível a variações na pressão do gás e nos níveis de água e óleo, usou-se um controlador PI sobre o nível de óleo e

outro para a pressão do separador trifásico. Nesse caso, eles atuam de forma independente do MPC. A Tabela 3-3 descreve essas malhas.

Tabela 3-3: Variáveis controladas e manipuladas das malhas de controle do separador trifásico

Malhas PIs	**Variável controlada**	**Variável manipulada**
Separador trifásico – câmara de óleo	Nível de óleo	Válvula de saída do sistema de óleo
Separador trifásico – seção superior	Pressão no separador	Válvula de saída de gás

O MPC empregado no simulador foi projetado usando a *toolbox Model Predictive Control*. Nela, é possível a simulação de cenários e o ajuste de parâmetros. O algoritmo empregado foi o QDMC (*Quadratic Dynamic Matrix Control*), que emprega uma função objetivo quadrática sujeita a restrições lineares e que pode ser reescrita na forma padrão do problema de programação quadrática (SEBORG *et al*., 2010). O modelo interno obtido por identificação por RIBEIRO (2009) considera modelos lineares simples de função de transferência de primeira ordem entre as variáveis controladas e as manipuladas.

O controlador utilizado foi o MPC 4x4, que considera 4 variáveis manipuladas e 4 controladas, conforme apresentado na Tabela 3-4. As controladas são as concentrações medidas no *underflow* dos hidrociclones e o nível da interface água/óleo no separador. As manipuladas, as vazões de *overflow* e a vazão de *underflow* do DC.

Tabela 3-4: Variáveis controladas e manipuladas pelo MPC

Controle MPC	**Variável controlada**	**Variável manipulada**
Hidrociclone BOW	Concentração *underflow*	Válvula no *overflow* do hidrociclone BOW
Hidrociclone PDC	Concentração *underflow*	Válvula no *overflow* do hidrociclone PDC
Hidrociclone DC	Concentração *underflow*	Válvula no *overflow* do hidrociclone DC
Separador trifásico – câmara de separação água/ óleo	Nível interface água/óleo	Válvula no *underflow* do hidrociclone DC

Na configuração do MPC usou-se o conceito de restrições das variáveis controladas. Assim, o nível da interface água/óleo do separador não precisa ser mantido constante, apenas

estar dentro de uma faixa, como seria no caso de controle PI. Isso permite que o separador cumpra seu papel de tanque pulmão, estabilizando a vazão que vai para os hidrociclones (RIBEIRO, 2009).

RIBEIRO (2009) mostrou, por análise de ganho relativo, um razoável grau de interação entre as variáveis controladas e as manipuladas. É instrutivo documentar aqui o modelo interno do MPC apresentado na Equação3.36 e a matriz de ganhos relativos Λ, com valores em geral distantes do 1, Equação 3.37, para que a interação exibida nas simulações do Capítulo 4 possa ser melhor compreendida.

$$\begin{bmatrix} h_w \\ C_{bow} \\ C_{pdc} \\ C_{do} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{-1{,}86}{1560s+1} & \frac{-2{,}34}{1360s+1} & \frac{-1{,}5}{1570s+1} & \frac{-0{,}045}{1660s+1} \\ \frac{0{,}125}{10s+1} & \frac{-0{,}2}{10s+1} & \frac{0{,}08}{10s+1} & 0 \\ \frac{0{,}016}{10s+1} & \frac{-0{,}0018}{10s+1} & \frac{-0{,}009}{10s+1} & \frac{0{,}0004}{10s+1} \\ \frac{0{,}005}{10s+1} & \frac{-0{,}00035}{10s+1} & \frac{-0{,}0019}{10s+1} & \frac{-0{,}00175}{10s+1} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} U_{dc} \\ O_{bow} \\ O_{pdc} \\ O_{dc} \end{bmatrix} \tag{3-36}$$

$$\Lambda = \begin{bmatrix} 0.2590 & 0.4079 & 0.3274 & 0.0057 \\ 0.1646 & 0.5965 & 0.2389 & 0 \\ 0.5213 & -0.0027 & 0.4239 & 0.0576 \\ 0.0551 & -0.0017 & 0.0098 & 0.9368 \end{bmatrix} \tag{3-37}$$

Os parâmetros de sintonia empregados por Ribeiro (2009) no MPC foram: horizontes de controle e de predição 3 e 20, respectivamente; pesos nas variáveis controlada, manipuladas e incrementos das variáveis manipuladas dados, respectivamente, por w^y = [0.2000 0.5000 1 1], w^u = [0 0 0 0] e $w^{\Delta u}$ = [2 1 1 1].

Capítulo 4 – Projeto e Avaliação do Sistema de Alarmes

Neste capítulo é projetado o sistema de alarmes para o processo de tratamento de água em uma plataforma de petróleo *offshore* e, na sequência, esse sistema é submetido a cenários isolados e conjuntos de falhas de atuadores e distúrbio de processo. Para tanto, no item 4.1, são propostos os alarmes, suas variáveis e parâmetros. No item 4.2, os cenários são propostos e o comportamento do sistema de alarmes para cada um deles é simulado e os resultados apresentados e discutidos. O item 4.3 faz uma avaliação geral dos resultados das simulações.

4.1. Sistema de alarmes

Em caso de falha dos sistemas de supervisão e controle básicos do processo, o sistema de alarmes deve informar ao operador as variáveis que se encontram fora do valor normal para que o mesmo interfira no processo. A partir desse sistema descrito anteriormente, trabalhos na literatura e lançando mão dos P&ID de uma unidade real, todos os alarmes correspondentes a cada malha de controle foram incluídos. Os *setpoints* de cada alarme foram baseados nos valores limites encontrados nas simulações dos trabalhos de SILVEIRA (2006), RIBEIRO (2009) e ALMEIDA (2014), assim como nos documentos de uma unidade real para os alarmes do separador trifásico. A Tabela 4-1 apresenta a descrição de cada alarme usado com seus respectivos *setpoints* e a Figura 4-1, a sua localização no sistema.

Tabela 4-1: Alarmes do sistema

Alarme	Descrição	*Setpoint*
PAH-01	Pressão alta no separador trifásico	13,3 kgf/cm^2
PAL-02	Pressão baixa no separador trifásico	4 kgf/cm^2
LAH-01	Nível alto na interface água/óleo	0,6 m
LAL-02	Nível baixo na interface água/óleo	0,35 m
LALL-03	Nível muito baixo na interface água/óleo	0,3 m
LAHH-04	Nível muito alto na câmara de óleo	0,6 m
LAH-05	Nível alto na câmara de óleo	0,56 m
LAL-06	Nível baixo na câmara de óleo	0,36 m
LALL-07	Nível muito baixo na câmara de óleo	0,32 m
ACAH-01	Concentração alta no hidrociclone BOW	0,19%
ACAL-02	Concentração baixa no hidrociclone BOW	0,02%
ACAH-03	Concentração alta no hidrociclone PDC	0,001%
ACAL-04	Concentração baixa no hidrociclone PDC	0,000002%
ACAH-05	Concentração alta no hidrociclone DC	0,0002%
ACAL-06	Concentração baixa no hidrociclone DC	0%

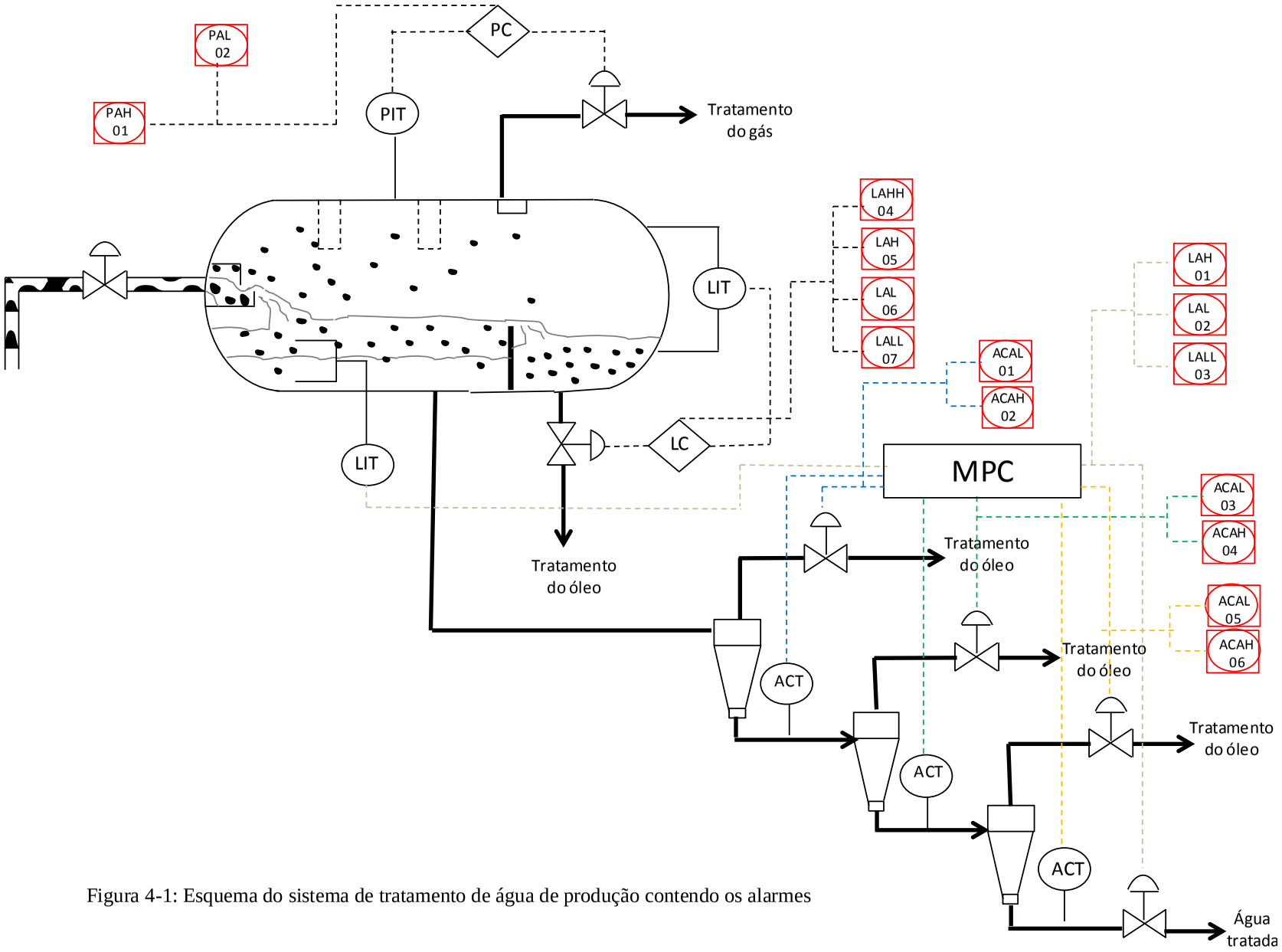

Figura 4-1: Esquema do sistema de tratamento de água de produção contendo os alarmes

O modelo completo em Simulink é apresentado no Apêndice A. O simulador foi usado aqui praticamente como desenvolvido por RIBEIRO (2009). É possível notar a camada de controle (MPC + PI). As sintonias propostas por RIBEIRO (2009) foram mantidas. Incorporam-se ao simualador funções lógicas para representar a ativação dos alarmes. Nota-se assim o sistema de alarmes implantado com um mostrador gráfico para cada alarme.

4.2. Proposição de cenários de falhas e distúrbio

Segundo BRITTO (2015), o HAZOP é, atualmente, um dos melhores estudos para identificação de cenários indesejados e qualificação de seus riscos. Ele consiste na verificação minuciosa da documentação do sistema a fim de identificar as situações de desvio das condições normais do processo, através de reuniões com uma equipe multidisciplinar liderada por um especialista técnico. Nesta dissertação, a partir de um HAZOP tópico de plataformas, foram propostos alguns cenários de falha no separador trifásico para serem simulados no modelo em Matlab/Simulink. Foram consideradas também falhas nas válvulas dos hidrociclones e o efeito das perturbações de carga na alimentação na forma de golfadas. Foi considerada ainda a possibilidade de falha em válvula do separador (de óleo ou na válvula de gás) ocorrendo simultaneamente à golfada da fase líquida. Os cenários estão apresentados na Tabela 4-2.

Tabela 4-2: Cenários simulados

Cenário	Situação	Perturbações entrada	Válvula Falha	Descrição
I	Normal	Não	-	Sem distúrbios na entrada e sem falha nas válvulas
II	FVO	Não	Saída de óleo do separador trifásico	Válvula 100% fechada
III	FVG	Não	Saída de gás do separador trifásico	Válvula 100% fechada
IV	FVBOW	Não	*Overflow* BOW	Válvula 100% fechada
V	FVPDC	Não	*Overflow* PDC	Válvula 100% fechada
VI	FVDC	Não	*Overflow* DC	Válvula 100% fechada
VII	G	Golfada	-	Golfada e sem falha nas válvulas
VIII	G + FVO	Golfada	Saída de óleo	Golfada e válvula 100% fechada
IX	G + FVG	Golfada	Saída de gás	Golfada e válvula 100% fechada

4.3 Resultados obtidos por cenário

As simulações visam ao estudo da sensibilidade dos alarmes às falhas e distúrbio impostos ao sistema. As corridas foram realizadas a priori em um intervalo de 3.000 s (50 min), com tempo de amostragem de 5 s. As falhas foram impostas no tempo t = 0 s em quase todas as corridas, exceto quando indicado diferente. Em alguns casos, ocorreram eventos que impuseram dificuldades numéricas ao simulador ou operacionais, levando ao fim da corrida, com o tempo de simulação reduzido a um intervalo menor, de acordo com os efeitos ocorridos. As válvulas consideradas são do tipo ar-para-abrir.

4.2.1. Operação Normal

A partir de uma condição inicial, o sistema de controle levou o processo ao estado estacionário. Os valores dos *setpoints* para o controlador das variáveis no estado estacionário são apresentados na Tabela 4-3. As modificações apresentadas pelas variáveis de processo na operação normal podem ser vistas na Figura 4-2 (controladas) e na Figura 4-3 (manipuladas).

Tabela 4-3: *Setpoint* das variáveis controladas

Variável	***Setpoint***
Nível interface (h_w)	0,43 m
Nível de óleo (h_l)	0,45 m
Pressão separador (P_{gas})	9,5 kgf/cm^2
Concentração da fase aquosa na saída do separador (Cfwcs)	0,147 %
Concentração no *underflow* do BOW (C bow,u)	0,11 %
Concentração no *underflow* do PDC (C pdc,u)	4,918 10^{-4} %
Concentração no *underflow* do DC (C dc,u)	2,999 10^{-6} %

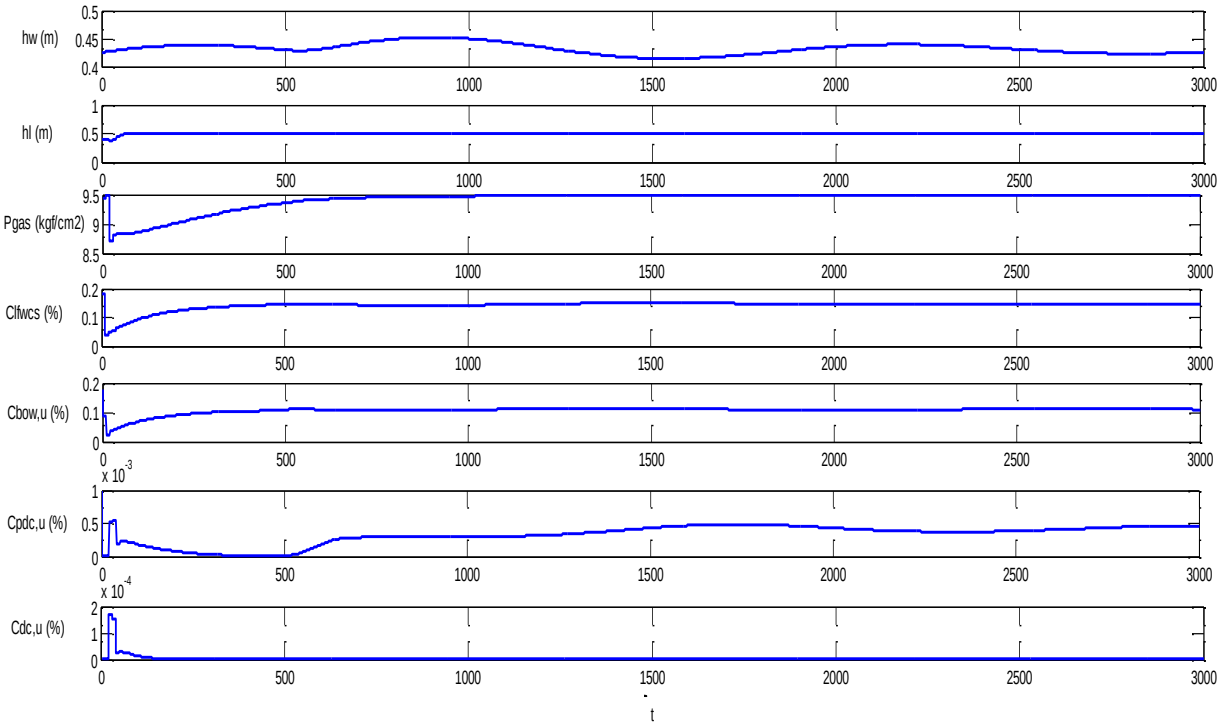

Figura 4-2: Variávies controladas no cenário normal

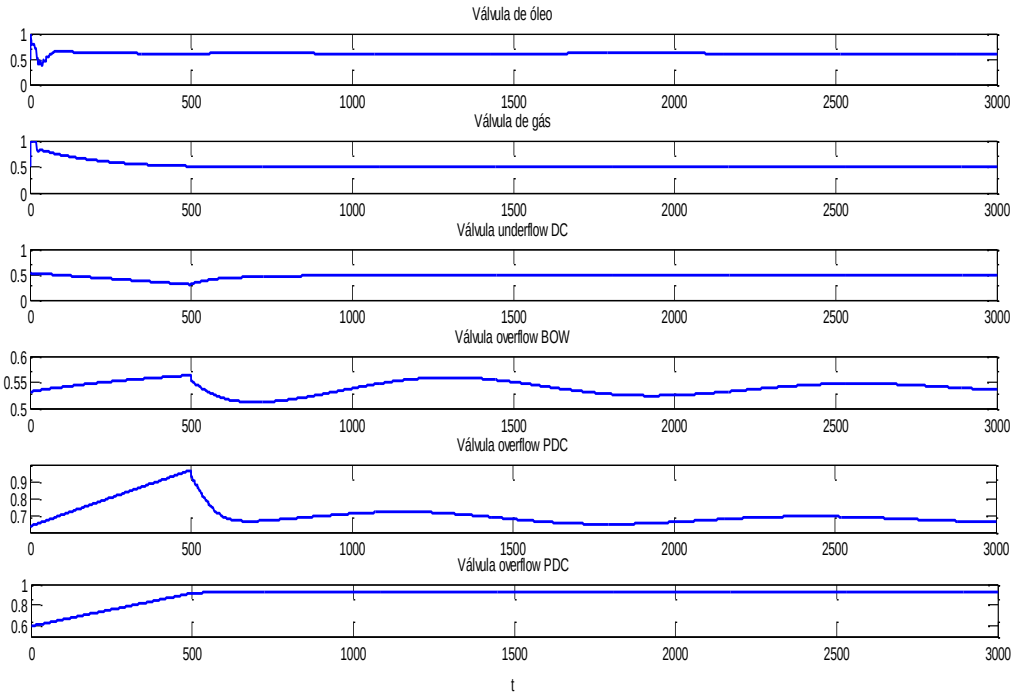

Figura 4-3: Variáveis manipuladas no cenário normal

4.2.2. Falha na válvula de óleo

As modificações nas variáveis contínuas controladas de processo podem ser apreciadas na Figura 4-4 e as manipuladas na Figura 4-5.

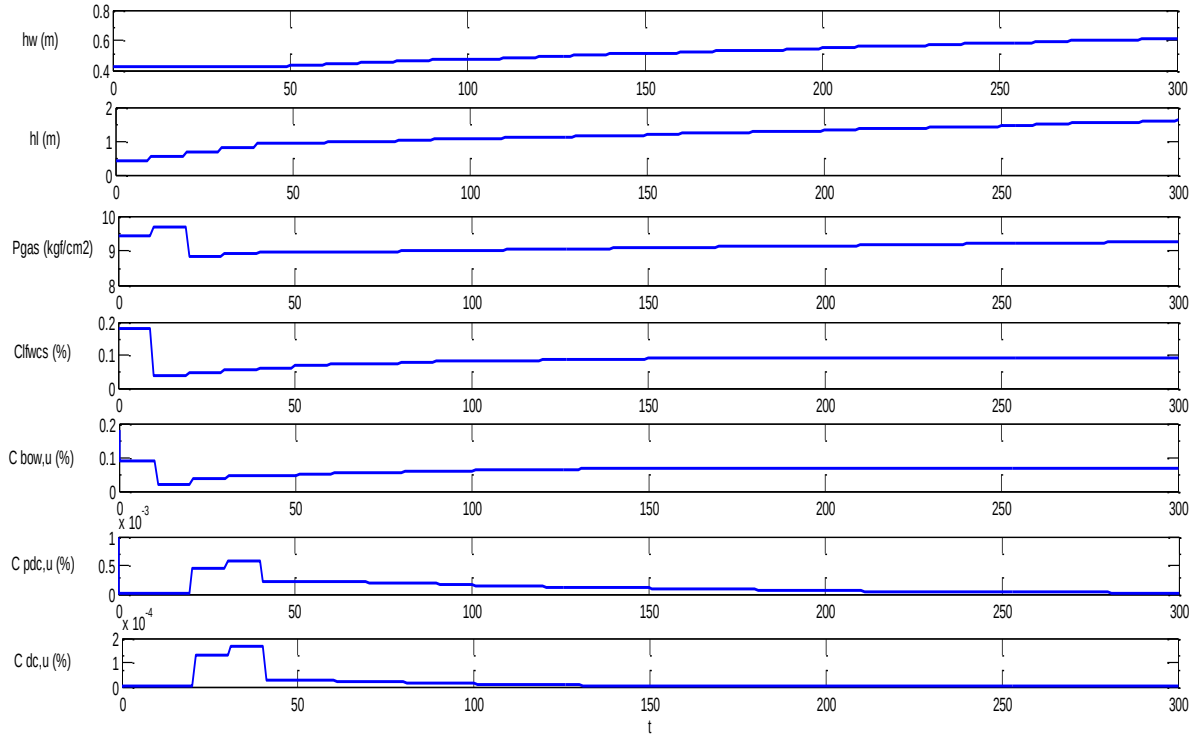

Figura 4-4: Variáveis controladas no cenário FVO

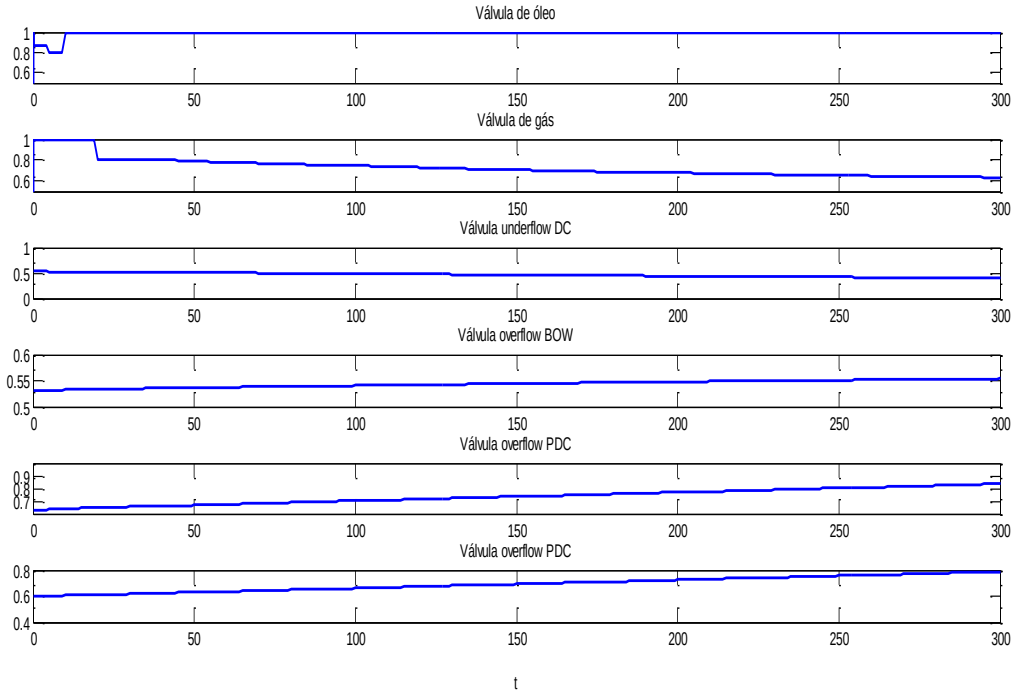

Figura 4-5: Variáveis manipuladas no cenário FVO

Na situação de falha na válvula de óleo (FVO), na qual a mesma permaneceu 100% fechada, os fenômenos mais relevantes observados foram no nível da câmara de óleo, que aumentou progressivamente até o limite máximo da capacidade da câmara de óleo. Por isso, o tempo de simulação foi de apenas 300 segundos, pois nesse tempo foi atingido o nível máximo da câmara.

O fechamento total da válvula de óleo provocou um fechamento parcial e progressivo da válvula de gás; já a válvula de *underflow* do hidrociclone DC variou muito pouco sua abertura. Ocorreu aumento ao longo do tempo do nível de água na câmara de separação água/óleo. As válvulas de *overflow* dos hidrociclones abriram parcialmente. A concentração de óleo no hidrociclone BOW diminuiu, assim como a do PDC e DC, mas não o suficiente para o acionamento de alarmes.

A interação existente entre as variáveis de entrada e a saída, conforme mostrado no Capítulo 3, dificulta a identificação de uma relação direta entre uma dada variável manipulada e uma dada controlada, uma vez que todas as manipuladas do MPC estão variando em conjunto. Isso é ainda dificultado pela presença da falha.

Apenas os alarmes que foram acionados no decorrer do tempo de simulação para o cenário de falha na válvula de óleo (FVO) são mostrados na Figura 4-6. Os alarmes ativados em sequência foram: nível alto de óleo, nível muito alto de óleo e nível alto da interface água/óleo. Os alarmes que mais rápido responderam foram o de nível alto e muito alto de óleo. Por conseguinte, para a realização de um diagnóstico do sistema para esta falha, os alarmes mais importantes são nível alto e nível muito alto de óleo, pela sensibilidade à falha.

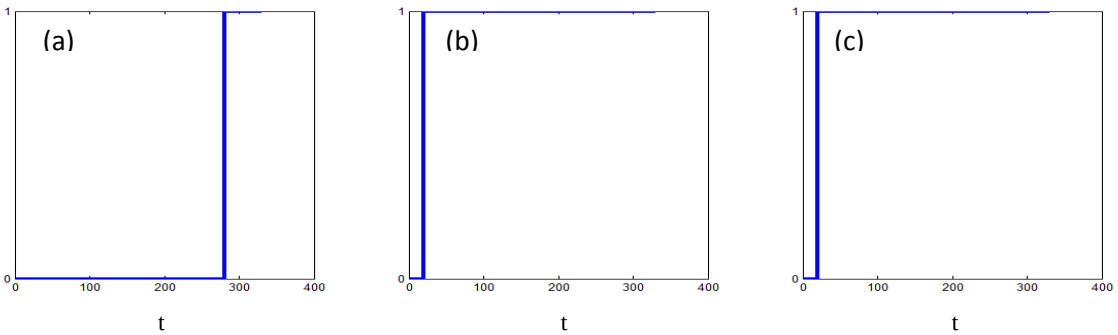

Figura 4-6: Acionamento de alarmes cenário FVO (a) Nível alto interface água/óleo (b) Nível muito alto óleo (c) Nível alto óleo

4.2.3. Falha na válvula de gás

As variáveis controladas podem ser vistas na Figura 4-7 e as manipuladas na Figura 4-8.

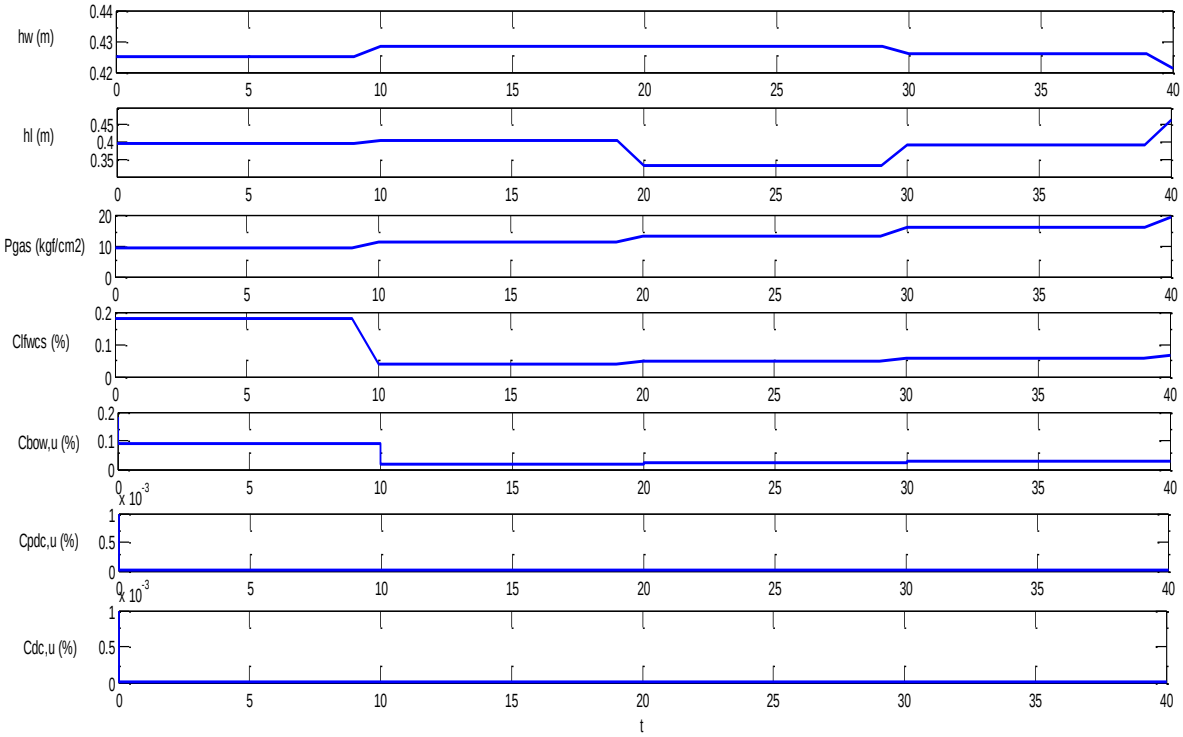

Figura 4-7: Variáveis controladas no cenário FVG

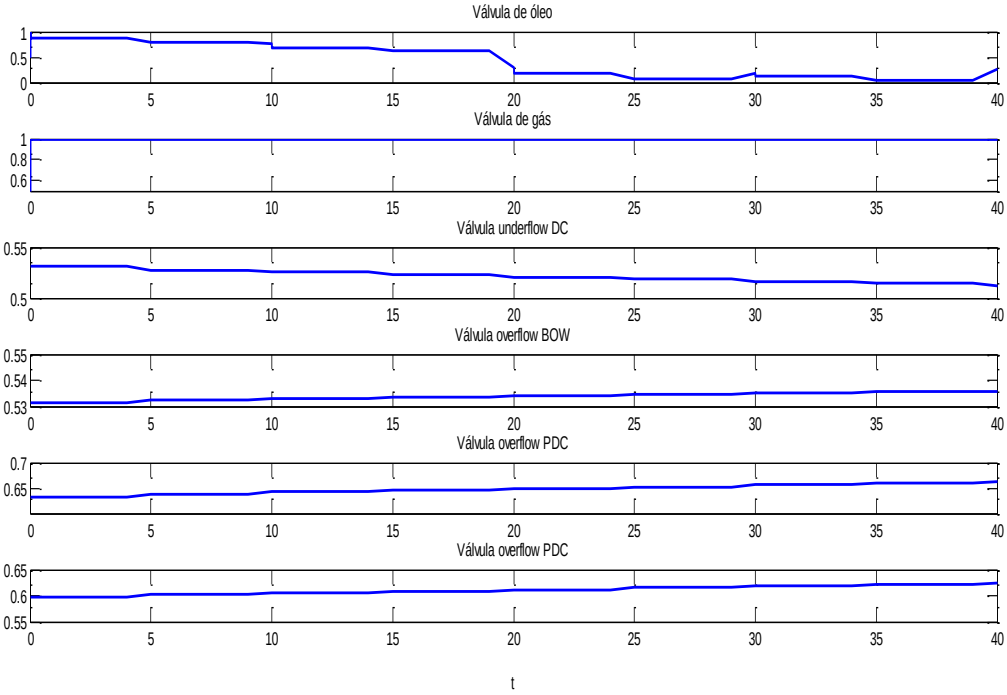

Figura 4-8: Variáveis manipuladas no cenário FVG

Na situação de falha na válvula de gás (FVG) na qual a mesma permaneceu 100% fechada, o fenômeno que imediatamente ocorreu foi o aumento progressivo da pressão no separador. De acordo com o HAZOP de uma plataforma real, o aumento da pressão nesse tipo de equipamento pode trazer graves consequências, sendo uma variável crítica. Por isso, existem válvulas de alívio de segurança (PSV) no separador. Nesses documentos, o valor do *setpoint* é por volta de 14,0 kgf/cm^3, não fazendo sentido na simulação deixar que a pressão exceda significantemente esse valor. Por conta disso, o tempo de simulação para esse cenário foi de apenas 40 s.

Nesse cenário, houve um fechamento da válvula de óleo e válvula de *underflow* do hidrociclone DC. Ocorreram oscilações no nível de óleo na câmara de óleo e no nível de água na interface água/óleo, porém estas não foram significativas para acionar o alarme. As válvulas no *overflow* dos hidrociclones sofreram uma leve abertura. As concentrações dos hidrociclones BOW, PDC e DC foram reduzidas.

De novo, chama-se a atenção para o efeito de interação, complicado pela presença de falha.

Os alarmes acionados no decorrer do tempo de simulação para o cenário de falha na válvula de gás (FVG) podem ser visualizados na Figura 4-9. Nesse cenário, percebe-se que, mesmo em tão pouco tempo de simulação, 4 alarmes foram acionados na ordem: concentração baixa BOW, concentração baixa PDC, nível baixo de óleo e pressão alta. Contudo, para a realização de um diagnóstico desta falha, o alarme mais importante é o de pressão alta. Primeiramente, por ser uma variável crítica para o sistema, já que pode provocar explosão do vaso separador, além de ser um alarme que, após acionado, permaneceu constante, não apresentando oscilações de ativação.

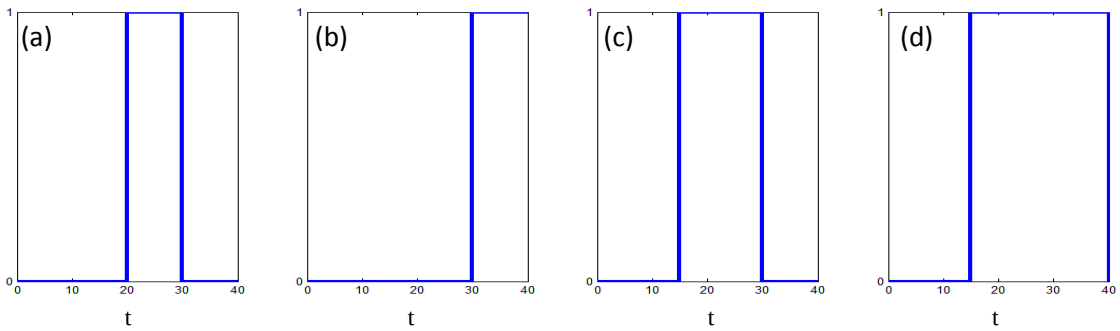

Figura 4-9: Acionamento de alarmes cenário FVG (a) Nível baixo óleo (b) Pressão alta (c) Concentração baixa BOW (d) Concentração baixa PDC

4.2.4. Falha na válvula BOW

As variáveis controladas e manipuladas são exibidas nas Figura 4-10 e 4-11.

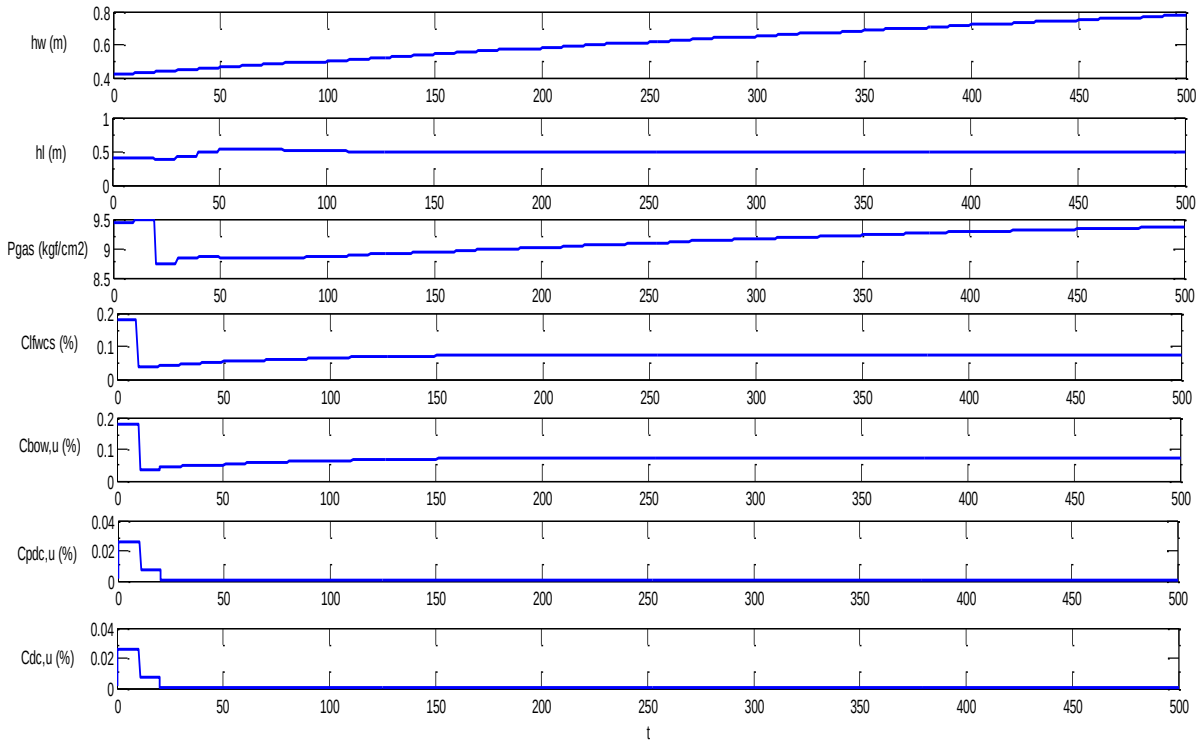

Figura 4-10: Variáveis controladas no cenário FVBOW

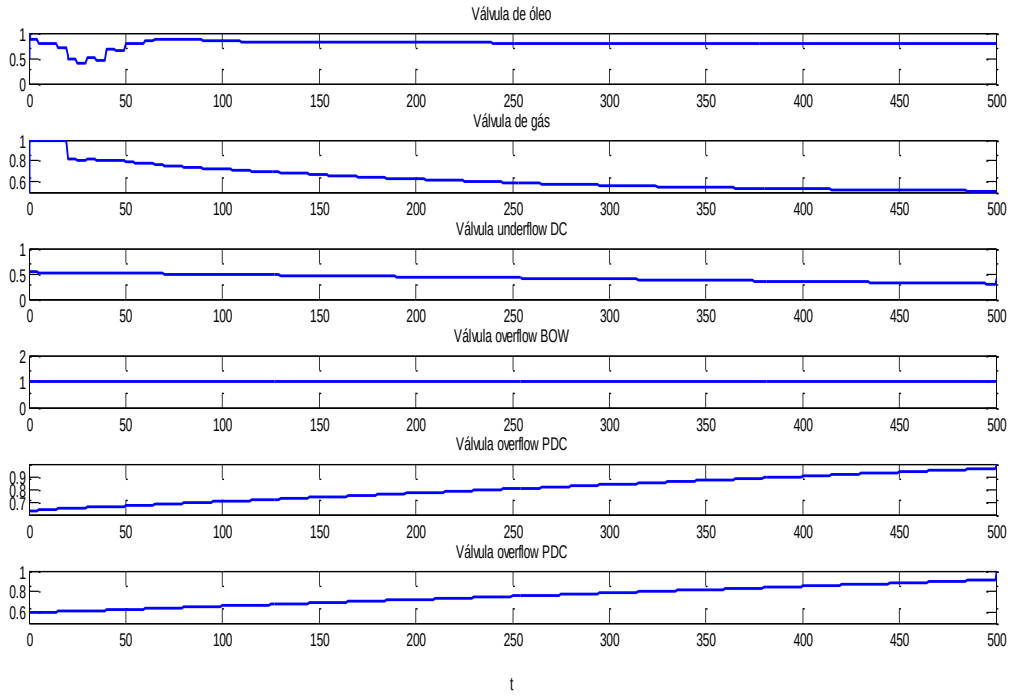

Figura 4-11: Variáveis manipuladas no cenário FVBOW

Na situação de falha na válvula do overflow do hidrociclone BOW (FVBOW), na qual a mesma permaneceu 100% fechada, o fenômeno inicialmente percebido foi um aumento no nível de água na interface água/óleo. A pressão no separador sofreu uma leve diminuição e o nível de óleo foi pouco afetado. Esse aumento de nível na interface provocou um fechamento da válvula do *underflow* do hidrociclone DC para que o mesmo retornasse ao valor inicial.

Após 500 s de simulação vai ocorrer a diminuição do nível da interface, provocando também a tendência de abertura das válvulas de *overflow* dos hidrociclones PDC e DC. Se a simulação continuasse muito além desse valor haveria uma abertura total dessas válvulas, não havendo mais uma separação. Por conta disso, para a análise dos alarmes nessa condução de falha, o tempo de simulação definido foi de 500 s.

Em relação às concentrações de óleo do *underflow* dos hidrociclones, percebe-se que no início as concentrações de óleo no BOW, PDC e DC foram maiores que na operação normal, mas com o tempo o controlador estabilizou o sistema diminuindo as concentrações para um valor aceitável.

Os alarmes acionados no decorrer do tempo de simulação para o cenário de falha na válvula do *overflow* do hidrociclone BOW (FVBOW) podem ser vistos na Figura 4-12. Houve um disparo de 3 alarmes na ordem: concentração alta no hidrociclone PDC, concentração alta no hidrociclone DC e nível alto na interface água/óleo. Para a realização de um diagnóstico desse cenário, os alarmes mais importantes são concentração alta no PDC e concentração alta no DC, uma vez que são os mais sensíveis, sendo disparados quase que imediatamente.

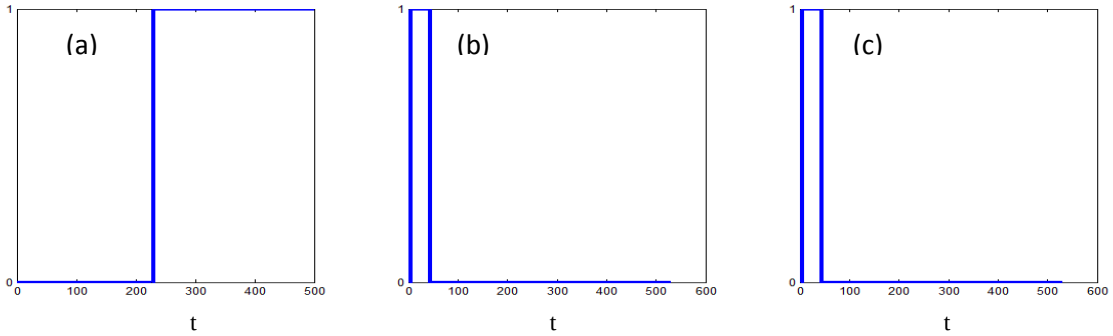

Figura 4-12: Acionamento de alarmes cenário FVBOW (a) Nível alto interface água/óleo (b) Concentração alta PDC (c) Concentração alta DC

4.2.5. Falha na válvula PDC

As variáveis controladas e as manipuladas podem ser vistas nas Figura 4-13 e 4-14.

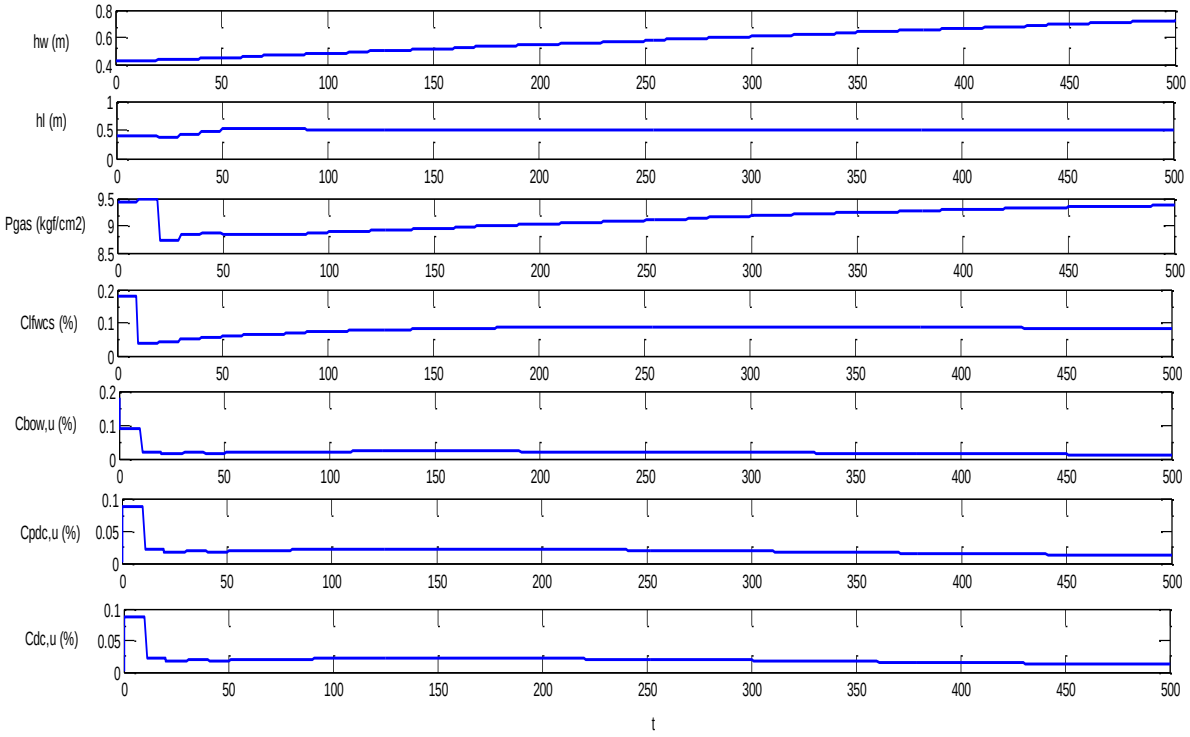

Figura 4-13: Variáveis controladas no cenário FVPDC

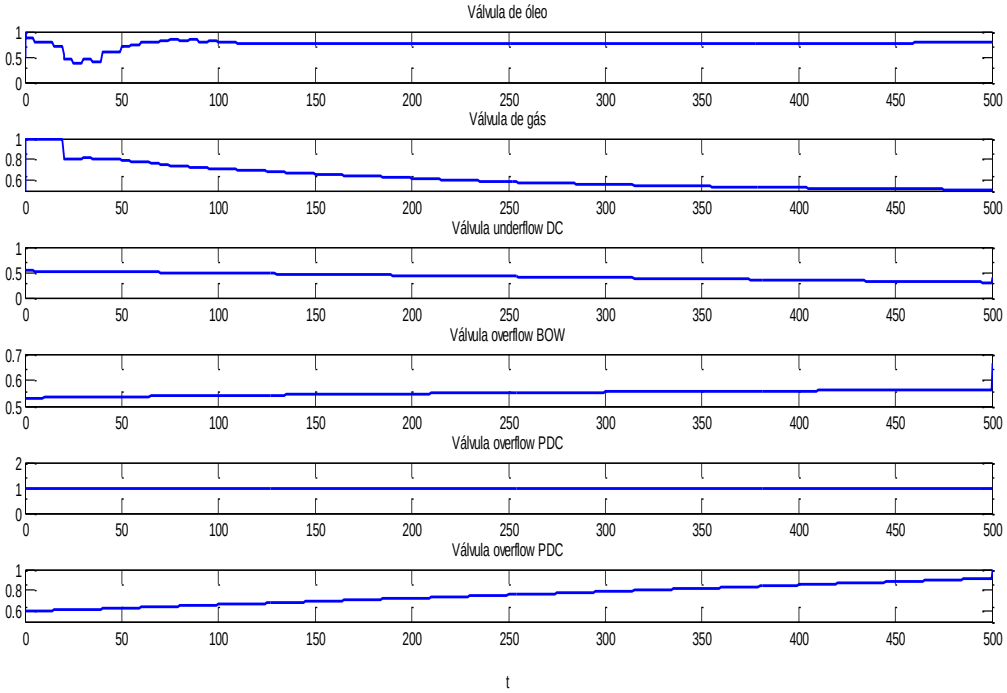

Figura 4-14: Variáveis manipuladas no cenário FVPDC

Na situação de falha na válvula do *overflow* do hidrociclone PDC (FVPDC), na qual a mesma permaneceu 100% fechada, o fenômeno inicialmente percebido foi um aumento no nível de água. A pressão no separador sofreu uma leve diminuição e o nível de óleo não foi afetado durante o período estudado. Esse aumento de nível na interface provocou um fechamento da válvula do *underflow* do hidrociclone DC para que o mesmo retornasse ao valor inicial.

Novamente, a diminuição do nível da interface água/óleo após 500 s de simulação da interface provocou a tendência de abertura das válvulas de *overflow* do hidrociclone DC. Na simulação, continuando muito além desse valor haveria uma abertura total dessas válvulas, não havendo mais uma separação. Por conta disso, também neste cenário, o tempo de simulação definido foi de 500 s.

É percebido que no início as concentrações de óleo no *underflow* dos hidrociclone PDC e DC são maiores que na operação normal, mas com o tempo, o controlador estabiliza o sistema, diminuindo as concentrações para um valor considerado normal, sendo que a concentração de óleo no BOW ficou bem menor.

Os alarmes acionados no decorrer do tempo de simulação para o cenário de falha na válvula do *overflow* do hidrociclone PDC (FVPDC) podem ser vistos na Figura 4-15. Houve um disparo de 4 alarmes na ordem: concentração alta no hidrociclone PDC, concentração alta no hidrociclone DC, concentração baixa no hidrociclone BOW e nível alto na interface água/óleo. A oscilação apresentada para o alarme de concentração baixa no hidrociclone BOW pode ter ocorrido por conta de o controlador ficar tentando manter a concentração na faixa da restrição. Portanto, para a realização de um diagnóstico desta falha, o alarme mais importante é concentração alta no PDC, já que é o mais sensível, sendo disparado quase que imediatamente e permanecendo ativo, sem oscilações, por todo o tempo de simulação.

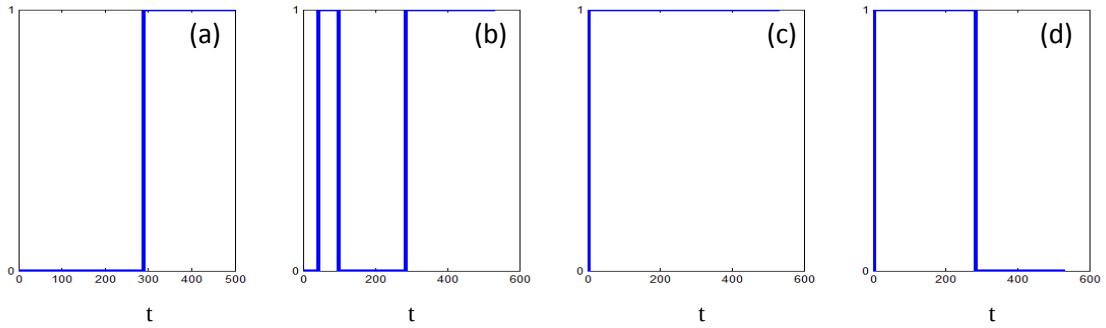

Figura 4-15: Acionamento de alarme cenário FVPDC (a) Nível alto interface água/óleo (b) Concentração baixa BOW (c) Concentração alta PDC (d) Concentração alta DC

4.2.6. Falha na válvula DC

As variáveis controladas e manipuladas são exibidas nas Figura 4-16 e 4-17.

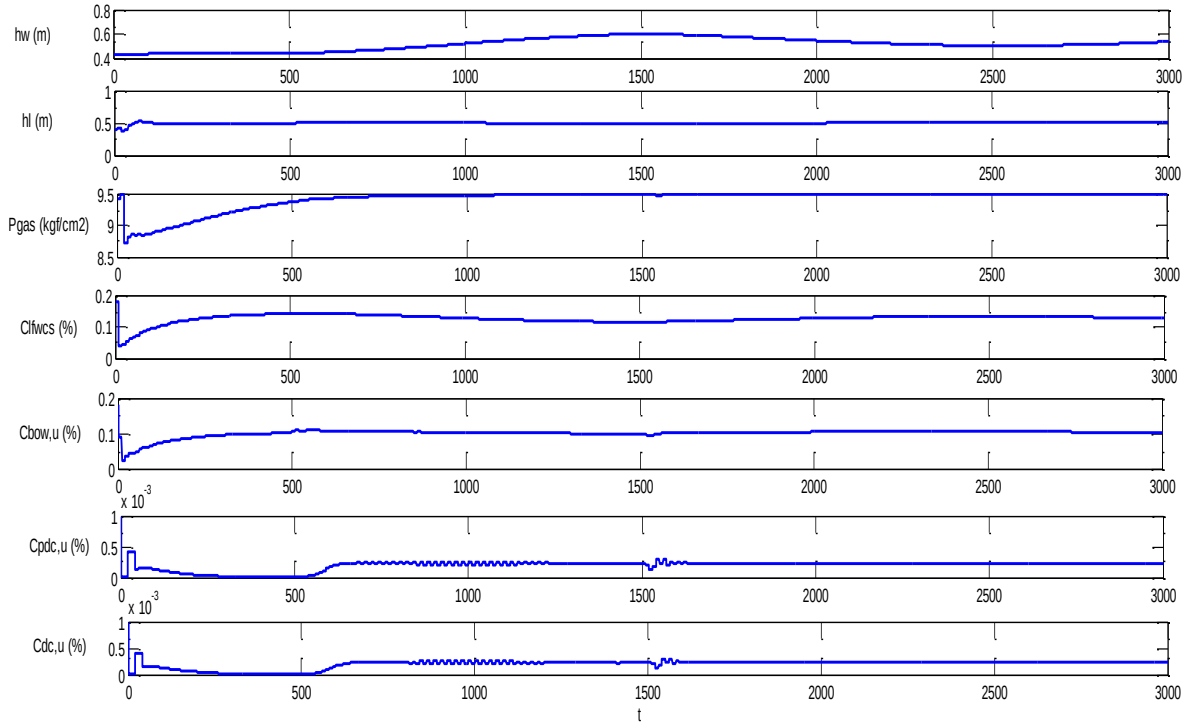

Figura 4-16: Variáveis controladas no cenário FVDC

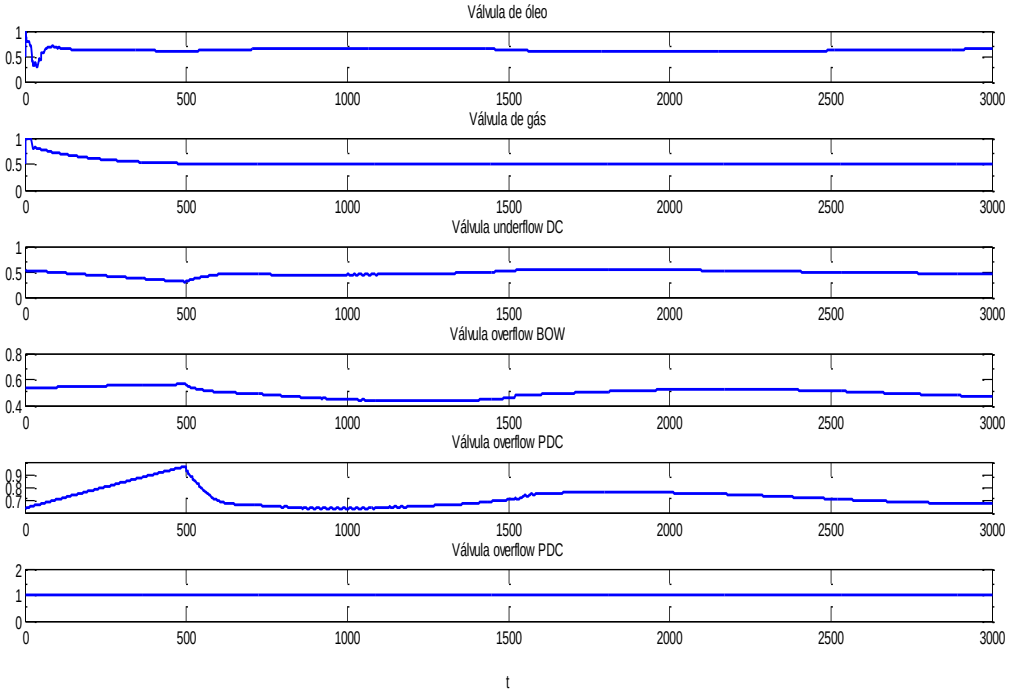

Figura 4-17: Variáveis manipuladas no cenário FVDC

Nesse cenário, em que a válvula do *overflow* do hidrociclone DC (FVDC) permaneceu 100% fechada, não houve nenhum problema que impedisse que a simulação fosse realizada até 3000 segundos.

O fenômeno inicialmente percebido foi um aumento no nível de água. A pressão no separador sofreu uma leve diminuição, mas depois de um tempo retornou ao seu valor inicial, mas não foi suficiente para acionar o alarme. Já o nível de óleo foi pouco afetado nesse cenário durante o período estudado. Esse aumento de nível na interface provocou uma abertura da válvula do *underflow* do hidrociclone DC no início da simulação para que o mesmo retornasse ao valor inicial. As concentrações do *underflow* dos hidrociclones BOW e PDC foram pouco afetadas. Apenas a concentração do DC sofreu um aumento.

Os alarmes acionados no decorrer do tempo de simulação para o cenário de falha na válvula do *overflow* do hidrociclone DC (FVDC) podem ser observados na Figura 4-18. Nota-se que nesse cenário houve um disparo de 2 alarmes na ordem: concentração alta no hidrociclone PDC e nível alto na interface água/óleo. A oscilação apresentada para o alarme de concentração alta no hidrociclone DC pode ter ocorrido por conta de o controlador ficar tentando manter a concentração na faixa da restrição. Por conseguinte, para a realização de um diagnóstico deste cenário, o alarme mais importante é concentração alta no PDC, que é o mais sensível, sendo disparado quase que imediatamente, porém apresenta oscilações.

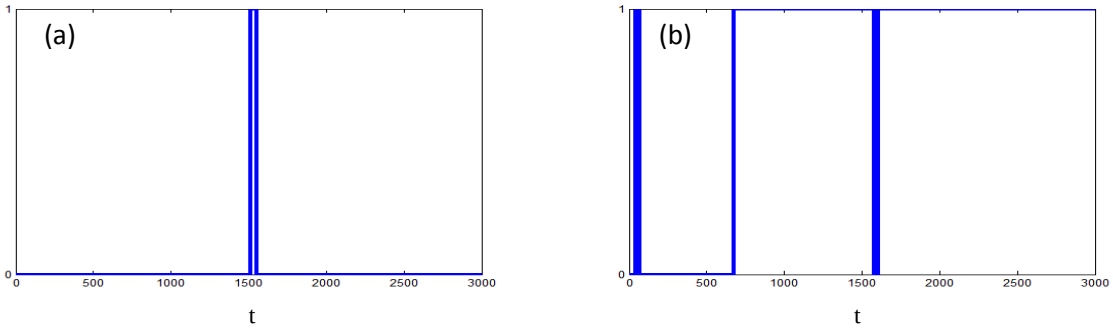

Figura 4-18: Acionamento de alarme cenário FVDC (a) Nível alto interface água/óleo (b) Concentração alta DC

4.2.7. Golfada

O perfil das golfadas foi baseado em dados reais obtidos em campo, conforme descrito por RIBEIRO (2009). Esse perfil apresenta uma natureza oscilatória e adicionou-se ruído para que a simulação ficasse mais condizente com a operação real, conforme apresentado na Figura

4-19. A golfada simulada aqui foi apenas a primeira, como apresentado em vemelho na Figura 4-19, pois o tempo de simulação foi de 3.000s.

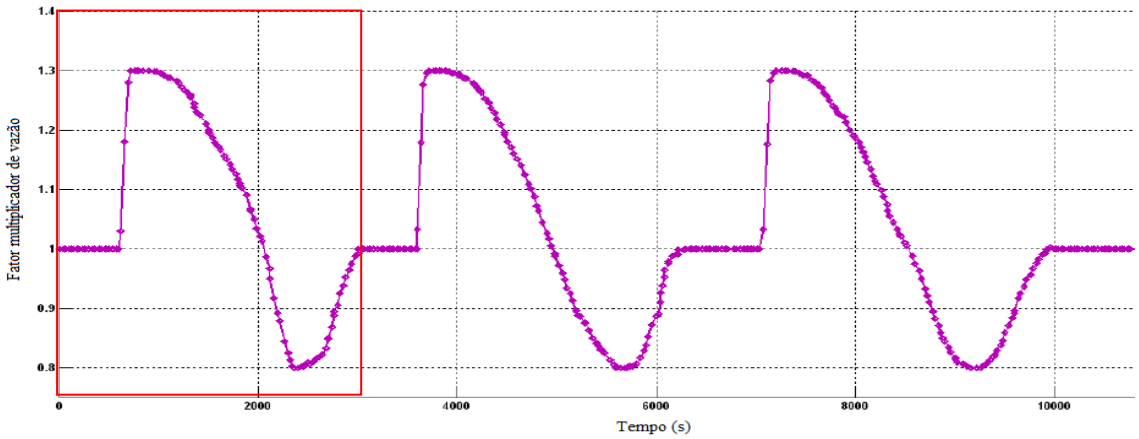

Figura 4-19: Perfil da perturbação em golfadas implantado como um fator que multiplica a vazão de entrada nominal (RIBEIRO, 2009)

As modificações nas variáveis de processo podem ser vistas na Figura 4-20 e as variáveis manipuladas na Figura 4-21. Com a golfada, é possível perceber uma oscilação bem maior do nível da interface água/óleo depois de 600 s. Em relação ao nível de óleo e à pressão do separador, não houve grandes modificações em relação à operação normal. As válvulas manipuladas localizadas na saída de óleo e no *underflow* do hidrociclone DC apresentaram grandes oscilações de abertura e fechamento. As concentrações nos hidrociclones BOW e DC não sofreram grandes modificações, porém percebeu-se um aumento na concentração do hidrociclone DC.

Os alarmes acionados no decorrer do tempo de simulação para o cenário de golfada podem ser vistos na Figura 4-22. É possível notar que houve um disparo de 2 alarmes na ordem: nível baixo na interface água/óleo e concentração alta no hidrociclone PDC. Estes só foram disparados por volta de 1500 s, tempo aproximadamente no meio do pico da golfada. A oscilação apresentada para o alarme de concentração alta no hidrociclone PDC pode ter ocorrido por conta de o controlador ficar tentando manter a concentração na faixa da restrição. Por conseguinte, para a realização de um diagnóstico o alarme mais importante é nível baixo na interface água/óleo, já que é disparado apenas nesse cenário.

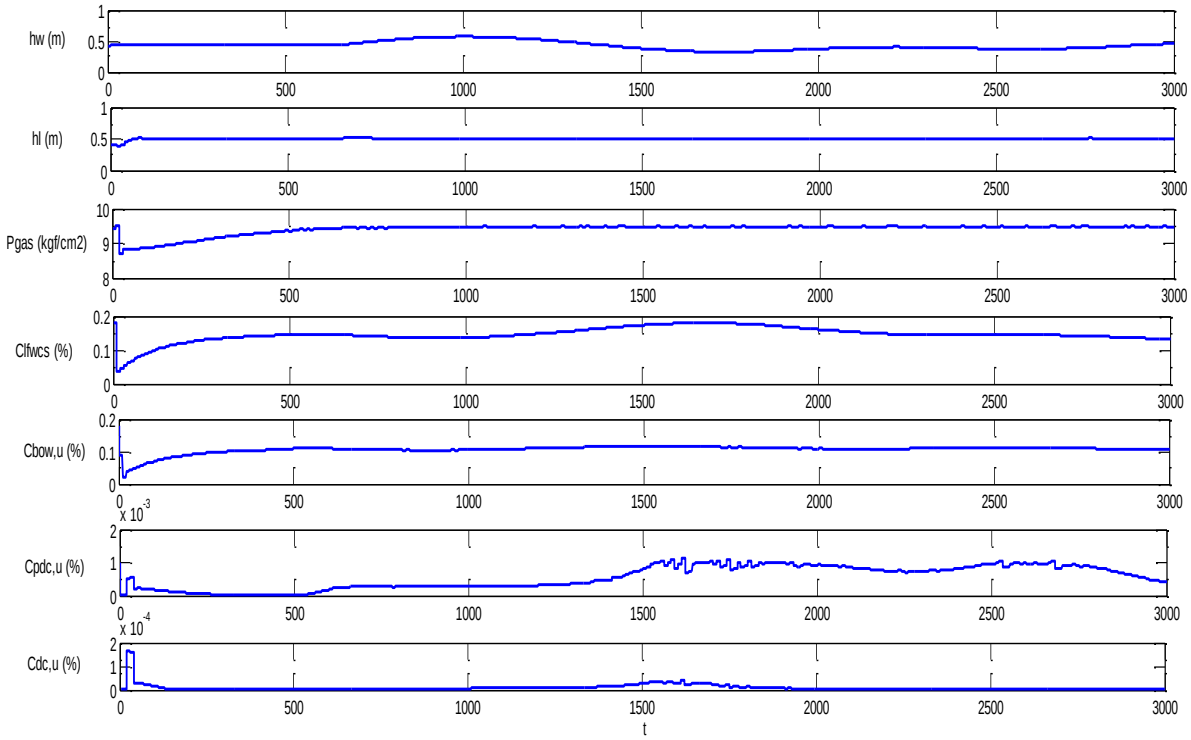

Figura 4-20: Variáveis controladas no cenário golfada

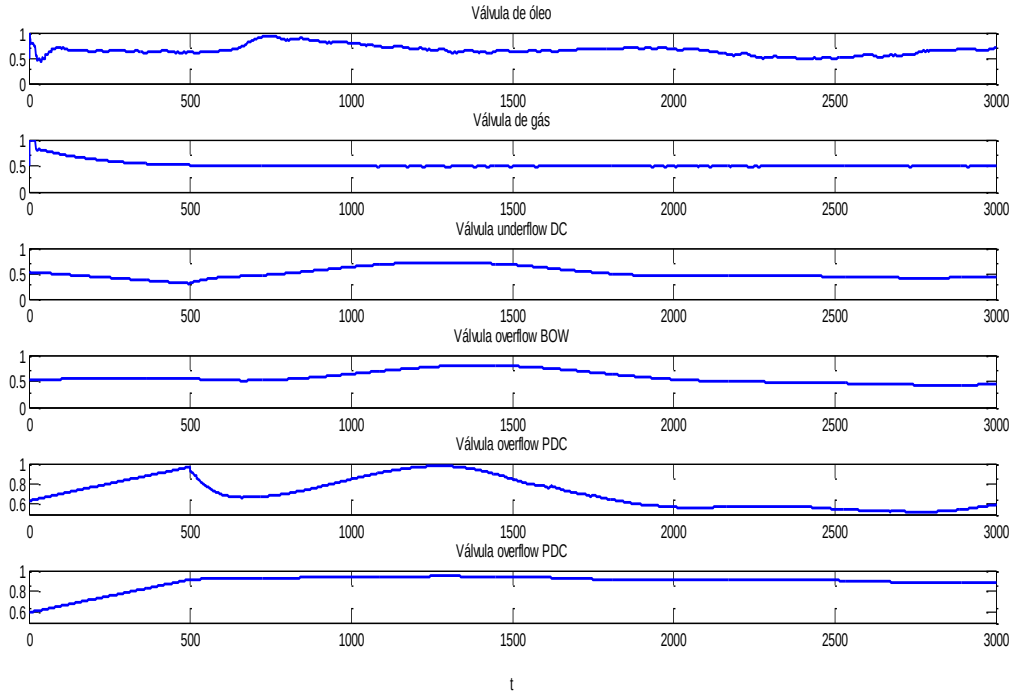

Figura 4-21: Variáveis manipuladas no cenário golfada

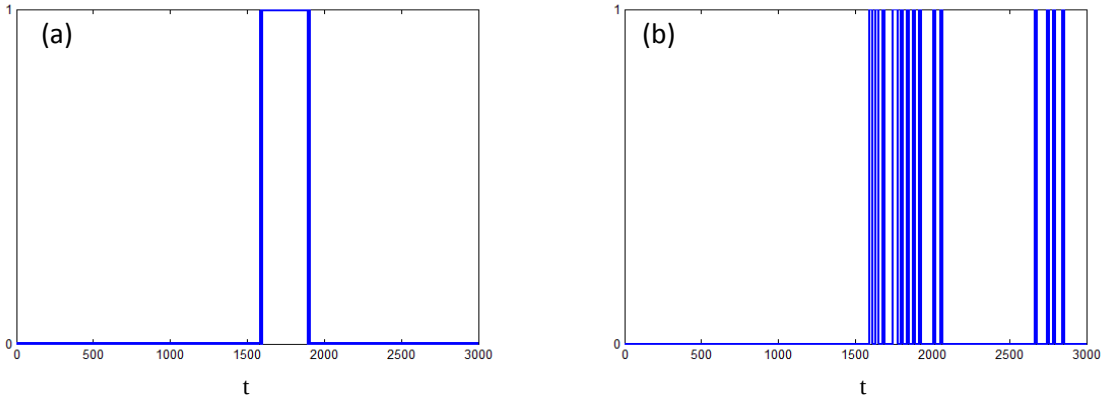

Figura 4-22: Acionamento de alarme cenária golfada (a) Nível Baixo interface água/óleo (b) Concentração alta PDC

4.2.8. Golfada e falha na válvula de óleo

As variáveis podem ser vistas nas Figura 4-23 (controladas) e 4-24 (manipuladas).

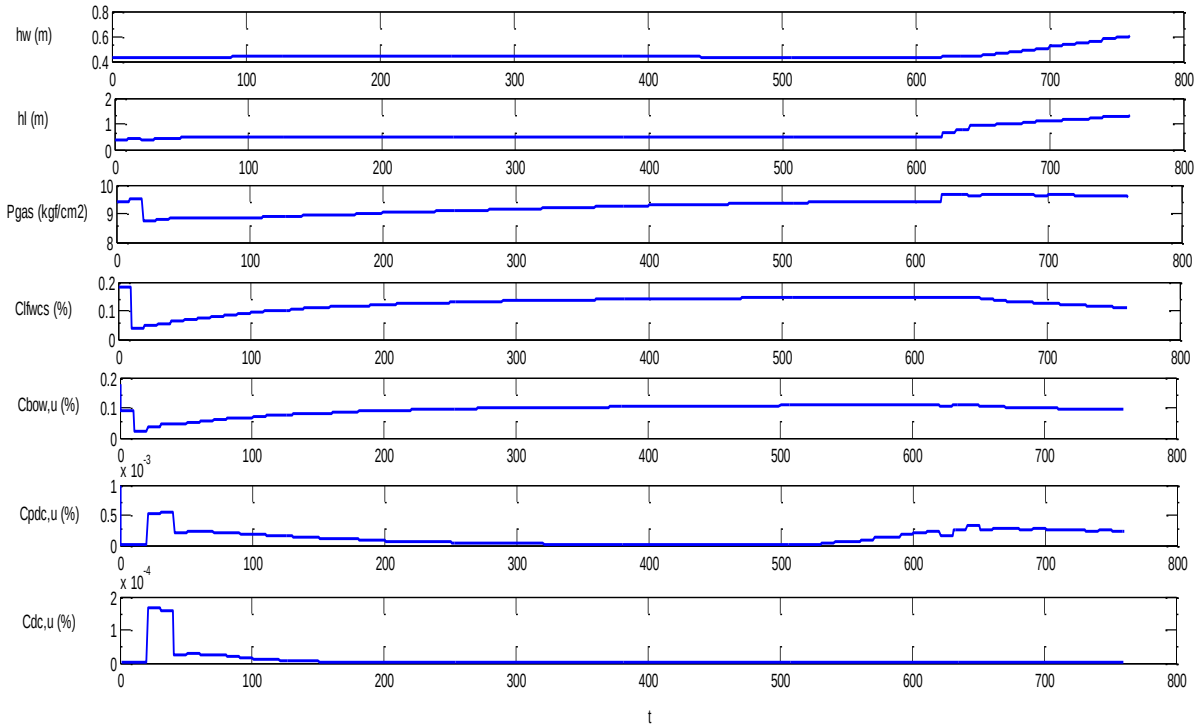

Figura 4-23: Variáveis controladas no cenário G + FVO

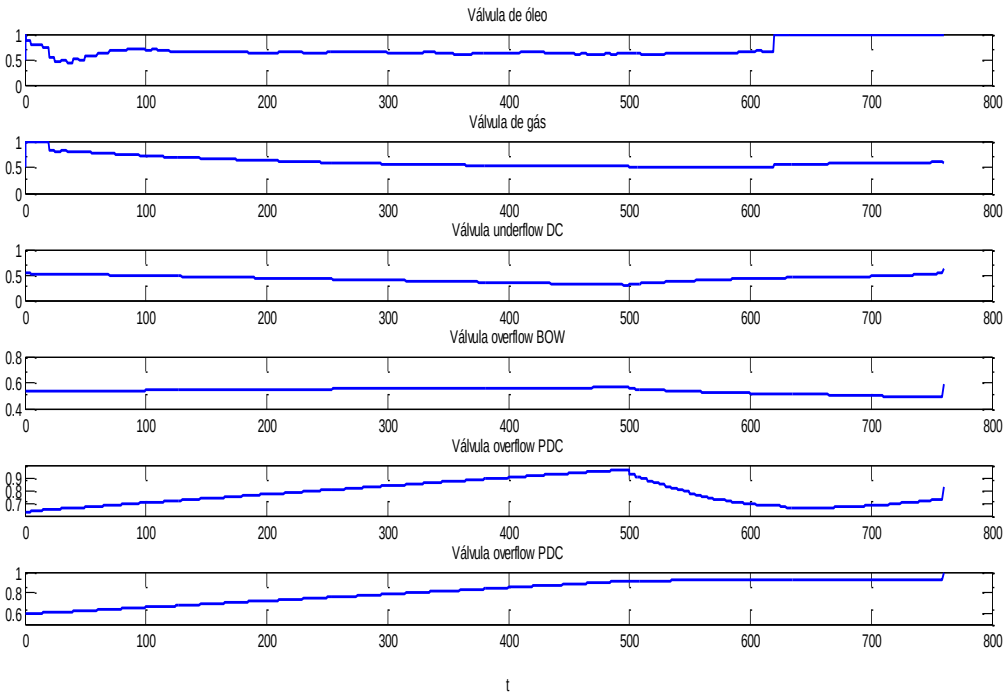

Figura 4-24: Variáveis manipuladas no cenário G+FVO

Como já visto, na situação de falha na válvula de óleo 100% fechada, o nível da câmara de óleo aumenta progressivamente até o limite máximo da capacidade da câmara. Além de o sistema apresentar golfada na fase líquida na vazão de entrada, foi considerado que a falha na válvula só ocorreu a partir do início da golfada, ou seja, após 600 s. O tempo de simulação foi de apenas 760 s, pois nesse tempo foi atingido o nível máximo da câmara de óleo nesse cenário.

O fechamento total da válvula de óleo provocou um fechamento nas válvulas de gás e do *underflow* do hidrociclone DC. Assim, ocorreu um aumento no nível de água na câmara de separação água/óleo, aumento pequeno da pressão no vaso separador e um aumento no nível de óleo, mas este não foi responsável por acionamento de alarmes. As válvulas de *overflow* dos hidrociclones PDC e DC sofreram abertura. As concentrações de óleo nos hidrociclones não sofreram modificações consideráveis em comparação à condição normal.

Os alarmes acionados no decorrer da simulação deste cenário podem ser observados na Figura 4-25. Houve um disparo de 3 alarmes na ordem: nível alto de óleo, nível muito alto de óleo e nível alto na interface água/óleo. Ou seja, a presença de golfada não influenciou no disparo de alarmes no cenário de falha na válvula de óleo. Para a realização de um diagnóstico deste cenário, os alarmes mais importantes são nível alto e nível muito alto de óleo, já que são os mais sensíveis a essa falha, sendo acionados logo após a ocorrência da falha e se mantendo.

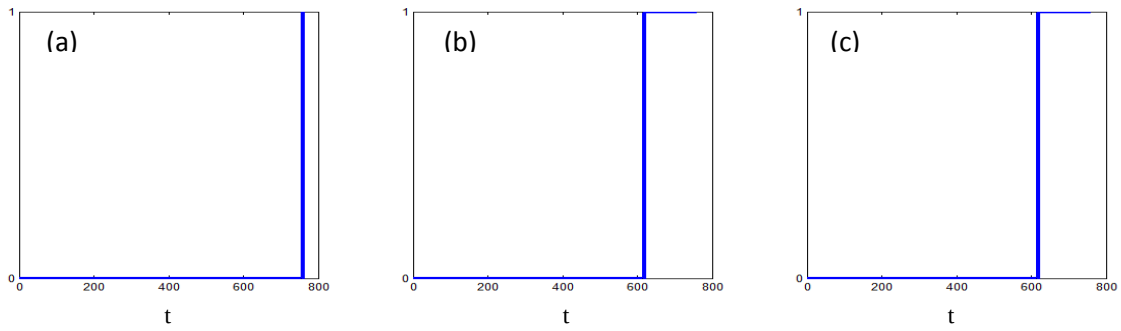

Figura 4-25: Acionamento de alarme cenário G+ FVO (a) Nível alto interface água/óleo (b) Nível muito alto óleo (c) Nível alto óleo

4.2.9. Golfada e falha na válvula de gás

Considerou-se que ocorreu falha na válvula de gás, permanecendo 100 % fechada, a partir do início da golfada na fase líquida na vazão de entrada, ou seja, após 600 s. Como já visto, o fenômeno que ocorre imediatamente após a falha é o aumento progressivo da pressão no separador. Novamente, evitou-se a ocorrência de pressões que excedessem valores da ordem de 14,0 kgf/cm^2, alcançada na presença de PSV. Dessa forma, o tempo de simulação foi de apenas 650 s. As modificações nas variáveis contínuas podem ser vistas nas Figura 4-26 e Figura 4-27.

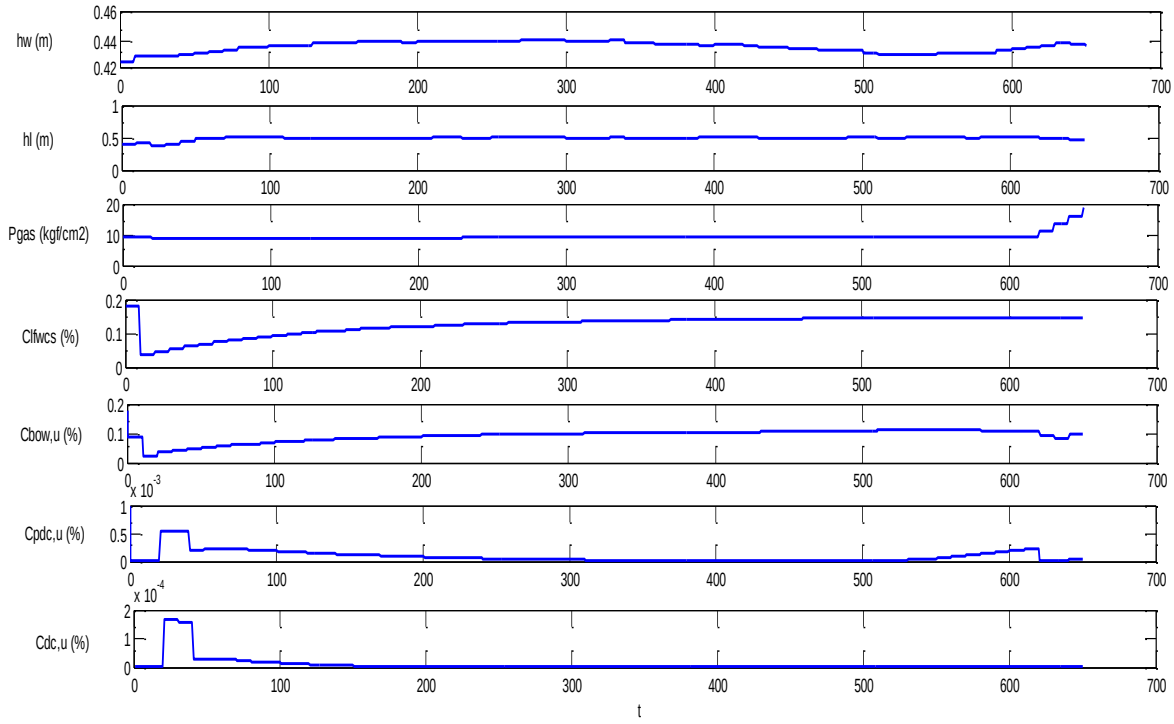

Figura 4-26: Variáveis controladas no cenário G + FVG

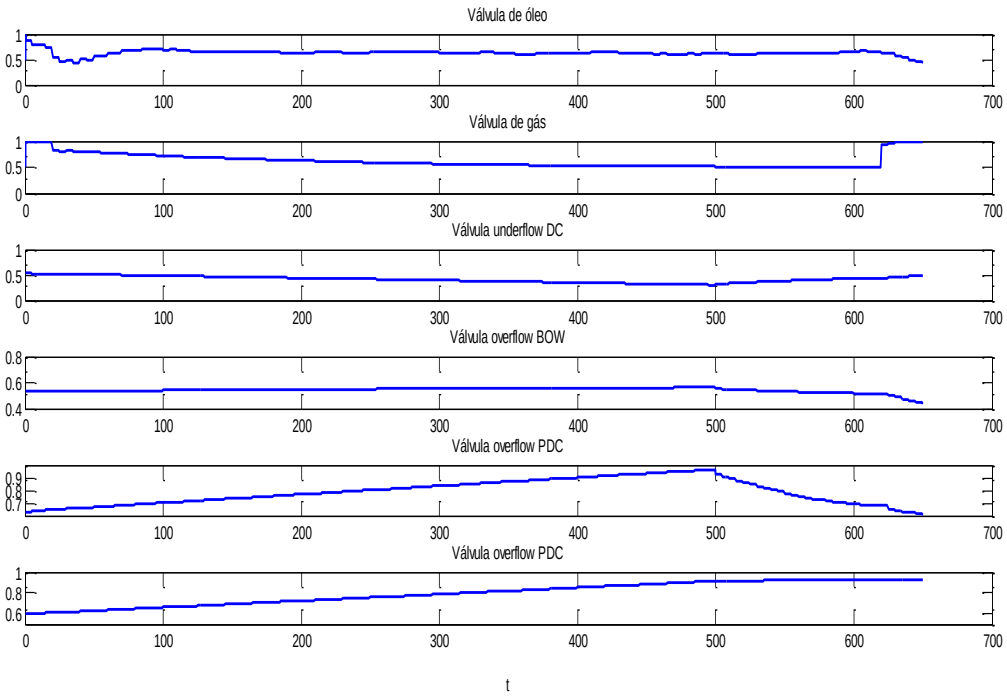

Figura 4-27: Variáveis manipuladas no cenário G+FVG

Após a falha, houve uma abertura válvula de óleo e fechamento da válvula de *underflow* do hidrociclone DC. Assim, ocorreu uma leve redução no nível de óleo na câmara de óleo e aumento no nível de água na interface água/óleo e leve aumento de nível da interface água/óleo, porém nenhuma dessas modificações provoucou acionamento de alarmes. As válvulas de *overflow* dos hidrociclones BOW e PDC fecharam, enquanto que a do *overflow* do hidrociclone DC abriu. Porém, as concentrações de óleo nos hidrociclones não sofreram modificações consideráveis em comparação a condição normal.

Apenas o alarme de pressão alta foi acionado, conforme exibido na Figura 4-28, diferentemente do que ocorreu na situação de falha sem golfada, mostrando que a presença de golfada influenciou no disparo de alarmes desse cenário. Portanto, para a realização de um diagnóstico desta falha, o alarme mais importante é o de pressão alta, primeiramente, por ser uma variável crítica para o sistema e por ser o único a ser acionado.

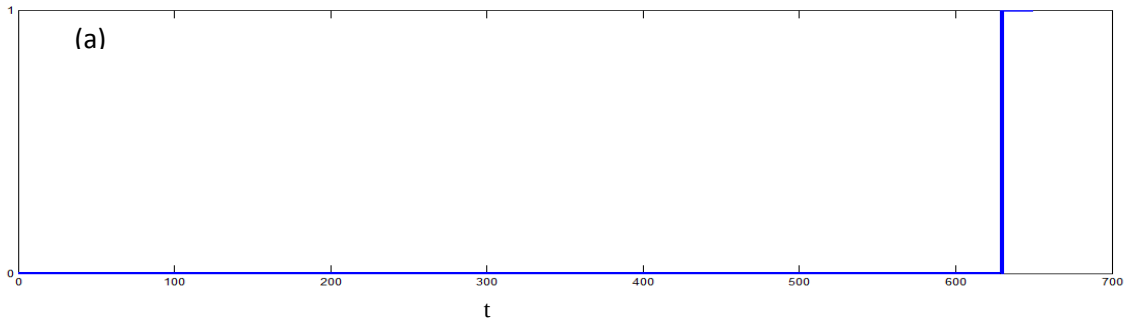

Figura 4-28: Acionamento de alarme cenário G+ FVG (a) Pressão alta

4.3 Comentários sobre as simulações

Apesar do simulador não ter sido desenvolvido para falhas tão bruscas e das interações expressivas existentes entre as variáveis manipuladas e as controladas, as simulações dos diversos cenários puderam ser realizadas por tempo suficiente para que os alarmes mais sensíveis fossem acionados, permitindo a análise dos mesmos no próximo Capítulo.

Capítulo 5 – Priorização dos alarmes e diagnóstico das falhas

Neste capítulo é apresentada no item 5.1 a metodologia proposta para a classificação dos cenários e priorização dos alarmes do processo e, na sequência, no item 5.2 é elaborada uma proposta, baseada em redes neuronais, para diagnóstico do sistema baseado na ativação dos alarmes.

5.1. Classificação dos cenários

A fim de entender o comportamento dos alarmes individualmente e suas influências em cada cenário foi elaborada a Tabela 5-1. A indição do cenário de falha correspondente à numeração apresentada abaixo se encontra na Tabela 4-2 e o período corresponde ao tempo em que o alarme permaneceu acionado.

Tabela 5-1: Acionamento dos alarmes

CENÁRIO / ALARME	I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII	IX
LAH-01	-	25s	-	275s	215s	40s	-	5s	-
LAL-02	-	-	-	-	-	-	310s	-	-
LALL-03	-	-	-	-	-	-	-	-	-
LAHH-04	-	285s	-	-	-	-	-	145s	-
LAH-05	-	285s	-	-	-	-	-	145s	-
LAL-06	-	-	10s	-	-	-	-	-	-
LALL-07	-	-	-	-	-	-	-	-	-
PAH-01	-	-	15s	-	-	-	-	-	25s
PAL-02	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ACAH-01	-	-	-	-	-	-	-	-	-
ACAL-02	-	-	15s	-	260s*	-	-	-	-
ACAH-03	-	-	-	40s	540s	-	35s*	-	-
ACAL-04	-	-	25s	-	-	-	-	-	-
ACAH-05	-	-	-	40s	280s	1465s*	-	-	-
ACAL-06	-	-	-	-	-	-	-	-	-

* Há oscilação no acionamento dos alarmes e o tempo apresentado é o maior tempo de acionamento.

Analisando a Tabela 5.1 é possível classificar os alarmes considerando a sensibilidade às falhas. Assim, é possível notar que o nível da interface água/óleo é a variável mais influenciada pelas modificações no sistema, pois seu alarme de alta é acionado em 4 cenários de risco (Figuras 4-6, 4.12, 4.14, 4.18). Dentre esses, no cenário de falha na válvula BOW (FVBOW) é acionado mais rapidamente, em 230 s; seguido dos cenários de falha na válvula de óleo (FVO) e falha na válvula PDC (FVPDC), por volta de 300 s, e golfada combinada com falha na válvula de óleo (G + FVO), em 760 s. O nível baixo da interface água/óleo só é acionado quando há apenas a golfada (Figura 4.22). Esse disparo ocorre na região de vale da golfada (1590 s). Porém, quando há combinação de golfada e falha esse efeito não é mais observado.

Os alarmes de nível alto e nível muito alto de óleo são acionados nos casos de falha na válvula de óleo com e sem a presença de golfada (Figuras 4.6 e 4.25). Na FVO ele ocorre muito rapidamente, em 20 s. O alarme de nível baixo de óleo só é disparado no cenário de falha na válvula de gás (FVG) (Figura 4.9) e rapidamente, em 15 s.

A pressão no separador é a variável mais crítica do sistema de estudo, por isso é essencial mantê-la em valores baixos. Apenas nos cenários de falha na válvula de gás (FVG e G+FVG) ocorreu alteração significativa para acionar o alarme (Figuras 4.9 e 4.29). É possível notar também que o disparo do alarme ocorre rapidamente, em 25 s. Nesses cenários, a pressão aumenta quase que exponencialmente. Por isso, o acionamento do alarme de pressão alta deve ser resolvido rapidamente.

O alarme de baixa concentração no hidrociclone BOW é disparado em dois cenários: falha na válvula de gás (FVG) e falha na válvula do hidrociclone PDC (FVPDC) e muito rapidamente (15 e 45 min, respectivamente) (Figuras 4.9 e 4.15). Esse alarme é um indicativo de que houve alguma variação no processo, mas não é uma variável muito crítica, pois o objetivo do processo é reduzir a concentração de óleo nos hidrociclones.

A concentração no hidrociclone PDC é uma das variáveis que mais sofrem alteração em relação àquelas na região dos hidrociclones. Observa-se que o alarme de concentração alta no hidrociclone PDC é acionado em 3 cenários: falha na válvula BOW (FVBOW), falha na válvula PDC (FVPDC) e golfada (G) (Figuras 4.12, 4.15 e 4.22). Nas situações de falha na válvula do hidrociclone BOW (FVBOW) e do PDC (FVPDC), a ativação ocorre quase instantaneamente. O alarme de baixa concentração do hidrociclone PDC é disparado na situação de falha na válvula

de gás (FVG) (Figura 4.9). Na falha da válvula de gás a diminuição na concentração ocorre muito rapidamente (15 s).

Nota-se que o alarme de alta concentração no hidrociclone DC é um alarme que responde rápidamente ao distúrbio, já que é disparado quase que instantaneamente nos cenários: FVBOW, FVPDC e FVDC (Figuras 4.12, 4.15 e 4.18).

Os alarmes de nível muito baixo da interface água/óleo, nível muito baixo de óleo, pressão baixa, concentração alta no hidrociclone BOW e concentração baixa no hidrociclone DC não foram disparados em nenhum dos cenários investigados.

A partir dos resultados comentados acima, foi possível classificar os cenários que precisam ser solucionados mais rapidamente.

Para essa classificação, usou-se como critério em primeiro lugar o tempo para o cenário levar a uma condição operacional extrema e, em segundo lugar, o número de variáveis afetadas (alarmes disparados). Assim, foi possível notar a urgência de solução de cada cenário. Esse resultado será considerado na definição dos critérios de priorização. A hierarquização apresentada abaixo vai do cenário que deve ser solucionado mais rapidamente (1) para o que pode demorar mais (8). É importante enfatizar que essa priorização leva em conta os resultados específicos encontrados nas simulações do Capítulo 4.

1. Falha na válvula de gás (FVG)
2. Golfada e falha na válvula de gás (G + FVG)
3. Falha na válvula de óleo (FVO)
4. Golfada e falha na válvula de óleo (G + FVO)
5. Falha na válvula PDC (FVPDC)
6. Falha na válvula BOW (FVBOW)
7. Falha na válvula DC (FVDC)
8. Golfada (G)

5.2. Critérios de priorização

Segundo VALDMAN (2013) os atuais gerenciadores de alarme apresentam seus resultados através de uma lista baseada em prioridade temporal. Ou seja, o alarme mais recente está no topo da lista, o que não ajuda o operador em uma situação anormal com disparo de múltiplos alarmes. Por conta disso, a metodologia proposta a seguir visa propor um sistema de priorização de alarmes aplicado ao sistema de tratamento de água oleosa usando bateria de hidrociclones. As prioridades foram baseadas na urgência de resposta do operador, as consequências da falha e importância. Além de categorizar e hierarquizar os alarmes baseado em sua prioridade perante os demais.

A metodologia proposta foi baseada na análise de risco qualitativa da matriz de risco. É relativamente simples e rápida, porém apresenta um alto nível de subjetividade na definição dos níveis de priorização. Esses níveis são influenciados pela experiência de profissionais, nível de percepção de risco da empresa, etc.

A análise das consequências é a medida dos efeitos físicos negativos provocados por um acidente na região afetada, esses efeitos podem atingir: pessoas, equipamentos e o meio ambiente. Tais consequências dependem das propriedades físico-químicas e dos volumes das substâncias envolvidas, condições operacionais, forma de liberação e as possíveis interações com o meio ambiente (DZIUBINSKI, 2006).

As consequências foram separadas de acordo com quatro aspectos: segurança/ pessoas, meio ambiente, produção/equipamento e reputação. Esses foram separados em quatro níveis de importância: menor, médio, maior e extrema. A

Tabela 5-3 foi baseada nas proposições dos trabalhos de ARAÚJO (2010) e GNONI & LETTERA (2012). A partir das consequências é possível definir o grau de importância de cada alarme.

A urgência foi definida no trabalho de ARAÚJO (2010) como o tempo de resposta necessário para uma ação ser tomada e está relacionada com a criticidade da variável do alarme e com a rapidez de resposta do alarme para indicar uma alteração no processo. Os alarmes mais

críticos devem ser solucionados mais rapidamente. Ela foi classificada como curto (< 5 min), médio (entre 5 e 15 min) ou longo (>15 min).

A partir da matriz proposta por ARAÚJO (2010), foi definida a matriz da Tabela 5.3. Ela é realizada considerando a importância e a urgência dos alarmes. Para o estudo das consequências foram utilizados dados de um HAZOP típico desenvolvido em uma plataforma real e os resultados encontrados nas simulações do sistema. Os alarmes que apresentaram mais de uma consequência foram classificados pela que proporcionou prioridade mais alta. Já o estudo das urgências foi baseado na classificação dos cenários de risco. A categorização das prioridades considerando consequências/urgência do sistema de estudo está presente na Tabela 5-2.

Tabela 5-2: Critérios para a análise das consequências

Consequências				
IMPORTÂNCIA / CONSEQUÊNCIA	**Menor**	**Médio**	**Maior**	**Extrema**
Segurança (Pessoas)	Sem lesões	Pequenas lesões	Lesões mais graves	Invalidez ou morte
Meio ambiente	Impacto insignificante	Possibilidade remota de violação de limite ambiental	Situação com alguma possibilidade de violação dos limites ambientais	Situação com potencial real de violação dos limites ambientais
Produção/ Ativos	Pequenas perturbações no processo / danos insignificantes a equipamentos que não comprometem a operação	Perturbações moderadas no processo / danos de baixo custo aos equipamentos	Parada do processo / dano significante ao equipamento	Perda de produção /equipamento destruído com possibilidade de perda da instalação
Reputação	Impacto insignificante	Impacto em esfera local	Impacto em esfera nacional	Impacto massivo atingindo esfera internacional

Tabela 5-3: Matriz de priorização

Matriz de priorização				
IMPORTÂNCIA / URGÊNCIA	**Menor**	**Médio**	**Maior**	**Extrema**
< 5 min	MÉDIO	MÉDIO	ALTO	ALTO
5 a 15 min	BAIXO	MÉDIO	MÉDIO	ALTO
> 15 min	BAIXO	BAIXO	MÉDIO	ALTO

Tabela 5-4: Classificação das consequências dos alarmes

Alarme	Consequências	Urgência	Prioridade
PAH-01	Sobrepressão no vaso separador podendo causar destruição do equipamento e até morte de operadores. Impacto massivo atingindo esfera internacional	< 5 min	ALTA
PAL-02	Perturbações moderadas no processo.	< 5 min	MÉDIO
LAH-01	Perturbações moderadas no processo.	5 a 15 min	MÉDIO
LAL-02	Pequenas perturbações no processo.	5 a 15 min	BAIXO
LALL-03	Parada do processo.	5 a 15 min	MÉDIO
LAHH-04	Contaminação da água com óleo, possibilidade de extrapolação dos limites ambientais.	5 a 15 min	MÉDIO
LAH-05	Pequenas perturbações no processo.	5 a 15 min	BAIXO
LAL-06	Perturbações moderadas no processo.	5 a 15 min	MÉDIO
LALL-07	Perda de produção por redução da vazão de saída de óleo.	5 a 15 min	ALTA
ACAH-01	Possibilidade remota de violação de limite ambiental.	> 15 min	BAIXO
ACAL-02	Pequenas perturbações no processo.	> 15 min	BAIXO
ACAH-03	Situação com alguma possibilidade de violação dos limites ambientais	> 15 min	MÉDIA
ACAL-04	Pequenas perturbações no processo.	> 15 min	BAIXO
ACAH-05	Contaminação da água com óleo, potencial real de violação dos limites ambientais.	> 15 min	ALTA
ACAL-06	Pequenas perturbações no processo.	> 15 min	BAIXO

De acordo com a EEMUA (2007) três níveis de prioridades são ergonomicamente eficientes: baixo, médio e alto. A comparação entre os níveis sugeridos pelo EEMUA e os encontrados no sistema de alarmes proposto pode ser visto na Tabela 5-5.

Tabela 5-5: Comparação do processo com recomendações EEMUA

Prioridades	EEMUA	Processo
ALTO	5%	20%
MÉDIO	15%	40%
BAIXO	80%	40%

Através dos resultados da Tabela 5-5 é possível notar que o sistema apresentou mais classificações de prioridades baixas e médias do que altas. Como desejado, alarmes de menor prioridade são a maioria, e os de alta prioridade representam apenas 20% do total, indicando que o processo não opera em condições críticas com relação a segurança, produção/equipamento ou meio-ambiente. Porém, o nível de prioridade baixa está com percentual abaixo do recomendado, já os níveis médio e alto estão acima do recomendado. Como essa classificação foi baseada nas piores consequências dos cenários, sem considerar a presença de salvaguardas, acaba sendo conservadora. Se essas consequências fossem baseadas em opiniões de especialista, talvez o resultado se aproximasse do recomendado pela EEMUA.

A apresentação da priorização ao operador foi proposta uma interface homem-máquina (IHM), que deve ser atualizada constantemente, mostrando apenas os últimos 100 s. Essa tela para um cenário hipotético pode ser vista na Figura 5-1. Essa interface mostra todos os alarmes propostos. As três primeiras linhas se referem a alarmes do separador e as três últimas, a alarmes dos hidrociclones. Assim, o operador poderá facilmente visualizar em que local do processo estão correndo problemas.

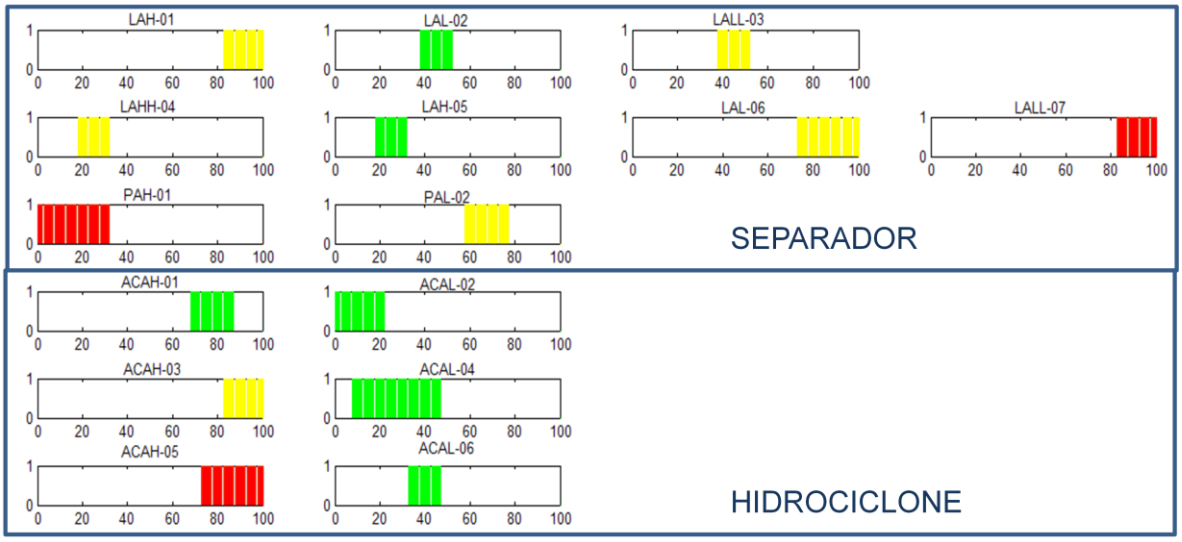

Figura 5-1: Proposta de interface homem-máquina

5.3. Diagnóstico da condição operacional a partir dos alarmes

Os alarmes foram projetados muito cuidadosamente de modo a garantir um monitoramento do processo sob os pontos de vista de segurança e qualidade. Ou seja, escolheram-se alarmes relacionados à pressão, aos níveis e às concentrações da água que será descartada, com uma escolha rigorosa dos *setpoints*.

Isso, atrelado a um sistema de controle eficiente (MPC), tornou o sistema de alarmes eficiente, uma vez que os alarmes apresentam um bom grau de desacoplamento temporal, como mostrado nas simulações do Capítulo 4. Assim, é possível fornecer para o operador algumas regras que - a partir da análise da ativação dos alarmes - indiquem a condição de falha à qual o processo possa estar submetido.

1) Alarme de nível baixo da interface água/óleo ativado – Golfada
2) Alarme de nível baixo de óleo ativado – FVG
3) Alarme de nível alto da interface água/óleo muito alto ativado – possíveis falhas: FVO, FVBOW, FVPDC, FVDC e G + FVO
   a) + alarme de concentração alta DC ativado – FVDC
   b) + alarme de nível muito alto óleo ativado + alarme de nível alto de óleo ativado – FVO
   c) + alarme de concentração alta no PDC ativado + alarme de concentração alta no DC ativado - FVBOW
   d) + alarme de concentração baixa no BOW ativado + alarme de concentração alta DC ativado – PDC
   e) + alarme de nível muito alto de óleo ativado + alarme de nível alto de óleo ativado – G + FVO
4) Alarme pressão alta ativado – pode ser FVG ou G + FVG.

De modo a facilitar a detecção e o diagnóstico da(s) falha(s) a partir dos dados de alarmes, foram treinadas redes neuronais artificiais do tipo multicamadas para automatizar essa tarefa. Para tanto, foi empregado o *software Statistica 8.0*.

As redes neuronais não serão revistas aqui, uma vez que elas são apenas aplicadas neste estudo. Ademais, elas já são um padrão computacional com uso bastante disseminado há 3

décadas (RUMMELHART & McCLELLAND, 1986). Os fundamentos sobre as mesmas podem ser encontrados em várias referências (DE SOUZA JR., 1993; BAUGHMAN & LIU, 1995; HAYKIN, 1999, entre outros).

Seguem algumas informações sobre o projeto das redes:

a) as redes tiveram como dados de entrada os sinais de ativação dos alarmes que se ativaram (LAH-01, LAL-02, LAHH-04, LAH-05, LAL-06, PAH-01, ACAL-02, ACAH-03, ACAL-04, ACAH-05) e como saída a classificação do cenário. Logo, foram projetadas redes classificadoras com 10 entradas (as ativações) e 9 classes;

b) os dados empregados para treinar as redes são aqueles apresentados no Capítulo 4 correspondentes às simulações do modelo fenomenológico. As corridas tiveram diferentes durações, limitadas pelos eventos ocorridos em cada caso. Um total de 2359 padrões foi empregado, sendo 80 % para treinamento e 20 % para validação;

c) foram comparadas redes do tipo MLP (MultiLayer Perceptron) e RBF (Radial Basis Function), mas as primeiras apresentaram melhor desempenho e estrutura mais compacta em todos os casos testados nesse estudo, portanto apenas seus resultados serão apresentados aqui;

d) as melhores redes obtidas apresentaram um percentual de acertos da ordem de 98,2 % para os dados de treinamento e 99,2 % para os dados de teste. Tipicamente, o número de neurônios não lineares na camada escondida ficou entre 8 e 10;

e) o método de treinamento empregado foi o método quase-newton BFGS (Broyden-Fletcher-Goldfarb-Shanno).

Apresentam-se agora os resultados obtidos para uma rede típica (MLP 10-10-9), sendo tangente hiperbólica a função de ativação dos neurônios escondidos e dos neurônios da saída, *softmax* (ativação exponencial, normalizada). (Tabela 5-6)

Tabela 5-6: Desempenho da rede para cada cenário

	Normal	FVO	FVG	FVBOW	FVPDC	FVDC	Golfada	G+FVO	G+FVG
Total	1571	57	6	63	100	466	62	29	5
Correto	1571	57	5	55	100	466	62	0	5
Incorreto	0	0	1	8	0	0	0	29	0
Correto (%)	100	100	83	87	100	100	100	0	100
Incorreto (%)	0	0	16	12	0	0	0	100	0

Como se constata da Tabela 5-6, a rede apresentou 100 % de acertos em 6 dos 9 cenários, um elevado percentual (acima de 80 %) e erro 100 % em apenas um cenário. Especificamente, acertou o total de casos para operação normal, falha na válvula de óleo, falha na válvula do PDC, falha na válvula do DC, golfada e golfada simultânea à falha na válvula de gás. Acertou 87 % dos casos da falha na válvula do BOW, 83 % dos casos na válvula de gás e errou todos os casos para o caso de golfada simultânea à falha na válvula de óleo.

Analisando agora a Tabela 5-7 da matriz de classificação (ou matriz de confusão), os erros ocorridos poderão ser avaliados mais adequadamente. Verifica-se que:

i. a falha no hidrociclone BOW foi em 8 dos 63 padrões confundida com a falha na válvula do PDC;

ii. a falha na válvula de gás foi apenas em 1 de 6 padrões confundida com o cenário em que essa falha coexistiria com a golfada;

iii. a falha na válvula de óleo simultânea à golfada foi em todos os casos confundida com a situação em que apenas a falha na válvula estava presente. Isso já seria esperado pela análise dos alarmes, neste caso realizada no Capítulo 4.

Tabela 5-7: Matriz de classificação

	Normal	FVO	FVG	FVBOW	FVPDC	FVDC	Golfada	G+FVO	G+FVG
FVBOW	0	0	0	55	0	0	0	0	0
FVDC	0	0	0	0	0	466	0	0	0
FVG	0	0	5	0	0	0	0	0	0
FVO	0	57	0	0	0	0	0	29	0
FVPDC	0	0	0	8	100	0	0	0	0
G+FVG	0	0	1	0	0	0	0	0	5
G+FVO	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Golfada	0	0	0	0	0	0	62	0	0
Normal	1571	0	0	0	0	0	0	0	0

Percebe-se que o confundimento não prejudicaria a interpretação do operador das falhas nas válvulas. Dessa forma, considera-se que o desempenho da rede neuronal foi extremamente satisfatório.

A Figura 5-2 resume a proposta do trabalho contendo o sistema, seus alarmes, o disgnóstico e a IHM.

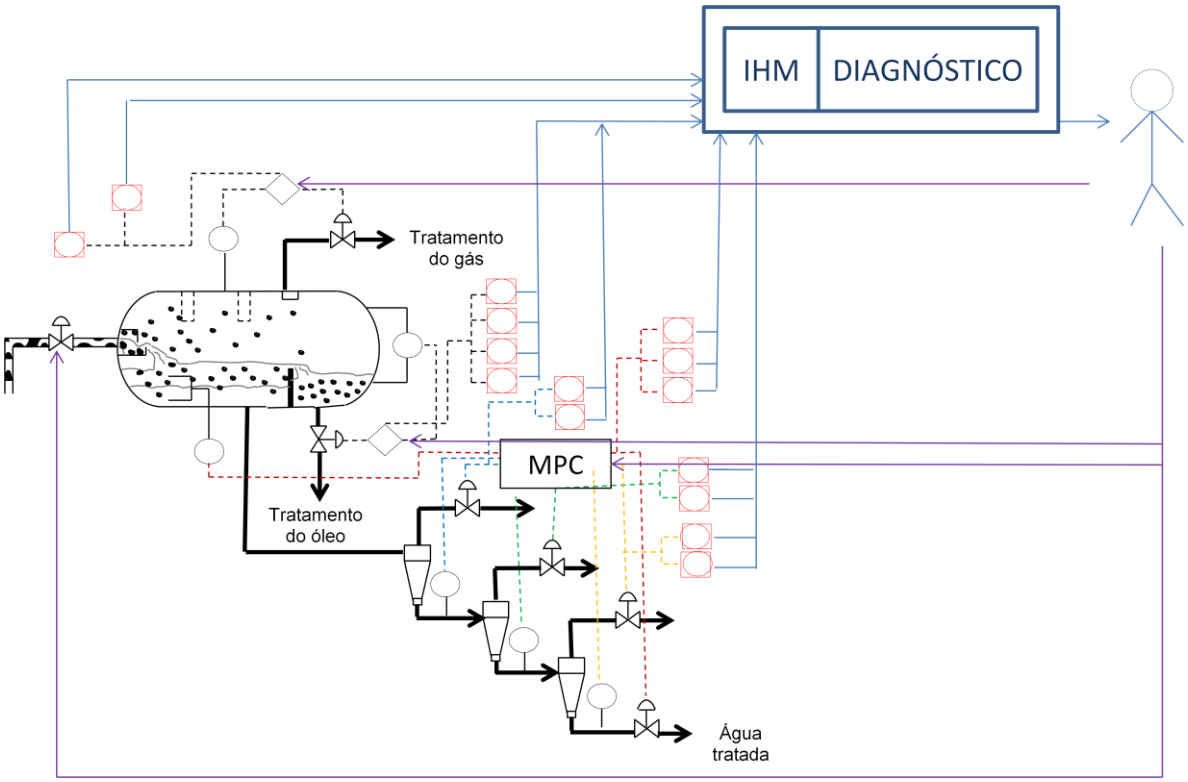

Figura 5-2: Proposta do sistema completo

Capítulo 6 - Conclusões

Neste trabalho, os alarmes para o sistema de tratamento de água oleosa usando bateria de hidrociclones foram projetados, modelados e analisados usando os principais padrões no assunto: EEMUA 191 e ISA 18.2.

A tecnologia desenvolvida pela empresa Kvaerner se mostra uma alternativa simples e eficiente para aplicação em instalações de produção *offshore*. Porém, os hidrociclones são sensíveis a perturbações de vazão, por isso o uso de um controle bem elaborado como o MPC se faz necessário. Aqui se utilizou um simulador em Matlab/Simulink, desenvolvido por RIBEIRO (2009), com controle MPC nos hidrociclones.

Inicialmente foram definidos os alarmes com base em trabalhos na literatura e P&ID de uma unidade real. Os *setpoints* foram determinados com base em dados de simulações de trabalhos anteriores e documentos reais. O sistema de alarmes foi modelado no Simulink como ferramenta lógica. A partir disso, o comportamento do sistema foi analisado com base em simulações com diferentes falhas e perturbação de carga na alimentação na forma de golfadas. Observou-se que, mesmo nessas situações extremas, não houve avalanche de alarmes, já que o máximo de alarmes disparados nas situações investigadas foram 4 e para a caracterização de avalanche seria necessário o acionamento de 10 alarmes em 10 minutos. Os alarmes também se mostraram sensíveis e temporalmente desacoplados.

Por conta da rapidez com que a variável da pressão responde à falha e às consequências geradas, o cenário de falha na válvula da pressão no separador trifásico se mostrou o mais crítico. O cenário de falha na válvula de óleo vem em seguida por conta do número de variáveis afetadas (alarmes disparados). A presença somente de golfada provocou variações nas condições de processo e acionamento de alarmes. Porém, quando combinada com outros cenários de falha, por ser de dinâmica mais lenta, as falhas nas válvulas (condições mais bruscas e rápidas) dominaram, dificultando a percepção da golfada.

A priorização dos alarmes foi realizada usando a classificação dos alarmes em três níveis de prioridade: alto, médio e baixo. A metodologia proposta foi baseada na análise de risco qualitativa da matriz de risco e nos trabalhos de ARAÚJO (2010) e GNONI & LETTERA (2012). As prioridades foram baseadas na urgência de resposta do operador, nas consequências

da falha e na importância dos alarmes. Após a classificação dos alarmes do sistema, observou-se que o mesmo apresentou mais alarmes de baixa prioridade e menos de alta prioridade como desejado. Porém, como as consequências utilizadas para a classificação foram drásticas, foram obtidos percentuais de alarmes com prioridade alta e média maiores do que os recomendados pela EEMUA.

Por fim, foram definidas regras para auxiliar o operador a definir o cenário de risco com base nos alarmes disparados. Essas regras ajudarão no monitoramento e diagnóstico do sistema proposto. Foi ainda desenvolvido um sistema baseado em redes neuronais para automaticamente diagnosticar o cenário a partir das ativações dos alarmes, com elevada percentagem de acertos (99,2%), "confundido-se" apenas em cenários de falhas conjuntas com golfadas e percebendo mais rapidamente o evento mais brusco (falha).

Foi possível a realização de quase todas as etapas do gereciamento de alarmes apresentadas no Capítulo 2. Foi desenvolvida uma filosofia para a definição dos alarmes e desfinido o sistema de alarmes com suas variáveis, *setpoints* e prioridades. Através de diagnóstico de falhas utilizando redes neuronais foi possível monitorar as condições da planta e ajudadar na tomada de decisão a partir da proposta de IHM. Através das simulações dinâmicas foi possível resalizar uma análise do desempenho do sistema.

Finalmente, destaca-se a novidade da aplicação de gerenciamento de alarme ao processo compacto de tratamento de água oleosa em platafoma *offshore*. Adicionalmente, o desenvolvimento de sistema de diagnóstico baseado em alarmes insere-se em uma área ainda em desenvolvimento (SOARES, 2013). O sistema de diagnóstico baseado apenas em números binários (0 e 1), demanda uma baixa carga computacional. Tal sistema pode eventualmente ser modificado para receber também dados de variáveis contínuas amostradas. Outras sugestões para trabalhos futuros são:

- estudar o sistema de processamento completo de uma plataforma *offshore;*
- utilizar um modelo diferente para o separador trifásico considerando a influência de agentes emulsionantes, geração de espuma e arraste de líquido pela fase gasosa, já que são grandes desafios do processo de tratamento de água oleosa;
- propor uma nova matriz de prioridades usando cálculos com dados de falhas e série temporal de falhas e distúrbios em uma plataforma real;

- propor as consequências dos alarmes utilizando opinião de especialistas;

- testar outros cenários de falhas;

- testar golfadas diferentes;

- melhorar a robustez do simulador frente a falhas;

- verificar a robustez do sistema de alarmes frente a ruídos;

- comparar a proposta do trabalho com o que ocorre com os sistemas de alarmes em outras indústrias;

- desenvolver sistems híbridos de diagnóstico de falhas usando dados discretos de alarmes e de variáveis contínuas em busca de maior eficiência no diagnóstico.

Capítulo 7 – Referências Bibliográficas

ADNAN N. A. IZADI, I. CHEN, T.. On Expected Detection Delays for Alarm System with Deadbands and Delay-timers. Jornal of Process Control 21 (2011) p.1318-1331, 2011.

AHNLUND J., BERGQUIST T. An Alarm Reduction Application at District Heating Plant. IEEE Conference on Emerging Technologies and Factory Automation p 187-190. 2003.

ALMEIDA, C. S. Estudo de Estratégias de Controle para Sistema Compactos Offshore de Processamento Primário de Petróleo. Dissertação de Mestrado, Engenharia Química – EQ, UFRJ, Rio de Janeiro, 2014.

ALVES, C. L. Uma Aplicação da Técnica de Análise de Camadas de Proteção (LOPA) na Avaliação de Risco de Incêndio nas Rotas de Cabos de Desligamento de um Reator Nuclear. Dissertação de Mestrado, Engenharia Nuclear - COPPE, UFRJ, Rio de Janeiro, 2007.

ANP. Análise do Acidente com a Plataforma P-36 – Relatório da Comissão de Investigação ANP/ DPC – Julho/2001. Disponível em <www.anp.gov.br/>. Acesso em 22/02/2016.

ARAÚJO, E. V. Gerenciamento de Alarmes em Plantas Industriais: Conceitos, Normas e Estudos de Caso em um Forno de Reaquecimento de Blocos. Dissertação de Mestrado. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica, Escola de Engenharia, UFMG, Minas Gerais, 2010.

ARAÚJO, J. R. S. de. Métricas de Desempenho para Sistema de Alarmes de Processos Industriais. Dissertação de Mestrado Programa de Pós-Graduação em Engenharia Elétrica e de Computação, UFRN, Natal, 2011.

BAUGHMAN D.R.,LIU Y.A. Neural Networks in Bioprocessing and Chemical Engineering. Blacksburg, VA: Virginia Polytechnic Institute and State University, 1995. 171p.

BENEDETTI, J. L. Como intensificar a confiabilidade humana em sistemas aéreos e industriais. Monografia Ciência da Computação, Faculdade de Jaguariúna, Jaguariúna, 2006.

BP. Deepwater Horizon Accident Investigation Report – September 8, 2010. Disponível em <www.bp.com/>. Acesso em 22/02/2016.

BRANSBY, M., JENKINSON, J.. The management of alarm systems. HSE Contract Research Report 166. Suffolk, UK: HSE Books, 1998.

BRITTO, R. R. L. Uso de Simulação para Estudos de Hazop. . Exame de Qualificação de Doutorado, Engenharia Química – COPPE, UFRJ, Rio de Janeiro, 2015.

CANDY R., TAISNE. Advanced Alarm Processing Facilities Installed on Eskom's Energy Management System. IEEE PES Power Africa 2007 Conference, Johannesburg, South Africa, 2007.

CHENG, Y., IZADI, I., CHEN, T. Pattern Matching of Alarm Flood Sequences by a Modified Smith-Waterman Algorithm. Chemical Engineering Research and Design, 9(I), p. 1085-1094. 2013.

DE SOUZA JR MB, Redes Neuronais Multicamadas Aplicadas a Modelagem e Controle de Processos Químicos. Tese. Engenharia Química – COPPE, UFRJ, Rio de Janeiro1993.

DI DOMENICO, J., VAZ JR., C. A., SOUZA JR. M. B. Quantitative risk assessment integrated with process simulator for a new technology of methanol production plant using recycled CO2. Journal of Hazardous Materials, v. 274, p. 164-172, 2014.

DUMM, D. G., SANDS, N.P. ISA-SP18 – Alarm System Management and Design Guide, ISA EXPO 2005, Chicago, 2005.

DZIUBINSKI, M.; FRATCZAK, M.; MARKOWSKI, A. S. Aspects of risk analysis associated with major failures of fuel pipelines. Journal of Loss Prevention in the Process Industries, 19 (5), p. 399-408, 2006.

EEMUA. Engineering Equipment Materials Users' Association. Alarm Systems A Guide to Design, Management and Procurement. Publication 191, second edition, London, 2007.

FILGUEIRAS, N. G. T., 2005, Modelagem, Análise e Controle de um Processo de Separação Óleo/água. Dissertação de Mestrado, Engenharia Química – COPPE, UFRJ, Rio de Janeiro, 2005.

FLEMING, P. V. GARCIA, C. B. Avaliação de riscos industriais e ambientais com análise preliminar de perigos (APP) e lógica fuzzy. Disponível em < www.abepro.org.br/biblioteca>. Acesso em 19/01/2015.

FOONG, O. M. SULAIMAN, S.. ROMBLI, A., ABDULLAH, N. S. ALAP: Alarm Priorization System for Oil Refinery. WCECS – World Congree on Engineering and Computer Science, v.II, San Francisco, 2009.

GNONI, M. G. LETTERA, G. Near-miss Management System: A Methodological Comparison. Jornal of Loss Prevention in Process Industries 25 (2012) p.609-016. 2012.

HAYKIN S. Neural Networks. A Comprehensive Foundation. 2nd ed. Hamilton, Ontario, Canada: McMaster University, 1999. 842p.

HOLLIFIELD, B. R; HABIBI, E. Alarm systems greatly affect offshore facilities amid high oil process. World Oil Magazine, v. 227, n. 9. September 2006.

ISA. International Society of Automation, Management of Alarm Systems for the Process Industries, North Carolina, 2009.

LEITÃO, G. B. P. Algoritmos para Análise de Alarmes em Processos Petroquímicos. Dissertação de Mestrado, Programa de Pós-Graduação em Ciências e Engenharia de Petróleo, UFRN, Rio Grande do Norte, 2008.

LIMA, K. M. Detecção do SIL em Malhas de Segurança de uma Turbina a Gás. Monografia de Pós-Graduação em Automação Industrial para Sistemas de Produção, Refino e Transporte de Petróleo, SENAI, Rio de Janeiro, 2010.

LIU, J., LIM, K., HO, W., TAN, K., SRINIYSAN, R., KAY, A. The Intelligent Alarm Management System, IEEE Computer Society, p. 66-71, 2003.

MACIEL, M.S. Detecção de Grandes Perturbações de Vazão de Produção em Plataformas Brasileiras de Petróleo Usando Monitoramento Estatístico de processo. Dissertação de Mestrado, Engenharia Química - EQ, UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, 2009.

MARTINS, M. R.; NATACCI, F. B. Metodologia para análise preliminar de riscos de um navio de transporte de gás natural comprimido. Disponível em: < www.ipinamericas.org/ > Acessado em 10/01/2015.

MCGRATH, S. To Study International Practice and Use of Risk Assessment in Dammanagement. The Winston Churchill Memorial Trust of Australia, 2000. Disponível em: <www.churchilltrust.com.au/media/fellows/McGrath_Shane_2000.PDF> Acesso em: 27/09/15.

MME, boletim de exploração e produção de petróleo e gás natural nº2 – 2014. Disponível em <www.mme.gov.br/>. Acesso em 03/09/15.

MORAES, C. A. C. Modelo Fluidodinâmico para a Estimativa de Eficiência em Hidrociclones para Águas Oleosas. Dissertação de Mestrado, EngenhariaQuímica - COPPE, UFRJ, Rio de Janeiro,1994.

MORAES, C.A.C., MARINS, L.P.M., MELO, D.C., SILVA, F.S., SOUZA, M.A., Desenvolvimento de Hidrociclones para Altos, Médios e Baixos Teores de Óleo. Boletim Técnico de Produção de Petróleo, Rio de Janeiro – volume 3, nº2, p.259-287, 2008

NIMMO, I. The Importance of Alarm Management Improvement Project. INTERKAMA. 1999. Disponível em: <www.asmconsortium.net/>. Acesso em: 27/09/15.

NUNES, G. C. Modelagem e Simulação Dinâmica de Separador Trifásico Água- Óleo- Gás. Dissertação de Mestrado, Engenharia Química - COPPE, UFRJ, Rio de Janeiro, 1994.

NUNES, G.C. Processamento Primário de Petróleo. Notas de aula. Pós-graduação em Processamento Upstream, UFRJ, Rio de Janeiro, 2013.

O'BRIEN, L. O.,Woll, D. Alarm Management Strategies. ARC Strategies. USA, November 2004.

PETROBRAS, Separador Submarino já está Instalado em Marlim e FMC Garante Segurança do Equipamento, publicada em 09/01/12. Disponível em <www.petronoticias.com.br/archives /4618.>. Acesso em 01/02/16.

PINTO, D. D. D. Estratégia de Controle Contra Intermitência Severa na Alimentação de Separadores Offshore. Dissertação de Mestrado, Engenharia Química – EQ, UFRJ, Rio de Janeiro, 2009.

QIAN, Y., LI, X., IANG, Y., WEN, Y. An Expert System for Real-time Fault Diagnosis of Complex Chemical Process. Elsevier, p. 2524-2533, 2003.

QUELHAS, A.D. *et al*. Processamento de Petróleo e Gás. 1. Ed. Rio de Janeiro: Editora LTC, 2012. 266p.

REISING, D. V. C., MONTGOMERY, T. Achieving Effective Alarm System Performance: Results of ASM® Consortium Benchmarking against the EMMUA Guide for Alarm Systems. 20th Annual CCPS International Conference. Altanta, 2005.

RIBEIRO, C. H. P. Simulação e Avaliação de Controle Preditivo Aplicado a Sistema de Tratamento Primário de Petróleo. Monografia. Engenharia de Controle e Automação, Escola de Politécnica, UFRJ, Rio de Janeiro, 2009.

RIBEIRO, C. H. P. Controle Preditivo Multivariável com Requisitos de Qualidade em Plataformas de Produção de Petróleo. Dissertação de mestrado, Engenharia Elétrica – COPPE, UFRJ, Rio de Janeiro, 2012.

RUMELHART D.E., McCLELLAND J.L. Parallel Distributed Processing: Explorations in the Microstructure of Cognition. Cambridge: The MIT Press, 1986. Volume 1.

SAITO,K., AQUINO, L., LEITÃO, G. B. P., ARAÚJO, J. R. S., GUEDES, L. A. Tratamento Avançado de Alarmes em Unidades Industriais – Práticas Atuais e Desafios Tecnológicos. V Congresso Rio Automação, 2009.

SCHELEBURG, M., CHRISTIANSSEN, L., THORNHILL, N. F., FAY, A. A Combined Analysis of Plant Connectivity and Alarm Logs to Reduce the Number of Alerts in an Automation Plant. Jornal of Process Control 23 (2013) 839-851, 2013.

SEBORG, D. E., EDGAR, T. F., MELLICHAMP, D. A. Process Dynamics and Control, Jonh Wiley & Sons, 2010.

SILVEIRA, M. A. C. R. Controle de um Processo de Tratamento Primário de Petróleo. Dissertação de Mestrado, Engenharia Química - COPPE, UFRJ, Rio de Janeiro, 2006.

SOARES, V. B. Análise Crítica das Camadas de Proteção Exigidas pela NR 13 e sua Adequação para Processos de Extração Supercrítica. Dissertação de mestrado do Programa de Engenharia Química UFRRJ, 2010.

SOARES, V. B. Análise de Riscos Dinâmica Utilizando Dados de Alarmes. Exame de Qualificação de Doutorado, Engenharia Química – COPPE, UFRJ, Rio de Janeiro, 2013.

SUMMER, A. E. Introduction to Layers of Protection Analysis, Jornal of Hazardous Materials, v. 104, pp.163-168, 2003.

THOMAS, J.E. Fundamentos de Engenharia de Petróleo. 2.ed. Rio de Janeiro: Editora Interciência, 2004. 271p.

TIXIER, J.; DUSSERRE, G.; SALVI, O.; GASTON, D. Review of 62 Risk Analysis Methodologies of Industrial Plants. Journal of Loss Prevention in the Process Industries v.15, pp. 291-303, 2002.

VALDMAN, A. Estrutura Unificada Baseada em Sensor Visual e Tecnologia Fieldbus para Monitoramento, Diagnóstico e Controle de Caldeiras. Tese. Engenharia Química – EQ, UFRJ, Rio de Janeiro, 2013.

APÊNDICE A

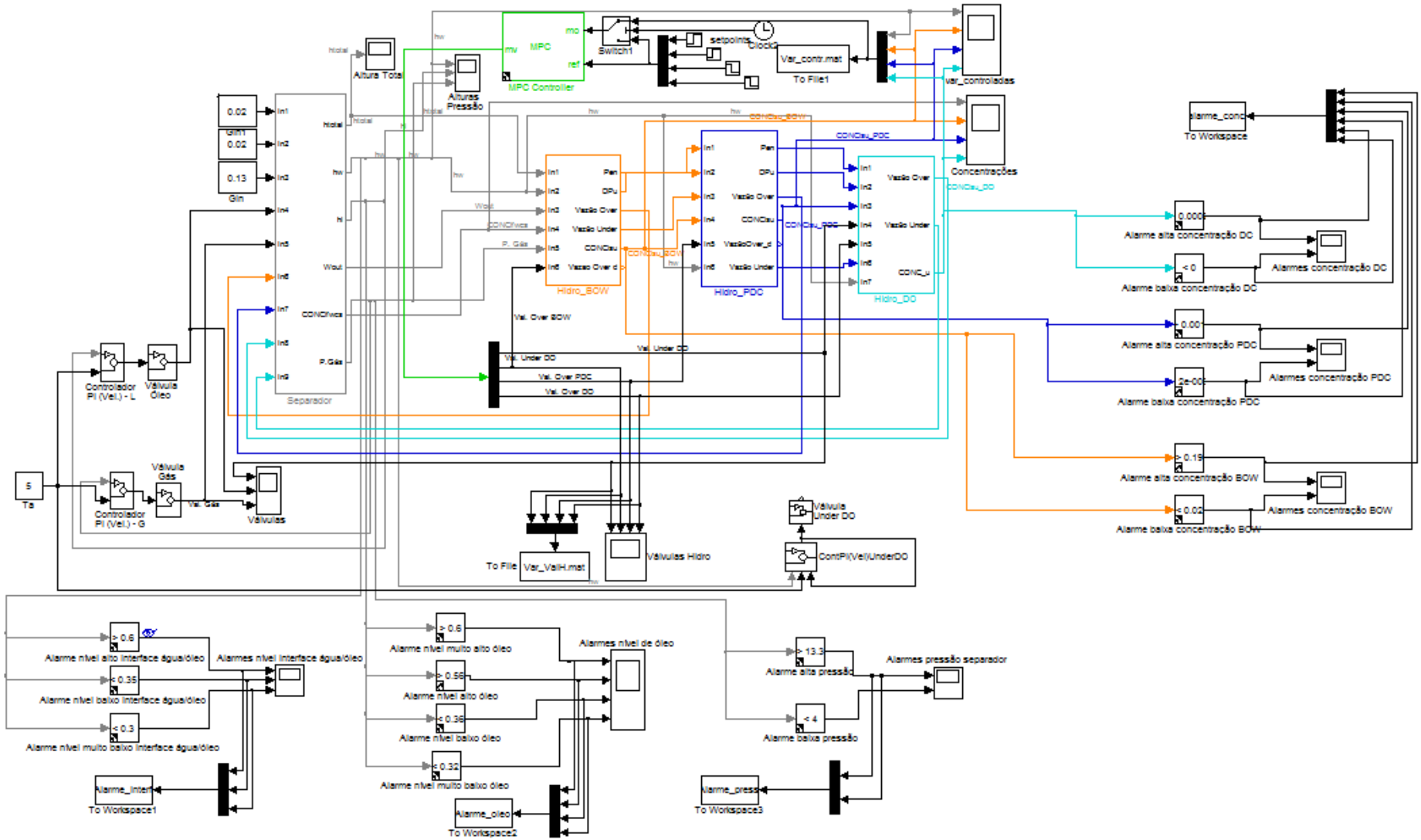

Figura A-1: Diagrama de blocos em Simulink que implanta o sistema completo sem golfadas e sem falhas