SÍNTESE DE CONTROLE E ANÁLISE DE CENÁRIOS EM PLANTAS *OFFSHORE* DE ÓLEO E GÁS

JULIANA CASACCIA VAZ

DISSERTAÇÃO APRESENTADA AO CORPO DOCENTE DO CURSO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM TECNOLOGIA DE PROCESSOS QUÍMICOS E BIOQUÍMICOS COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM CIÊNCIAS

ESCOLA DE QUÍMICA

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO

2009

SÍNTESE DE CONTROLE E ANÁLISE DE CENÁRIOS EM PLANTAS OFFSHORE DE ÓLEO E GAS

JULIANA CASACCIA VAZ

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 OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM CIÊNCIAS.

Aprovada por:

_____

Profa.Ofélia de Queiroz F. Araújo, Ph.D.–Orientadora/Presidente da Banca

_____

Prof. José Luiz de Medeiros, D.Sc – Orientador

_____

Prof. Argimiro Resende Secchi, D.Sc.

_____

Giovani Cavalcanti Nunes, D.Sc.

_____

Prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D.Sc.

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

2009

FICHA CATALOGRÁFICA

V 393s Vaz, Juliana Casaccia

Síntese de Controle e Análise de Cenários em Planta *Offshore* de Óleo e Gás / Juliana Casaccia Vaz -- 2009.
ix, 167 p., il.

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

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

1. Simulação Dinâmica, 2. Modelagem do Processo, 3. Controle, 4. Plataformas de Petróleo
I. Araújo, Ofélia de Queiroz Fernandes, Medeiros, José Luiz de (Orient.). II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Programa em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química. III. Título.

CDD: 660.281 5

Dedico este trabalho

à Alice, ao João e ao Alberto

“Não se deve procurar se fora do céu existe lugar, vácuo ou tempo;
porque único é o lugar geral, único o espaço imenso,
que podemos livremente chamar de vácuo,
onde existem inumeráveis e infinitos globos,
como existe este , onde nós vivemos e vegetamos.
Esse espaço nós chamamos infinito, porque não existe razão, conveniência,
possibilidade, sentido ou natureza que deva limitá-lo.”
(Giordano Bruno)

AGRADECIMENTOS

Aos meus orientadores, Ofélia e José Luiz, pelos ensinamentos, paciência, presteza, incentivo e amizade.

Ao corpo docente da EQ e à PETROBRAS, responsáveis pela minha formação profissional.

Aos meus colegas do CENPES, em especial à equipe de Processo da Engenharia Básica do E&P, não só pelo apoio na execução das minhas tarefas, quando precisava me ausentar para desenvolvimento da dissertação, mas, principalmente, pela amizade e carinho de todos.

Ao Oscar pelo apoio fundamental dado no caso 3, sem o qual o fenômeno de *steam explosion* não seria abordado nesta dissertação.

À Silvana, por manter a família e a casa organizada, dentro do possível, considerando os patrões que ela arrumou.

Ao meu pai pelo seu apoio e torcida de sempre.

Ao João e à Alice por serem tão maravilhosos!

Sinto fortemente que sou parte de minha mãe. Ela deixou um pedacinho seu em cada um que teve o prazer de conhecê-la. Sei que esta porção que ficou comigo foi fundamental para a realização deste trabalho. Obrigada, mãe!

Existem momentos em que a vida pessoal é prejudicada pela profissional e vice-versa. A busca deste equilíbrio talvez seja o maior desafio da vida, mas também o mais recompensador. Finalmente agradeço ao meu marido, Alberto, por lembrar-me a cada momento da importância de viver o presente. Devemos perseguir nossos objetivos sempre, porém, sem nunca deixar de ter em mente que o mais importante na vida é ser feliz!

RESUMO

As plantas de processamento primário de petróleo *offshore* são projetadas para separar e tratar as diferentes fases do petróleo produzido, para envio às refinarias. No contexto *offshore*, os equipamentos são projetados para mínima carga e máxima economia de espaço, resultando em unidades compactas, com mínimo inventário. Em decorrência, estas plantas apresentam grande sensibilidade a oscilações de produção, comuns em função das características de escoamento em *risers* de produção, podendo apresentar intermitências e amplitudes severas (*golfadas*), quadro este agravado com a maturação dos campos produtores. Observa-se, adicionalmente, tendência para projetos de plantas de processamento exibindo maior complexidade, associadas à exploração de petróleo em águas ultra-profundas, óleos pesados e/ou exibindo alto grau de contaminantes. No caso brasileiro, as descobertas de petróleo leve do pré-sal indicam a necessidade de processamento de grandes quantidades de gás, rico em CO_2.

Neste cenário, a síntese de estratégias de controle que amorteçam oscilações para evitar a propagação de perturbações ao longo da unidade é de destacada relevância. Adicionalmente, devido ao confinamento da tripulação e à natureza combustível dos produtos (gás e óleo), aspectos de segurança assumem vulto, principalmente na operação sob fortes transientes, demandando estudos de simulação para validação de procedimentos de operação e controle da planta. O uso de modelos como ferramenta de análise permite estudos de apoio ao HAZOP (*Hazards in Operation*), pré-sintonia de controladores, treinamento de operadores, verificação do desempenho da planta frente a perturbações, verificação da lógica de controle de plantas em operação, simulação de cenários de emergência, teste de alterações de projeto e estudos de aumento de capacidade, entre outros.

O presente trabalho aborda o emprego de simulação dinâmica na síntese e análise de plantas *offshore* com foco em três estudos de caso: (1) um sistema de gás combustível (com duas fontes de entrada, válvulas de controle e bloqueio, controladores, trocadores e um vaso), (2) um sistema de óleo (com três

separadores bifásicos, dois tratadores eletrostáticos, um tanque, válvulas de controle e bloqueio, controladores, bombas e correntes de reciclo) e (3) dois sistemas de tratamento de óleo (separador trifásico, separador bifásico, tratador eletrostático, bombas, aquecedores, válvulas de bloqueio e controle e reciclos). Para os casos (1) e (2), modelados com sucesso, registrou-se o comportamento de todas as variáveis controladas, procedendo-se a uma análise de interação baseada na matriz de ganhos relativos, para emparelhamento das variáveis controladas e manipuladas. Em seguida, procedeu-se à sintonia dos controladores, testada sob perturbações severas. Os resultados mostraram melhoras no desempenho do processo devido aos esforços de emparelhamento e sintonia. Para o caso (1), sistema de gás combustível, procedimentos de partida e parada também foram testados. No caso (3), também modelado com sucesso, um típico estudo de apoio ao HAZOP for realizado, apresentando aspectos preocupantes na operação.

O estudo demonstra a importância da ferramenta de simulação dinâmica para plantas *offshore* desde a definição da estratégia de controle, passando pela sintonia de controladores e verificação do dimensionamento de equipamentos, até a análise de transientes em geral no contexto de produção intermitente e situações de risco operacional.

ABSTRACT

Offshore oil production plants are designed to separate and treat the different phases of the crude, to be sent to the refineries. In the offshore facilities, the equipment is designed for minimum load and footprint, resulting in compact units, with the lowest possible inventory. For this reason, these plants show great sensitivity to the commonly expected production upsets due to the production risers flow characteristics, which may be presented as severe intermittent flows (slugs) and tend to aggravate with the aging of the fields. Additionally, a tendency for more complex units, associated with ultra-deep water production, heavy oils discovery and/or high contaminant concentration is observed. In Brazil, the discoveries of light oil fields bellow the salt layer indicate the need to process great amounts of CO_2 rich gas.

In this scenario, the synthesis of a control strategy to deal with these oscillations, avoiding disturbance's propagation throughout the unit is extremely relevant. Additionally, due to the crew confinement and the combustible nature of the products (oil and gas), safety issues are also of concern, especially in operations with great transient conditions, demanding simulation studies in order to validate operational and control procedures of the plant. The use of models as an analysis tool provides support to HAZOP (*Hazards in Operation)* studies, preliminary adjustment of the controllers (prior to the plant start-up), training models for operators, verification of plant behavior due to different disturbances, checking of the control logic of operating plants, simulation of emergency scenarios, testing of design changes and studies of plant capacity increase, among others.

The present study consists of applying dynamic simulation in the synthesis and analysis of offshore plants focused in three case studies: (1) a fuel gas system (with two inlet sources, block and control valves, controllers, heat exchangers and a vessel), (2) an oil system (with three two-phase separators, two electrostatic treaters, a tank, block and control valves, controllers, pumps and recycle streams) and (3) two oil treatment systems (containing horizontal vessels, pumps heaters,

block and control valves and recycle streams). For cases (1) and (2), successfully modeled, the behaviors of the controlled variables were registered and pairing of controlled and manipulated variables was suggested from an interaction analysis based on process gain matrices. From that point, the controllers were tuned and tested under severe upsets. The results show improvement of the process performance due to the pairing and tuning efforts. For case (1), fuel gas system, start-up and shut-down procedures were also tested. In case (3), also successfully modeled, a typical HAZOP support study was conduced, presenting some concerning operational issues.

The study shows the importance of the dynamic simulation tool to offshore plants from the control strategy definition, throughout controller tuning and equipment dimensions verification, up to general transient analysis considering intermittent production rates and situations of operational risks.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO 11
1.1. Plantas de Processamento Primário 12
1.1.1. Processamento do Óleo 15
1.1.2. Processamento da Água Oleosa 18
1.1.3. Processamento do Gás 19
1.2. Riscos em Plantas *Offshore* 21
1.3. Simulação Dinâmica de Processo 22
1.4. Objetivos dos Estudos de Caso 23
Caso 1 – Sistema de Gás Combustível para Turbinas 23
Caso 2 – Planta de Processo e Controle de Golfadas 23
Caso 3 – *Steam Explosion* 24
1.5. Organização dos Capítulos 25
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA 27
2.1. Controle *Plant-Wide* 27
2.2. Definição da Estrutura de Controle 30
2.3. Sintonia de Controladores 34
2.4. Simulação Dinâmica de Processo 37
2.5. Processos *Offshore* Selecionados para Análise Dinâmica 40
2.5.1. Sistema de Gás Combustível para Turbinas 40
2.5.2. Escoamento Intermitente (Golfadas) 42
2.5.3. Sistema de Separação e Tratamento do Óleo 44
2.5.4. Steam Explosion 51
3. CASO 1 – SISTEMA DE GÁS COMBUSTÍVEL PARA TURBINAS 53
3.1. Fluxograma de Processo, Condições de Projeto 53
3.2. Dimensionamento dos Equipamentos 57
3.3. Pré-Sintonia dos Controladores para Dimensionamento dos Equipamentos 60
3.4. Sintonia dos Controladores 61
3.4.1. Emparelhamento das Variáveis Manipuladas e Controladas 61
3.4.2. Identificação do Processo e Sintonia dos Controladores 65
3.4.3. Validação dos Resultados de Sintonia 67
3.5. Análises de Cenários Dinâmicos 68
3.5.1. Perturbações nas vazões de alimentação e consumo 68
3.5.2. Parada e Repartida da Planta / Treinamento de Operadores 71
4. CASO 2 – PLANTA DE PROCESSO E CONTROLE DE GOLFADAS 77
4.1. Fluxograma do Processo, Condições de Projeto 77
4.1.1. Sistema de Geração de Golfadas 77
4.1.2. Planta de Processamento de Óleo 79
4.2. Dimensionamento dos Equipamentos 85
4.3. Pré-Sintonia dos Controladores para Dimensionamento dos Equipamentos 88
4.4. Sintonia dos Controladores 89
4.4.1. Emparelhamento das Variáveis Manipuladas e Controladas 89
4.4.2. Identificação do Processo e Sintonia dos Controladores 91

4.4.3. Validação dos Resultados de Sintonia 94
4.5. Análises de Cenários Dinâmicos 96
4.5.1. Avaliação da Liberação de Gases no Tanque de Lavagem 96
4.5.2. Análise de Estruturas Alternativas de Controle para Amenizar o Impacto de Golfadas Severas 98
5. CASO 3 – *STEAM EXPLOSION* 111
5.1. Fluxograma de Processo, Condições de Projeto 111
5.2. Dimensionamento dos Equipamentos 115
5.3. Resultados do *Caso Simples* 118
5.4. Resultados do *Caso Completo* 121
5.5. Efeito da Salinidade da Água Produzida 125
5.6. Testes de Sensibilidade 125
5.6.1. Contra-pressão do Sistema de Alívio: 125
5.6.2. Taxa de despressurização: 127
5.6.3. Pacote Termodinâmico: 127
5.6.4. Composição: 127
5.7. Recomendações 130
6. CONCLUSÕES 131
7. REFERÊNCIAS 133
I. APÊNDICE I: Matriz RGA 138
II. APÊNDICE II: Conceitos Gerais do HYSYS Dinâmico 145
III. APÊNDICE III: Curvas dos Modelos do Processo do Caso 2 150
IV. APÊNDICE IV: Resultados dos Controladores de Pressão e Temperatura do Caso 2 161
V. APÊNDICE V: Resultados dos Testes de Controle de Golfada 166

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 – Faixas de aplicação das tecnologias de aproveitamento de gás..... 13
Figura 1.2 - Instalações compactas de plataforma fixa da Bacia de Campos 14
Figura 1.3 - Unidades flutuantes de produção..... 14
Figura 1.4 - Ilustração de interligação de poços e plataformas 15
Figura 1.5 - Fluxograma simplificado do processamento primário do petróleo..... 16
Figura 1.6 - Estrutura do hidrato..... 19
Figura 1.7 - Bloqueio de linha por hidrato em Unidade de Produção 20
Figura 1.8 - Desastre de Piper Alpha 21
Figura 2.1 - Seqüência tradicional de condução de projeto..... 27
Figura 2.2 - Estruturas descentralizadas e centralizadas**Erro! Indicador não definido.**
Figura 2.3 - Comparação entre estruturas..... 28
Figura 2.4 - Estrutura IMC 35
Figura 2.5 - Fluxograma simplificado do sistema de gás combustível..... 41
Figura 2.6 - Ciclo da golfada de *riser*..... 43
Figura 2.7 - Separadores bifásicos verticais..... 45
Figura 2.8 – Eliminadores de névoa 46
Figura 2.9 - Seções do separador gravitacional trifásico..... 48
Figura 2.10 - Separação das fases no tanque de lavagem 49
Figura 2.11 - Ação do campo elétrico..... 50
Figura 3.1 - Pré-aquecimento do gás combustível 54
Figura 3.2 - Equipamentos e linhas modelados para o sistema de gás combustível..... 55
Figura 3.3 - Expansão e remoção de condensado 56
Figura 3.4 - Aquecimento final..... 57
Figura 3.5 - Bloqueio na alimentação do sistemas de gás combustível 59
Figura 3.6 – Comportamento das variáveis com sintonia preliminar 61
Figura 3.7 - Estrutura original (em cima) e proposta (embaixo)..... 64
Figura 3.8 – Resposta das variáveis controladas à perturbação degrau de 5% nas respectivas manipuladas..... 66
Figura 3.9 - Comportamento de C1 à perturbação degrau de 5% em M1 66

Figura 3.10 - Resultado da pré-sintonia inicial (em cima) e da otimizada (embaixo) para as variáveis de temperatura 67
Figura 3.11 - Resultado da pré-sintonia inicial (em cima) e da otimizada (embaixo) para as variáveis de pressão 68
Figura 3.12 – Desempenho da estrutura de controle frente a perturbações severas 69
Figura 3.13 - Temperaturas de interesse frente às perturbações 70
Figura 3.14 - Especificação do gás antes e depois do aquecedor final 71
Figura 3.15 - Parada e repartida – Vazão de gás tratado (curva preta) e consumido do gasoduto (curva rosa) 72
Figura 3.16 - Parada e repartida - Temperaturas (C2 e C3) 72
Figura 3.17 - Parada e repartida - Nível do vaso (C1) 73
Figura 3.18 - Parada e repartida - Pressões (C4 e C5) 73
Figura 3.19 - Parada e repartida - Temperaturas do vaso (curva preta), na saída do gás-gás (vermelha) e na saída da planta (azul) 76
Figura 4.1 - Fluxograma do sistema de geração de golfadas 78
Figura 4.2 - Vazões de líquido e gás 79
Figura 4.3 - Equipamentos e linhas modelados para o Caso 2 81
Figura 4.4 – Degaseificadores 82
Figura 4.5 - Tanque de lavagem 83
Figura 4.6 - Tratadores eletrostáticos 83
Figura 4.7 - Separador Atmosférico 85
Figura 4.8 - Curva das bombas (Head) 87
Figura 4.9 - Curvas das bombas (Eficiência) 88
Figura 4.10 - Comportamento das vazões e níveis (C9 e C10) 94
Figura 4.11 - Comportamento da vazão de óleo e nível total (C11) 95
Figura 4.12 - Comportamento das vazões de água do Pré-T.O e T.O. 96
Figura 4.13 - Liberação de gás nos tanques 97
Figura 4.14 - Diferença de liberação de gás entre os dois casos 98
Figura 4.15 - Pressão no DEGAS1 e DEGAS2 – SEM CONTROLE *ANTI-SLUG* 99

Figura 4.16 - Nível no DEGAS1 e DEGAS2 – SEM CONTROLE *ANTI-SLUG*..... 99
Figura 4.17 – Esquema utilizado para o CONTROLE 1 100
Figura 4.18 - Esquema utilizado para o CONTROLE 3 101
Figura 4.19 - Esquema utilizado para o CONTROLE 5 102
Figura 4.20 - Pressão no DEGAS1 (efeito do controle *ANTI-SLUG*) 105
Figura 4.21 - Pressão no DEGAS2 (efeito do controle *ANTI-SLUG*) 105
Figura 4.22 - Nível no DEGAS1 (efeito do controle *ANTI-SLUG*) 106
Figura 4.23 - Nível no DEGAS2 (efeito do controle *ANTI-SLUG*) 106
Figura 4.24 – Vazão de líquido no DEGAS1 (efeito do controle *ANTI-SLUG*) 107
Figura 4.25 - Vazão de líquido no DEGAS2 (efeito do controle *ANTI-SLUG*) 107
Figura 4.26 – Liberação de gás no TANQUE LAVAGEM (efeito do controle *ANTI-SLUG*)..... 108
Figura 4.27 – Temperatura após junção com reciclo quente (efeito do controle *ANTI-SLUG*)..... 109
Figura 4.28 – Óleo produzido (efeito do controle *ANTI-SLUG*) 109
Figura 5.1 - Equipamentos e linhas modelados para o *caso simples*..... 113
Figura 5.2 - Equipamentos e linhas modelados para o *caso completo* 113
Figura 5.3 - Opções do integrador para o caso 3 115
Figura 5.4 - Curvas das Bombas 1 e 2 (acima) e da Bomba 3 (embaixo) 117
Figura 5.5 - Pressão do T.O e V-T.O. durante despressurização dos vasos 118
Figura 5.6 – Temperatura do T.O e V-T.O. durante despressurização dos vasos 119
Figura 5.7 – Pressão de operação e de saturação no V-T.O. 120
Figura 5.8 – Pressão de operação e de saturação no T.O. 120
Figura 5.9 – Fração de água no gás contido no V-T.O..... 121
Figura 5.10 – Pressão do T.O. e V-T.O. durante despresurização dos vasos..... 121
Figura 5.11 – Temperatura do T.O. e V-T.O. durante despresurização dos vasos 122
Figura 5.12 - Pressão do Sep.Prod. durante sua despressurização 123
Figura 5.13 - Temperatura do Sep.Prod. durante sua despressurização 123
Figura 5.14 - Pressão de operação e de saturação do Sep.Prod..... 124

Figura 5.15 – Efeito da salinidade na pressão de saturação da água 125
Figura 5.16 - Despressurização do *caso simples* com contra-pressão maior..... 126
Figura 5.17 - Despressurização do *caso simples* com contra-pressão menor 126
Figura 5.18 – *Caso simples* com composição diferente 128
Figura 5.19 - *Caso completo* com composição diferente..... 129
Figura I.1 - Interação em controle multivariável..... 139
Figura I.2 - Matriz RGA..... 140
Figura I.3 - Sistema multivariável 2X2 142
Figura I.4 - Feedback escondido em sistemas multivariáveis: caso 2x2 143
Figura III.1 - Comportamento de C1 à perturbação degrau de 10% em M1 153
Figura III.2 - Comportamento de C2 à perturbação degrau de 10% em M2..... 153
Figura III.3 - Comportamento de C3 à perturbação degrau de 10% em M3..... 154
Figura III.4 - Comportamento de C4 à perturbação degrau de 10% em M4..... 154
Figura III.5 - Comportamento de C5 à perturbação degrau de 10% em M5..... 155
Figura III.6 - Comportamento de C6 à perturbação degrau de 10% em M6..... 155
Figura III.7 - Comportamento de C7 à perturbação degrau de 10% em M7..... 156
Figura III.8 - Comportamento de C8 à perturbação degrau de 20% em M8..... 156
Figura III.9 - Comportamento de C9 à perturbação degrau de 1% em M9..... 157
Figura III.10 - Comportamento de C10 à perturbação degrau de 1% em M10.... 157
Figura III.11 - Comportamento de C11 à perturbação degrau de 1% em M11.... 158
Figura III.12 - Comportamento de C12 à perturbação degrau de 0,1% em M12..... 158
Figura III.13 - Comportamento de C13 à perturbação degrau de 1% em M13.... 159
Figura III.14 - Comportamento de C14 à perturbação degrau de 1% em M14.... 159
Figura III.15 - Comportamento de C15 à perturbação degrau de 1% em M15.... 160
Figura IV.1 - Perturbações nas vazões de líquido e gás 162
Figura IV.2 - Comportamento da controlada C1 162
Figura IV.3 - Comportamento da controlada C2..... 163
Figura IV.4 - Comportamento da controlada C3..... 163
Figura IV.5 - Comportamento da controlada C4..... 163
Figura IV.6 - Comportamento da controlada C5..... 164

Figura IV.7 - Comportamento da controlada C6 164
Figura IV.8 - Comportamento da controlada C7 164
Figura IV.9 - Comportamento da controlada C8 165
Figura V.1 - Pressão no primeiro vaso 167
Figura V.2 - Pressão no segundo vaso 167
Figura V.3 - Nível de líquido no primeiro vaso 168
Figura V.4 - Nível de líquido no segundo vaso 168
Figura V.5 - Vazão de líquido na saída do primeiro vaso 169
Figura V.6 - Vazão de líquido na saída do segundo vaso 169
Figura V.7 - Temperatura após junção com a corrente quente de reciclo 170
Figura V.8 - Vazão de óleo na saída do separador atmosférico 170
Figura V.9 - Vazão de gás liberada no tanque 171
Figura V.10 - Vazão de gás através da PV para a tocha 171

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 3.1 - Composição do gás produzido e extraído do gasoduto (%molar) 53
Tabela 3.2 - Dimensionamento das válvulas de controle 58
Tabela 3.3 - Dimensionamento dos trocadores de calor 58
Tabela 3.4 - Parâmetros de sintonia preliminar 60
Tabela 3.5 - Valores base, mínimo e máximo das variáveis 62
Tabela 3.6 - Variação das controladas frente a aumento das manipuladas 62
Tabela 3.7 - Matriz de ganhos do processo..... 63
Tabela 3.8 - Matriz RGA estático..... 63
Tabela 3.9 - Outros parâmetros de controlabilidade..... 63
Tabela 3.10 - Emparelhamento proposto 64
Tabela 3.11 - Parâmetros do modelo do processo e de sintonia..... 67
Tabela 4.1 – Composição da corrente de gás (% molar) 77
Tabela 4.2 - Composição da corrente líquida (% volumétrica) 77
Tabela 4.3 - Dimensionamento da válvulas do sistema de golfadas 79
Tabela 4.4 - Composição do fluido de reservatório (% molar)..... 80
Tabela 4.5 – Dimensionamento das válvulas de controle 86
Tabela 4.6 – Dimensionamento dos vasos..... 86
Tabela 4.7 - Dimensionamento dos trocadores 87
Tabela 4.8 - Dados dos controladores (sintonia manual) 89
Tabela 4.9 - Matriz de ganhos do processo..... 90
Tabela 4.10 - Matriz RGA 90
Tabela 4.11 - Outros parâmetros de controlabilidade..... 91
Tabela 4.12 - Parâmetros dos modelos do processo 92
Tabela 4.13 – Sintonia IMC dos controladores..... 93
Tabela 4.14 - Parâmetros dos controladores ajustados 93
Tabela 4.15 – Controladores de pressão 103
Tabela 4.16 - Resumo dos resultados das configurações analisadas..... 104
Tabela 5.1 - Composição de entrada no tratador - *caso simples* (%molar)..... 111
Tabela 5.2 - Composição de entrada no separador - *caso completo* (%molar)... 112
Tabela 5.3 – Propriedades dos fluidos produzidos..... 112

Tabela 5.4 - Condições operacionais do vasos 116
Tabela III.1 - Valores base, mínimo e máximo das variáveis..... 151
Tabela III.2 - Variação das controladas frente a aumento das manipuladas 152

1. INTRODUÇÃO

Os custos que envolvem a produção de petróleo e gás são altíssimos, sejam eles custos de investimento, de operação ou de paradas (especialmente as não programadas). A interrupção da operação por dificuldades dinâmicas que comprometam a segurança do processo deve ser minimizada. Portanto, o projeto de plantas *offshore* não pode ignorar a natureza essencialmente dinâmica dos processos envolvidos. O estado dinâmico decorre de que estes processos estão submetidos a perturbações, com potencial de oscilações de alta frequência e amplitude, em decorrência do escoamento em *risers* de produção. Outras fontes de perturbação são relativas a modificações nas condições de operação dos equipamentos, devido, por exemplo, à entrada e saída de poços de produção ou parada de um trem ou sistema para manutenção, e de que as instalações sofrem degradações graduais. Estes fatores continuamente afetam o processo e prejudicam o seu desempenho se não forem adequadamente tratados.

O aumento da controlabilidade de uma planta em operação é altamente desejável, devido ao seu potencial de aumento da produção e da qualidade dos produtos. Um dos problemas mais comuns encontrados em plantas de processamento de óleo *offshore* é associado à ocorrência de golfadas. As golfadas acarretam perturbações na planta que costumam ser responsáveis por perda de produção e, às vezes, até mesmo por paradas não programadas.

Análises de comportamento da futura planta de processo, durante sua fase de definição, além de promoverem processos intrinsecamente seguros, permitem otimizar o tamanho e quantidade de equipamentos e sistemas, reduzindo o custo do investimento. Ferramentas que possibilitem, por exemplo, a pré-sintonia dos controladores e/ou o treinamento de operadores na partida das plantas, podem proporcionar, através da diminuição do tempo de implementação do projeto, uma antecipação altamente desejável da produção, bem como a minimização de problemas típicos do início da operação. O treinamento de operadores, além de auxiliar na otimização da produção, reduz riscos de danos materiais e pessoais, bem como de paradas não programadas.

Neste cenário, o presente trabalho adotou como metodologia: (i) Proposição de carga trifásica: composição do fluido de entrada contendo óleo, água e gás; (ii) Proposição de processo de separação *offshore* de óleo, gás e água; (iii) Dimensionamento dos equipamentos; (iv) Construção do modelo (fluxograma) no ambiente HYSYS; (v) Simulação dinâmica com a introdução de controladores; (vi) Verificação da estrutura de controle e sintonia dos controladores; e (v) Avaliação do controle e de cenários de risco. A abordagem está associada a três estudos de caso envolvendo, cada um, aspectos da metodologia escolhida, objetivando analisar a aplicação da ferramenta de simulação dinâmica de processo, verificando sua relevância no auxílio à definição da estratégia de controle, pré-sintonia de controladores, treinamento de operadores e análise de riscos associados a fenômenos pouco conhecidos (como o "*steam explosion*").

A redução de custos relacionada aos estudos propostos está associada principalmente à redução de perda de produção por treinamento de operadores, minimização de riscos operacionais, antecipação da produção e aumento da controlabilidade da planta. A quantificação da redução de custo é específica de cada unidade operacional e não será realizada neste estudo visto que os dados relativos a estas perdas, ganhos e eficiências não são divulgados pelas operadoras com a discriminação necessária para esta estimativa.

Somente no Caso 2 (casos serão apresentados no item 1.4), na análise de estruturas alternativas de controle para amenizar o impacto de golfadas (item 4.5.2), uma estimativa qualitativa de custo de investimento foi realizada.

A seguir, são apresentados dados relativos a plantas de processamento primário *offshore* para contextualizar a seleção dos casos abordados.

1.1. Plantas de Processamento Primário

A planta de processo de uma unidade de produção de óleo e gás é composta de: sistema de separação (separação das 3 fases que chegam dos poços: óleo, gás e água), sistema de tratamento de óleo, sistema de tratamento e movimentação de gás e sistema de tratamento de água produzida. Além disso, a plataforma ainda

possui diversos sistemas e redes de apoio (alívio, drenagem, ar comprimido, diesel, resfriamento e aquecimento, entre outros) e, em geral, sistema de recuperação secundária, como sistema de injeção de água do mar e/ou produzida.

As correntes de óleo e gás são encaminhadas para as refinarias, seja através de dutos (oleodutos e gasodutos), seja através de navios aliviadores (que transportam o óleo para a costa) e a corrente de água é descartada para o mar ou reinjetada para recuperação secundária de óleo.

Quando a distância da costa é muito elevada, o lançamento de gasodutos pode se tornar economicamente inviável. Novas tecnologias para aproveitamento do gás *offshore* estão em desenvolvimento, como: GTL (*Gas to Liquid*, reação para transformar o gás em líquido parafínico), CNG (transporte de gás natural comprimido), LNG (produção de gás natural liquefeito através do uso de temperaturas em torno de -162ºC) e GTW (Gas to Wire, transformação de gás em energia elétrica e lançamento de cabo para terra ou outra unidade *offshore*). Após passar para o estado líquido, seja através de reação (GTL), seja por liquefação (LNG), o gás segue em navios para a costa. A Figura 1.1 apresenta as faixas recomendáveis de aplicação de cada uma destas tecnologias, os valores fronteiriços variam conforme a fonte.

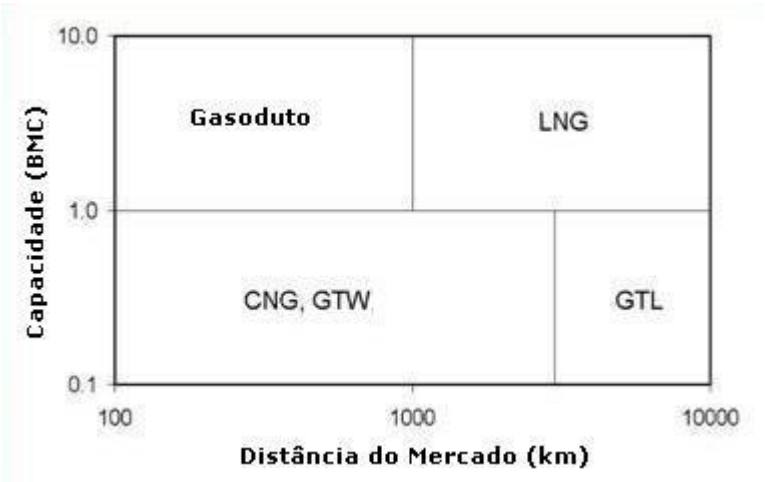

Figura 1.1 – Faixas de aplicação das tecnologias de aproveitamento de gás

Os equipamentos de uma planta *offshore* são projetados para mínima carga e máxima economia de espaço, resultando em unidades compactas, conforme apresentado na Figura 1.2. Estes equipamentos, com mínimo inventário, têm menor

capacidade de absorver oscilações e dependem da estratégia e sintonia de controle para evitar a propagação das perturbações ao longo da planta.

Figura 1.2 - Instalações compactas de plataforma fixa da Bacia de Campos

As plataformas, sob as quais se localizam as plantas de processo, podem ser fixas ou flutuantes. As flutuantes mais comuns são a SS, ou semi-submersível, que contém dois submarinos (foto da esquerda na Figura 1.3), e o FPSO, navio que além de produzir, tem a capacidade de estocar óleo (foto da direita na Figura 1.3).

Figura 1.3 - Unidades flutuantes de produção

Os poços de produção podem ser conectados a plataformas diretamente, chamados de poços satélites, ou através de *manifolds*, que centralizam vários poços e

encaminham uma única linha para a planta. A Figura 1.4 apresenta os dois tipos de interligação.

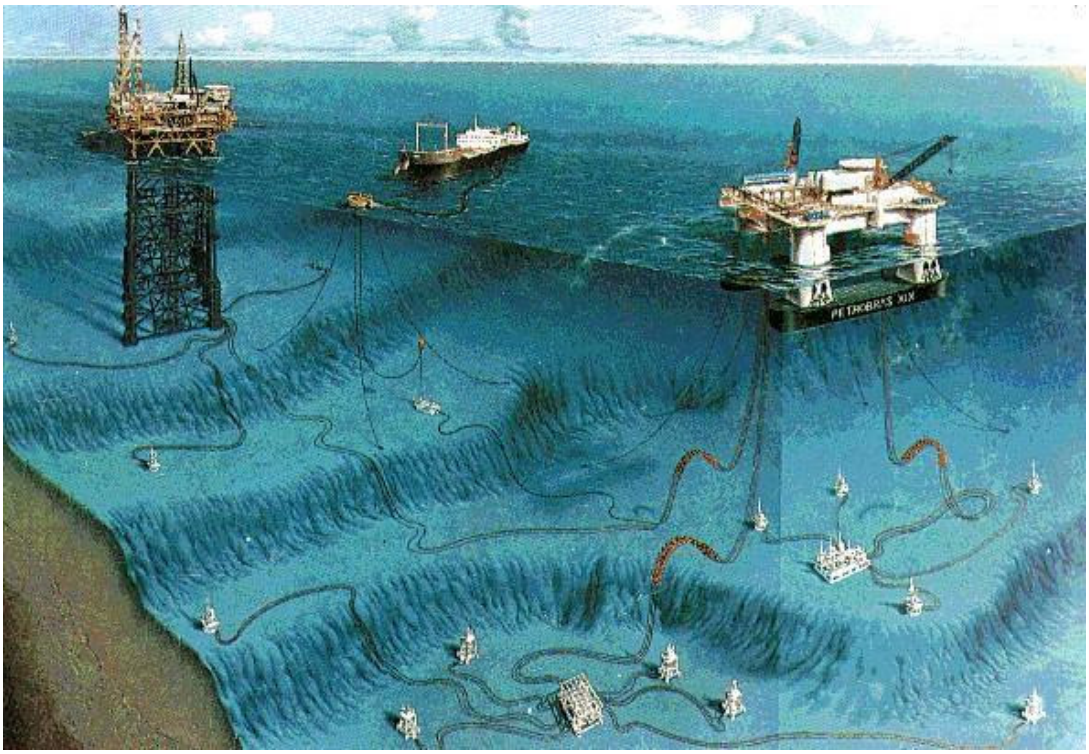

Figura 1.4 - Ilustração de interligação de poços e plataformas

Observa-se, adicionalmente, tendência para projetos de plantas de processamento exibindo maior complexidade, associadas à exploração de petróleo em águas ultra-profundas, óleos pesados e/ou exibindo alto grau de contaminantes. No caso brasileiro, as descobertas de petróleo leve do pré-sal indicam a necessidade de processamento de grandes quantidades de gás rico em CO_2.

1.1.1. Processamento do Óleo

Durante o processo de produção de petróleo, a separação da mistura trifásica óleo/gás/água é realizada e cada uma das três correntes é tratada para atingir sua especificação final. A água deve ser removida do óleo devido à sua capacidade de formar emulsões com viscosidades superiores à do petróleo desidratado e possuir elevado teor de sal em sua composição. Sua remoção evita o superdimensionamento do sistema de bombeio e transferência, pois representa um volume ocioso na transferência e tancagem do petróleo e problemas de incrustação (depósitos inorgânicos) e corrosão nas instalações de produção, transporte e refino.

Assim, é efetuado o processamento primário que consiste na separação de petróleo, gás e água sob condições controladas. A Figura 1.5 apresenta um fluxograma típico simplificado para o processamento primário do petróleo.

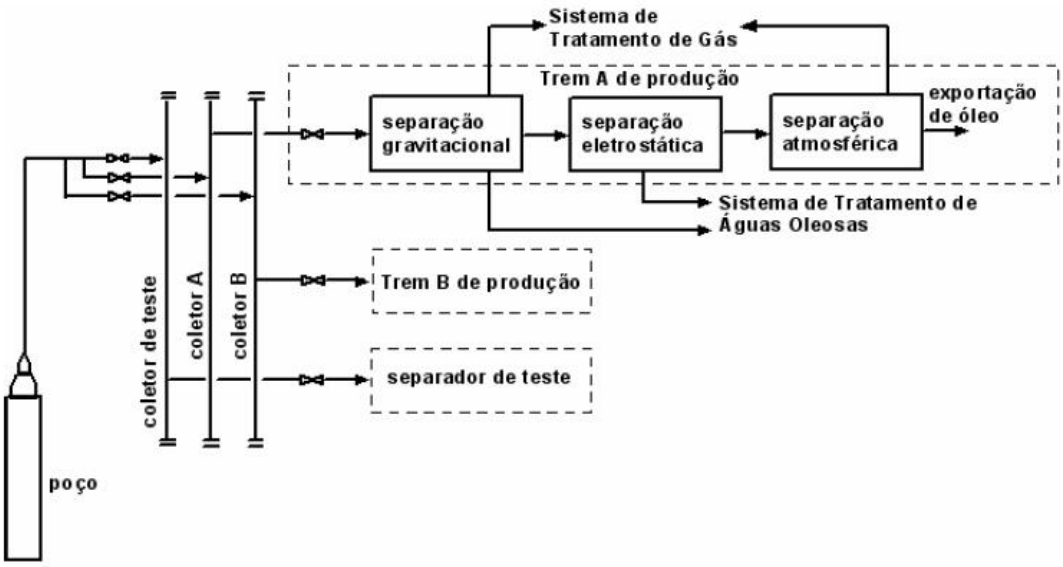

Figura 1.5 - Fluxograma simplificado do processamento primário do petróleo

A elevada viscosidade das emulsões água-óleo dificulta a separação da água e provoca o aparecimento de espuma, requerendo o uso de temperaturas elevadas para tratar o petróleo e o consumo de produtos químicos, especialmente o desemulsificante e o antiespumante.

Inicialmente a separação das correntes líquidas de óleo e água é feita por gravidade. A maioria das plataformas em operação utiliza separadores trifásicos horizontais, equipamento modelado no caso 3. Uma tecnologia de separação gravitacional que tem crescentemente conquistado espaço entre as operadoras de petróleo, como a TOTAL, SBM e PETROBRAS, é o uso de tanque de lavagem, que apresenta as vantagens de utilizar uma área já existente nos navios (tanques da embarcação convertidos para a separação água-óleo) e maior tempo de residência para o processo de separação. A segunda vantagem, relacionada ao uso de temperaturas mais brandas, é especialmente útil para óleos pesados, que necessitariam de temperaturas muito elevadas se fossem considerados os tempos de residência tradicionais (de até 10 minutos). Esta tecnologia foi modelada no caso 2.

Antes de ser encaminhado para o tanque de lavagem, o fluido que chega à plataforma deve ser aquecido e “degaseificado”, já que a liberação de gases no tanque representa perda de produção (devido à dificuldade de recuperação deste gás) e risco operacional (sobre-pressurização do tanque). O uso de dois, ao invés de um estágio de remoção de gás, reduz o custo de compressão e problemas associados à formação de espuma.

A separação da água da corrente de óleo proveniente da separação gravitacional realiza-se normalmente em duas etapas operacionais: a desidratação e a dessalgação.

A desidratação é realizada nas unidades operacionais de produção e utiliza tratadores eletrostáticos para favorecer a coalescência das gotas de água. É importante, além da corrente elétrica, o uso de desestabilizante (desemulsificante) à corrente a ser processada, com a finalidade de competir e deslocar os emulsificantes naturais presentes na interface permitindo a coalescência das gotas e a separação das fases líquidas. O uso de desemulsificantes é, em geral, desejado na cabeça dos poços, a montante das linhas de produção, evitando a formação de emulsões estáveis, com potencial de aumento de produção através da melhoria do escoamento e do desempenho da separação gravitacional. Porém, é prática comum realizar a injeção de desemulsificantes na chegada à plataforma. Em seguida, a emulsão é aquecida, e, quando necessário, padrão de escoamento adequado é fornecido ao sistema para que haja separação de fases. A dessalgação do petróleo é efetuada nas refinarias, e consiste em lavar o petróleo com água doce para remover grande parte do sal residual presente.

O óleo deve ser especificado na unidade de produção quanto ao teor de água e sedimentos (BSW), sendo comuns valores entre 0,5 e 1%, e quanto à salinidade, cuja especificação costuma variar de 270 e 570 mg/l. Em alguns casos, quando a salinidade inicial do petróleo é muito alta, é necessária a realização de dessalgação na própria unidade de produção, sendo utilizada, em geral, água do mar (que apresenta menor salinidade do que a água produzida) para a lavagem do petróleo. O caso 2 considerou esta necessidade.

Na configuração de processamento escolhida para o caso 2, o aquecimento a montante do tanque de lavagem é feito através do reciclo da água produzida removida nos estágios posteriores. Assim, toda água a ser encaminhada para o sistema de tratamento será proveniente do tanque de lavagem. A Figura 4.3 possibilita melhor entendimento desta concepção de processamento.

O último estágio de tratamento do óleo é sua estabilização, que ocorre, em geral, em pressão baixa, garantindo a recuperação adicional de gás e evitando a evaporação indesejada nos tanques de estocagem. Neste estágio o uso de separadores horizontais bifásicos é o mais comum. Em plataformas fixas ou semi-submersíveis, é comum direcionar o efluente do vaso atmosférico diretamente ao sistema de transferência. Nos FPSOs, o óleo tratado é encaminhado aos tanques de armazenamento de óleo do navio, antes de ser bombeado para o navio petroleiro.

O item 2.5.3 apresenta maiores detalhes sobre os vasos que fazem parte do sistema de separação e tratamento do óleo e que foram modelados neste estudo.

1.1.2. Processamento da Água Oleosa

O tratamento da água produzida não foi analisado neste trabalho e é, em geral, realizado com o uso de separação centrífuga (hidrociclones) e flotação.

A água produzida, quando enquadrada nas condições de descarte definidas pela legislação, pode ser lançada ao mar (HABTEC, 2002). Conforme exigência da Resolução CONAMA 393/07, a água proveniente da unidade de tratamento deverá ser adequada ao teor máximo médio mensal de 29 ppm de óleo.

Outro possível destino para a água produzida é a sua reinjeção, buscando a manutenção da pressão do reservatório, sendo por isso considerada como recuperação secundária. A utilização de água produzida para reinjeção possui um atrativo ambiental, porém, em geral, requer um maior custo de investimento, pois, para garantir uma vazão de injeção constante ao longo dos anos, é necessária a instalação, também, do sistema tradicional de injeção de água do mar.

1.1.3. Processamento do Gás

O processamento do gás consiste da compressão, remoção de contaminantes, como CO_2, H_2S e mercúrio, e desidratação para ser utilizado principalmente como gás combustível e gás lift nos poços de produção, sendo o excedente exportado através de gasoduto. O gás excedente, ao chegar em terra, deve ser processado adequadamente em Unidades de Processamento de Gás Natural – UPGN. Nestas, o gás é desidratado e fracionado, gerando metano e etano, que formarão o gás natural combustível – GNC propriamente dito, propano e butano, que formam o gás liquefeito de petróleo – GLP, e um produto denominado "gasolina natural".

Além da compressão principal da planta, realizada por moto ou turbo-compressores centrífugos (em geral em 2 ou 3 estágios), existe a chamada compressão *booster*, que coleta o gás a baixa pressão da plataforma (pressão de entrada próxima a pressão atmosférica) e comprime até a pressão de entrada na compressão principal. Estes em geral, são compressores alternativos, com a principal função de recuperação de gás, evitando sua queima na tocha.

A água no gás exportado, cuja pressão é alta e atinge baixas temperaturas durante o escoamento por gasodutos no mar, é responsável pela formação de hidratos, estruturas sólidas (Figura 1.6) que têm o potencial de bloquear os dutos, conforme se pode observar na Figura 1.7.

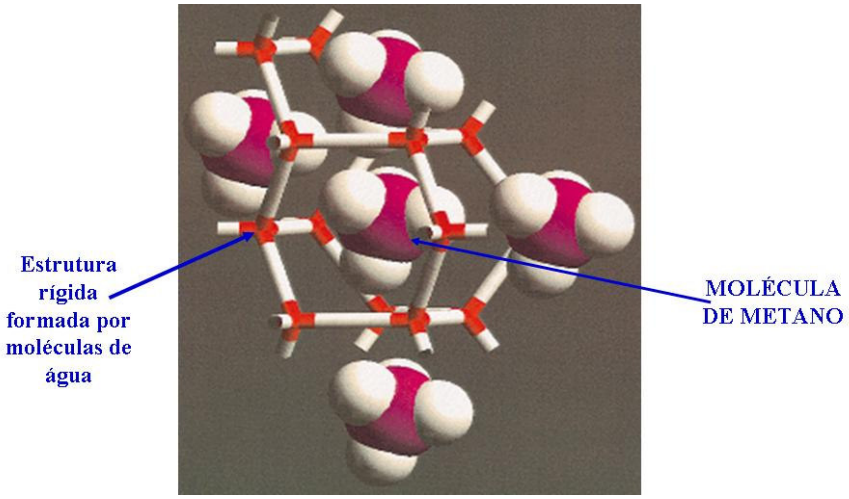

Figura 1.6 - Estrutura do hidrato

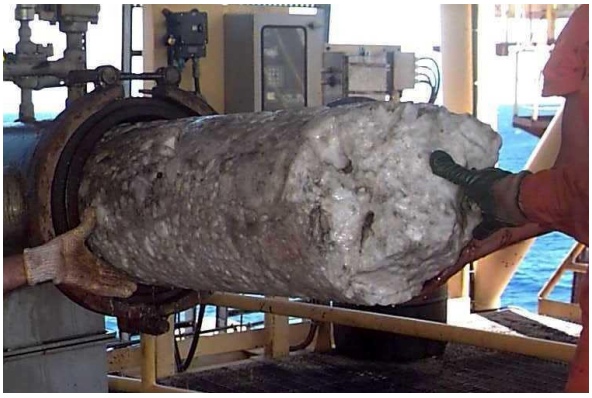

Figura 1.7 - Bloqueio de linha por hidrato em Unidade de Produção

Assim, parte do gás produzido é recirculado como *gas lift*, sendo injetado na base da coluna de produção para garantia de escoamento, e parte, intitulada gás combustível, é consumido pela própria planta. O gás combustível é usado essencialmente para acionamento dos turbogeradores (TGs), para geração de energia elétrica na plataforma, e/ou dos turbocompressores (TCs) das plataformas. Também é usado para pressurização do sistema de água quente, no(s) flotador(es) do sistema de tratamento de água produzida, no sistema de regeneração do trietilenoglicol (TEG) e para o piloto e purga do sistema de tocha (alívio da planta). No sistema de regeneração do TEG (glicol usado na desidratação do gás produzido) o gás combustível é utilizado para: pressurização do vaso de expansão, como gás de *stripping* na regeneradora e para alimentação/movimentação do glicol através da pressurização do vaso de drenagem. (CAMPBELL, 2001)

Para ser consumido na planta, especialmente pelas turbinas, o gás deve ser expandido e especificado para evitar condensação, que poderia causar grandes danos a estas máquinas. Este é um sistema comum a todas as unidades *offshore* que produzem sua própria energia, ou seja, quase totalidade das plantas. Por essa razão e devido ao fato deste sistema ser altamente afetado pelas perturbações da planta, optou-se por simulá-lo no caso 1. As turbinas são equipamentos extremamente caros, sensíveis e essenciais para a planta, apesar de simples, o sistema de gás combustível tem que garantir a especificação do gás que entra nas turbinas, bem como o tempo mínimo de comutação das mesmas (troca automática de gás para diesel quando a pressão de alimentação reduz significativamente, indicando falta de gás na alimentação da máquina). Este assunto encontra-se abordado em maior detalhe no item 2.5.1.

1.2. Riscos em Plantas *Offshore*

Um aspecto que assume alta relevância no contexto *offshore* é o risco. Tendo-se em vista a inflamabilidade dos fluidos, as pressões e vazões envolvidas, as liberações atmosféricas de gás natural devido a vazamentos (ou falhas) na plataforma e/ou em seus sistemas vizinhos de dutos, é possível a ocorrência de eventos de alta seriedade, cujo potencial de risco e destruição deve ser previsto nas considerações de projeto da embarcação. A título de exemplo de incidente *offshore* relacionado a liberações de gás, a propagação do fogo na falha do *riser* Tartan, em 1988 no Mar do Norte, definiu o destino da plataforma Piper Alpha, causando 167 mortes, perda total da plataforma e centenas de milhões de dólares de prejuízo.

Figura 1.8 - Desastre de Piper Alpha

A proximidade da tripulação com possíveis situações de perigo e o confinamento desta na embarcação acarretam necessidades adicionais na avaliação de risco, tais como o comportamento transiente das vazões de vazamento e o tempo de resposta dos sistemas de detecção e shutdown.

Em situações de perigo confirmado, tais como vazamento de gás ou fogo, é comum a adoção de procedimento automático de isolamento da plataforma, seus sistemas e equipamentos e despressurização para o sistema de alívio, garantindo a queima segura do inventário da planta. O sistema de alívio contém uma rede de coleta, vaso para remoção de líquido arrastado e queimadores, ou tocha, localizados no topo de uma torre ou lança, em posição afastada da planta. Existem unidades que, no lugar de tocha, possuem *vent*, projetado com o diâmetro da abertura para atmosfera (*vent tip*) e número de estágios que garantam a dispersão adequada do gás.

O HAZOP ("H*azards in Operation"*) é uma metodologia, realizada durante as diferentes fases do projeto, que visa encontrar os riscos associados a perturbações e erros operacionais e definir salvaguardas para minimizá-los. Ele tem o importante papel de evitar acidentes que poderiam causar danos às instalações e, principalmente, aos operadores. É fácil perceber a importância de ferramentas que auxiliem na previsão do comportamento da planta frente a perturbações e/ou erros operacionais.

A necessidade de processamento de óleos mais pesados demanda temperaturas de processamento cada vez mais elevadas. A despressurização de vasos contendo água e com temperatura de operação superior a 100ºC pode ser responsável pela ocorrência de fenômenos ainda pouco conhecidos, como é o caso do chamado *steam explosion*, explicado no caso 3 do item 1.4, a seguir. Optou-se pela tentativa de simulação deste fenômeno como um típico estudo de suporte ao HAZOP.

1.3. Simulação Dinâmica de Processo

Ao se modelar uma planta em um simulador estático é possível prever o comportamento da planta em seus diferentes pontos de equilíbrio de operação. Os dados obtidos através deste tipo de simulação são fundamentais para o dimensionamento de equipamentos e sistemas.

Por outro lado, a simulação dinâmica de processos é uma ferramenta que possibilita ao engenheiro conhecer o comportamento transiente da planta, seja devido a uma perturbação indesejada ou a um procedimento operacional. O domínio do uso da ferramenta é bem mais complexo do que da simulação estática de processo e exige tempo de dedicação do usuário, em geral engenheiro de processo (engenheiro químico).

Não é objeto deste estudo comparar os diferentes softwares comerciais disponíveis. Optou-se pela utilização do HYSYS 3.2, por esta ferramenta já ter sido utilizada com sucesso em estudos anteriores da PETROBRAS e da UFRJ e, principalmente, pela disponibilidade de licenças adquiridas tanto através da PETROBRAS, quanto do laboratório H2CIN da Escola de Química da UFRJ. Durante a elaboração do caso 3,

a PETROBRAS adquiriu a versão 2004.2 do simulador HYSYS e esta foi a versão utilizada.

Neste trabalho, a aplicabilidade desta ferramenta é avaliada em três estudos de caso, descritos a seguir.

1.4. Objetivos dos Estudos de Caso

Caso 1 – Sistema de Gás Combustível para Turbinas

Quase a totalidade das Unidades de Processamento de Óleo, Gás e Água *offshore* utilizam o gás produzido e/ou extraído de um gasoduto próximo para geração de energia e em alguns processos da planta. Para possibilitar esta utilização, o gás deve ser tratado para remoção de particulados sólidos e, principalmente, ajuste de ponto de orvalho.

O objetivo deste estudo de caso é verificar, através da simulação dinâmica de um típico projeto de sistema de gás combustível de uma plataforma de produção de petróleo *offshore*, a possibilidade de:

- Pré-sintonizar os controladores, reduzindo-se o tempo de partida da unidade;
- Verificar o comportamento do sistema frente a perturbações;
- Simular procedimentos operacionais, como parada e re-partida da planta;
- Verificar se a margem de segurança de um projeto típico deste sistema, principalmente em relação à quantidade e tamanho dos trocadores, está adequada para garantir a especificação do gás desejado.

Caso 2 – Planta de Processo e Controle de Golfadas

Golfadas, escoamento intermitente em *risers* de produção, são problemas freqüentemente encontrados em plataformas de petróleo e causam instabilidades que podem representar redução ou até parada de produção.

Para este caso, apresenta-se simulação dinâmica de uma planta de processamento de óleo, reproduzindo-se uma ocorrência de golfadas. A configuração escolhida para planta de processamento utiliza tanques de lavagem, tecnologia que tem crescentemente conquistado espaço entre operadoras de petróleo

Através dos modelos gerados para a planta e para o gerador de golfadas deseja-se:

- Pré-sintonizar os controladores;
- Verificar a liberação de gás no tanque de lavagem frente a perturbações e para diferentes condições operacionais;
- Verificar o comportamento da planta frente a golfadas;
- Propor e analisar concepções de controle para o tratamento de golfadas.

Caso 3 – *Steam Explosion*

O processamento de óleos muito pesados é um desafio para as operadoras. A PETROBRAS, nos últimos anos, descobriu diversos campos *offshore* de óleos com ºAPI muito baixos (alta densidade), que necessitam de temperaturas superiores a 100ºC para o seu processamento.

Em geral, na ocorrência de uma situação de emergência na plataforma, como fogo ou gás confirmado, a planta é isolada e despressurizada, permanecendo os vasos, ao final da despressurização, alinhados para o sistema de alívio (*vent* ou tocha). Este procedimento tem por objetivo reduzir o risco, através da minimização de inventário e da possibilidade de sobre-pressurização de equipamentos.

Surge, assim, com o uso de temperaturas de processamento superiores a 100ºC, o risco da ocorrência de um fenômeno altamente indesejável. Os vasos contendo água pressurizada a mais de 100ºC, ao serem despressurizados, mesmo com a queda de temperatura deste processo, podem ter a pressão reduzida a valores iguais ou inferiores à pressão de saturação da água na temperatura correspondente. Isso causaria a vaporização súbita da água contida no vaso e um pico de pressão que poderia, inclusive, ultrapassar a pressão de projeto do vaso, causando o chamado *steam explosion*.

Através da simulação da despressurização destes vasos deseja-se:

- Verificar a possibilidade de ocorrência deste fenômeno e;
- No caso de sucesso, verificar a influência de diversos fatores como: a contra-pressão do sistema de alívio, composição e taxa de despressurização, entre outros.

1.5. Organização dos Capítulos

O Capítulo 2, Revisão Bibliográfica apresenta o panorama da Literatura e conhecimentos técnicos com respeito a: (i) Controle *plant-wide*, (ii) Definição de estrutura de controle, (iii) Sintonia de controladores, (iv) Simulação dinâmica de processos e (v) os Processos *offshore* selecionados para análise dinâmica. Os três capítulos seguintes correspondem aos estudos de caso mencionados no item (1.4). O Capítulo 3 é o estudo do Sistema de Gás Combustível, compreendendo a apresentação dos dados para a simulação, a definição do emparelhamento das variáveis controladas e manipuladas, a pré-sintonia dos controladores e sua verificação, a análise do comportamento do sistema frente a perturbações e a simulação de uma parada e repartida da planta, verificando a aplicabilidade da ferramenta para treinamento de operadores. O Capítulo 4 é o estudo do Sistema de Óleo, compreendendo os dados para a simulação, a verificação do emparelhamento das variáveis controladas e manipuladas, a pré-sintonia dos controladores e sua verificação, a avaliação da liberação de gases no tanque de lavagem, a análise do comportamento da planta frente a golfadas severas e o teste de algumas concepções de controle de golfadas. No Capítulo 5 o fenômeno de *Steam Explosion* é simulado para dois sistemas de tratamento de óleo diferentes e testes de sensibilidade a diversas variáveis são realizados. Por fim, o Capítulo 6 discorre sobre as conclusões deste trabalho, apresentando sugestões para extensões e continuação.

Os valores de pressão que aparecem nesta dissertação, salvo explicitados diferentemente, são absolutos. As vazões volumétricas de gás expressas em m^3/d encontram-se na condição de 20ºC e 1 atm.

Em nome da clareza, praticidade e concisão, pede-se licença ao Leitor para o uso de termos do jargão de engenharia da área de E&P, na língua inglesa, nesta dissertação, tais como: *offshore, riser, plant-wide, steam explosion* e *set-point*. Ressalta-se que o uso de tais termos ocorre sempre com a formatação em itálico.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Para elaboração deste estudo foi necessário o conhecimento do processo de uma planta de processamento de óleo, gás e água *offshore*, bem como da metodologia de projeto desta planta e sua operação. Desta forma, muitos documentos internos da PETROBRAS foram consultados tais como: fluxogramas, folhas de dados, manuais de cálculo, memórias de cálculo, manuais de operação, procedimentos, relatórios etc. Além de dados da PETROBRAS, também foram estudados projetos de outras operadoras encomendados pela PETROBRAS, tais como SBM/Gusto e MODEC, e relatórios de missões ao exterior contendo dados de outras empresas. Esta documentação não é aberta ao público e, portanto, não será listada entre as referências desta dissertação.

2.1. Controle *Plant-Wide*

A definição de estruturas de controle é tradicionalmente conduzida de forma seqüencial ao projeto da planta, conforme Figura 2.1.

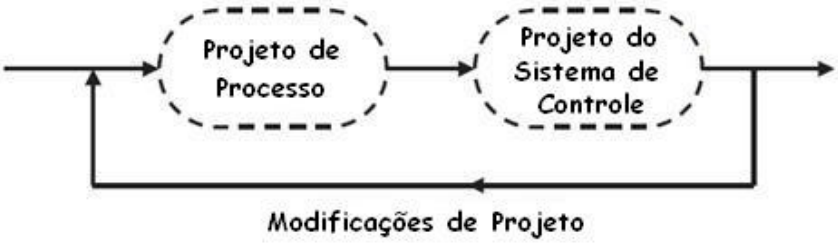

Figura 2.1 - Seqüência tradicional de condução de projeto

É importante perceber que controle e processo formam uma unidade, comprometendo ou promovendo o aumento do nível de atendimento aos objetivos de produção. Idealmente, três aspectos devem ser considerados: a política de operação, o processo e o sistema de controle (MEEUSE, 2002). Com referência ao aspecto de controle, define-se a controlabilidade como a capacidade de um processo atingir e manter um determinado estado de operação característica do processo. Neste trabalho, adotam-se projetos já consolidados no contexto *offshore*, procedendo-se exclusivamente à análise de estruturas de controle e avaliação de políticas de operação no que se refere à segurança e rejeição de perturbações a

estas associadas. Portanto, a integração projeto de processo – síntese de estruturas de controle não é abordada.

Nesta direção, reconhece-se que um dos problemas mais relevantes em controle de processos é como desenvolver estruturas de controle eficientes para a operação de plantas. Entre os desafios dinâmicos a serem considerados no projeto e na avaliação de desempenho de plantas destacam-se: a) o efeito de correntes materiais de reciclo, b) o uso de integração energética e c) o inventário de produtos (LUYBEN, TYREUS E LUYBEN, 1998). A abordagem típica em controle *plant-wide* é o projeto de sistemas de controle das unidades individuais para, a seguir, combiná-las para formar a planta. Este método apresenta resultados satisfatórios quando o processo exibe baixa integração energética e possui pouca ou nenhuma corrente de reciclo, situação que descreve adequadamente o caso de plantas *offshore* de processamento primário. A Figura 2.2 compara estruturas centralizadas e descentralizadas de controle.

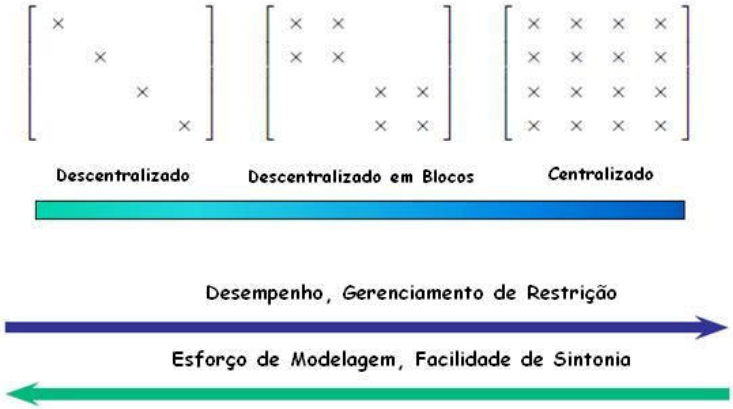

Figura 2.2 - Comparação entre estruturas

Registra-se que plantas *offshore* empregam controles descentralizados. Neste aspecto, Ricker (1996) desenvolveu uma estrutura de controle descentralizado que defende ser superior a controladores preditivos complexos. O procedimento proposto enfatiza o tratamento de restrições de processo, com o uso de controle *override*, e consiste em:

1. Determinar os graus de liberdade do processo,
2. Selecionar as variáveis que devem ser controladas,
3. Definir a malha de controle da taxa de produção,

4. Controle de inventário coordenado com a malha de controle de produção,
5. Controle da composição do(s) produto(s),
6. Controle de inventário de compostos,
7. Gerenciar outros graus de liberdade (não utilizados para controle regulatório),
8. Considerar controle *override*,

Luyben, Tyreus e Luyben (1997) apresentam etapas de procedimento, aplicadas ao processo Tenessee Eastman (DOWNS, 1993), para controle *plant-wide* de fluxogramas complexos, resumidas a seguir.

1. Definir objetivos de controle,
2. Determinar graus de liberdade,
3. Estabelecer sistemas de gerenciamento de energia,
4. Definir taxas de produção,
5. Controlar qualidade de produtos e tratar restrições de segurança, operacionais e ambientais,
6. Controlar inventários (pressões e níveis) e fixar vazões de reciclo,
7. Verificar o balanço de massa de componentes,
8. Controlar operações unitárias individuais,
9. Otimizar economicamente o desempenho do processo e melhorar a controlabilidade dinâmica.

Chen e McAvoy (2003) defendem o uso de modelos dinâmicos em projetos de controle *plant-wide*, por fornecerem melhor entendimento do processo do que modelos estáticos, e propõem um procedimento de projeto hierárquico em quatro fases:

Fase 1 – Preparação e identificação das variáveis,

Fase 2 – Projeto das variáveis de segurança e de resposta lenta,

Fase 3 – Projeto das variáveis de produção e qualidade,

Fase 4 – Balanço de componentes e projeto das demais variáveis,

Murthy Konda, Rangaiah e Krishnaswamy (2005) também defendem a disseminação do uso de simulação, especialmente no contexto *plant-wide*, e apresentam a seguinte heurística, baseada na metodologia de Luyben e bastante semelhante a esta:

1.
   1.1. Definir os objetivos do controle *plant-wide*,
   1.2. Determinar o grau de liberdade,
2.
   2.1. Identificar e analisar perturbações *plant-wide*,
   2.2. Definir critério de desempenho e sintonia,
3. <u>Especificações do produto</u>
   3.1. Definir manipuladores de produção,
   3.2. Definir manipuladores de qualidade,
4. <u>Variáveis que tem que ser controladas</u>
   4.1. Definir manipuladores para variáveis de controle mais severo,
   4.2. Definir manipuladores para variáveis de controle menos severo,
5. Controlar operações unitárias,
6. Verificar o balanço de massas por componente
7. Verificar efeitos devido a integração (reciclos)
8. Melhorar desempenho do sistema de controle, se possível

2.2. Definição da Estrutura de Controle

O número de variáveis controladas em uma planta de processamento de óleo e gás é bastante elevado, porém este sistema multivariável MIMO (*Multiple Input Multiple Output*) é, usualmente, controlado por múltiplas malhas de controle SISO (*Single Input Single Output*) – controle descentralizado. Ou seja, em geral, o controle de processo *offshore* é clássico, com um grande número de malhas simples que utilizam controle PID. O potencial de melhoria da produção a partir de pequenas modificações, como sintonia dos controladores, é acentuado na maioria dos casos. Destaca-se que um pequeno aumento na produção ou regularidade do processo representa um grande retorno financeiro. (GODHAVN, STRAND E SKOFTELAND, 2005)

Além da própria estrutura da planta, a escolha do emparelhamento de variáveis controladas e manipuladas afeta a controlabilidade do processo. Conforme

Glemmestad (1997), as diferentes combinações podem ser encaradas como processos diferentes, apesar destes apresentarem a mesma estrutura.

Uma importante e simples ferramenta de medir a interação de malhas de controle, e controlabilidade, é a matriz de ganhos relativos, RGA, proposta por Bristol (1966):

$$RGA(\underline{\underline{G}}(s)) = \underline{\underline{G}}(s) \otimes (\underline{\underline{G}}^{-1}(s))^T \tag{2.1}$$

onde G(s) é a matriz de funções de transferência do processo e $\otimes$ é o produto Hadamard ($(A \otimes B)_{i,j} = A_{i,j} * B_{i,j}$).

De forma simplificada, para análise de emparelhamento, maximizando a controlabilidade, é possível adotar-se a RGA de estado estacionário (limite quando $s \rightarrow 0$):

$$RGA(\underline{\underline{K}}_p) = \underline{\underline{K}}_p \otimes (\underline{\underline{K}}_p^{-1})^T \tag{2.2}$$

onde Kp representa a matriz de ganhos estacionários do processo. Witcher e McAvoy (1977) foram os primeiros a estender o conceito para o domínio da freqüência. A RGA dependente de freqüência é obtida simplesmente inserindo-se $s=j\omega$ na Equação (2.1).

Contudo, de acordo com Meuuse (2002), o cálculo da matriz RGA dinâmica segundo a Equação (2.1) produz uma matriz com elementos complexos, que podem ser representados por uma magnitude e um ângulo de fase. Witcher e McAvoy (1977) afirmam que esta deve ser interpretada exatamente da mesma forma que a RGA estática. No entanto, Meuuse (2002) aponta que a RGA pode ter elementos negativos enquanto a magnitude é sempre positiva. Adicionalmente, a soma das linhas e das colunas não mais se restringe ao valor unitário. Seider, Seader e Lewin (1999) contornam esta situação propondo uma modificação no cálculo da matriz, conforme Equação (2.3)

$$\lambda_{11} = sign(\lambda_{11}(0)).|\lambda_{11}(j\omega)| \tag{2.3}$$

Meuuse (2002) lembra que, na Equação (2.1), há uma hipótese implícita que o controlador é o inverso do processo, e isto pode conduzir a um controlador não

realizável. Por último, o autor menciona que, apesar de amplamente estabelecida na comunidade de controle, a análise no domínio da freqüência não foi adotada por engenheiros químicos, especialmente fora da academia, e propõe que um dos motivos seria o fato desta se basear em ondas senoidais, tipo de perturbação não tão freqüente na indústria de processos.

Uma interessante alternativa ao cálculo da RGA dinâmica foi proposta por Meuuse, que consiste em um gráfico onde a resposta dinâmica em malha aberta é lançada em gráfico (eixo y) contra a resposta em malha fechada (eixo x), cada instante de tempo fornecendo um ponto no gráfico. Para um sistema totalmente desacoplado, a curva resultante coincidiria com a diagonal. Este método, contudo, requer a proposta de malha de controle (o autor adota para tal a estrutura IMC), sendo portanto descartada neste estudo.

A aplicação da RGA dinâmica seria mais adequada, porém devido a sua complexidade, com base na argumentação de Meuuse e frente aos objetivos de análise do presente trabalho, adota-se na síntese de estruturas de controle *offshore* a versão estática da RGA. Para tal, a matriz de ganhos ($\underline{\underline{K}}_p$) pode ser obtida impondo-se pequenas perturbações (degraus) em torno de um determinado ponto de operação, e registrando a curva de resposta do processo. Para processos não-lineares, a matriz modifica-se de acordo com o estado estacionário escolhido. Neste estudo, procurou-se utilizar um ponto de operação afastado das condições extremas (mínimas e máximas condições operacionais).

Conforme apresentado por Hovd e Skogestad (1994), pelo menos uma das seguintes instabilidades ocorrerá quando um par de variável manipulada e controlada apresenta valor negativo de RGA:

1. O sistema global será instável;
2. A malha específica será instável;
3. O sistema é instável quando esta malha é removida

A metodologia para o cálculo e análise da matriz RGA encontra-se detalhada no APÊNDICE I.

Além do RGA, existem outros parâmetros que ajudam na avaliação da controlabilidade de um emparelhamento proposto para uma planta, como o número de RGA, o número de condicionamento e o índice de Niederlinki. Estes parâmetros também auxiliam uma análise *plant-wide*.

Número de RGA (NRGA)

É um índice de diagonalização da matriz RGA e deve ser pequeno para boa controlabilidade.

$$NRGA = \left\| RGA(\underline{\underline{K}}_p) - \underline{\underline{I}} \right\|_{soma} \tag{2.4}$$

onde $\underline{\underline{I}}$ é a matriz identidade.

Número de Condicionamento (NCond)

$$NCond(P) = \frac{\overline{\sigma}(P)}{\underline{\sigma}(P)} \tag{2.5}$$

onde $\overline{\sigma}$ e $\underline{\sigma}$ são os valores singulares máximo e mínimo, respectivamente. Valores elevados indicam que as matrizes de ganho do processo são mal-condicionadas. Para estabilidade robusta a seguinte condição é necessária (QIONGFEI, 2001):

$$Ncond(P) < \frac{3{,}414}{\delta_{ra}} \tag{2.6}$$

onde δ_{ra} é a margem de incerteza relativa-aditiva especificada. Segundo o autor, se o número de condicionamento é menor, maiores níveis de incertezas podem ser tolerados.

Índice de Niederlinski (IN)

O teorema de Niederlinski essencialmente provê um método para reconhecer a ausência de estabilidade estrutural em sistemas de controle multi-malhas.

$$IN = \frac{\det[\underline{\underline{K}}_p]}{\Pi_i K_{p_{ii}}} \tag{2.7}$$

onde $\underline{\underline{K_p}}$ é a matriz de ganhos estacionários do processo.

A matriz de ganhos é rearranjada para que o emparelhamento em avaliação esteja na diagonal. Um valor negativo para este índice representa condição suficiente de instabilidade (NIEDERLINSKI, 1971). Se o índice for positivo, o sistema poderá ou não ser estável. Logo, o método fornece uma condição necessária mas não suficiente para a estabilidade de sistemas de controle.

Trierweiler e Engell (1997) apresentam o RPN (*Robust Performance Number*) um índice de desempenho robusto que, apesar de não ter sido utilizado neste estudo, auxilia na avaliação da controlabilidade do sistema, através da medição da dificuldade potencial de um sistema atingir robustamente o desempenho desejado.

2.3. Sintonia de Controladores

Conforme Åström (2002), os mais conhecidos métodos de sintonia são os desenvolvidos por Ziegler e Nichols, como o da Sensibilidade Limite (ou Ganho Limite) e da Curva de Reação. Como alternativa aos Métodos de Ziegler-Nichols, foi proposto, em 1953, o Método Cohen-Coon; um procedimento em malha aberta, assim como o da Curva de Reação. Outros métodos de sintonia, também encontrados na literatura, são: de Åström-Hagglund e "Regra Simples" de Skogenstad. Nos métodos de sintonia baseados em resposta transiente buscam-se os parâmetros dos controladores que minimizem critérios de desempenho como a integral do erro quadrático, a integral do erro absoluto e a integral do erro absoluto ponderado pelo tempo. As correlações de sintonia por Síntese Direta e o Controle por Modelo Interno (IMC) constituem métodos de sintonia baseados em modelos do processo.

Por se basear no modelo do processo, que pode ser obtido através da resposta a uma perturbação degrau no modelo da planta no simulador dinâmico, e por estar disponível na ferramenta escolhida (*Hysys*), o Modelo IMC foi escolhido para ser utilizado neste estudo.

Na avaliação de desempenho dinâmico da estrutura de controle, torna-se necessário a sintonia dos controladores propostos. Para estimativa de parâmetros para os controladores, Ogunnaike e Ray (1994) propõem uma metodologia que parte da caracterização do processo.

O modelo aproximado mais comumente utilizado é a função de transferência de primeira ordem com tempo morto, expressa a seguir:

$$G(s) = \frac{Ke^{-\alpha s}}{\tau s + 1} \tag{2.8}$$

Com base no modelo do processo, obtém-se os parâmetros dos controladores PIDs.

A estrutura IMC (*Internal Model Control*) é esquematizada na Figura 2.3

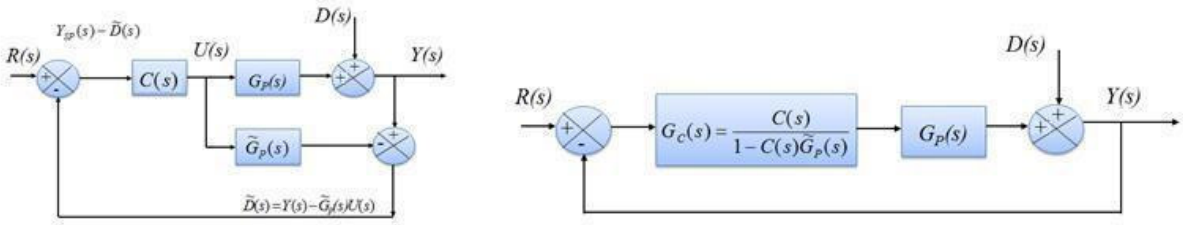

Figura 2.3 - Estrutura IMC

A partir dos diagramas de blocos da esquerda da Figura 2.3, obtém-se:

$$U(s) = \frac{C(s)}{1 + C(s)[G_P(s) - \tilde{G}_p(s)]}(Y_{SP}(s) - D(s)) \tag{2.9}$$

e

$$Y(s) = \frac{C(s)G_P(s)Y_{SP}(s) + [1 - C(s)\tilde{G}_P(s)]D(s)}{1 + [G_P(s) - \tilde{G}_P(s)]C(s)} \tag{2.10}$$

Implementar $C(s)$ como $\tilde{G}_p(s)^{-1}$ é raramente realizável devido a funções de transferência "impróprias", tempo morto e zeros no semi-plano direito. Para contornar estes impedimentos práticos, o procedimento de projeto do controlador IMC é modificado e o modelo do processo é separado em duas partes:

$$\tilde{G}_P(s) = \tilde{G}_P(s)_+ \cdot \tilde{G}_P(s)_- \tag{2.11}$$

onde $\tilde{G}_P(s)_+$ contém todas as partes não inversíveis (tempo morto, zero no semi-plano direito), e ganho 1 (um); e $\tilde{G}_P(s)_-$ contém o resto, inversível. Adicionalmente, o procedimento requer a especificação de filtro:

$$C(s) = \frac{1}{\tilde{G}_P(s)_-} f(s) \tag{2.12}$$

onde $f(s)$ é um filtro , usualmente na forma

$$f(s) = \frac{1}{(\lambda s + 1)^n} \tag{2.13}$$

cujos parâmetros λ e n são escolhidos de forma a garantir que $C(s)$ seja "própria", isto é, fisicamente realizável. A estrutura IMC ($C(s)$) pode ser convertida para a forma convencional $G_c(s)$ para implantação:

$$G_c(s) = \frac{C(s)}{1 - C(s)\tilde{G}_P(s)} \tag{2.14}$$

Rivera e Morari (1986) apresentam a seguinte regra de sintonia, baseada na estrutura IMC aplicada a processos descritos pela Equação 2.8:

$$K_c = \frac{2\tau + \alpha}{K(2\lambda + \alpha)} \tag{2.15a}$$

$$\tau_I = \tau + \frac{\alpha}{2} \tag{2.15b}$$

$$\tau_D = \frac{\tau\alpha}{2\tau + \alpha} \tag{2.15c}$$

onde, $\lambda > 0{,}2\tau$ (valor utilizado no presente estudo é $\lambda = 0{,}5\tau$), τ e α, constante de tempo e tempo morto do modelo, e K, ganho do modelo em %/%.

O simulador dinâmico *Hysys*, ambiente no qual este estudo foi conduzido, utiliza a seguinte equação para os controladores PIDs:

$$OP(t) = K_c E(t) + \frac{K_c}{\tau_I} \int E(t) + K_c \tau_D \frac{dE(t)}{dt} \tag{2.16}$$

onde, *OP(t)* é a saída do controlador no tempo "*t*" e *E(t)* é o erro no tempo "*t*".

2.4. Simulação Dinâmica de Processo

A simulação dinâmica de processo vem se desenvolvendo rapidamente e vários simuladores comerciais estão disponíveis para aquisição no mercado, com interfaces amigáveis para seus usuários. Algumas empresas que comercializam este tipo de simulador são: Simsci-Esscor (DYNSIM), AspenTech (HYSYS e ASPEN DYNAMICS), RSI SIMCON (INDISS), Honeywell (Unisim Design) e Chemstations (CC-DYNAMICS).

Conforme dados obtidos nos sites das empresas fornecedoras de simuladores dinâmicos de processo comerciais, a cada passo, são realizados cálculos de balanço de massa, balanço de energia, rede hidráulica (pressão e vazão em cada ponto do sistema), além de rigorosos cálculos termodinâmicos (estimativas das fases e suas propriedades). Por isso, são chamados de "*First-Principles Dynamic Simulators*". Também são utilizados modelos reconhecidos para operações unitárias específicas.

Conforme Anzel (2008), simuladores com o objetivo de verificar o projeto e treinar os operadores utilizam modelos dinâmicos para a elaboração de uma simulação de alta fidelidade ao processo real. A idéia atrás da simulação dinâmica é emular o comportamento da planta real usando modelos matemáticos. Dependendo do grau de complexidade do modelo, do software utilizado, do processador e da memória do computador, é possível, na maioria dos casos, simular em tempo mais acelerado do que o real. De acordo com González e Ferrer (2006), a tecnologia de "*First-Principles Dynamic Simulators*" está madura o suficiente para prover dados significativos para definições de controle.

Em sua dissertação, Qiongfei (2001), afirma que simulação dinâmica tem um papel importante no estudo de controle e projeto de plantas de processo (*plant-wide design and control*). A partir destas simulações é possível obter-se conhecimento

quantitativo e melhor entendimento da dinâmica de toda a planta sem risco potencial associado à experimentação direta. Além disso, diferentes projetos, condições operacionais e estratégias de controle podem ser testados e avaliados através de simulação dinâmica. Especificamente no que se refere ao quesito segurança de processos, o API 521 (2007) indica que a simulação dinâmica é particularmente útil na análise de sistemas existentes de alívio através de tocha.

O potencial desta ferramente abrange, entre outros:

- Estudos de segurança: análises de falhas, avaliação do impacto de perturbações e do sistema de alívio da planta (verificação do dimensionamento de válvulas e da rede de alívio);
- Escolha da estratégia de controle: comparação entre diferentes estratégias, investigação das interações entre o processo e o "*loop*" de controle.
- Dimensionamento de equipamentos e sistemas: dimensionamento otimizado considerando estratégia de controle selecionada e impacto das perturbações no sistema;
- Verificação de alterações na planta: verificação de alterações físicas em equipamentos e linhas e/ou na estratégia de controle antes da implementação na planta;
- Melhoria de desempenho da planta: otimização de parâmetros de operação;
- Treinamento de operadores;
- Desenvolvimento de analisadores virtuais;
- Reconciliação de dados dinâmicos.
- Estimação de parâmetros de modelos dinâmicos;
- Desenvolvimento de controladores não-lineares preditivos;

Assim, além da verificação do design do processo e das estratégias de controle, as atuais ferramentas de simulação dinâmica podem treinar operadores a iniciar uma

linha de produção em uma ‘’planta virtual’’ antes de operar a planta real. Os operadores aprendem de uma maneira segura e sem nenhum risco aos equipamentos ou às pessoas. (Anzel, 2008)

Satuf, Vaz, Pimenta e Agarwaal (2005) utilizaram o software HYSYS 3.2 para modelar a plataforma P-26 da PETROBRAS, uma unidade complexa de produção, com o objetivo de treinar operadores. O simulador foi acoplado a uma réplica do sistema de controle e intertravamento da planta (PLC) e às mesmas telas de interface homem-máquina da planta. Sua validação foi realizada por operadores experientes que relataram que o modelo tem o mesmo comportamento da planta para uma ampla faixa de condições operacionais, evidenciando o seu potencial no treinamento de operadores.

Considerando os grandes benefícios associados à simulação dinâmica de processo, o seu uso ainda é relativamente baixo nas empresas de engenharia e operadoras de óleo e gás. As razões para a utilização moderada à baixa desta ferramenta podem estar associadas ao alto esforço necessário para preparar e analisar um modelo dinâmico de processo, falta de metodologias customizadas para solução de problemas *plant-wide* e à somente recente disponibilidade de ferramentas amigáveis associadas a capacidade de processamento necessária para simulação em tempo real.

Neste trabalho, o simulador comercial HYSYS foi selecionado. Alguns conceitos gerais, importante para o entendimento da construção e simulação de modelos neste programa, foram extraídos e traduzidos do manual (ASPENTECH, 2005) e encontram-se no APÊNDICE II.

O termo simulação, utilizado nesta dissertação, constitui a construção do fluxograma no programa, a adequada entrada de dados necessários para especificação do sistema, seleção de metodologias de cálculo e obtenção de resultados. Os modelos das operações unitárias propriamente ditos, ou seja os métodos de cálculo para cada operação, já se encontram disponíveis no simulador. As operações unitárias utilizadas neste estudo foram: válvulas (de controle e bloqueio), válvulas de alívio (PSV’s), misturadores e divisores de correntes, controladores, separadores bifásicos (horizontais e verticais), separadores trifásicos, tanques, trocadores de calor,

aquecedores e bombas, além de planilhas nas quais se pode, através de dados da própria simulação calcular dados de entrada em determinados equipamentos ou correntes.

2.5. Processos *Offshore* Selecionados para Análise Dinâmica

2.5.1. Sistema de Gás Combustível para Turbinas

O sistema de gás combustível de uma planta de processamento de óleo e gás tem a finalidade de condicionar o gás desidratado, visando especificá-lo de acordo com as necessidades requeridas principalmente em turbinas, de forma a aumentar a confiabilidade operacional e a vida útil das mesmas. A especificação do gás condicionado é, em geral, de, no mínimo, 20ºC acima de seu ponto de orvalho na pressão de entrada nas turbinas.

A partida de um sistema de gás combustível ocorre, em geral, com gás do gasoduto, visto que a planta ainda não está comprimindo gás, e com eletricidade para o aquecimento, pois a planta ainda não tem água quente disponível, cuja principal fonte de calor são os gases exaustos das turbinas. Com a partida deste sistema, é possível partir os TCs ou TGs e, com a energia gerada, os motocompressores (MCs), bem como outros equipamentos que consomem eletricidade e água quente.

Em plataformas próximas da costa, aonde a pressão de exportação do gás é mais baixa, ou quando a desidratação do gás ocorre antes do último estágio de compressão, é possível utilizar-se um sistema simples de condicionamento do gás combustível composto apenas de uma válvula de expansão, um vaso depurador e um aquecedor. Quando o gás produzido encontra-se em uma pressão mais elevada, como é o caso da grande maioria dos projetos desenvolvidos pela PETROBRAS nos últimos dez anos, o sistema de condicionamento é composto de válvulas, aquecedores, trocador e um vaso. O primeiro aquecedor do sistema tem a função de não permitir temperaturas muito baixas no vaso, evitando a utilização de materiais especiais. Em seguida, o gás passa por processos de expansão e resfriamento e é encaminhado para o vaso para remoção do condensado formado. Finalmente o gás é aquecido para garantir, principalmente, que o mesmo não

condense ao se expandir na turbina (TGs ou TCs) o que causaria danos ao equipamento.

A Figura 2.4, a seguir, apresenta o fluxograma simplificado do sistema de gás combustível.

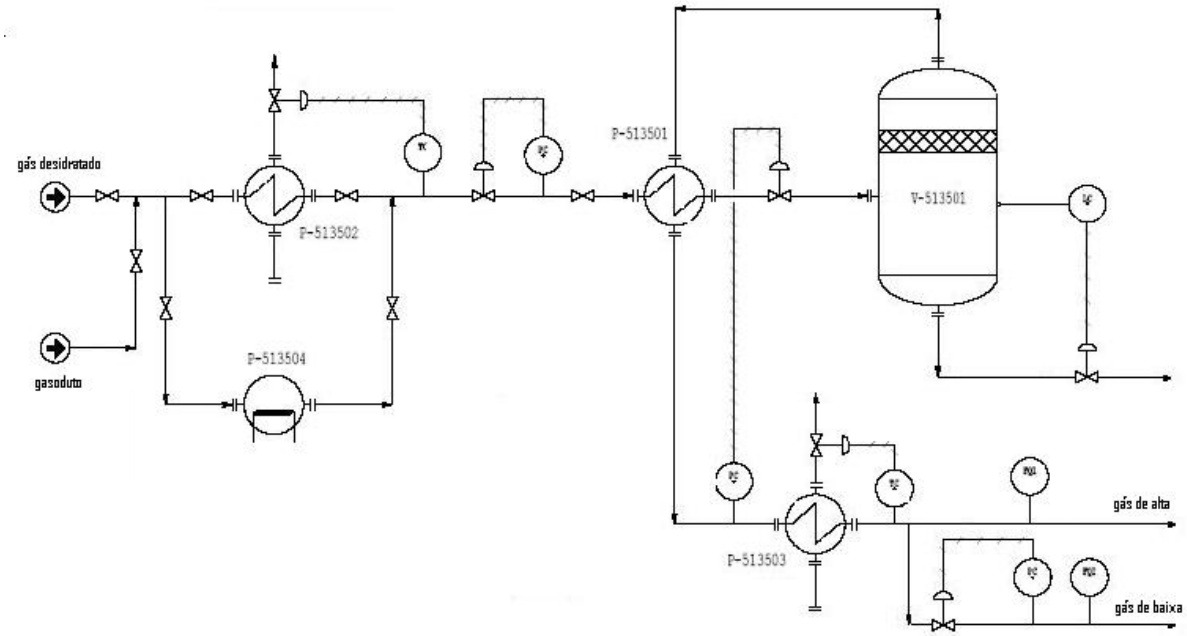

Figura 2.4 - Fluxograma simplificado do sistema de gás combustível

Pode-se perceber que, após o aquecimento final, existe uma ramificação direcionando o gás tratado para dois *headers* com níveis de pressão diferentes. O gás que deixa o aquecimento já se encontra com a pressão correspondente a do gás de alta. Já o gás de baixa necessita sofrer uma quebra da pressão adicional através de válvula de controle.

O trocador gás-gás (P-513501), por ser um recuperador, em geral, reduz o custo operacional (consumo de utilidades), mas representa um aumento no custo de investimento. A tendência é que nos projetos da PETROBRAS (a partir de 2008) não se utilize mais este equipamento. Porém, os projetos de plataformas de óleo, de 1998 a 2007 contêm o trocador gás-gás.

Muitas plataformas possuem turbinas duais, ou seja, que trabalham queimando gás ou diesel. O diesel é recebido em navios de suprimento e sua estocagem na plataforma é limitada, logo não é continuamente utilizado. Este combustível tem

grande utilidade na partida e, principalmente, para evitar a parada de toda a planta no caso de falta temporária de gás, por qualquer motivo. O sistema de controle da turbina, ao identificar uma redução significativa na pressão do gás de entrada, realiza uma comutação automática de combustível. O vaso depurador (V-513501), além da função de remover o condensado formado no processo de expansão, tem a função de pulmão para, no caso de um bloqueio na entrada do sistema de gás combustível, por exemplo, garantir suprimento de gás durante o tempo necessário para comutação para diesel. Esta função, em geral, é a que define o volume deste equipamento.

Durante a elaboração do projeto do Sistema de Gás Combustível de uma planta *offshore*, simula-se, em geral, dois ou três casos do operação, todos no estado estacionário. São eles: partida, condição normal de operação e vazão máxima do sistema. As simulações do projeto em estados estacionários, em geral, indicam que o gás, antes de entrar no aquecedor final (P-513503), já se encontra especificado. Porém, é prática comum adicioná-lo no projeto garantindo o fornecimento do gás com temperatura superior a 20°C acima de seu ponto de orvalho, bem como servindo como reserva para o trocador gás-gás (P-513501).

Após a construção e montagem da planta, ela passa por um processo de comissionamento e pré-operação, incluindo a sintonia dos controladores. A redução do tempo destas etapas é altamente desejável, pois antecipa a produção.

2.5.2. Escoamento Intermitente (Golfadas)

As golfadas se referem a fluxos variados ou irregulares de gás e líquido, que ocorrem freqüentemente em linhas de produção de poços de petróleo. Elas se tornam mais importantes quando o número de campos satélites aumenta. (Godhavn, Fard e Fuchs, 2005)

Conforme Godhavn, Strand e Skofteland (2005), os três tipos de golfada mais comumente observados nas linhas de produção de Tordis (campo operado pela Statoil, no Mar do Norte) são a golfada transiente, a golfada hidrodinâmica e a golfada de *riser*. A primeira é causada por mudanças no processo, como variação na abertura da *choke* ou partida da planta. A segunda caminha pela linha de produção e costuma ser pequena, não trazendo grandes problemas para a planta. A

última, porém, é a mais severa e danosa. A Figura 2.5 ilustra o ciclo da golfada de *riser*.

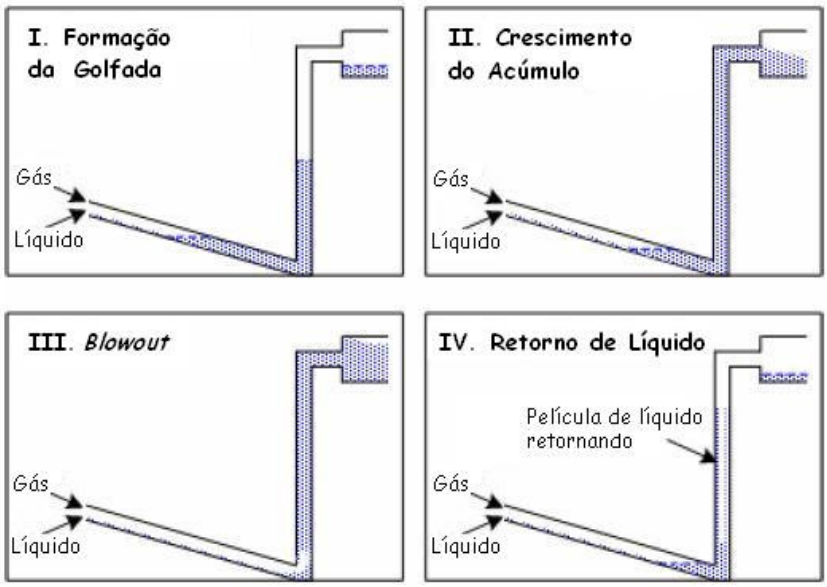

Figura 2.5 - Ciclo da golfada de *riser*

O líquido (água + óleo) se acumula em um ponto baixo do *riser*, bloqueando a passagem do gás. O volume de líquido acumulado cresce até que a pressão a montante do bloqueio seja suficientemente alta para empurrá-lo, ocorrendo, então, o chamado *blowout*. É comum que parte do líquido caia de volta para a base do *riser (fallback)*, iniciando um novo ciclo de formação da golfada.

Alguns dos problemas relacionados à ocorrência de golfadas são:

- Flutuações no nível dos vasos, podendo causar parada da planta (*shutdown*);
- Flutuações no nível de interface água-óleo, resultando em má separação;
- Flutuações na vazão de óleo, causando erros de leitura e desgaste dos medidores fiscais de vazão, bem como potencial de produção de óleo fora de especificação;
- Flutuações na vazão de água, causando perda de eficiência nos hidrociclones;
- Flutuações na pressão do gás que deixa os separadores, introduzindo perturbações indesejáveis nos compressores.

As flutuações listadas propagam-se para equipamentos a jusante, promovendo dificuldades de controle.

Os vasos separadores, na entrada das plantas de processo, têm a função de absorver estas golfadas, porém, Nunes (2004) ressalta que as restrições de carga e espaço em unidades *offshore* promovem o uso de equipamentos compactos, o que reduz a capacidade destes vasos de absorver às oscilações de produção dos poços.

Conforme, Araujo, Nunes e Medeiros (2007), apesar da importância do controle de nível, as malhas operam com baixo desempenho por sintonia inadequada dos parâmetros de controle. Ressaltam também que, enquanto em alguns casos pode ser desejável a manutenção de regulação rígida do nível em torno de um ponto fixo de operação, as malhas de nível têm frequentemente função de pulmão de oscilações de vazão ao invés de controle estreito do nível, mantendo o perfil de vazão de descarga o mais suave possível.

Outra prática muito utilizada para reduzir o problema causado pelas golfadas é o uso de válvulas *choke* na entrada da planta, cujo grande desafio é a otimização do uso desta válvula de forma a minimizar as perdas de produção associadas à restrição do fluxo na entrada da planta.

2.5.3. Sistema de Separação e Tratamento do Óleo

O item 1.1 apresentou um descritivo de planta de processamento, sendo que o item 1.1.1 abordou especificamente o processamento do óleo. Pretende-se, agora, explorar as características dos principais equipamentos deste sistema.

Ressalta-se que como dado de entrada no HYSYS é possível especificar a eficiência de cada vaso da simulação, porém não existe modelo disponível no software para estimativa da eficiência de separação a partir dos parâmetros operacionais. Existe no simulador uma ferramenta que poderia ser utilizada para inserir um modelo matemático, alterando a eficiência a cada passo. Sabe-se que a eficiência é função das propriedades do fluido, temperatura, tempo de residência, internos dos vasos, intensidade do campo elétrico (para tratadores eletrostáticos), entre outros. Não faz parte do escopo deste estudo o desenvolvimento de tal modelo, de forma que a eficiência de cada vaso foi mantida constante durante as simulações.

Separadores Bifásicos

Um dos mais comuns tipos de equipamentos de processo é o separador líquido-vapor (Monnery e Svrcek,1993). Os separadores bifásicos gravitacionais podem ser orientados vertical ou horizontalmente. Em alguns casos, se faz necessário comparar os dois projetos para determinar qual é o mais econômico, podendo ser projetados com ou sem eliminador de névoa e podendo conter defletores e dispositivos ciclônicos na entrada.

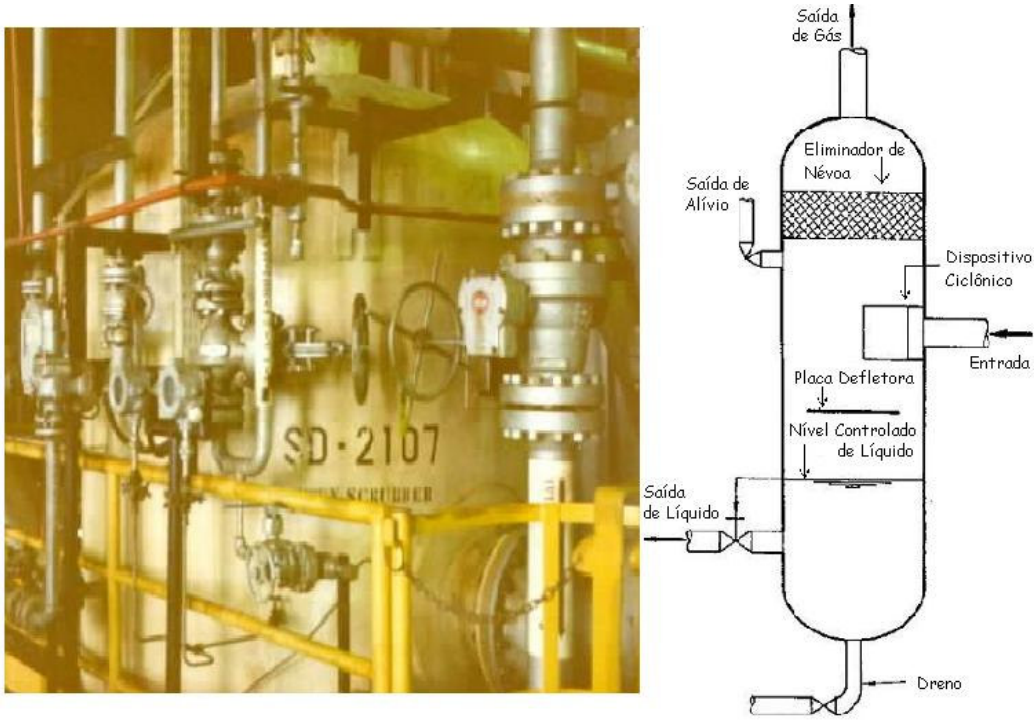

Figura 2.6 - Separadores bifásicos verticais

Os separadores líquido-vapor verticais são preferidos para separação de líquidos de misturas com alta razão vapor/líquido enquanto que os separadores horizontais são usados para separar vapor de misturas com baixa razão vapor/líquido. Exemplos de separadores verticais típicos são os depuradores de gás, existentes no sistema de gás combustível (caso 1) e na entrada do sistema de compressão, com o propósito de assegurar que o gás a ser levado ao compressor, equipamentos de elevado custo e suscetíveis a danos pela presença de líquidos, esteja isento de condensados. Exemplos de separadores horizontais típicos são os depuradores (ou *degasers*), necessários na chegada da planta quando a concepção com tanque de

lavagem é escolhida, e o separadores atmosféricos. O fluxograma do caso 2 contém dois depuradores horizontais e um separador atmosférico.

O separador atmosférico é o último equipamento de separação instalado na planta de tratamento de óleo. Consiste em um separador bifásico gás-líquido, que opera com pressão atmosférica, ou próxima, e que é utilizado para remover o residual de gás na corrente oleosa tratada, por meio da descompressão do fluido. Essa estabilização do petróleo tratado tem o objetivo de evitar a ocorrência de vaporização no interior dos tanques de armazenamento. A temperatura da corrente que segue para a estocagem deve ser igual ou inferior a 60°C, de forma a não causar danos aos tanques. Principalmente nas unidades que não possuem estocagem de óleo, o separador atmosférico também tem a função de amortecer a variação de carga líquida, antes de ser direcionada às bombas de transferência.

A separação líquido/vapor é usualmente realizada em três estágios. No primeiro estágio, chamado de separação primária, uma placa defletora e/ou dispositivo ciclônico provocam a colisão e conseqüente aumento das gotas de líquido, facilitando sua queda por gravidade. O próximo estágio, separação secundária, é a separação gravitacional de pequenas gotas na área interna livre ao longo do comprimento do vaso. O estágio final é representado pelo eliminador de névoa (Figura 2.7), onde gotas muito pequenas são coalescidas de modo a formarem gotas maiores posteriormente separadas por gravidade.

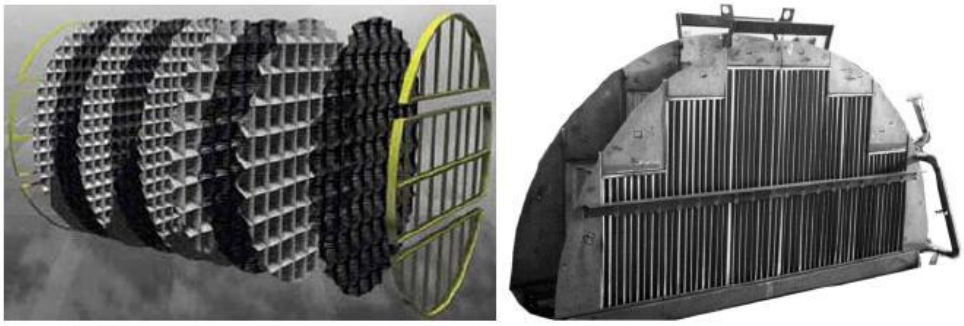

Figura 2.7 – Eliminadores de névoa

A separação líquido vapor é bem mais fácil do que a água-óleo e por isso necessita de um menor tempo de residência.

Separadores Trifásicos

São geralmente utilizados para separar dois líquidos imiscíveis, de densidades diferentes, e vapor. Na indústria do petróleo, é usado para separar óleo, gás e água. Os equipamentos utilizados para realizar a separação de fases, pelo mecanismo de segregação gravitacional, são aqueles que promovem, em seu interior, padrão de fluxo adequado, para que haja a segregação das fases gasosa, oleosa e aquosa. Utiliza-se o tempo de residência, ou de retenção, como a grandeza para determinar as dimensões do equipamento. Especialmente, utiliza-se o tempo de residência ao líquido como a variável determinante para realizar o dimensionamento do vaso, visto que a separação de gás ocorre com relativa facilidade, em função da grande diferença de densidade entre as fases líquida e gasosa. A estimativa da velocidade de sedimentação de uma gota de água na fase oleosa, por exemplo, pode ser obtida pela Lei de Stokes:

$$V_g = \frac{(\rho_a - \rho_o) \cdot g \cdot d^2}{18 \cdot \eta_o} \qquad (2.17)$$

onde, V_g é a velocidade de sedimentação da gota de água, (cm/s);
ρ_o é a massa específica do óleo, (g/cm^2);
ρ_a é a massa específica da água, (g/cm^2);
η_o é a viscosidade absoluta do óleo (g/cm.s);
d é o diâmetro da gota de água, cm;
g é a aceleração da gravidade, cm/s^2,

A separação de água e óleo pelo mecanismo de segregação gravitacional pode ser realizada em um vaso de pressão ou em um tanque (tanque de lavagem). Os principais vasos de pressão com esta função são o separador de produção (que consta no caso 3) e o separador de água livre, que são normalmente horizontais, já que a proporção gás/líquido é bem menor do que a dos vasos depuradores do sistema de compressão e de gás combustível. Utiliza-se o termo separador de água livre quando as linhas de produção são direcionadas diretamente para ele, sem consumo de utilidade de aquecimento. Assim, a água livre é removida antes do aquecedor de produção, economizando carga térmica. As diferenças entre estes dois vasos de pressão são basicamente operacionais, sendo comum o separador de

água livre trabalhar com pressão mais elevada e temperatura mais baixa do que o separador de produção. A Figura 2.8 mostra as seções de um separador trifásico.

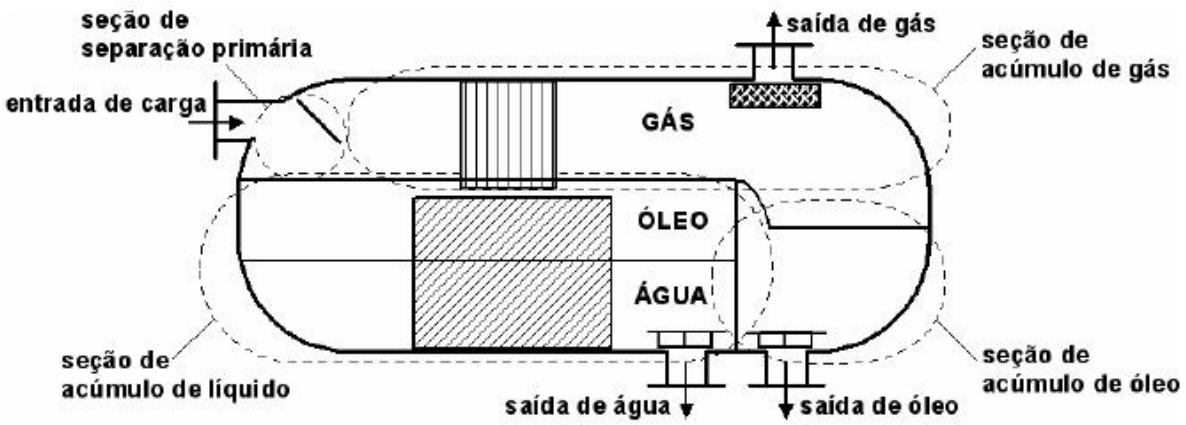

Figura 2.8 - Seções do separador gravitacional trifásico

Assim como os separadores bifásicos, no primeiro estágio, chamado de separação primária, uma placa defletora e/ou dispositivo ciclônico provocam a colisão e conseqüente aumento das gotas de líquido, facilitando a separação gás-líquido. Na seção de acúmulo de gás são instalados dispositivos internos para coalescer e remover as gotículas de óleo arrastadas pela corrente gasosa. A altura do vertedor, que divide as seções de acúmulo de líquido e de acúmulo de óleo, define também a área transversal disponível para o gás. O dimensionamento do vaso deve verificar que a velocidade do gás não ultrapasse a velocidade de arraste do óleo. Na seção de acúmulo de líquido, região de maior volume, existem duas camadas e é comum serem instalados dispositivos internos para aumentar o desempenho da separação da água do petróleo. O tempo de residência nesta seção é um dos principais fatores na eficiência da separação, o controle de temperatura, pressão e nível de interface também são importantes para uma boa eficiência. Finalmente o petróleo separado verte para a seção de acúmulo de óleo, de onde é direcionado para o próximo equipamento. Alguns separadores não têm esta seção e o bocal de saída do óleo é posicionado entre o nível máximo da interface água-óleo e o nível mínimo da interface óleo-gás.

Tanques de Lavagem

Esse tipo de equipamento tem por característica principal oferecer em seu interior elevado tempo de residência ao líquido, da ordem de horas.

Os tanques da embarcação contêm chapas metálicas soldadas, na forma de anéis gigantes, circundando suas paredes internas. Estas chapas têm a função estrutural de suportar esforços e auxiliam na redução dos efeitos das ondas que se formam dentro do tanque. Um ou mais tanques podem ser convertidos para a separação óleo-água que pode ser visualizada no esquema da Figura 2.9. Observa-se uma camada de água oleosa (azul), sobre esta uma camada de óleo com um gradiente de concentração decrescente de água, no sentido da região inferior para a região superior do tanque, e, finalmente, no topo, uma camada oleosa com baixo teor de água (laranja). Chama-se tanque de lavagem, pois o fluido entra no tanque pela camada de água.

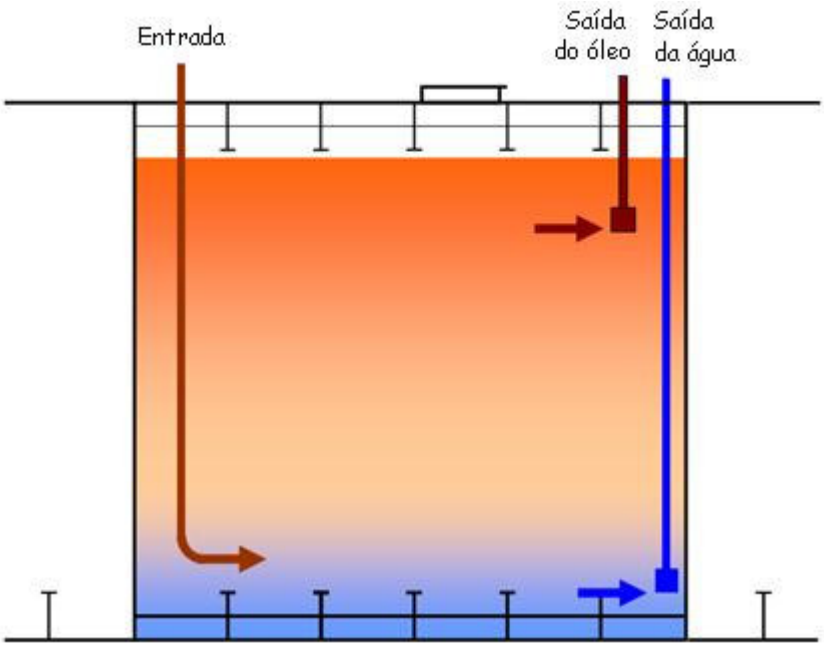

Figura 2.9 - Separação das fases no tanque de lavagem

Como a planta de processamento está localizada acima destes tanques, que operam com pressões próximas à atmosférica, é necessário o uso de bombas para movimentação do óleo e água separados neste equipamento.

Tratadores Eletrostáticos

O tratador eletrostático é o responsável por especificar o petróleo quanto aos teores de água e sal. Para isso utiliza um campo elétrico que polariza as gotas de água. Uma vez polarizadas, elas tendem a passar da forma esférica para a forma elíptica e alinhar-se com as linhas de força do campo elétrico, dando origem às interações dipolo-dipolo entre as gotas.

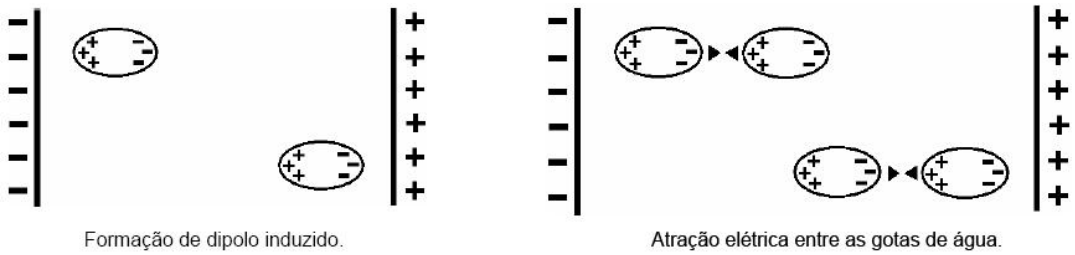

Figura 2.10 - Ação do campo elétrico

Geralmente, os petróleos mais pesados são também os mais condutivos e os de mais difícil tratamento. A característica condutora destes petróleos está associada principalmente à presença da salmoura e metais pesados, estes últimos associados às frações mais pesadas do petróleo, especialmente aos asfaltenos e resinas.

O óleo é aquecido para o tratamento, pois, a temperatura tem importante papel no desempenho da desidratação. Seu aumento reduz a viscosidade do óleo, aumenta a difusividade do desemulsificante no meio, aumenta a taxa de colisão entre as gotas, diminui a rigidez do filme interfacial (filme este que aumenta a estabilidade das emulsões) e aumenta a velocidade de sedimentação das gotas. Assim, o dimensionamento do vaso depende da condição operacional, já que quanto maior a temperatura, menor o tempo de residência necessário para a especificação.

Existem vários tipos de tratadores eletrostáticos: de alta velocidade e corrente alternada, de baixa velocidade e corrente alternada, de corrente alternada e contínua e de corrente alternada e contínua com variação de freqüência.

Estes equipamentos estão nos fluxogramas dos casos 2 e 3. O caso 2 apresenta dois tratadores em série, com entrada de água de diluição entre os dois. Isso é necessário quando a salinidade da água produzida é muito alta e somente o ajuste

do teor de água (desidratação) não é suficiente para especificar o teor de sal final do óleo.

2.5.4. Steam Explosion

Até o início de 2008, óleos pesados estavam se tornando cada vez mais atrativos do ponto de vista econômico e de disponibilidade. A redução do preço do barril de petróleo ao longo de 2008 alterou este cenário, porém acredita-se que o preço voltará a subir. Atualmente já existem diversos campos *offshore* processando óleos pesados.

Conforme Warren (2002), óleos com menos do que 20ºAPI podem ser considerados pesados, sendo necessárias temperaturas elevadas para garantir uma faixa de viscosidade que proporcione uma velocidade adequada de sedimentação da água (estimada pela Lei de Stokes, Equação 2.16).

Foi abordado no item 2.5.3 que o aumento de temperatura, além de reduzir a viscosidade do óleo e aumentar a taxa de sedimentação, aumenta a difusividade do desemulsificante no meio e a taxa de colisão entre as gotículas e reduz a estabilidade das emulsões. Registra-se o recente início de produção de petróleo em plataformas marítimas com temperaturas de processamento superiores a 100ºC.

O texto a seguir foi extraído do API 521 (2007): “Provisões para iniciar uma parada controlada ou instalação de sistema de despressurização para as unidades pode minimizar a sobrepressão que resulta da exposição a fogo externo.” Ressalta-se que o mesmo API 521 (2007) só considera obrigatória a despressurização de equipamentos grandes operando a 1700 kPa g ou pressões mais elevadas. Porém, é prática comum nas unidades offshore, que, em caso de fogo ou gás confirmado, a produção pare e a planta seja isolada e despressurizada, incluindo vasos que operam com pressões abaixo de 1700 kPa g. A despressurização de um vaso, contendo água, com temperatura inicial acima de 100ºC poderia atingir pressões abaixo da pressão de vapor da água na temperatura correspondente. Quando um líquido volátil se expande para vapor no seu ponto de ebulição, ou acima, energia térmica é convertida em energia mecânica (pV). Quando este tipo de expansão é limitada inercialmente e se propaga em velocidade sônica ou supersônica, ocorre o chamado *vapor explosion* (Shick e Grace, 1982).

Shick e Grace (1982) indicam que este tipo de explosão pode ser previsto quando a pressão acima de um líquido aquecido cai para uma pressão correspondente ao limite de superaquecimento do líquido. Relatam também que a violência de explosões de alta pressão e algumas atividades vulcânicas podem ser atribuídas, pelo menos em parte, ao processo de explosão por expansão de vapor de líquido em ebulição (BLEVE – *boiling liquid expanding vapor explosion*). Os autores descrevem diversos casos de explosões por vapor d'água ocorridas nas indústrias de processamento de metais, papel, nuclear e de GNL (gás natural liquefeito), sendo a maior parte causada por aumento de temperatura.

Um guia de segurança emitido pela BP – Hazards of Water (2004), relata casos de acidentes na aplicação de vácuo em torres com temperaturas acima da de ebulição da água. Na pressão atmosférica e 100ºC a água expande 1600 vezes ao vaporizar. Este número é ainda maior no caso de vácuo.

O líquido é dito superaquecido ou meta-estável quando a pressão ambiente é menor do que a pressão de vapor na temperatura em que ele se encontra. Nestas condições, o líquido apresenta maior força motriz de vaporização, com maior velocidade potencial de expansão e severidade do fenômeno. A presença de sal na água reduz sua pressão de saturação (vide Figura 5.15), porém, segundo Shick e Grace (2004), pode-se esperar também que aumente a temperatura máxima de superaquecimento do líquido.

3. CASO 1 – SISTEMA DE GÁS COMBUSTÍVEL PARA TURBINAS

Como já mencionado, o principal objetivo deste sistema é ajustar o ponto de orvalho do gás para consumo nas plataformas de produção de petróleo. Várias análises foram realizadas, envolvendo diferentes perturbações tanto na entrada (alimentação) quanto na saída (consumo da planta de processo), sempre com o foco principal de verificar a eficiência do sistema em especificar o gás combustível.

3.1. Fluxograma de Processo, Condições de Projeto

Os dados utilizados neste estudo não correspondem a uma plataforma específica existente, porém, representam situações típicas de plataformas da PETROBRAS projetadas pelo CENPES entre 2000 e 2008.

O gás produzido é, em geral, exportado através do gasoduto. Logo, durante uma re-partida, o gás extraído do gasoduto apresenta composição muito próxima ao produzido. Neste estudo, a composição de ambas as alimentações do sistema, reportada na Tabela 3.1, foi considerada igual, correspondendo a um gás com peso molecular um pouco acima da média.

Tabela 3.1 - Composição do gás produzido e extraído do gasoduto (%molar)

H_2O 0,0026	**N_2** 0,2303	**CO_2** 2,8199	**Metano** 77,6575	**Etano** 7,5854	**Propano** 5,8992
i-**Butano** 2,9860	**n-Butano** 1,1763	**i-Pentano** 0,3077	**n-Pentano** 0,4253	n-**Hexano** 0,2986	**n-Heptano** 0,3038
n-**Octano** 0,1798	**n-Nonano** 0,0691	**n-Decano** 0,0324	**n-C_{11}** 0,0153	**n-C_{12}** 0,0060	**n-C_{13}** 0,0023
n-C_{14} 0,0013	**n-C_{15}** 0,0007	**n-C_{16}** 0,0002	**n-C_{17}** 0,0002	**n-C_{18}** 0,0001	**n-C_{19}** 0,0000

Optou-se por utilizar o pacote termodinâmico de Peng-Robinson, com uma opção de ajuste do HYSYS. A Aspentech não disponibiliza o detalhamento deste ajuste, apenas informa que são melhorias que estendem a faixa de aplicabilidade da equação de estado e representam melhor o equilíbrio líquido-vapor de sistemas complexos.

Foi realizada, apesar de não reportada no texto, uma análise posterior de sensibilidade com o pacote SRK, obtendo-se resultados similares. A maior diferença encontrada para o caso de máxima vazão foi o aumento de 2°C na temperatura do vaso depurador para os mesmos *set-points* dos controladores. O fluxograma de processo simulado é mostrado na Figura 3.2.

O gás proveniente da própria plataforma (corrente ENTRADA) entra no sistema de tratamento a 40°C e 200 kgf/cm^2, já o gás do gasoduto (ENTRADA-2) encontra-se disponível a 5°C e 180 kgf/cm^2. A válvula na alimentação do gasoduto (VLV-101), que permanece sempre aberta, é também uma válvula de retenção, evitando o fluxo contrário e abastecendo automaticamente o sistema caso haja queda de pressão na unidade. Optou-se por não simular a quebra de pressão final de parte da vazão de gás tratado para o *header* de gás de baixa, já que o foco deste estudo é a garantia da especificação do gás que alimenta as turbinas (corrente 3).

O pré-aquecimento do gás garante uma temperatura de operação entre 0 e 10°C no V-5135001. Em operação normal, o gás passa pelo pré-aquecedor, permanecendo o aquecedor elétrico isolado (VLV-103 e 105 fechadas).

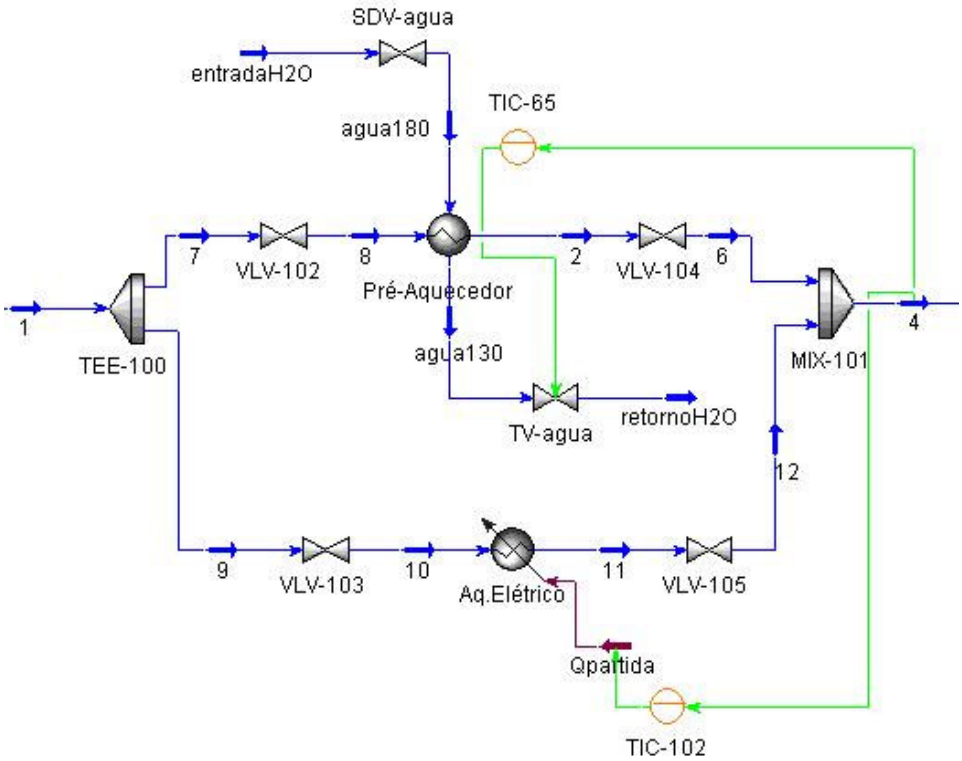

Figura 3.1 - Pré-aquecimento do gás combustível

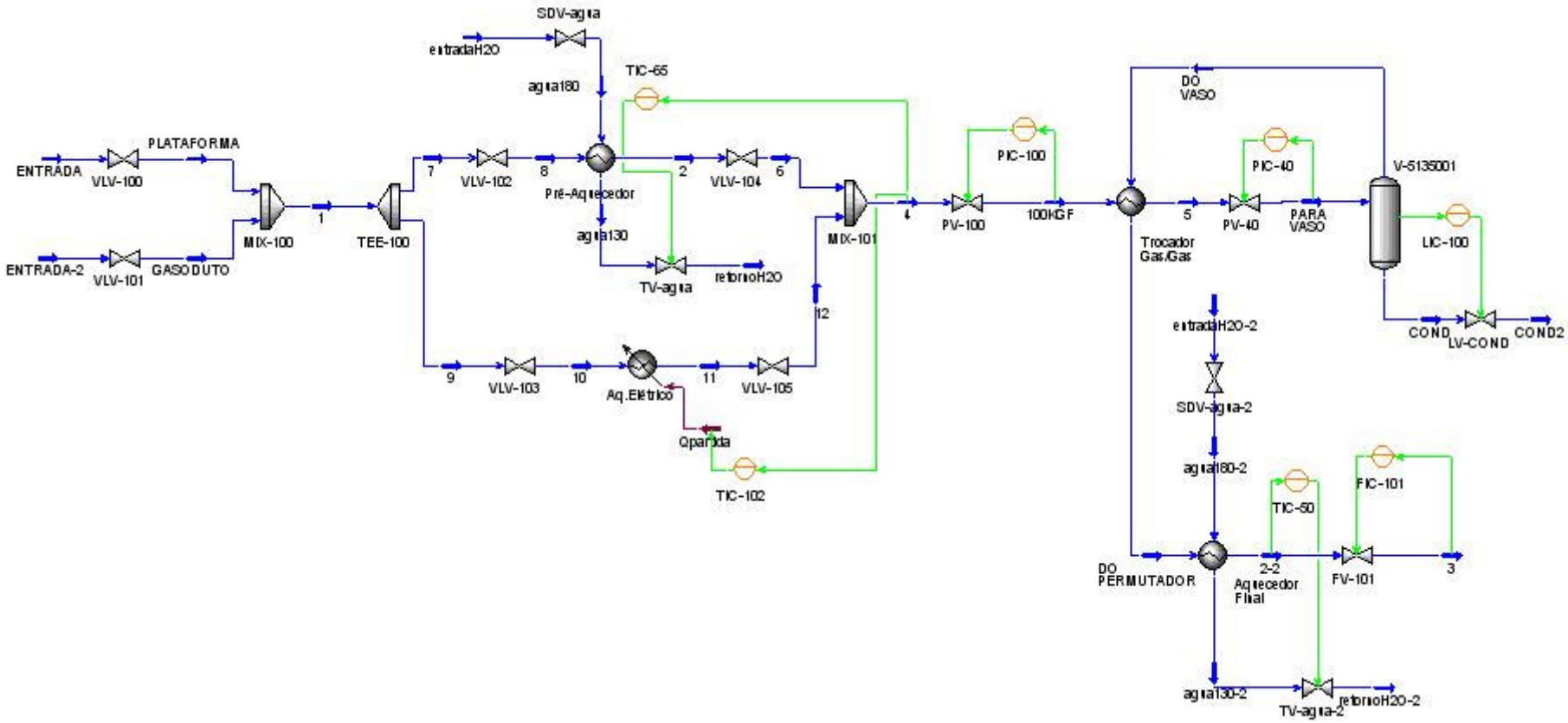

Figura 3.2 - Equipamentos e linhas modelados para o sistema de gás combustível

O controle de temperatura (TIC-65) atua na válvula “TV-agua” e seu *set-point* é de 65°C garantindo, para o caso de maior vazão, a temperatura de aproximadamente 5°C no vaso depurador (V-5135001). As demais válvulas da etapa de pré-aquecimento são de bloqueio, permanecendo sempre totalmente abertas ou totalmente fechadas. Após o pré-aquecimento, o gás (corrente 4) segue para a etapa de expansão e remoção de condensado (Figura 3.3). A expansão ocorre através de duas válvulas de controle que quebram a pressão para 100 e 40 kgf/cm^2 (PV-100 e PV-40, respectivamente). O gás frio a 40 kgf/cm^2 passa por um vaso depurador (V-5135001), especificando assim o seu ponto de orvalho nesta pressão.

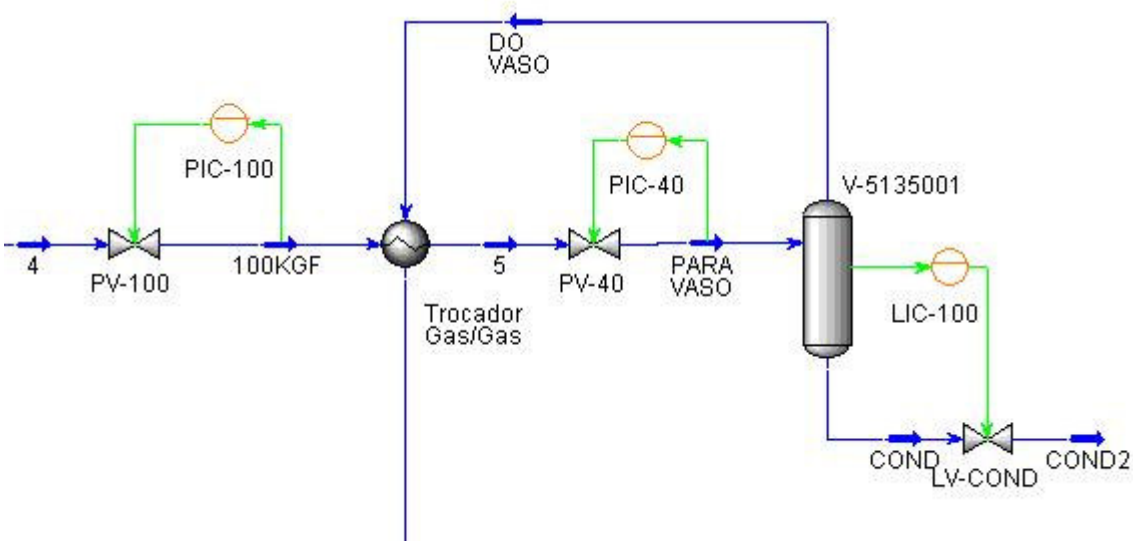

Figura 3.3 - Expansão e remoção de condensado

O trocador gás/gás aquece o gás que deixa o vaso depurador (corrente DO VASO) com o gás mais quente (corrente 100KGF), que ainda não passou pela expansão para 40 kgf/cm^2. O controle de nível do V-5135001 (LIC-100) teve o *set-point* especificado para 20% da altura total do vaso.

Finalmente o gás (DO PERMUTADOR) entra no Aquecedor Final (Figura 3.4) de forma a ter sua temperatura ajustada para 50°C. Nas condições estacionárias estudadas durante o projeto do sistema de gás combustível, muitas vezes, este aquecedor seria dispensável ou poderia ser menor. Porém, considerando o prejuízo causado pela alimentação de gás não especificado nas turbinas, os projetistas e a operação, em geral, optam por mantê-lo no sistema fornecendo maior margem de segurança, além ser um equipamento reserva para o trocador gás/gás.

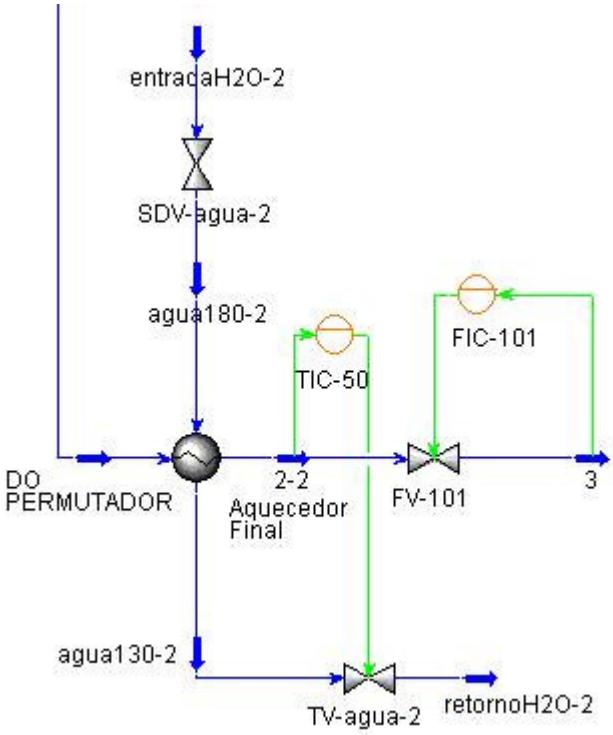

Figura 3.4 - Aquecimento final

A válvula FV-101 é fictícia e tem a finalidade de estipular a vazão de consumo de gás combustível da planta de processo.

3.2. Dimensionamento dos Equipamentos

Para o dimensionamento dos equipamentos foi simulado o caso de máxima vazão, que corresponde a aproximadamente 600.000 m^3/d de gás tratado. Logo, o *set-point* do FIC-101 foi ajustado para 1027 kmol/h. As válvulas de bloqueio foram dimensionadas (escolha de "Cv") para garantir uma perda de carga mínima (aproximadamente 10 kPa na vazão máxima). As válvulas de controle foram dimensionadas para uma abertura de aproximadamente 80% na condição de vazão máxima, conforme Tabela 3.2.

Tabela 3.2 - Dimensionamento das válvulas de controle

	Cv (USGPM)/Cg	Abertura (caso de máx. vazão)
TV-agua	16 / 400	80,99 %
PV-100	13,5 / 337,5	78,95 %
PV-40	24,0 / 600	80,50 %
LV-COND	2,3 / 57,5	75,32 %
TV-agua-2	13,6 / 340	76,78 %
FV-101 (fictícia)	64,8 / 1620	81,45 %

A resistência ao escoamento dentro dos permutadores (escolha de "k") foi definida de modo que a perda de carga tanto no casco quanto no tubo fosse de 70 a 80 kPa na condição de máxima vazão. O valor de "UA" para o pré-aquecedor foi calculado considerando-se os seguintes fatores:

- Temperatura requerida de 65°C na saída do gás;
- Temperatura de saída da água de 130°C (sendo que a água de aquecimento está disponível a 180°C);
- Utilizada a vazão máxima de cada fluido como de referência para "UA";

Para o aquecedor final as mesmas considerações são verdadeiras, exceto a temperatura requerida na saída do gás, que é de 50°C. O dimensionamento do trocador gás/gás considerou 13°C como a diferença entre a temperatura de entrada do lado quente e saída do lado frio.

Tabela 3.3 - Dimensionamento dos trocadores de calor

	Pré-Aquecedor	Trocador Gás/Gás	Aquecedor Final
Tipo TEMA	CEU	BEU	CEU
N° de cascos	1	1	1
N° de passes de tubos	2	2	2
UA (kJ/°C.h)	20.000	90.000	8.400
vazão ref. casco (kg/h)	9.000	20.030	4.100
vazão ref. tubo (kg/h)	23.400	23.400	20.000
k_{casco} (kg(kPa.kg/m^3)$^{1/2}$/h)	35	360	16
k_{tubo} (kg(kPa.kg/m^3)$^{1/2}$/h)	180	270	400
ΔP casco (kPa)	76,13	79,07	75,46
ΔP tubo (kPa)	76,91	72,44	76,31
volume casco (m^3)	0,5	0,5	0,5
volume tubo (m^3)	0,5	0,5	0,5
carga térmica (kJ/h)	2.012.300	1.189.800	945.310

Na ocorrência de falta de gás combustível, tanto proveniente da planta, quanto do gasoduto, a pressão do gás tratado começa a cair, e as turbinas, em geral, comutam automaticamente para diesel. Neste evento, o vaso depurador (V-5135001) deve, além de remover o líquido do gás, ser um pulmão que permita a comutação de pelo menos uma turbina, mantendo sua operação.

Simulou-se, então, o bloqueio da alimentação do gás, com a vazão de uma turbina, para verificação do dimensionamento do vaso. A pressão de início da comutação, bem como o tempo necessário para que a mesma ocorra, varia de acordo com o modelo de turbina e é um dado obtido junto ao fornecedor. Considerou-se, neste estudo, que a comutação se inicia na pressão de 32 kgf/cm^2 a, que dura 45 segundos e que a pressão mínima de operação da turbina é de 25 kgf/cm^2 a.

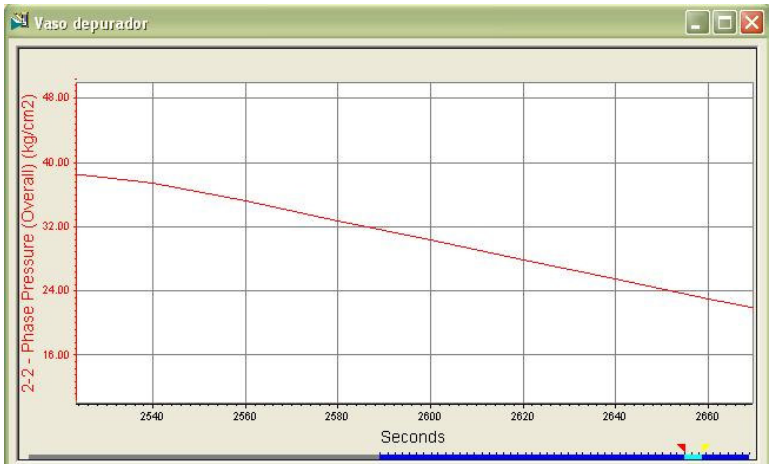

Figura 3.5 - Bloqueio na alimentação do sistemas de gás combustível

O gráfico obtido (Figura 3.5) mostra que a turbina terá 55 segundo para passar a operação de gás para diesel, considerando-se um **vaso de 1,5 m de diâmetro e 5,0 m de altura**, e partindo de um nível inicial de líquido de 20%.

É importante ressaltar que o dimensionamento de um equipamento interfere no outro. Ao alterar a resistência de um equipamento ao fluxo, como as pressões na entrada e saída do sistema estão especificadas, a perda de carga nos demais equipamentos também muda. Assim, vários ajustes foram feitos na simulação até que este caso base, obedecendo às premissas apresentadas, estivesse pronto.

Para o aquecedor elétrico foi considerado um volume de 0,4 m^3 e uma potência máxima de 270 kW.

3.3. Pré-Sintonia dos Controladores para Dimensionamento dos Equipamentos

Para realizar o dimensionamento dos equipamentos apresentados no item 3.2, foi necessário definir parâmetros preliminares de sintonia para os controladores. Em algumas situações, como no caso de alterações em Cv's de válvula, observou-se instabilidade na malha de controle, prejudicando a etapa de dimensionamento do sistema. Destaca-se que os parâmetros de sintonia não foram otimizados e tiveram caráter de apoio no dimensionamento de equipamentos. Portanto, esta etapa não visou a análise de desempenho dinâmico do processo e sim viabilizar a continuidade da etapa de dimensionamento.

Ao final da etapa de dimensionamento, foi gerada uma perturbação para ajuste manual dos parâmetros dos controladores. Partindo-se de situação sem perturbações e operando com 1027 kmol/h de gás tratado, a vazão de consumo foi ajustada, a partir do *set-point* do controlador de vazão fictício, para 900 kmol/h, gerando assim uma perturbação quase degrau nesta variável.

Diferentes valores para os parâmetros dos controladores foram testados e finalmente, com um ganho, para os controladores de pressão, ligeiramente superior em relação ao valor original, obteve-se o resultado (Figura 3.6). As curvas azuis representam o comportamento das variáveis controladas e as vermelhas, das manipuladas. Os valores finais utilizados durante a etapa de dimensionamento encontram-se na Tabela 3.4.

Tabela 3.4 - Parâmetros de sintonia preliminar

Controlador	Variável Controlada		Variável Manipulada		Kc	Ti	Td	Ação	*Set-point*
LIC-100	**C1**	Nível em V-5131001	**M1**	LV-COND	3,0	-	-	Direta	20%
TIC-65	**C2**	Temperatura em 4	**M2**	TV-agua	0,5	1,0	-	Reversa	65°C
TIC-50	**C3**	Temperatura do gás tratado	**M3**	TV-agua-2	0,5	1,0	-	Reversa	50°C
PIC-100	**C4**	Pressão em 100KGF	**M4**	PV-100	1,0	0,01	-	Reversa	100 kgf/cm^{2}a
PIC-40	**C5**	Pressão em PARA VASO	**M5**	PV-40	1,0	0,01	-	Reversa	40 kgf/cm^{2}a
FIC-101 (fictício)	-	Vazão em 3	-	FV-101	0,5	0,01	-	Reversa	1027 kmol/h

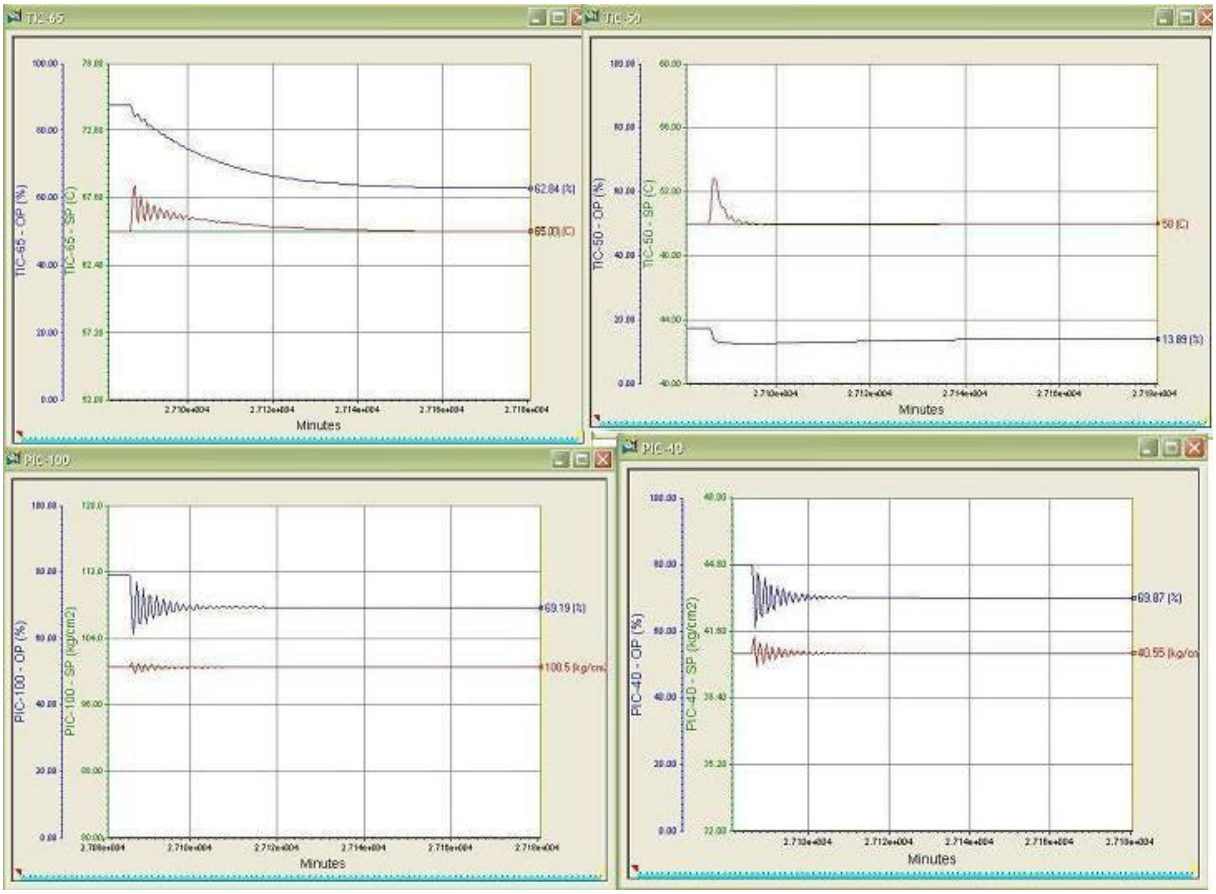

Figura 3.6 – Comportamento das variáveis com sintonia preliminar

3.4. Sintonia dos Controladores

Após dimensionamento do sistema no simulador dinâmico, procedeu-se a avaliação e otimização da estrutura de controle. A sintonia obtida nesta etapa de projeto reduz o tempo de pré-operação e sintonia final na plataforma (ou no campo). O primeiro passo desta etapa foi a verificação do emparelhamento comumente adotado no projeto destas unidades.

3.4.1. Emparelhamento das Variáveis Manipuladas e Controladas

A vazão de consumo foi ajustada para o valor normal (médio) de consumo de 600 kmol/h e aguardou-se até que o sistema atingisse um novo estado estacionário. Todos os controladores foram colocados no modo manual, verificando-se que o sistema permaneceu estacionário. Na seqüência, aplicou-se um degrau de 5% em cada uma das variáveis manipuladas, registrando-se a resposta dinâmica das

variáveis controladas, em malha aberta. As variáveis envolvidas (C1 a C5) encontram-se na Tabela 3.4.

A Tabela 3.5 contém os valores base, máximo e mínimo considerados para cada uma das variáveis e a Tabela 3.6, os valores finais obtidos para cada variável controlada após um aumento de 5% em cada manipulada.

Tabela 3.5 - Valores base, mínimo e máximo das variáveis

	BASE	**MÍNIMO**	**MÁXIMO**	
M1	44,47	0	100	[%]
M2	30,40	0	100	[%]
M3	19,58	0	100	[%]
M4	46,00	0	100	[%]
M5	46,72	0	100	[%]
	BASE	**MÍNIMO**	**MÁXIMO**	
C1	20	0	100	[%]
C2	65	20	100	[C]
C3	50	0	70	[C]
C4	100	0	200	[kgf/cm^2]
C5	40	0	200	[kgf/cm^2]

Tabela 3.6 - Variação das controladas frente a aumento das manipuladas

		Variação de M1		**Variação de M2**	
Manipuladas	controladas	manipuladas	controladas	manipuladas	controladas
M1	**C1**	46,69	4,96	44,47	19,83
M2	**C2**	30,40	65,00	31,92	65,58
M3	**C3**	19,58	50,02	19,58	50,51
M4	**C4**	46,00	100,00	46,00	100,04
M5	**C5**	46,72	39,97	46,72	40,01

Variação de M3		**Variação de M4**		**Variação de M5**	
Manipuladas	controladas	manipuladas	controladas	manipuladas	controladas
44,47	19,99	44,47	21,38	44,47	19,89
30,40	65,00	30,40	64,16	30,40	65,00
20,56	50,43	19,58	49,33	19,58	49,35
46,00	100,00	48,30	104,76	46,00	95,54
46,72	40,03	46,72	41,73	49,06	40,01

Obtiveram-se, então, os ganhos do processo reportados na Tabela 3.7. Observa-se que a influência da manipulada M5 é bem maior na controlada C4 do que na controlada C5, seu par original.

Tabela 3.7 - Matriz de ganhos do processo

Kp =

	M1	M2	M3	M4	M5
C1	-6,7723	-0,1087	-0,0108	0,6028	-0,0434
C2	0,0000	0,4813	0,0000	-0,4548	0,0000
C3	0,0134	0,4763	0,6249	-0,4173	-0,3954
C4	0,0007	0,0132	0,0015	1,0357	-0,9521
C5	-0,0063	0,0040	0,0146	0,3752	0,0027

Para revisão do emparelhamento das variáveis, calculou-se, a partir da matriz de ganhos do processo, a matriz RGA de estado estacionário. Existem duas regras básicas para o melhor emparelhamento através desta metodologia:

1. Nunca emparelhar variáveis com valores negativos na matriz RGA;
2. Buscar o emparelhamento de variáveis cujo valor na matriz RGA seja o mais próximo possível de 1;

Com base nos resultados obtidos, o emparelhamento inicialmente proposto para C4 e C5 é possível, mas não é o melhor.

Tabela 3.8 - Matriz RGA estático

RGA =

1,0011	0,0003	0	-0,0015	0,0001
0	1,0166	0	-0,0166	0
-0,0001	-0,027	0,977	0,025	0,0251
0	0,0004	-0,001	0,0334	0,9672
-0,0011	0,0097	0,024	0,9598	0,0076

Legenda para emparelhamentos:

impossível
possível
escolhido

Outros parâmetros de controlabilidade, como o número de RGA (NRGA), número de condicionamento (NCond) e o índice de Niederlinski (IN), foram calculados e seus valores encontram-se registrados na Tabela 3.9

Tabela 3.9 - Outros parâmetros de controlabilidade

	Emparelhamento		Comentários
	Original	Sugerido	
NRGA	4,0585	0,2875	Deve ser pequeno para boa controlabilidade.
NCond	33,5035	33,4991	Quanto menor, maiores níveis de incertezas podem ser tolerados.
IN	132,9668	1,041	Valores negativos representam condição suficiente de instabilidade

A Tabela 3.10 apresenta o emparelhamento final das variáveis controladas e manipuladas proposto neste estudo.

Tabela 3.10 - Emparelhamento proposto

Nível de líquido em V-5135001	**C1**	**M1**	LV-COND
Temperatura em 4 (entrada da PV-100)	**C2**	**M2**	TV-agua
Temperatura do gás tratado	**C3**	**M3**	TV-agua-2
Pressão na corrente 100KGF	**C4**	**M5**	PV-40
Pressão na entrada do V-5135001	**C5**	**M4**	PV-100

Ao utilizar a PV-40 (M5) para controlar a pressão na entrada do trocador gás/gás (C4), ponto localizado a montante da válvula, o novo controle deve ser de ação direta. O controlador da pressão na entrada do vaso permanece sendo de ação reversa.

Ressalta-se que a estrutura de controle que vem sendo utilizada nos projetos da PETROBRAS, apesar de, à primeira vista, parecer mais intuitiva, é diferente da proposta com base na análise da matriz RGA. A Figura 3.7 apresenta a estrutura original e a proposta resultante da análise RGA.

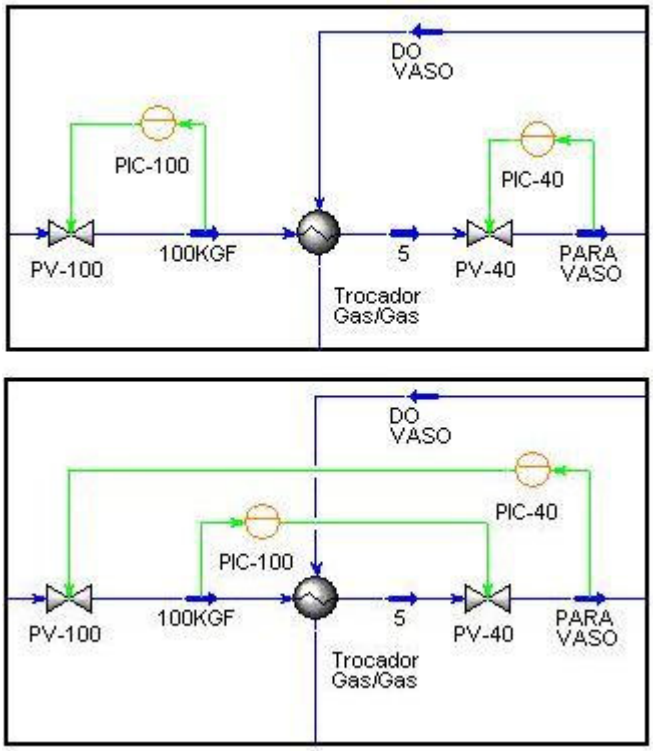

Figura 3.7 - Estrutura original (em cima) e proposta (embaixo)

3.4.2. Identificação do Processo e Sintonia dos Controladores

Conforme metodologia de sintonia proposta por Ogunnaike e Ray (1994), procedeu-se à identificação do processo para a sintonia dos controladores PIDs. A resposta de cada uma das variáveis controladas a uma perturbação degrau de 5% na respectiva manipulada foi obtida no simulador HYSYS. Os dados do modelo rigoroso (simulador) foram processados em ferramenta de regressão não-linear construída em ambiente MATLAB, baseada na minimização do erro quadrático, de acordo com a Equação 3.1, com a função *fminsearch* do *Toolbox* de Otimização.

$$f = \sum_{i=1}^{NT} (y_{HYSYS} - y_{POMTM})^2 \tag{3.1}$$

Onde y_{HYSYS} é o valor obtido no simulador HYSYS e y_{POMTM} é o resultado do modelo de primeira ordem mais tempo morto com os parâmetros regredidos. Os valores obtidos com o modelo aproximado são mostrados na Figura 3.8 (curva rosa) junto com os resultados do modelo rigoroso (HYSYS, asteriscos azuis). A unidade de tempo encontra-se em minutos, a temperatura (C2 e C3) em $\Delta^{o}C$ e a pressão (C4 e C5) em $\Delta kgf/cm^2$. Os valores do ganho (K), constante de tempo (τ) e tempo morto (α) também estão apresentados nos respectivos gráficos.

Como se pode perceber pelos gráficos apresentados, os comportamentos das variáveis C2, C3, C4 e C5 podem ser representados adequadamente por funções de transferência de primeira ordem com tempo morto. Já a variável C1 (nível do vaso) apresenta um comportamento em forma de rampa até atingir seu valor final, conforme Figura 3.9.

Ao aumentar a abertura da válvula M1 de 44,47% para 46,69% (aumento de 5%) o valor do nível variou de 20% para 4,96%. Logo, o ganho ($\Delta C1/\Delta M1$) foi de -6,78. Para o controle de nível foi considerado um controlador puramente proporcional com Kc=6,78. Destaca-se que poderia ser considerado um controlador mais lento (Kc=1/Kp, por exemplo) caso a variação da vazão de condensado que deixa o vaso perturbasse o processo à jusante. O foco desta sintonia, porém, são os controladores de temperatura e, principalmente, os de pressão, que influenciam diretamente na especificação do gás combustível para as turbinas.

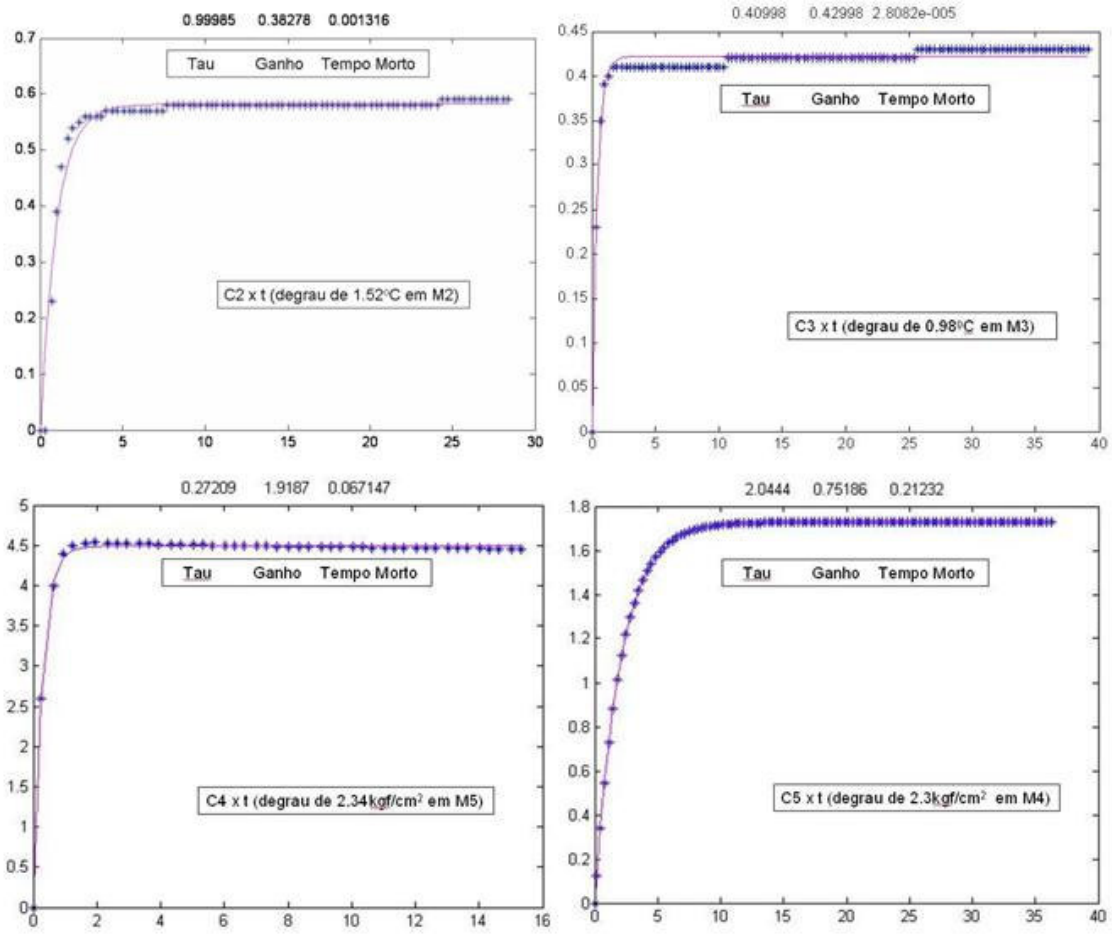

Figura 3.8 – Resposta das variáveis controladas à perturbação degrau de 5% nas respectivas manipuladas

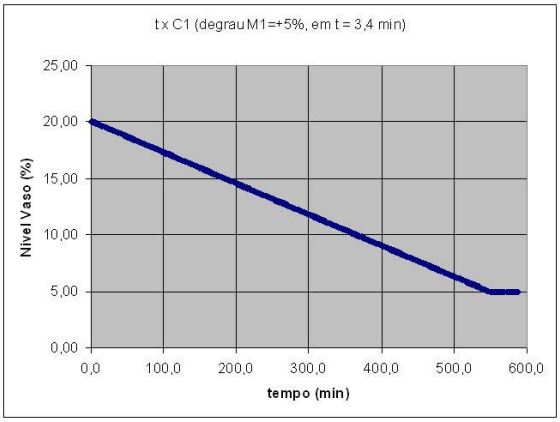

Figura 3.9 - Comportamento de C1 à perturbação degrau de 5% em M1

Com base nos modelos obtidos e a metodologia IMC, disponível no ambiente HYSYS, os controladores foram sintonizados, adotando-se a constante de tempo da malha fechada (λ) igual à metade da constante de tempo do processo. Os parâmetros de sintonia obtidos são reproduzidos na Tabela 3.11. Os ganhos

apresentados na Figura 3.8, em unidades de engenharia, foram transformados em ganhos adimensionais (%/%) considerando-se as faixas da Tabela 3.5.

Tabela 3.11 - Parâmetros do modelo do processo e de sintonia

	Parâmetros do Processo				Parâmetros de Sintonia		
	Kp (%/%)	Ti	Td	λ	Kc	Ti	Td
TIC-65	0.478	1	1.30E-03	0.5	4.18	1	6.50E-04
TIC-50	0.614	0.41	2.81E-05	0.205	3.26	0.41	1.40E-05
PIC-100	0.959	0.272	6.72E-02	0.136	1.88	0.306	2.99E-02
PIC-40	0.376	2.04	2.12E-01	1.02	5.07	2.15	1.01E-01

3.4.3. Validação dos Resultados de Sintonia

Para verificação dos novos parâmetros a mesma perturbação utilizada para a pré-sintonia manual (item 3.3) foi aplicada. Ou seja, partiu-se do Sistema de Gás Combustível estabilizado, com uma vazão de 1027 kmol/h de gás tratado, e gerou-se um degrau para 900 kmol/h.

O comportamento de cada variável controlada e manipulada foi registrado e os resultados foram bem superiores aos alcançados pela pré-sintonia inicial, incluindo a redução do trabalho e desgaste das válvulas, conforme registro gráfico a seguir.

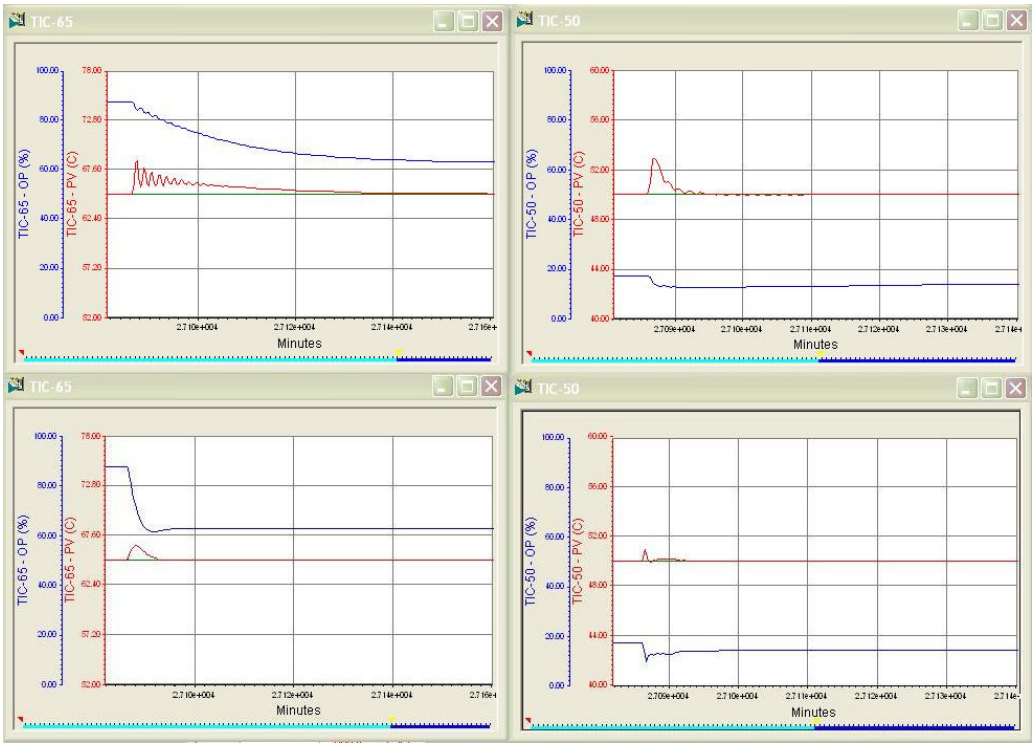

Figura 3.10 - Resultado da pré-sintonia inicial (em cima) e da otimizada (embaixo) para as variáveis de temperatura

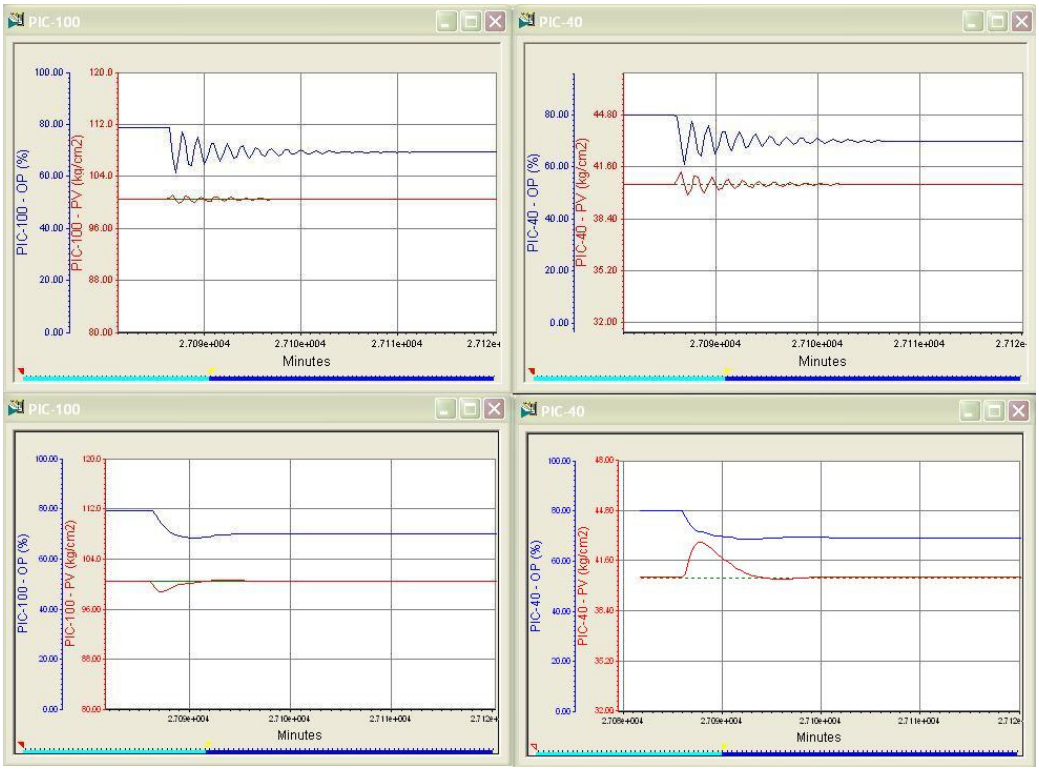

Figura 3.11 - Resultado da pré-sintonia inicial (em cima) e da otimizada (embaixo) para as variáveis de pressão

3.5. Análises de Cenários Dinâmicos

3.5.1. Perturbações nas vazões de alimentação e consumo

Várias perturbações severas foram causadas no sistema e a especificação do gás tratado foi verificada. O gráfico da Figura 3.12 contém as variáveis controladas (C1 → curva verde, C2 e C3 → curvas vermelhas e C4 e C5 → curvas azuis), a vazão de gás tratado consumida (curva preta) e de consumo do gasoduto (curva rosa). As perturbações são bem superiores do que se espera que ocorra em uma a planta de gás combustível. Foram elas:

- t1≈1000s – Bloqueio da VLV-100 de alimentação do gás combustível da planta. Imediatamente a pressão de alimentação cai e o sistema começa a receber gás do gasoduto. (vide curva rosa). As temperaturas na saída dos dois aquecedores caem e não são recuperadas, pois o sistema não está dimensionado para esta condição. As variáveis de pressão conseguem retornar rapidamente aos seus *set-points*;

- t2≈2150s – Reabertura da VLV-100 cessando consumo do gasoduto;
- t3≈2500s – Redução do consumo de gás tratado de 600 para 300 kmol/h. Assim como em t2, controladores de pressão e temperatura funcionam bem;
- t4≈3600s – Novo bloqueio da VLV-100, consumo do gasoduto. Temperatura na saída do primeiro aquecedor permanece abaixo do seu *set-point*;
- t5≈4300s – Reabertura da VLV-100;
- t6≈5000s – Aumento do consumo de gás tratado de 300 para 700 kmol/h. Assim como em t5, controladores de pressão e temperatura funcionam bem;
- t7≈5700s – Redução do consumo de gás tratado de 700 para 100 kmol/h. Temperatura de saída do aquecedor final se torna bastante oscilatória entre 47 e 53ºC aproximadamente.;
- t8≈6600s – Aumento do consumo de gás tratado de 100 para 800 kmol/h;
- t9≈6700s – Redução do consumo de gás tratado de 800 para 650 kmol/h;
- t10≈6900s – Aumento do consumo de gás tratado de 650 para 900 kmol/h. Todos os valores das variáveis controladas, exceto o nível, foram restabelecidos rapidamente;

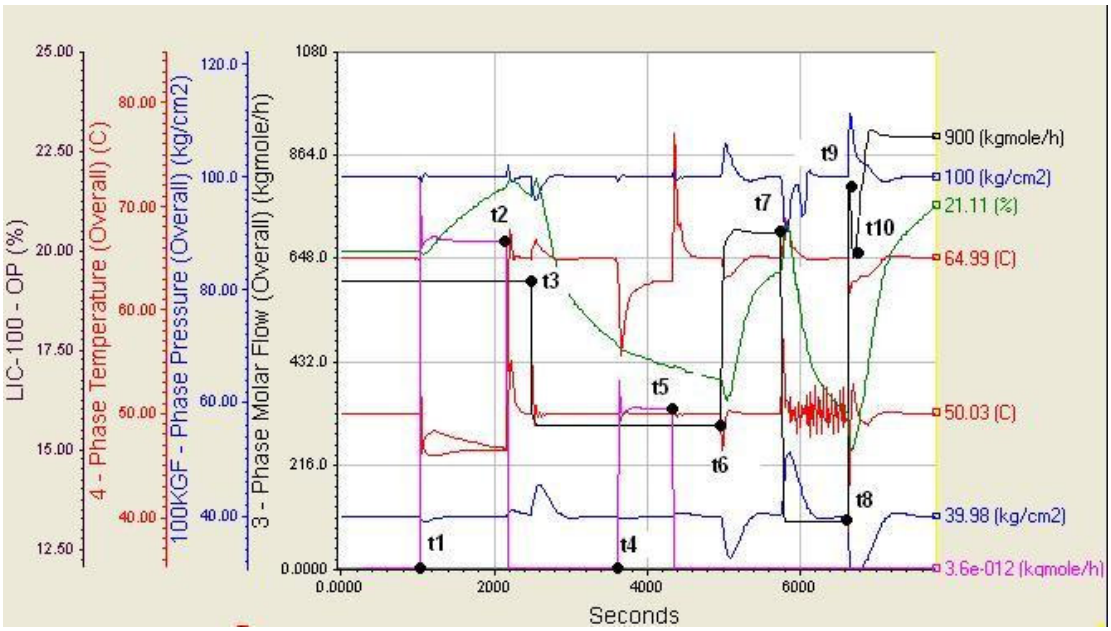

Figura 3.12 – Desempenho da estrutura de controle frente a perturbações severas

Mesmo com abertura total da válvula de controle, a temperatura na saída do primeiro aquecedor (65ºC) não pode ser recuperada durante as perturbações ocorridas em t1 e t4, isso porque o sistema não foi dimensionado para esta condição não esperada de consumo excessivo do gasoduto. Observa-se que, em t4 o aquecedor final consegue recuperar esta perda de temperatura, garantindo os 50ºC na saída da unidade.

É possível perceber a falta de controlabilidade entre t7 e t8, causada pelo fato da válvula de controle estar operando com uma abertura extremamente baixa.

Porém, durante as demais perturbações, todas severas, percebe-se que as variáveis controladas (curvas vermelhas→temperaturas e azuis→pressões), com exceção do nível, quando alteradas, retornam rapidamente ao *set-point* dos controladores. É realmente interessante que o nível tenha um controle lento, não perturbando processos a jusante. Isso mostra que o sistema de controle está bem sintonizado.

Durante este intervalo de tempo foram também registradas as temperaturas do vaso depurador (curva preta), da saída do trocador gás-gás (curva vermelha) e da saída do aquecedor final (curva azul), que estão apresentadas na Figura 3.13.

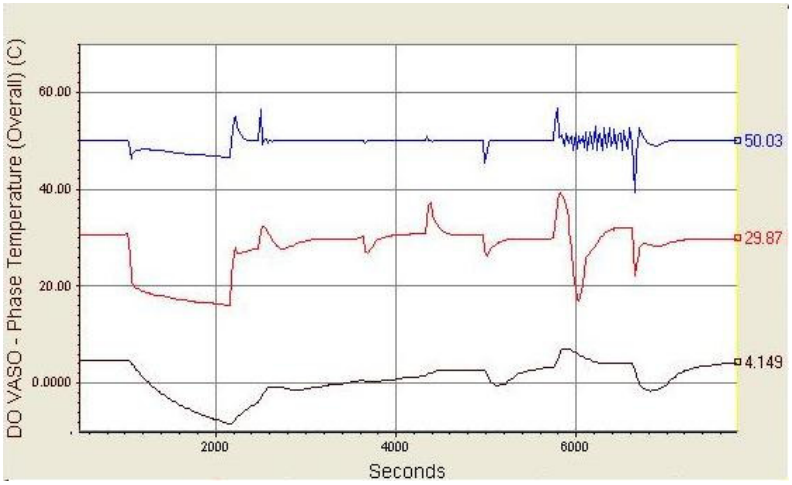

Figura 3.13 - Temperaturas de interesse frente às perturbações

A principal especificação do gás combustível tratado é que sua temperatura esteja, pelo menos, 20°C acima do seu ponto de orvalho. Como informado anteriormente o trocador gás-gás, em geral, garante a especificação do gás quando a planta encontra-se em equilíbrio, mas os projetistas e a operação preferem manter o

aquecedor final como garantia e como reserva do trocador gás-gás. O gráfico da Figura 3.14 corrobora com esta decisão.

Considerando somente a garantia da especificação desejada, o aquecedor final poderia ter uma carga térmica máxima 50% menor do que a originalmente especificada (aquecendo de 30 para 40°C o gás que deixa o trocador gás-gás na vazão máxima). Porém, como reserva do trocador gás-gás, ele tem que ser capaz de fornecer um delta T mínimo de 20°C. Logo, neste caso, não seria possível reduzir o custo de investimento, mas sim o custo operacional utilizando-se um *set-point* de 40 ao invés de 50°C para o aquecedor final.

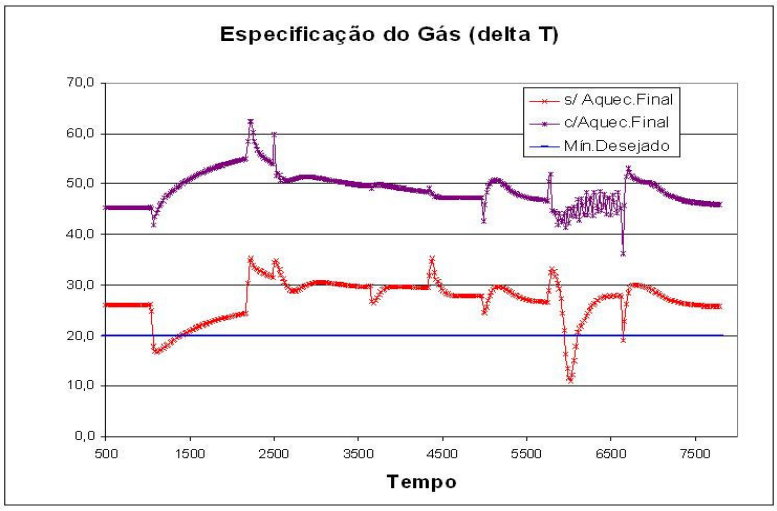

Figura 3.14 - Especificação do gás antes e depois do aquecedor final

3.5.2. Parada e Repartida da Planta / Treinamento de Operadores

Finalmente, com este modelo do sistema de gás combustível simulou-se a parada e repartida da planta, procedimento este representado pelo descritivo e gráficos apresentados a seguir. Ressalta-se que, apesar de ser comum o uso de sintonia específica para a partida de plantas de processo, foi utilizada, nesta análise a mesma sintonia obtida para operação normal da planta.

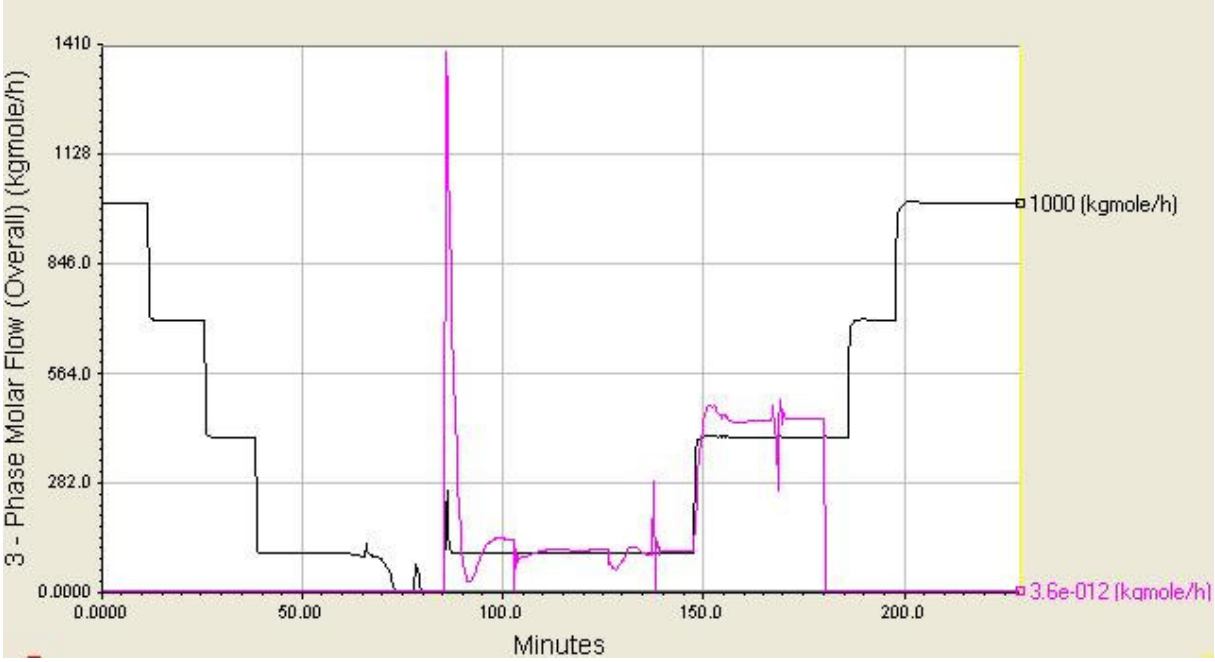

Figura 3.15 - Parada e repartida – Vazão de gás tratado (curva preta) e consumido do gasoduto (curva rosa)

Figura 3.16 - Parada e repartida - Temperaturas (C2 e C3)

Figura 3.17 - Parada e repartida - Nível do vaso (C1)

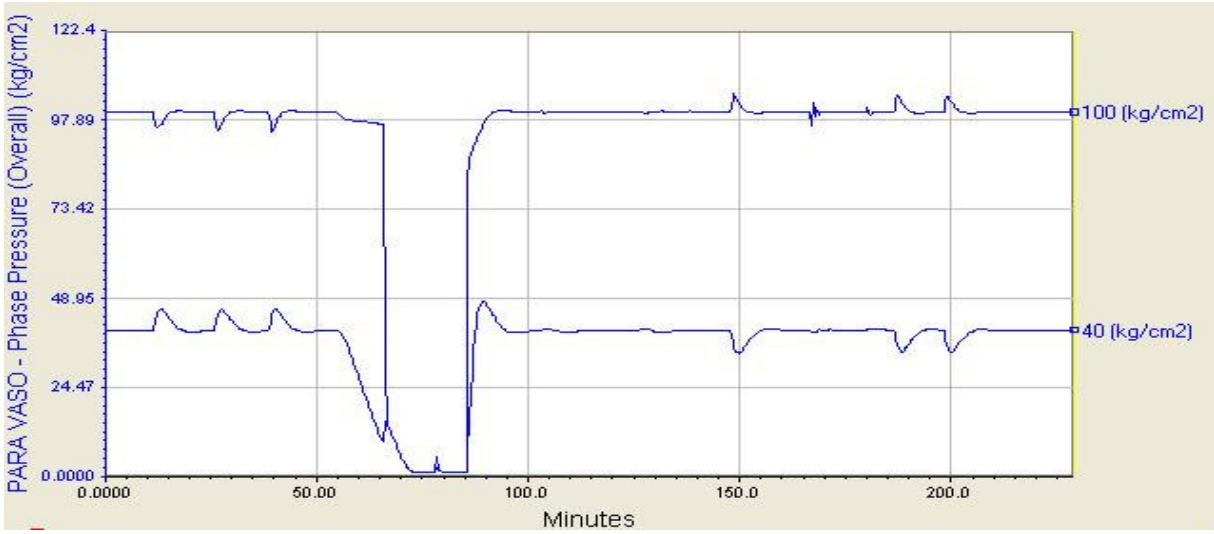

Figura 3.18 - Parada e repartida - Pressões (C4 e C5)

t = 0 min – Planta encontra-se estabilizada;

t = 9 min – Fechamento da VLV-101 (válvula de alimentação do gasoduto);

t = 10 min – Desligamento da 1ª turbina (redução da vazão de consumo de 1000 para 700 kmol/h, utilizando o controlador fictício de vazão);

t = 25 min – Desligamento da 2ª turbina (redução da vazão de consumo de 700 para 400 kmol/h);

t = 38 min – Desligamento da 3ª turbina (redução da vazão de consumo de 400 para 100 kmol/h e redução da contrapressão a jusante da válvula fictícia de controle de vazão de 25 para 1,1 kgf/cm^2). Neste momento foi considerada a disponibilidade de

gás na alimentação do sistema, ou seja, que a compressão ainda estava funcionando, o que é possível se uma turbina permanecesse ligada utilizando diesel como combustível. Devido à baixa vazão, a temperatura do aquecedor final oscila (Figura 3.16), devido à perda de controlabilidade da válvula de água quente;

t = 47 min – Desligamento do aquecedor final (temperatura de saída se iguala a temperatura de saída do gás-gás);

t = 55 min – Fechamento da VLV-100 (alimentação de gás). Pressão do sistema começa a baixar, porém devido à nova filosofia de controle proposta na qual o PIC-100 é de ação direta, o trecho entre a PV-100 e a PV-40 permanece em alta pressão (pressão "trapeada");

t = 65 min – PIC-100 colocado em manual e abertura da PV-40 ajustada para 100%;

t = 80 min – Final da parada. Todo sistema encontra-se com pressão praticamente atmosférica;

t = 80 a 85 min – Preparação para a repartida: bloqueio do pré-aquecedor, alinhamento do aquecedor elétrico, ajustado controlador de vazão fictício para 100 kmol/h, controladores de temperatura colocados em manual (aquecedores desligados) e controladores de pressão e nível ligados com *set-points* do estado estacionário;

t = 85 min – Abertura da VLV-101 (válvula de alimentação do gasoduto, neste momento a planta estaria com as turbinas e a compressão de gás paradas). Aguardou-se até que as pressões estivessem estabilizadas;

t = 102 min – Controlador de temperatura do aquecedor elétrico (TIC-102) colocado no modo automático com *set-point* do estado estacionário. Temperatura do gás tratado permaneceu muito baixa;

t = 126 min – *Set-point* do TIC-102 foi ajustado para 90°C. Como este controlador não foi sintonizado, a temperatura apresentou picos que poderiam ter danificado o material da linha ou do equipamento e demorou 14 minutos para estabilizar;

t = 147 min – Partida da 1ª turbina (aumento da vazão de consumo de 100 para 400 kmol/h e aumento da contrapressão a jusante da válvula fictícia de controle de vazão de 1,1 para 25 kgf/cm^2). Antes de partir foi verificado que o sistema estava estável e o gás especificado;

t = 154 min – Redução da temperatura de saída do aquecedor elétrico de 90 para 65°C.;

t = 166 min – Alinhamento do pré-aquecedor. Devido à partida da primeira turbina, a água de aquecimento agora está disponível (considerando-se que a principal fonte de calor são os gases exaustos da turbina). O procedimento foi: TIC-65 foi posto em automático, abertas as válvulas de bloqueio do pré-aquecedor, desligado e bloqueado o aquecedor elétrico. É possível verificar a perturbação nas temperaturas do sistema, mas a especificação do gás foi mantida como pode ser observado no gráfico da Figura 3.19;

t = 179 min – Abertura da VLV-100 (utilização do gás comprimido em substituição ao gás do gasoduto);

t = 186 min – Partida da 2ª turbina (aumento da vazão de consumo de 400 para 700 kmol/h);

t = 197 min – Partida da 3ª turbina (aumento da vazão de consumo de 700 para 1000 kmol/h);

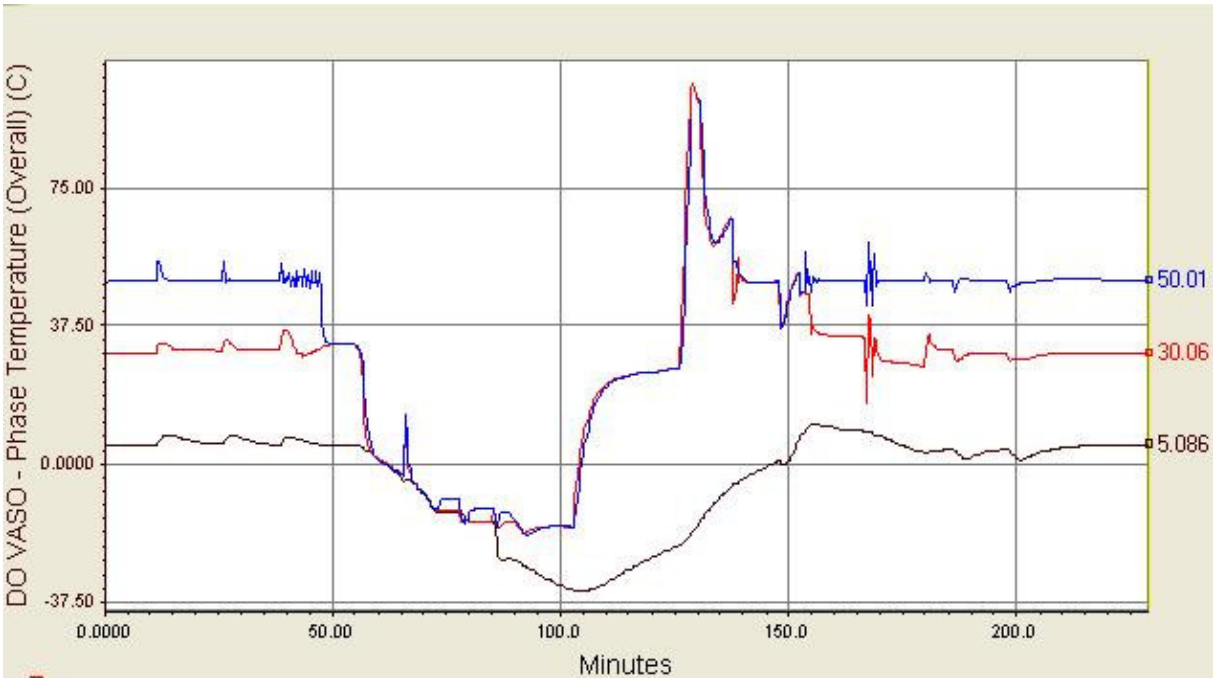

Figura 3.19 - Parada e repartida - Temperaturas do vaso (curva preta), na saída do gás-gás (vermelha) e na saída da planta (azul)

Pelo gráfico da Figura 3.19 observa-se que durante o intervalo em que havia pelo menos uma turbina em operação (de 0 a 38 minutos e após 147 minutos) a temperatura do gás tratado (curva azul) estava sempre mais de 20°C acima da temperatura de saída o vaso depurador (curva preta).

Como se pode perceber o modelo apresentou comportamento coerente podendo ser utilizado para treinamento de operadores. O procedimento de parada e repartida, que engloba várias atividades adicionais que não fazem parte deste modelo, como a partida e parada das próprias turbinas, certamente poderia ser otimizado em relação ao aqui apresentado, principalmente em relação ao intervalo ideal entre as ações.

Ressalta-se que o emparelhamento proposto para as variáveis de controle traz a necessidade de procedimento operacional diferente para garantir a despressurização completa do sistema. Para que seja implementada em uma planta de produção, a nova estrutura de controle necessita de análises complementares, incluindo HAZOP.

4. CASO 2 – PLANTA DE PROCESSO E CONTROLE DE GOLFADAS

Os principais objetivos deste estudo de caso são a verificação dos impactos das golfadas em uma planta de óleo e a análise de diferentes estruturas de controle na amenização destes impactos. Uma das principais variáveis a ser acompanhada é a liberação de gás no tanque de lavagem. O estudo de caso envolve, inicialmente, a modelagem do sistema de geração de golfadas e da planta de óleo com o simulador dinâmico de processos.

4.1. Fluxograma do Processo, Condições de Projeto

4.1.1. Sistema de Geração de Golfadas

O fluido de reservatório na simulação é composto pela mistura das correntes de gás, cuja composição encontra-se na Tabela 4.1, e de líquido (óleo + água), cuja composição está apresentada na Tabela 4.2. C_{20}+ corresponde à fração pesada do óleo, tratada como hidrocarboneto hipotético de peso molecular 536 g/mol e massa específica 959 kg/m^3.

Tabela 4.1 – Composição da corrente de gás (% molar)

H_2O 6,40	**N_2** 0,43	**CO_2** 9,68	**H_2S** 0,02	**Metano** 64,84
Etano 8,30	**Propano** 5,71	i-**Butano** 2,80	**n-Butano** 0,40	**i-Pentano** 0,83
n-Pentano 0,18	n-**Hexano** 0,32	**n-Heptano** 0,08	n-**Octano** 0,01	**n-Nonano** 0,00

Tabela 4.2 - Composição da corrente líquida (% volumétrica)

H_2O 20,00	**n-Heptano** 2,50	n-**Octano** 3,56	**n-Nonano** 3,15	**n-Decano** 3,15
n-C_{11} 2,77	**n-C_{12}** 2,73	**n-C_{13}** 3,03	**n-C_{14}** 2,67	**n-C_{15}** 2,77
n-C_{16} 2,29	**n-C_{17}** 2,19	**n-C_{18}** 2,34	**n-C_{19}** 2,25	**C_{20+}** 44,60

As perturbações cíclicas nas vazões de gás e líquido na entrada da planta são geradas a partir da variação da pressão da fonte de gás. A Figura 4.1, a seguir, apresenta a seqüência de operações adotada. A corrente GAS1 encontra-se a 30ºC e 89 bar (90,8 kgf/cm^2) e a corrente LIQ1 a 30ºC e 75 bar (76,5 kgf/cm^2). A pressão em FLUIDO3 foi especificada como 9,9 bar (10,1 kgf/cm^2).

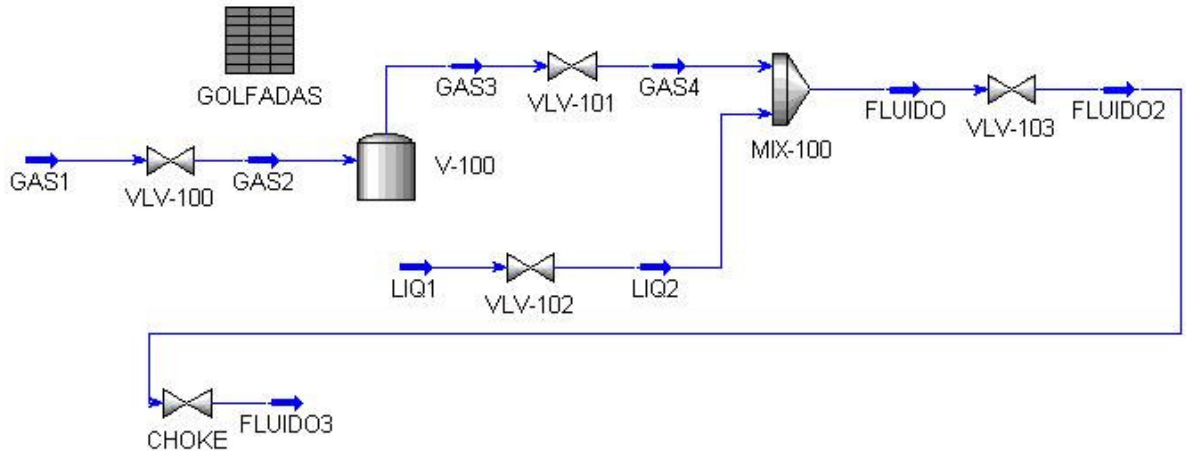

Figura 4.1 - Fluxograma do sistema de geração de golfadas

A ocorrência de golfadas é simulada pela coordenação da abertura e fechamento da válvula VLV-101, executada com lógica codificada no recurso *Spreadsheet* (planilha) do HYSYS, representado na Figura 4.1 como GOLFADAS. Quando a pressão no vaso V-100 atinge 85 kgf/cm^2 a planilha exporta o sinal de 100% de abertura para a posição desejada do atuador da VLV-101, forçando queda na pressão no vaso. Atingindo o valor de 65 kgf/cm^2, a planilha exporta o sinal de 0% de abertura para a posição desejada do atuador da VLV-101. Este ciclo se repete continuamente e a duração de cada ciclo é função do volume definido para o V-100. Para um ciclo de aproximadamente 15 minutos de duração, foi especificado o volume de 5000m^3 para o vaso. O comportamento das vazões de líquido e gás na entrada da planta pode ser observado na Figura 4.2. No comportamento simulado, a vazão de líquido varia de aproximadamente 55.000 a 240.000 barris/d (em torno de 90 a 400 kg/s) e a vazão de gás de 0 até aproximadamente 17x10^{6}m^3/d de gás, ou 29500 kmol/h. Destaca-se que o comportamento obtido não é o de operação normal, correspondendo a uma oscilação extremamente severa mas possível de ocorrer dependendo das características do reservatório, do arranjo submarino e do método de elevação, e para a qual, neste caso, a planta *offshore* deve estar adequada.

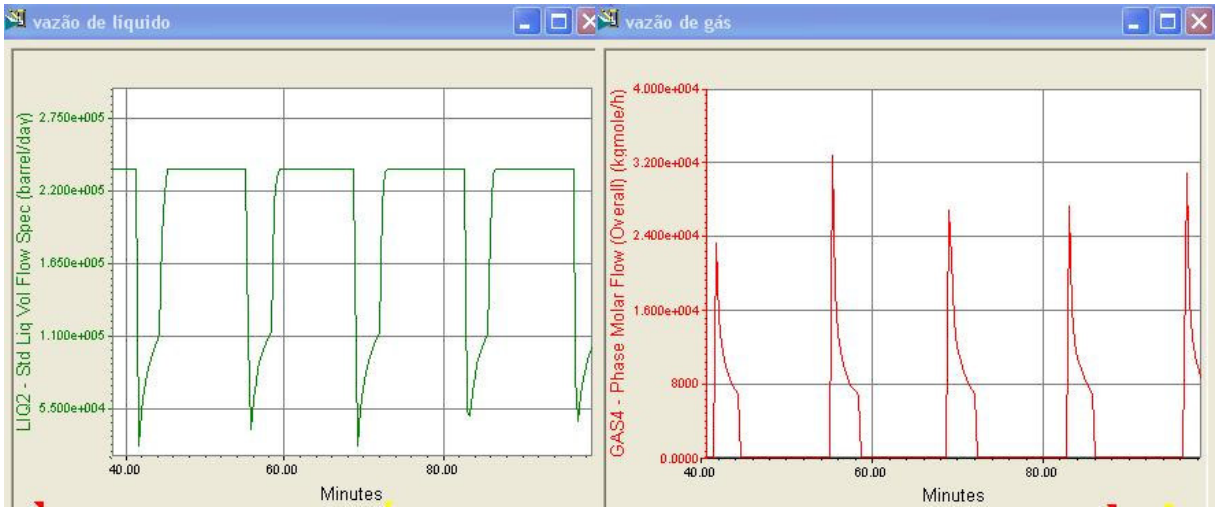

Figura 4.2 - Vazões de líquido e gás

Para a simulação da planta de processo, a planilha de geração de golfadas foi mantida inativa e a VLV-101 com abertura de 60%. Assim, foi possível gerar o "caso base". O dimensionamento das válvulas do sistema de golfada, bem como a perda de carga em cada uma, encontra-se na Tabela 4.3.

Tabela 4.3 - Dimensionamento da válvulas do sistema de golfadas

	Cv (USGPM)/Cg	Abertura (caso base)	Δ P (caso base) kPa / kgf/cm^2
VLV-100	148 / 3700	50%	3109 / 31,7
VLV-101	900 / 22500	60 %	30 / 0,31
VLV-102	250 / 6250	100 %	1867 / 19
VLV-103	500 / 12500	100 %	3489 / 35,6
CHOKE	2400 / 60000	50 %	1154 / 11,8

As vazões aproximadas de líquido e gás do "caso base" são de 144.000 barris/d e 2.150.000m^3/d, respectivamente.

4.1.2. Planta de Processamento de Óleo

A configuração escolhida para a planta de processamento é aplicável apenas para FPSO, pois utiliza tanques da embarcação como tanques de lavagem para a separação água/óleo. Optou-se por modelar uma planta de capacidade de processar 120.000 barris/d de óleo, 40.000 barris/d de água e 2.000.000 m^3/d de gás. A Tabela 4.4 apresenta a composição do fluido de reservatório utilizado na simulação da planta.

Tabela 4.4 - Composição do fluido de reservatório (% molar)

H_2O 65,62	**N_2** 0,10	**CO_2** 2,12	**H_2S** 0,01	**Metano** 14,20	**Etano** 1,82	**Propano** 1,25
i-**Butano** 0,61	**n-Butano** 0,09	**i-Pentano** 0,18	**n-Pentano** 0,04	n-**Hexano** 0,07	**n-Heptano** 1,01	n-**Octano** 1,28
n-Nonano 1,02	**n-Decano** 0,94	**n-C_{11}** 0,76	**n-C_{12}** 0,70	**n-C_{13}** 0,72	**n-C_{14}** 0,59	**n-C_{15}** 0,58
n-C_{16} 0,45	**n-C_{17}** 0,41	**n-C_{18}** 0,42	**n-C_{19}** 0,38	**n-C_{20}+** 4,63		

Assim como no Caso 1, foi utilizado o pacote termodinâmico Peng-Robinson, com a opção de ajuste do HYSYS. As linhas e equipamentos modelados, incluindo o sistema de geração de golfadas, com a planilha inativa, encontram-se na Figura 4.3.

O fluido que chega à planta passa pelos degaseificadores, de onde a corrente líquida segue para o tanque de lavagem. A corrente oleosa, ainda com água emulsionada é aquecida e segue para os tratadores eletrostáticos, que garantem a especificação do óleo em relação ao teor de água e sais. O óleo finalmente é resfriado e estabilizado no separador atmosférico, pronto para ser estocado.

Nesta configuração escolhida, toda a água produzida é proveniente do tanque de lavagem, visto que a água removida nos tratadores eletrostáticos retorna para a entrada do segundo degaseificador. Este retorno da água proporciona recuperação de calor, reduzindo a demanda térmica da planta.

Na seção dos degaseificadores (Figura 4.4), o fluido, após passar pela válvula "choke", tem o gás associado removido em dois estágios de pressão de 10 kgf/cm^2, (no DEGAS1) e 1,5 kgf/cm^2 (no DEGAS2). Cada um destes vasos bifásicos (gás + líquido) possui um controle de pressão e um de nível. A corrente de água aquecida proveniente dos tratadores eletrostáticos (AGUA8) se junta à corrente de saída do primeiro vaso, fornecendo, no caso base, um aumento de aproximadamente 8ºC na temperatura do fluido.

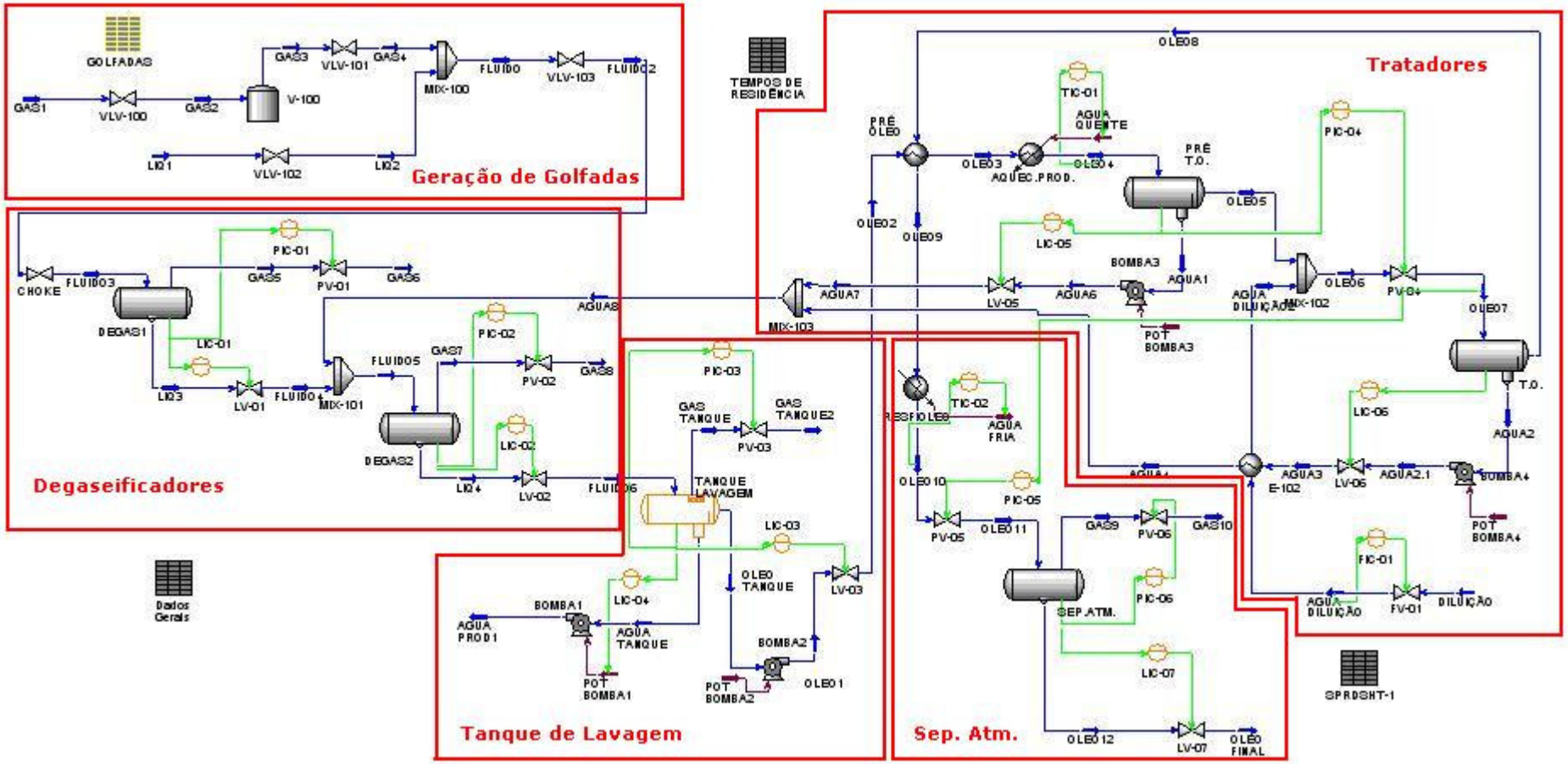

Figura 4.3 - Equipamentos e linhas modelados para o Caso 2

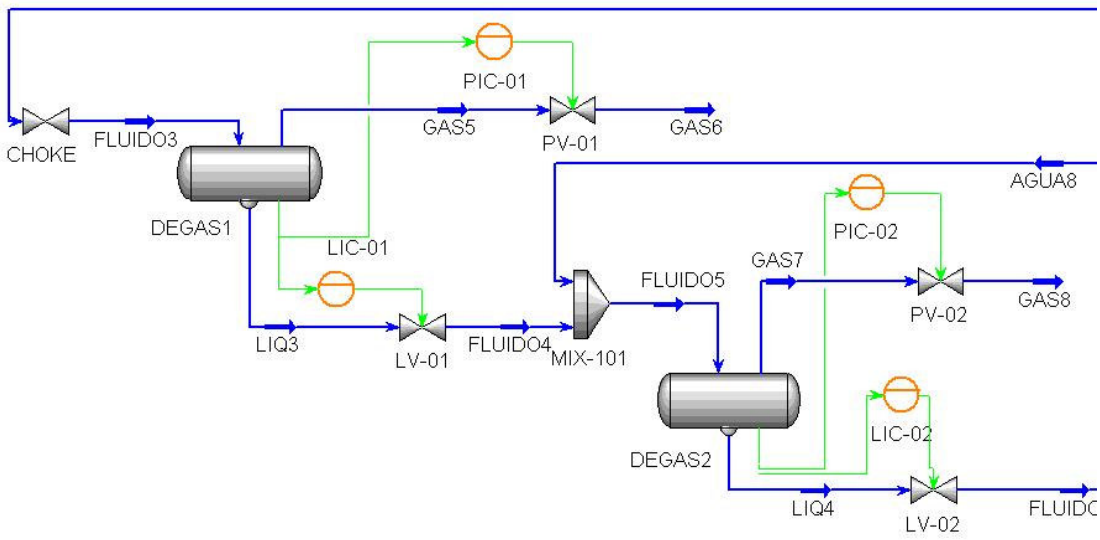

Figura 4.4 – Degaseificadores

A corrente líquida que deixa o DEGAS1 (LIQ3) ao passar por um processo de expansão e aquecimento sofre vaporização adicional. O gás formado é liberado no DEGAS2. O gás das correntes GAS6 e GAS8 é encaminhado para compressão e tratamento. Parte deste gás é utilizada como gás combustível nas plataformas (assunto tratado no Caso1). O líquido que deixa o DEGAS2 é encaminhado para o tanque de lavagem (Figura 4.5), cuja pressão de operação é muito próxima da atmosférica (foi considerado no modelo o valor de 1,1 kgf/cm^2). O tanque é um separador trifásico gravitacional de alto tempo de residência, onde é esperada pequena liberação de gás. A vazão de gás liberada é variável a ser analisada neste estudo de caso por ser um gás de difícil reaproveitamento devido à baixa pressão (gerando redução de receita e agredindo o meio ambiente) e por poder representar risco a segurança por pressurização dos tanques (existem dispositivos que minimizam este risco).

O tanque possui controle de pressão, de nível de interface (água) e de nível total (óleo). Devido à baixa pressão e ao fato do tanque estar localizado em elevação mais baixa do que os outros equipamentos é necessária a utilização de bombas para a movimentação do óleo e da água produzida. A água segue para tratamento e descarte ou reinjeção, sistemas que não fazem parte desta simulação. Foi considerada uma contra-pressão de 8 kgf/cm^2 para a entrada nestes sistemas. O óleo (corrente OLEO2 da Figura 4.6) passa por um recuperador de calor (Pré-óleo), aumentando sua temperatura (em 15ºC, no caso base), ajustada no Aquecedor de

Produção em 85ºC (temperatura que varia de acordo com as características do óleo a ser tratado), através do TIC-01.

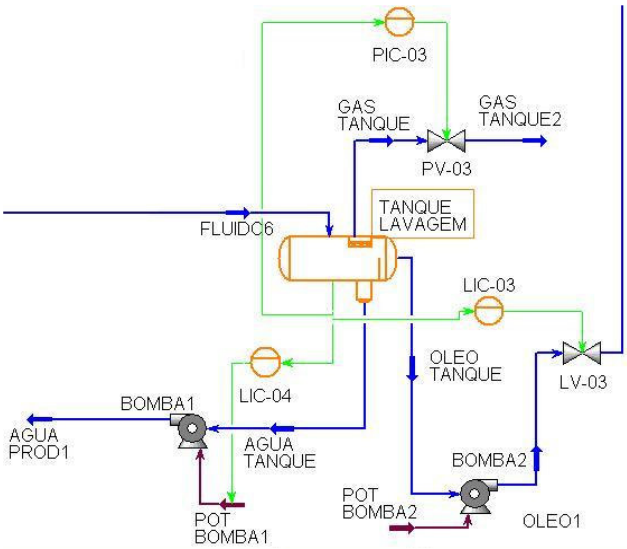

Figura 4.5 - Tanque de lavagem

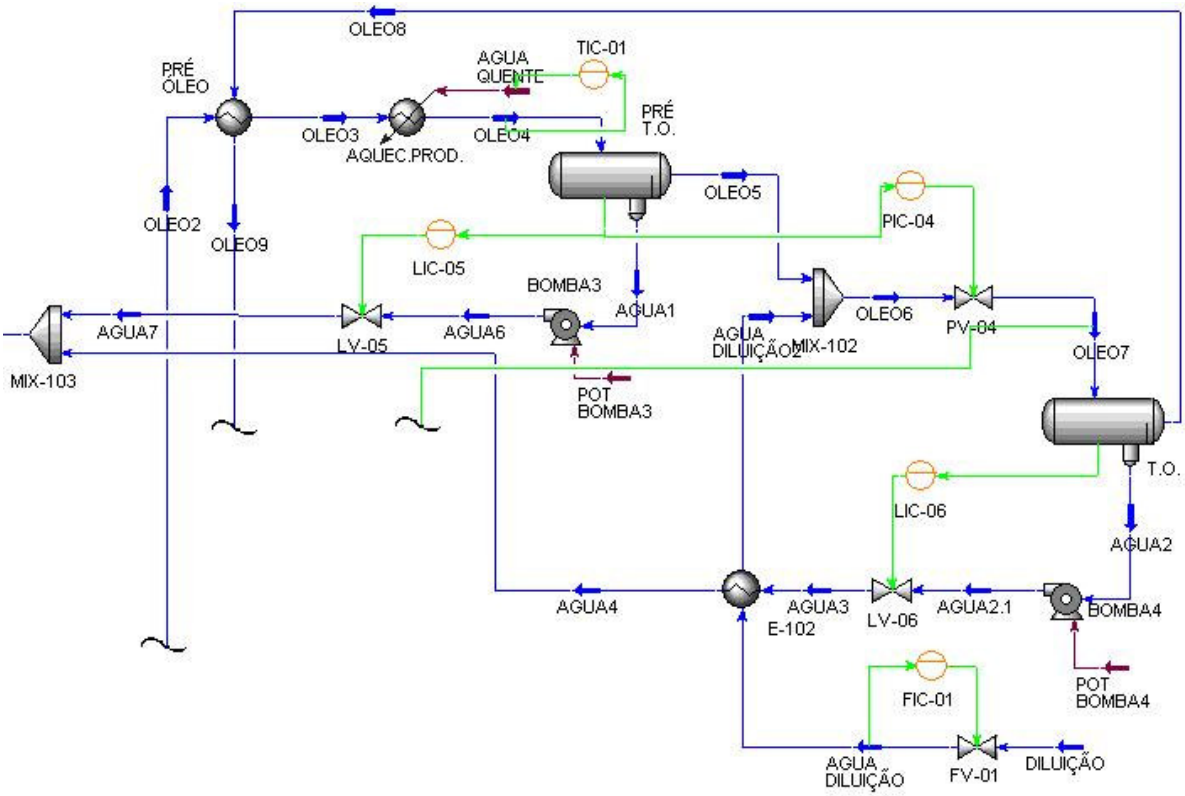

Figura 4.6 - Tratadores eletrostáticos

A função do sistema apresentado na Figura 4.6 é especificar o óleo quanto ao percentual máximo de água (BSW) e de sais. Foi considerada a necessidade de especificação em 1% de BSW e 285 mg/l de sais, exigida para o óleo exportado da

PETROBRAS. Também foi considerada que a salinidade da água produzida é de 200.000 mg/l (valor alto, porém real para alguns campos) e da água do mar, usada como água de diluição, é de 35.000 mg/l.

O sal encontra-se dissolvido na água, logo, sem diluição da água produzida, ao se atingir um BSW de 1%, o teor de sais final do óleo seria de 2000 mg/l. Fabricantes de tratadores eletrostáticos (NATCO e AKER KVAERNER) indicam que estes equipamentos são capazes de reduzir o teor de água no óleo para níveis inferiores a 0,3%, o que forneceria, no caso base, uma salinidade final de 600 mg/l no óleo produzido. É importante observar que um valor típico de solubilidade de água no óleo encontra-se ligeiramente abaixo de 0,2% e a água solúvel só poderia ser removida da corrente de óleo por destilação. Assim, para especificar a salinidade do óleo produzido é necessária a utilização de água de diluição.

Considerou-se que o Pré-T.O., que recebe uma corrente, proveniente do tanque de lavagem, com 10% de água, especificará um BSW de 2% e o T.O. um BSW de 0,4%. O *set-point* do FIC-01, que controla a vazão de água de diluição, foi ajustado, no caso base, para 65 m^3/h, fornecendo uma salinidade final de aproximadamente 275 mg/l. A água de diluição, antes de se juntar à corrente OLEO5, é aquecida pela água removida no T.O.. É importante registrar que o sal não foi introduzido na simulação. Todo o cálculo aqui apresentado foi utilizado somente para definir o *set-point* do controlador FIC-01.

Toda a água removida nos tratadores é encaminhada para a entrada do DEGAS2, conforme comentado anteriormente. Os tratadores trabalham “atolados” (nível total de líquido de 100%) e possuem controle de nível de interface e de pressão. O calor do óleo que deixa o T.O. é recuperado no Pré-Óleo e a corrente de óleo com teor de água e sais especificados segue para o Resfriador de Óleo e Separador Atmosférico, conforme Figura 4.7. O TIC-02 controla a temperatura de saída do Resfriador de Óleo em 60ºC. A PV-05, que controla a pressão no T.O., encontra-se a jusante do Resfriador de Óleo. O óleo, resfriado e expandido, é estabilizado no Separador Atmosférico, evitando evaporação no armazenamento e transporte. Como todos os vasos, o separador também possui controle de nível e pressão.

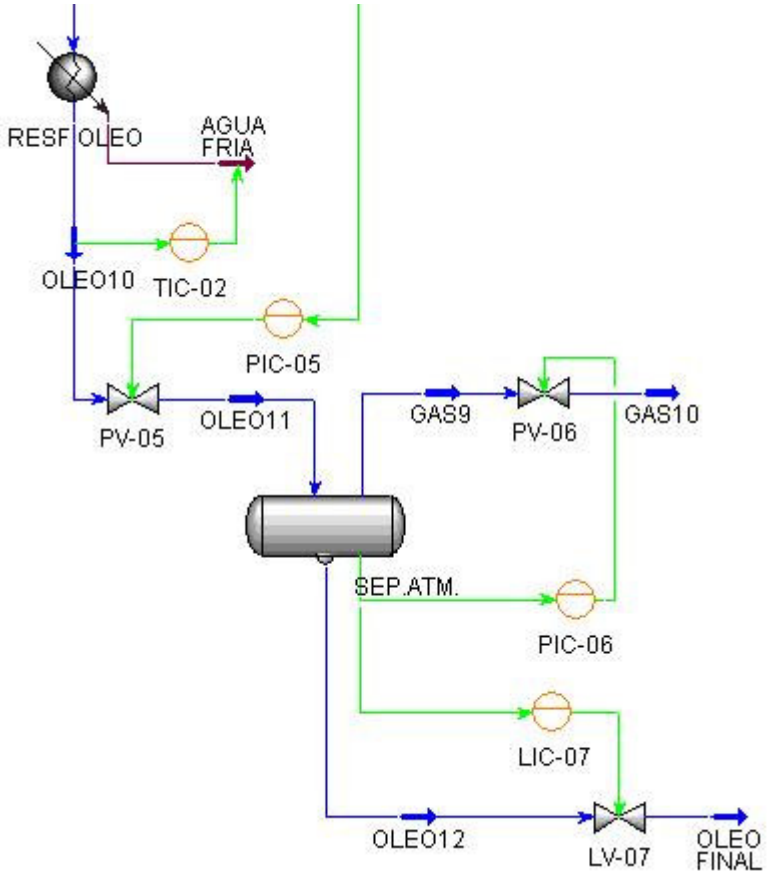

Figura 4.7 - Separador Atmosférico

4.2. Dimensionamento dos Equipamentos

Assim como no Caso 1, a simulação exigiu uma pré-sintonia dos controladores. Esta pré-sintonia ocorreu em paralelo com o dimensionamento dos equipamentos. A simulação foi montada no sentido do processamento do óleo, sendo necessário manter o sistema estabilizado a cada passo. De forma a organizar os dados e facilitar o entendimento, o dimensionamento e a pré-sintonia serão abordados separadamente.

A Tabela 4.5 apresenta o dimensionamento e elevação das válvulas de controle, bem como as aberturas e perdas de carga nas válvulas para o caso base.

A maioria das válvulas foi especificada de forma que sua abertura ficasse entre 40 e 60%, no caso base. A PV-03 e a PV-06 tiveram o Cv ligeiramente aumentados, por serem válvulas menores que podem necessitar aliviar vazões instantâneas maiores devido a alguma perturbação na produção.

Tabela 4.5 – Dimensionamento das válvulas de controle

	Cv(USGPM)/Cg	Abertura (caso base)	Δ P(caso base) kPa / kgf/cm^2	Elevação (m)
PV-01	1800 / 45000	40,5%	196 / 2	8,7
PV-02	800 / 20000	48,4 %	49 / 0,5	8,7
PV-03	200 / 5000	26,7 %	7 / 0,07	0
PV-04	2000 / 50000	49,9 %	98 / 1	9,3
PV-05	1500 / 37500	43,8 %	171 / 1,7	3,7
PV-06	35 / 875	18,2 %	27 / 0,3	3,7
TV-01 (controle de potência do aquecedor)	-	59,8 %	-	-
TV-02 (controle de potência do resfriador)	-	22,5 %	-	-
LV-01	1000 / 25000	40,7 %	832 / 8,5	0
LV-02	2500 / 62500	51,3 %	58 / 0,6	0
LV-03	1200 / 30000	43,1 %	438 / 4,5	0
LC-04 (controle de potência da bomba)	-	62,9 %	-	-
LV-05	80 / 2000	42,1 %	639 / 6,5	0
LV-06	100 / 2500	41,9 %	527 / 5,4	0
LV-07	3000 / 75000	39,0 %	61 / 0,6	0
FV-01	100 / 2500	41,2 %	334 / 3,4	0

Como este caso trata de escoamento de líquido (no Caso 1 o fluido era praticamente só gás), a elevação dos equipamentos é um dado relevante que afeta significativamente os cálculos de escoamento, influenciando nos controles de nível e de pressão. A Tabela 4.6 apresenta os principais dados dos vasos e a Tabela 4.7, dos trocadores. Os tempos de residência correspondem aos do líquido (água + óleo).

Tabela 4.6 – Dimensionamento dos vasos

	Diâmetro (m)	Comprimento/ Altura (m)	Orientação	Elevação (m)	Tempo Residência
DEGAS1	3,7	11,0	HORIZONTAL	5,0	4,3 min
DEGAS2	3,7	11,0	HORIZONTAL	5,0	4,3 min
TANQUE LAVAGEM	20,0	15,0	VERTICAL	-15,0	3,2 horas
PRÉ-T.O.	4,3	15,0	HORIZONTAL	5,0	14 min
T.O.	4,3	25,0	HORIZONTAL	5,0	23 min
SEP.ATM.	3,7	11,0	HORIZONTAL	0	4,2 min

Tabela 4.7 - Dimensionamento dos trocadores

	Pré-Óleo	Aquec. Prod.	Resf. Óleo	E-102 (água de diluição)
UA (kJ/°C.h)	$1,0 \times 10^6$	-	-	$3,0 \times 10^8$
k_{casco} (kg(kPa.kg/m^3)$^{1/2}$/h)	2300	3000	2500	250
vazão ref. casco (kg/s)	191	-	-	18,1
k_{tubo} (kg(kPa.kg/m^3)$^{1/2}$/h)	8000	-	-	320
vazão ref. tubo (kg/s)	215,7	-	-	22,6
ΔP casco (kPa)	117	80	64	68
ΔP tubo (kPa)	83,5	-	-	68
volume casco (m^3)	0,1	0,1	0,1	0,1
volume tubo (m^3)	0,1	-	-	0,1
carga térmica (kJ/h)	$2,73 \times 10^7$	$5,98 \times 10^7$	$9,01 \times 10^7$	$1,24 \times 10^7$
elevação (m)	8,7	8,7	5,0	0

As curvas de "head" e de eficiência utilizadas para as bombas são apresentadas a seguir.

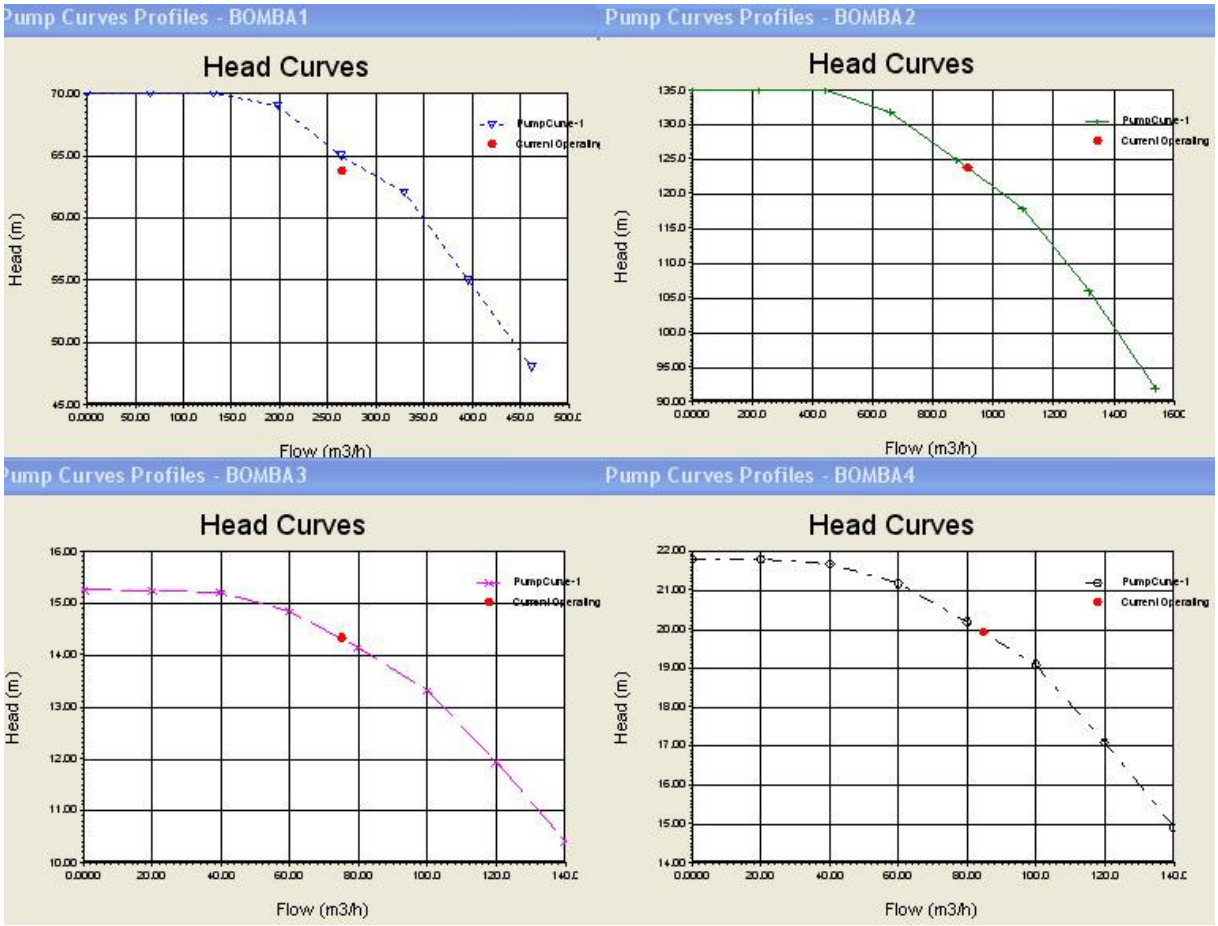

Figura 4.8 - Curva das bombas (Head)

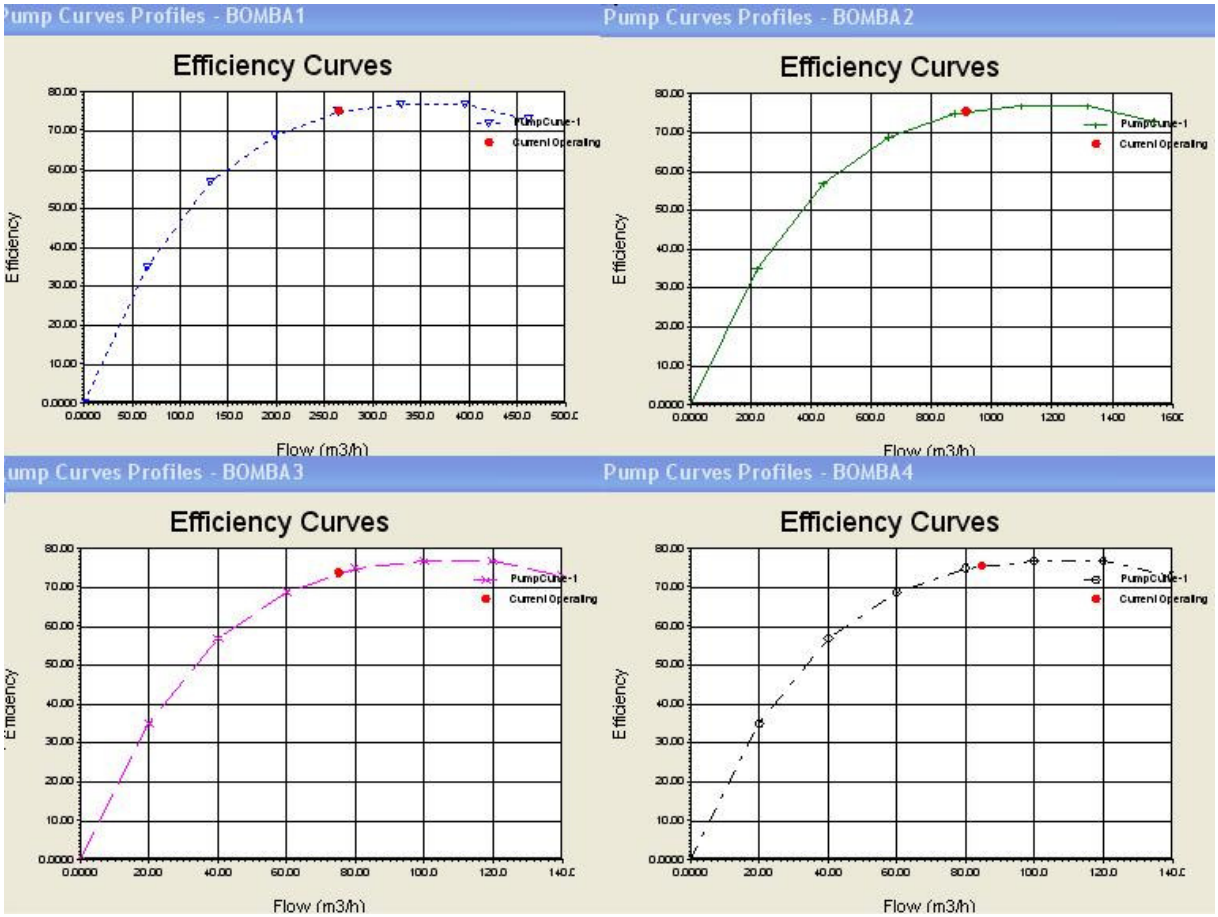

Figura 4.9 - Curvas das bombas (Eficiência)

4.3. Pré-Sintonia dos Controladores para Dimensionamento dos Equipamentos

Assim como no caso 1 (gás combustível), para viabilizar a etapa de dimensionamento de equipamentos, descrita no item 4.2, foi necessária a realização de uma pré-sintonia manual. Os valores preliminares dos parâmetros dos controladores e suas ações (direta ou reversa) encontram-se na Tabela 4.8. Destaca-se que os parâmetros de sintonia não foram otimizados e tiveram caráter de apoio no dimensionamento de equipamentos.

Tabela 4.8 - Dados dos controladores (sintonia manual)

				Pré-Sintonia Manual			
Controladas		**Manipuladas**		**Ação**	**Kp**	**Ti**	**Td**
C1	Pressão no DEGAS1	**M1**	PV-01	Direta	4.0	1.0	-
C2	Pressão no DEGAS2	**M2**	PV-02	Direta	5.0	1.0	-
C3	Pressão no TANQUE LAVAGEM	**M3**	PV-03	Direta	0.5	1.0	-
C4	Pressão no PRÉ T.O.	**M4**	PV-04	Direta	1.0	0.5	-
C5	Pressão no T.O.	**M5**	PV-05	Direta	1.0	0.5	-
C6	Pressão no SEP.ATM.	**M6**	PV-06	Direta	1.0	0.5	-
C7	Temperatura de aquecimento	**M7**	Água Quente	Reversa	1.0	0.5	-
C8	Temperatura de estocagem	**M8**	Água Fria	Direta	5.0	1.0	-
C9	Nível do DEGAS1	**M9**	LV-01	Direta	2.0	-	-
C10	Nível do DEGAS2	**M10**	LV-02	Direta	2.0	-	-
C11	Nível total do TANQUE LAVAGEM	**M11**	LV-03	Direta	2.0	-	-
C12	Nível de água do TANQUE LAVAGEM	**M12**	POT BOMBA1	Direta	2.0	-	-
C13	Nível do PRÉ T.O.	**M13**	LV-05	Direta	2.0	-	-
C14	Nível do T.O.	**M14**	LV-06	Direta	2.0	-	-
C15	Nível do SEP.ATM.	**M15**	LV-07	Direta	2.0	-	-
	Vazão de Água de Diluição		VLV-104	Reversa	1.0	0.5	-

4.4. Sintonia dos Controladores

Com os equipamentos dimensionados, procedeu-se à avaliação e otimização das malhas de controle, possibilitando a redução do tempo de pré-operação e sintonia final na plataforma (ou no campo). O primeiro passo desta etapa foi a verificação do emparelhamento tradicionalmente adotado em projetos semelhantes.

4.4.1. Emparelhamento das Variáveis Manipuladas e Controladas

Nesta fase, todos os controladores foram colocados em modo manual, verificando-se que o sistema permaneceu em estado estacionário. Optou-se por degraus nas variáveis manipuladas de 10% para pressão e temperatura, e de 1% para nível. Exceções foram feitas para M8 (Água Fria), com degrau de 20%, e M12 (Pot.Bomba1), com degrau de 0,1%. Não foi considerado o controlador de vazão de água de diluição, tendo sido mantida a válvula FV-01 com abertura constante durante toda a análise de emparelhamento e definição do modelo para cada variável.

A Tabela III.1 (APÊNDICE III) contém os valores base, máximo e mínimo considerados para cada uma das variáveis. Os valores finais obtidos para cada variável controlada após o degrau na manipulada, encontram-se na Tabela III.2 (APÊNDICE III).

Obteve-se, então, a matriz de ganhos do processo apresentada na Tabela 4.9,

Tabela 4.9 - Matriz de ganhos do processo

Kp =

	M1	M2	M3	M4	M5	M6	M7	M8	M9	M10	M11	M12	M13	M14	M15
C1	-1,29	0,00	0,01	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	-0,06	-0,01	-0,15	1,78	-0,14	0,13	0,15
C2	-0,34	-0,31	0,00	0,00	-0,01	0,00	0,01	0,00	0,04	0,03	0,07	-0,85	0,08	-0,04	-0,04
C3	-0,60	-0,31	-0,50	-0,02	-0,02	-0,05	0,00	0,00	0,51	0,41	0,45	-1,74	0,77	-0,50	-0,55
C4	-0,09	-0,04	-0,03	-0,43	-0,49	0,00	0,03	-0,02	0,10	0,04	0,09	0,42	-0,15	0,06	0,10
C5	-0,08	-0,04	-0,03	0,30	-0,63	0,00	0,03	-0,03	0,10	0,04	0,48	-3,53	-0,09	0,01	0,07
C6	-0,09	-0,03	-0,08	0,02	0,05	-0,02	0,00	-0,08	0,16	0,13	0,28	-1,09	0,22	-0,22	-0,24
C7	0,03	0,00	0,03	-0,14	-0,15	0,03	0,50	-0,01	-0,46	-0,06	-1,84	6,91	-0,83	0,81	0,83
C8	0,08	0,00	0,11	0,10	0,27	0,10	0,11	-0,90	-1,63	-0,27	-6,96	26,70	-3,26	3,34	3,34
C9	14,39	-0,59	-0,35	-0,01	0,00	-0,40	0,00	0,00	-136	0,43	22,55	-78,8	8,92	-8,09	-8,47
C10	4,48	4,56	-1,61	-0,03	-0,07	-0,19	-0,02	2,01	2,13	-11,2	3,05	-10,9	2,91	-1,93	-2,66
C11	-0,63	-0,31	-0,18	-0,26	-0,23	-0,12	-0,15	-0,20	3,21	1,93	-4,79	-2,26	-0,03	0,34	0,06
C12	0,16	0,07	0,14	0,07	0,06	0,05	0,05	0,06	-1,51	-0,60	6,65	-47,9	0,56	0,24	-0,03
C13	0,05	0,22	0,52	2,67	1,70	0,18	0,71	0,95	-0,92	-4,52	4,97	-56,2	-122	0,37	-0,01
C14	-1,98	-0,24	1,07	0,48	1,29	0,10	0,60	0,78	-2,65	-5,15	-1,42	-10,2	1,76	-53,2	0,04
C15	0,52	-0,09	0,46	0,52	0,28	0,01	-0,08	-0,05	0,95	0,61	2,74	-2,51	-0,17	-0,24	-11,7

Para o emparelhamento inicial das variáveis, calculou-se, a partir da matriz de ganhos do processo, a matriz RGA (Tabela 4.10).

Tabela 4.10 - Matriz RGA

RGA =

0,997	-0,003	0,002	0	0	-0,004	-1E-04	1E-04	0,005	1E-04	0,002	0,001	-4E-04	0,005	-0,005
0,005	1,049	0	-2E-04	1E-04	0	-1E-04	0	0,001	-0,048	-0,006	0,004	0,003	-0,007	0
-0,008	-0,013	1,347	0,0001	-0,003	-0,521	0	2E-04	-0,011	0,144	-0,034	0,019	-0,001	0,027	0,053
2E-04	-9E-04	0,001	0,6458	0,345	8E-04	-0,014	0,018	8E-04	-0,005	0,007	0,003	0,007	-0,002	-0,006
3E-04	-0,001	-0,001	0,3571	0,635	-9E-04	0,002	0,008	2E-04	-0,001	0,001	0	-9E-04	-2E-04	0,002
0,0101	-0,002	-0,243	0,001	0,018	0,766	-0,007	0,477	0,024	-0,104	0,199	-0,076	-0,009	0,001	-0,055
-2E-04	3E-04	0,004	-0,005	-0,011	-0,037	1,024	-0,002	-2E-04	-0,004	0,047	-0,017	-0,01	0,019	-0,009
5E-04	0	-0,038	-0,001	0,002	0,286	-0,03	0,536	0,020	0,030	0,496	-0,2	-0,003	0,003	-0,102
-0,002	0,0005	-0,001	0	0	0,044	0	0	0,984	3E-04	-0,041	0,010	-0,001	-0,002	0,008
-0,013	-0,016	0,013	0,0001	7E-04	0,113	3E-04	0,012	-2E-04	0,905	-0,046	0,018	0,006	-0,014	0,023
0,014	-0,017	-0,03	0,012	0,008	0,221	0,022	-0,035	-0,025	0,075	0,705	0,050	0	0,002	-0,002
-0,004	0,006	-0,03	-0,007	0,005	0,115	0,005	-0,012	0,001	0,004	-0,273	1,178	0,006	0,002	4E-04
0	-6E-04	-0,001	0,001	0,004	-0,014	-0,002	0,008	0	-0,003	0,010	-0,006	1,003	-2E-04	0
0,003	-0,001	-0,009	-0,001	-0,001	0,023	0,003	-0,013	9E-04	0,011	0,01	0,009	5E-04	0,966	-1E-04
-0,003	-0,002	-0,016	-0,004	-0,004	0,008	-0,002	0,003	-0,001	-0,003	-0,08	0,007	-2E-04	-5E-04	1,094

Legenda para emparelhamentos:

impossível
possível
escolhido

Outros parâmetros de controlabilidade, como o número de RGA (NRGA), número de condicionamento (NCond) e o índice de Niederlinski (IN), foram calculados e seus valores encontram-se registrados na Tabela 4.11.

Tabela 4.11 - Outros parâmetros de controlabilidade

		Comentários
NRGA	8,5113	Deve ser pequeno para boa controlabilidade.
NCond	0,0073	Quanto menor, maiores níveis de incertezas podem ser tolerados.
IN	2,6769	Valores negativos representam condição suficiente de instabilidade

Assim, o emparelhamento originalmente proposto foi mantido.

4.4.2. Identificação do Processo e Sintonia dos Controladores

Seguindo metodologia proposta por Ogunnaike e Ray (1994), a exemplo do item 3.4.2, procedeu-se à identificação das funções de transferência do processo, adotando-se estrutura de primeira ordem com tempo morto (Equação 2.8).

O comportamento de cada uma das variáveis a ser controlada frente a uma perturbação degrau na respectiva manipulada encontra-se no APÊNDICE III, de acordo com procedimento análogo reportado no item 3.4.2.

Destaca-se que duas variáveis foram identificadas por modelos alternativos ao de primeira ordem com tempo morto:

a) C2, que foi bem representada pela soma de duas funções de 1ª ordem, e

b) C14, que mostrou um comportamento tipo rampa, ou seja, integrador.

Os ganhos registrados nas figuras do APÊNDICE III, em unidades de engenharia, foram transformados em ganhos adimensionais (%/%) considerando-se as faixas da Tabela III.1 e são apresentados em valor módulo na Tabela 4.12, que resume os modelos identificados para a planta *offshore*.

Tabela 4.12 - Parâmetros dos modelos do processo

Controladas		Manipuladas	Modelo do Processo					Tipo de Modelo
	Descrição	M1	| *Kp1* |	*Tau1*	*Tmorto*	| *Kp2* |	*Tau2*	
C1	Pressão no DEGAS1	PV-01	1,27	0,493	0	-	-	1ª Ordem
C2	Pressão no DEGAS2	PV-02	0,3184	1,7245	0,0006	0,0617	40,934	Soma de duas funções de 1ª Ordem
C3	Pressão no TANQUE LAVAGEM	PV-03	0,471	169	0	-	-	1ª Ordem
C4	Pressão no PRÉ T.O.	PV-04	0,422	0,0208	0,0042	-	-	1ª Ordem c/ tempo morto
C5	Pressão no T.O.	PV-05	0,625	0,0654	0,0164	-	-	1ª Ordem c/ tempo morto
C6	Pressão no SEP.ATM.	PV-06	0,1272	58,179	0	-	-	1ª Ordem
C7	Temperatura de aquecimento	Água Quente	0,4904	0,295	0,0037	-	-	1ª Ordem c/ tempo morto
C8	Temperatura de estocagem	Água Fria	0,9063	0,276	0,004	-	-	1ª Ordem c/ tempo morto
C9	Nível do DEGAS1	LV-01	144	534	8,43	-	-	1ª Ordem c/ tempo morto
C10	Nível do DEGAS2	LV-02	11,3	51	0	-	-	1ª Ordem
C11	Nível total do TANQUE LAVAGEM	LV-03	5,3	2200	11,5	-	-	1ª Ordem c/ tempo morto
C12	Nível de água do TANQUE LAVAGEM	POT BOMBA1	53	23000	0	-	-	1ª Ordem
C13	Nível do PRÉ T.O.	LV-05	205	1116	202	-	-	1ª Ordem c/ tempo morto
C14	Nível do T.O.	LV-06	22	-	-	-	-	Rampa - Integrador
C15	Nível do SEP.ATM.	LV-07	11,6	63,4	0	-	-	1ª Ordem

Os processos modelados por funções de transferência de 1ª ordem com tempo morto foram sintonizados por procedimento IMC, disponível no HYSYS, adotando-se a constante de tempo da malha fechada (λ) igual à metade da constante de tempo do processo. A controlada C13, conforme Figura III.13, seria mais bem representada por um processo integrador, porém, pôde ser modelada desta forma para obtenção dos parâmetros do controlador. Para C14, foi utilizado um controlador puramente proporcional com K_C=1/K_P.

Em relação a C2, cujo comportamento foi modelado como a soma de dois processos de 1ª ordem, foi proposta estrutura de controle *feedback* combinada a *feedfoward*. O modelo de maior ganho (K_{P1}) foi utilizado na sintonia do controlador *feedback*, enquanto o modelo de menor ganho (K_{P2}) foi empregado no controlador feedfoward, Equação 4.1, onde $K_P\,(FF)=K_{P2}/K_{P1}$:

$$G_{FF}(s) = K_P \cdot \frac{T_{P1} \cdot s + 1}{T_{P2} \cdot s + 1} \cdot e^{-0,0006\,s} = -0,1938 \frac{1,724s + 1}{40,93s + 1} e^{-,0006\,s} \qquad (4.1)$$

Os parâmetros obtidos encontram-se na Tabela 4.13.

Tabela 4.13 – Sintonia IMC dos controladores

Controladas		Controladores IMC			Parâmetros do FF				Ação
	Descrição	Kc	Ti	Td	Kp	Tp1	Tp2	Delay	
C1	Pressão no DEGAS1	1,57	0,493	-	-	-	-	-	Direta
C2	Pressão no DEGAS2	6,28	1,72	0,0003	-0,194	1,724	40,93	0,0006	Direta
C3	Pressão no TANQUE LAVAGEM	4,25	169	-	-	-	-	-	Direta
C4	Pressão no PRÉ T,O.	4,74	0,0208	-	-	-	-	-	Direta
C5	Pressão no T.O.	3,2	0,0654	-	-	-	-	-	Direta
C6	Pressão no SEP.ATM.	15,7	58,2	-	-	-	-	-	Direta
C7	Temperatura de aquecimento	4,05	0,296	0,0018	-	-	-	-	Reversa
C8	Temperatura de estocagem	2,19	0,278	0,002	-	-	-	-	Direta
C9	Nível do DEGAS1	0,0138	538	4,18	-	-	-	-	Direta
C10	Nível do DEGAS2	0,178	51	-	-	-	-	-	Direta
C11	Nível total do TANQUE LAVAGEM	0,38	2200	5,73	-	-	-	-	Direta
C12	Nível de água do TANQUE LAVAGEM	0,0377	23000	-	-	-	-	-	Direta
C13	Nível do PRÉ T.O.	0,009	1116	-	-	-	-	-	Direta
C14	Nível do T.O.	0,05	-	-	-	-	-	-	Direta
C15	Nível do SEP.ATM.	0,173	63,4	-	-	-	-	-	Direta

Na simulação do processo controlado, verificou-se comportamento excessivamente oscilatório em algumas malhas, requerendo sintonia mais conservadora, por aplicação de um fator de "*dessintonização*" (*detuning factor*). Os valores em vermelho na Tabela 4.13 foram ajustados sempre multiplicando Kc e dividindo Ti por um mesmo fator, exceto C13, que foi transformado em controlador puramente proporcional. Para C9, adicionalmente, removeu-se a componente derivativa. A Tabela 4.14 apresenta os valores finais para estes seis controladores.

Tabela 4.14 - Parâmetros dos controladores ajustados

Controladas		Controladores				
	Descrição	Kc	Ti	Td	Fator	Ação
C1	Pressão no DEGAS1	3,14	0,246	-	2	Direta
C4	Pressão no PRÉ T.O.	2,37	0,0416	-	0,5	Direta
C5	Pressão no T.O.	1,6	0,131	-	0,5	Direta
C9	Nível do DEGAS1	0,345	21,5	-	25	Direta
C10	Nível do DEGAS2	0,356	25,5	-	2	Direta
C13	Nível do PRÉ T.O.	0,02	-	-	-	Direta

4.4.3. Validação dos Resultados de Sintonia

Para a verificação dos novos parâmetros (item 4.4.2) e comparação com os parâmetros iniciais, ajustados manualmente (item 4.3), partiu-se de um estado estacionário, no qual VLV-100 estava com abertura de 50% e VLV-101, com abertura de 100% e foram provocadas duas perturbações severas, em série:

- No tempo t=20minutos: VLV-100 teve sua abertura alterada para 20%, causando uma redução drástica na vazão de gás e um aumento brusco na vazão de líquido;

- No tempo t=2horas: VLV-100 teve sua abertura alterada para 80%, causando um aumento brusco na vazão de gás e uma redução drástica na vazão de líquido (vide Figura IV.1 do APÊNDICE IV).

Os resultados da nova sintonia para as variáveis pressão e temperatura são ligeiramente melhores e encontram-se no APÊNDICE IV.

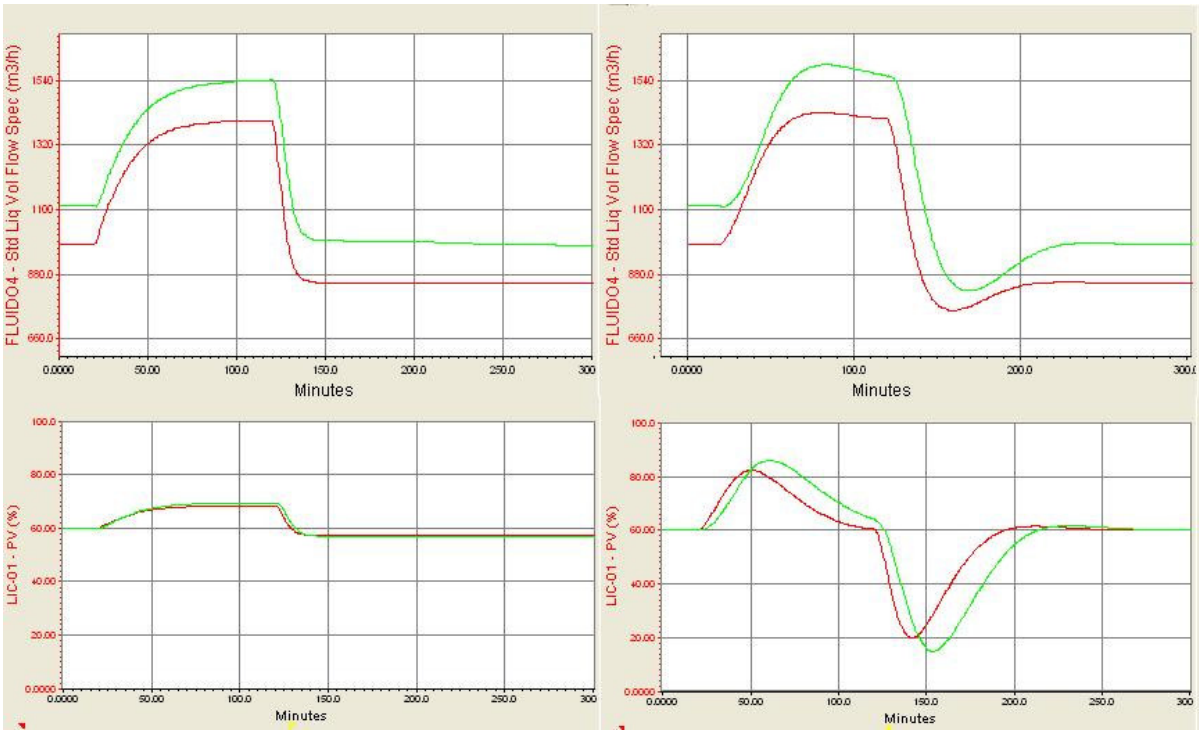

Figura 4.10 - Comportamento das vazões e níveis (C9 e C10)

Quanto aos controladores de nível (Figura 4.10), o objetivo de operação destas malhas é evitar perturbar os equipamentos a jusante, minimizando a variação da vazão. Assim, a oscilação do nível, dentro de limites de valor máximo e mínimo, é tolerada para que o equipamento desempenhe função de “pulmão”, evitando a propagação da perturbação. Para o primeiro (curva vermelha) e segundo (curva verde) vasos, mesmo permitindo uma oscilação de 15 a 85% (vide gráfico embaixo à direita na Figura 4.10), os novos parâmetros introduziram amplitude de vazão ligeiramente maior, conforme se pode observar nos gráficos superiores da Figura 4.10 (curvas da esquerda correspondem à sintonia manual).

É importante observar que os controladores originais eram puramente proporcionais, de forma que, devido à primeira perturbação, obteve-se um off-set de 17% para LC-01(C9) e LC-02 (C10). Este off-set acabou amortecendo a perturbação seguinte, que ocorreu no sentido inverso. Também vale registrar que apesar das amplitudes das vazões dos primeiros vasos serem menores no caso com sintonia manual, a taxa de variação é ligeiramente mais brusca.

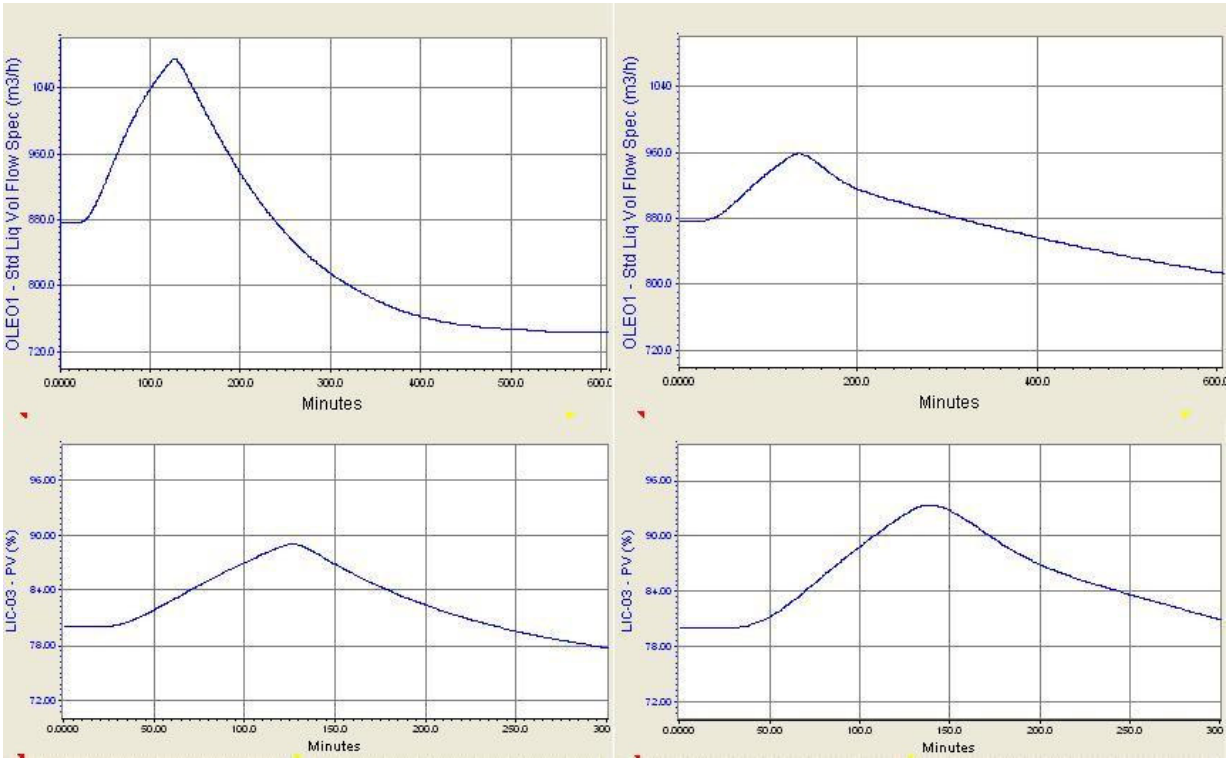

Figura 4.11 - Comportamento da vazão de óleo e nível total (C11)

Já o tanque de lavagem, devido ao seu grande volume conseguiu amortecer significativamente o impacto da perturbação nos processos seguintes com a utilização dos novos parâmetros: a variação de vazão foi significativamente menor (gráficos superiores da Figura 4.11) já que foi permitida uma resposta mais lenta do controlador (o nível total subiu um pouco mais).

A Figura 4.12 mostra a redução da variação da vazão de água na saída do Pré-T.O. (curva roxa) e T.O. (curva preta) com os novos parâmetros. Esta água corresponde à água emulsionada que deixa o Tanque de Lavagem na corrente de óleo.

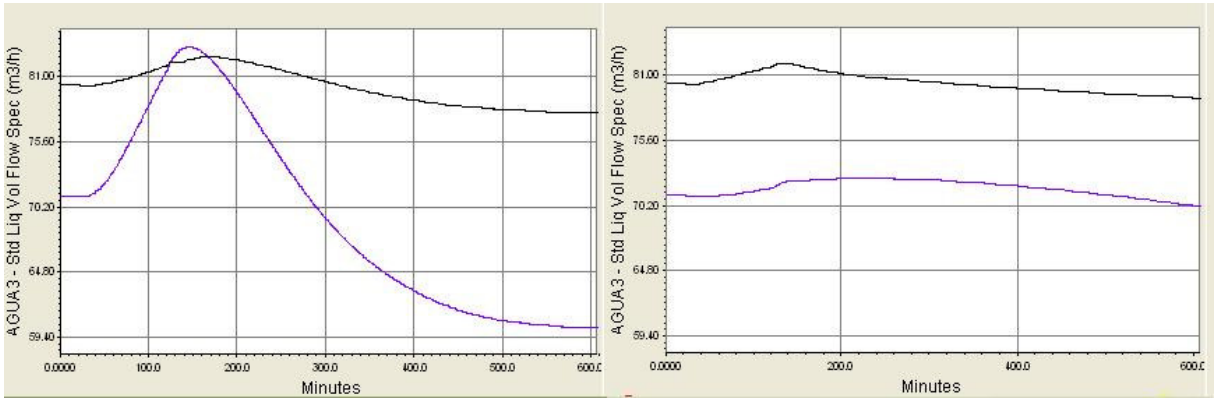

Figura 4.12 - Comportamento das vazões de água do Pré-T.O e T.O.

Gráficos semelhantes ao da Figura 4.12 podem ser obtidos para os demais níveis e vazões de óleo e água. A redução na variação da vazão de água produzida do tanque de lavagem tem impacto significativo na eficiência do tratamento da água que, em geral, se inicia com hidrociclones.

4.5. Análises de Cenários Dinâmicos

4.5.1. Avaliação da Liberação de Gases no Tanque de Lavagem

Devido à dificuldade de recuperação do gás liberado no tanque de lavagem e do risco associado à possibilidade de pressurização do mesmo, foi analisada também a vazão de liberação de gás no tanque durante as perturbações severas apresentadas no item 4.4.3. O gráfico da Figura 4.13 apresenta os resultados obtidos. A área azul corresponde à vazão de gás liberada utilizando-se a sintonia manual e a roxa com a sintonia obtida no item 4.4.2.

Em nenhum dos casos, a vazão instantânea foi superior a 20.000 m^3/d de gás. Para facilitar a comparação entre os dois casos, o gráfico da Figura 4.14 registra a diferença entre a vazão com sintonia manual e a com os novos parâmetros (IMC e modificações). Percebe-se que a liberação de gás foi superior para o caso com a sintonia manual (área azul), evidenciando o impacto da sintonia no desempenho da planta.

A área do gráfico de vazão de gás liberado pelo tanque para o caso com os novos parâmetros de sintonia é 12,4% menor do que a área para o caso com sintonia manual considerando o intervalo de 0 a 1200 minutos e 15% considerando o intervalo de 0 a 800 minutos.

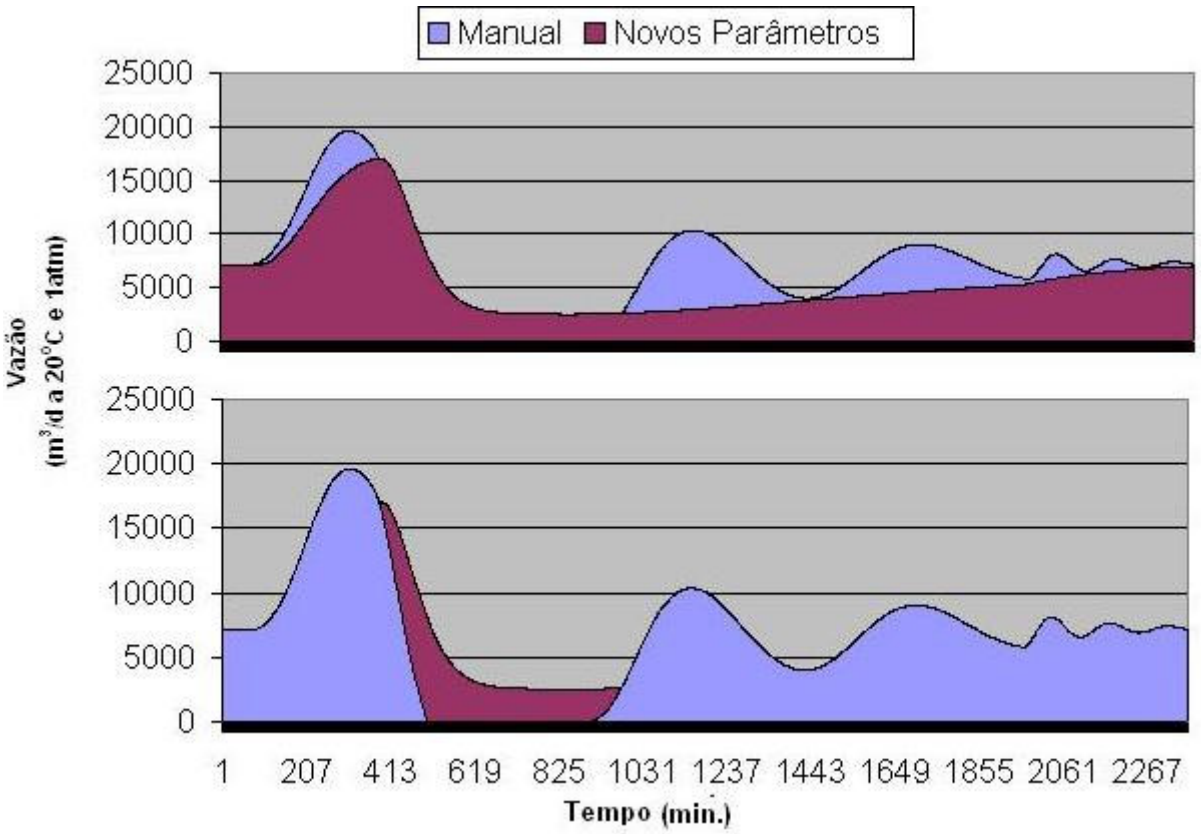

Figura 4.13 - Liberação de gás nos tanques

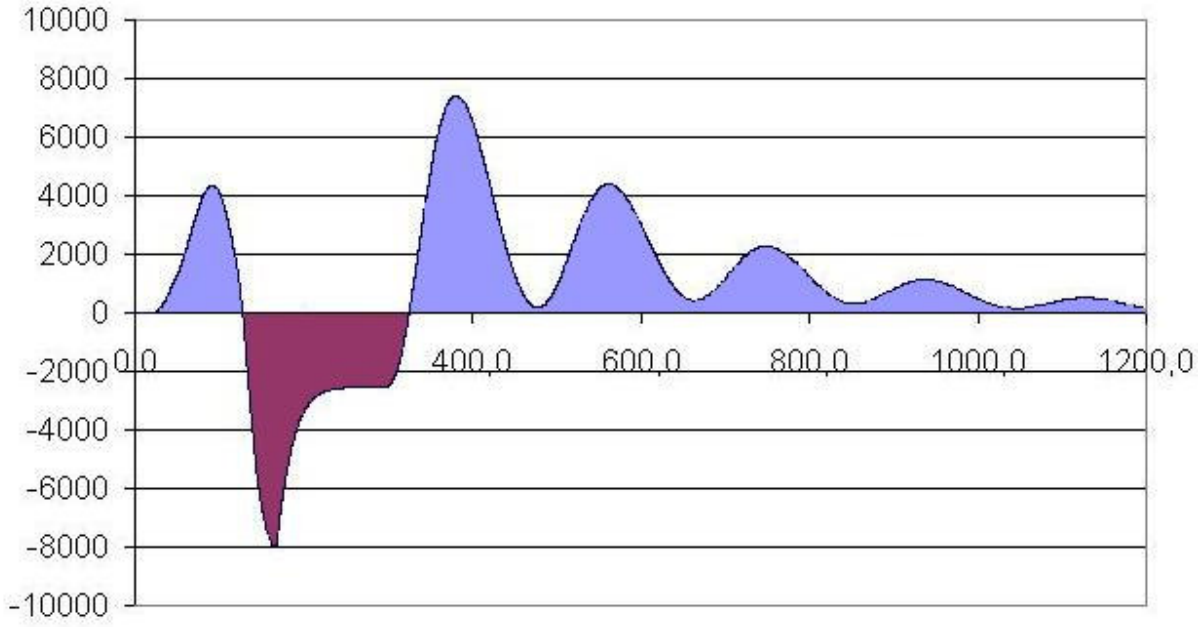

Figura 4.14 - Diferença de liberação de gás entre os dois casos

4.5.2. Análise de Estruturas Alternativas de Controle para Amenizar o Impacto de Golfadas Severas

O objetivo desta etapa é avaliar diferentes opções de controle que amenizem os efeitos causados pelas golfadas. Os controles definidos na etapa de dimensionamento da planta, cujos parâmetros foram definidos no item 4.4.2, não foram alterados de forma a manter-se a mesma base de comparação entre os testes realizados. Destaca-se que não é objetivo desta etapa a obtenção de um controle otimizado para a planta nestas condições extremas.

Partindo-se de um regime permanente, com todas as variáveis controladas em seus *set-points*, a planilha "golfadas" foi ativada. A planta passou a receber golfadas severas, causando uma ampla oscilação de variáveis como pressões e vazões, além da ocorrência de níveis muito altos nos dois primeiros vasos e atolamento do tanque (100% de líquido) em 150 minutos. Em uma unidade de produção, estes valores extremos teriam causado, em poucos minutos, uma parada de emergência na planta (*shutdown*). Esta ocorrência não é retratada na simulação, pois o intertravamento de segurança da planta não foi modelado. O cenário de golfadas sem estratégia de controle específica para golfadas foi denominado, neste trabalho, de "OPERAÇÃO SEM CONTROLE *ANTI-SLUG*".

A Figura 4.15 apresenta o comportamento da pressão e a Figura 4.16, do nível nos dois primeiros vasos. As curvas vermelhas correspondem ao DEGAS1 e as verdes ao DEGAS2.

O sistema de segurança das plantas de processamento de óleo utiliza o sinal de nível muito alto no primeiro vaso para fechamento dos poços. Pela Figura 4.16 isto aconteceria antes de completar os 10 primeiros minutos, quando o vaso atinge o atolamento (100% de nível).

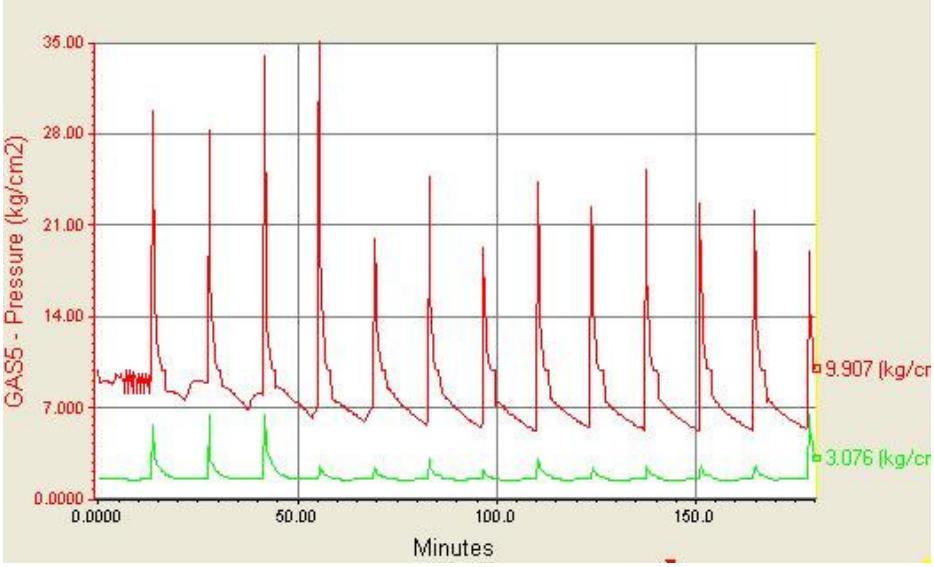

Figura 4.15 - Pressão no DEGAS1 e DEGAS2 – SEM CONTROLE *ANTI-SLUG*

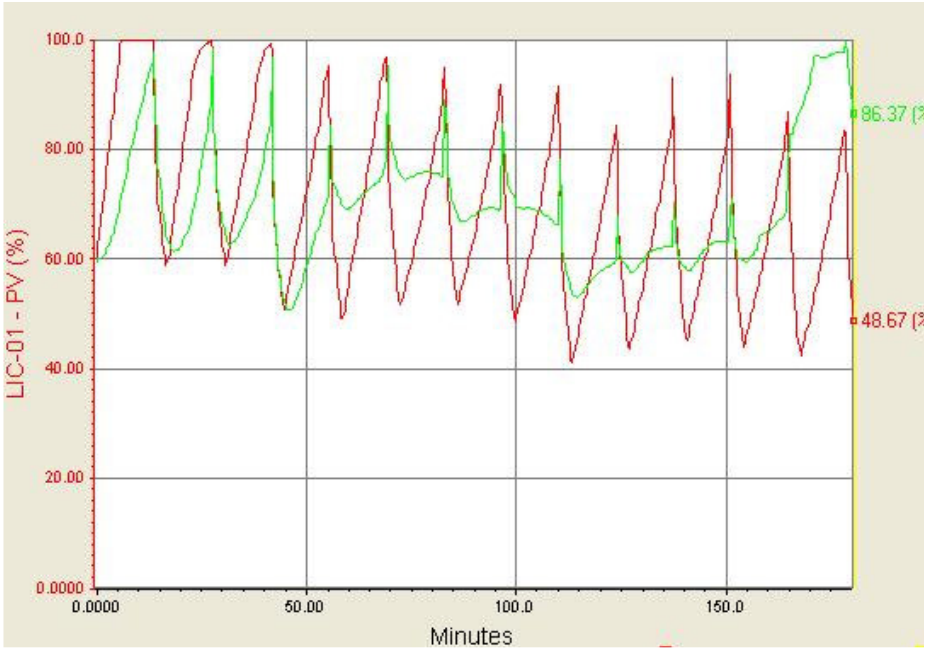

Figura 4.16 - Nível no DEGAS1 e DEGAS2 – SEM CONTROLE *ANTI-SLUG*

Foram propostas e simuladas 6 alternativas, apresentadas a seguir. Os gráficos com o desempenho dinâmico de cada proposta são mostrados no APÊNDICE V.

- CONTROLE 1 – As golfadas cíclicas representam ondas de pressão e de vazão que chegam à plataforma. Nesta primeira alternativa, foi incluída uma válvula de pressão (PV-tocha) aliviando gás do primeiro vaso para a tocha na ocorrência de pressão muito alta. Esta válvula é utilizada em diversas plantas de processo com a função de impedir, através da queima de gás, a parada da produção no evento de pressão muito alta (parte do intertravamento de segurança da planta). Utilizou-se um novo controlador PIC-01_2 com *set-point* de 12 kgf/cm^2 para esta finalidade, conforme apresentado na Figura 4.17, a seguir.

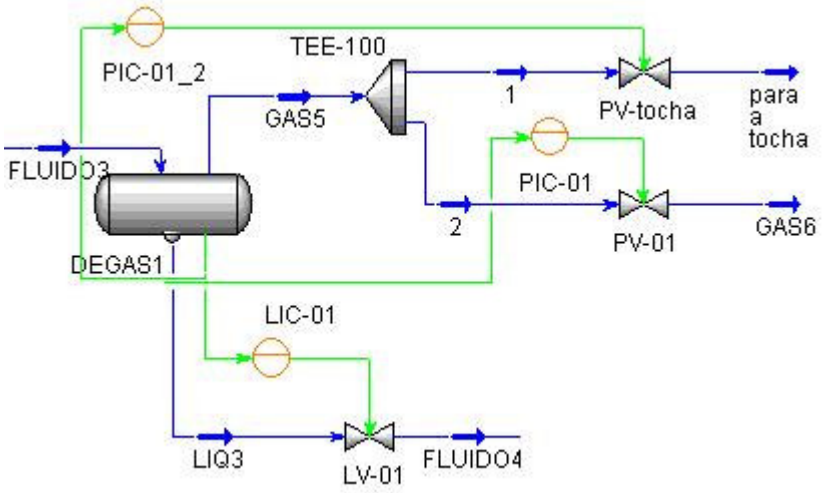

Figura 4.17 – Esquema utilizado para o CONTROLE 1

Este controle aumentou a vazão de óleo produzida e reduziu os picos de pressão do primeiro vaso. Porém, trouxe uma maior instabilidade para o processo em relação ao nível dos vasos, vazão de líquido, pressão no DEGAS2 e atolamento do tanque. Assim o sistema de intertravamento certamente causaria uma parada de emergência devido aos picos de variáveis de nível e/ou pressão e o aumento de produção não seria real.

- CONTROLE 2 – Esta alternativa é semelhante à anterior com o aumento do *set-point* do PIC-01 de 10 para 11 kgf/cm^2 no caso de nível alto (65%) no primeiro vaso (DEGAS1), auxiliando, assim, a drenagem do vaso, para reduzir

a oscilação do nível do DEGAS1. Foi incluída a planilha SET-PIC-01 para definição do *set-point* do controlador.

Esta estrutura de controle promoveu a redução da produção de óleo, diminuindo a amplitude das oscilações de vazão de líquido nos dois primeiros vasos (DEGAS1 e DEGAS2) e de pressão do DEGAS2. O nível do DEGAS1 continuou atingindo o valor de 100%, o que causaria a parada da produção.

- CONTROLE 3 – Para contornar a saturação de nível, optou-se por inserir uma restrição de fluxo na entrada da planta. Assim, a alternativa de controle é idêntica à CONTROLE 2 com a adição de válvula *anti-slug* entrada do DEGAS1, atuada por nível muito alto no vaso (85%), uma estratégia de controle *override*. Destaca-se que o controlador LIC-01 max deve ser rápido, e sem ação integral (empregou-se Kc=1000). Foi inserido no controlador um "batente automático" garantindo o mínimo de 5% de abertura para a válvula.

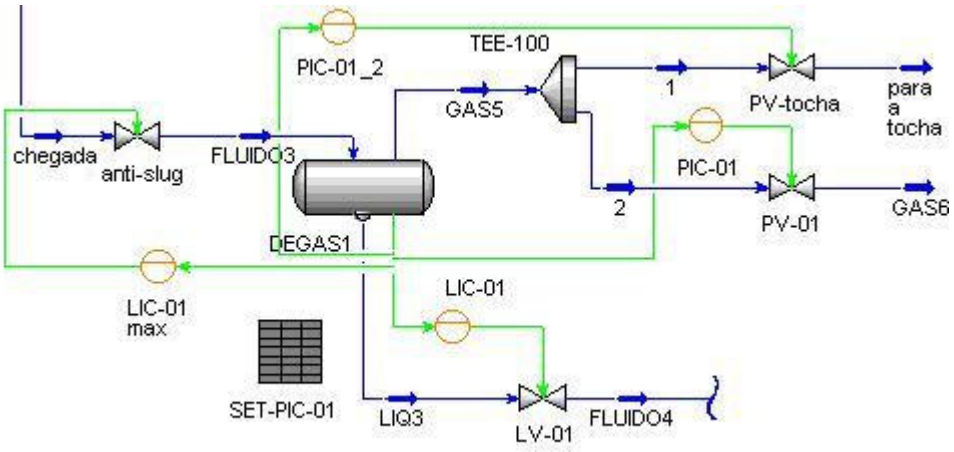

Figura 4.18 - Esquema utilizado para o CONTROLE 3

Assim, a oscilação dos níveis foi reduzida, bem como a variação de vazão de líquido no DEGAS2. Porém, enquanto que o DEGAS2 deixou de sofrer atolamento, o DEGAS1 continuou atingindo níveis de 100%. Adicionalmente, a vazão de gás liberada no TANQUE LAVAGEM também foi consideravelmente reduzida. Porém, cabe ressaltar que a vazão de gás liberada pela PV é bem superior à vazão liberada no TANQUE LAVAGEM.

- CONTROLE 4 – Esta alternativa é exatamente igual à do CONTROLE 3, porém com o *set-point* de nível muito alto no DEGAS1 alterado de 85% para 80% a fim de evitar que o nível do vaso atinja 100%. Esta configuração de controle, com o novo valor de *set-point* de nível muito alto, apresentou melhor resultado global em termos de controle, incluindo nível máximo no DEGAS1 (ainda alto, mas inferior a 100%), nível no DEGAS2, variação de vazão de líquido nos vasos, pressão no DEGAS2, tempo para atolamento do TANQUE LAVAGEM e vazão de gás liberado no TANQUE LAVAGEM. Em contrapartida, apresenta uma menor vazão de produção de óleo que as configurações anteriores.

- CONTROLE 5 – Trata-se da alternativa CONTROLE 4 com a inclusão de um controlador de pressão muito alta também atuando na válvula *anti-slug*. Foi incluída uma chave seletora de mínimo recebendo os sinais do controlador de pressão muito alta (PIC-01 max) e de nível muito alto (LIC-01 max) selecionando o menor dos dois valores para a válvula. Assim como o LIC-01 max, o PIC-01 max também possui um batente automático, garantindo o mínimo de 5% de abertura para a válvula, e foi sintonizado para ação puramente proporcional.

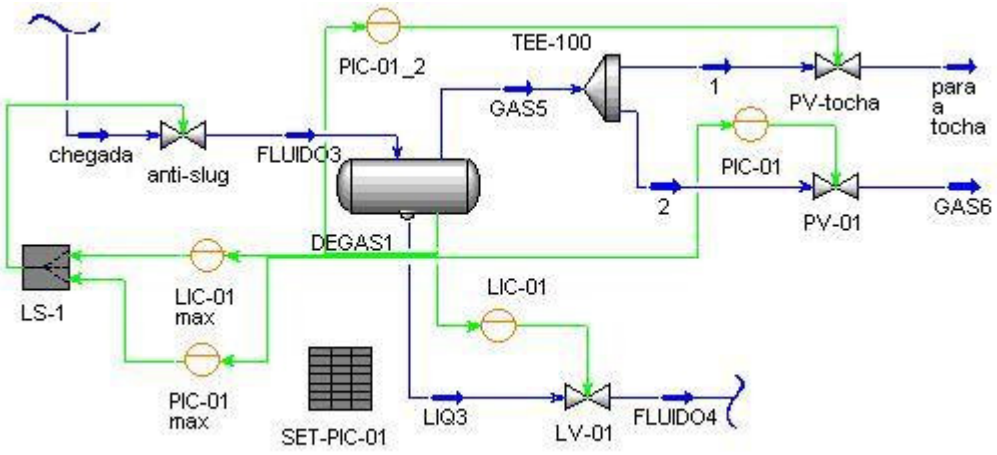

Figura 4.19 - Esquema utilizado para o CONTROLE 5

A Tabela 4.15 contém os parâmetros dos controladores de pressão:

Tabela 4.15 – Controladores de pressão

	PIC-01	**PIC-01 max**	**PIC-01_2**
set-points (kgf/cm²)	10 (se nível < 65%) 11 (se nível ≥ 65%)	11,5	12
Parâmetros utilizados	Kc = 3,14 Ti = 0,246 (conforme item 4.4.2)	Kc=1000	Kc = 5 Ti = 0,1

Esta configuração de controle apresentou resultados semelhantes ao CONTROLE 4, com variações de vazão de líquido e de pressão um pouco menores, porém com maior liberação de gás para o ambiente e ligeiramente menor produção de óleo. Adicionalmente, o CONTROLE 5 causa maior atuação da válvula *anti-slug*, sendo necessária maior freqüência de manutenção e menor vida útil.

- CONTROLE 6 – Por fim simulou-se uma configuração semelhante ao CONTROLE 5, com um controlador de pressão atuando na válvula *anti-slug*, porém sem a PV-tocha, buscando-se a redução da queima de gás. Esta foi considerada a melhor configuração de controle devido principalmente à significativa redução de queima de gás e menor investimento (um controlador e uma válvula a menos que as duas anteriores). Representa, porém, a menor vazão de produção de óleo e maior desgaste da válvula *anti-slug*. Na realidade, a vazão de produção de óleo não pode ser analisada simplesmente pelo gráfico obtido nas simulações, pois não foi configurado o sistema de intertravamento que poderia promover *shutdown* da planta. Para comparação, seria necessário verificar qual a máxima vazão média que se consegue trabalhar, sem atuação do sistema de segurança da planta.

O resumo dos casos simulados encontra-se na Tabela 4.16. Para facilitar a análise, foi utilizado um código de cores, no qual o verde indica os melhores valores, seguido do amarelo e laranja-claro. A cor laranja-escuro indica os piores resultados.

Tabela 4.16 - Resumo dos resultados das configurações analisadas

	SEM CONTROLE	CONTROLE 1	CONTROLE 2	CONTROLE 3	CONTROLE 4	CONTROLE 5	CONTROLE 6
Vazão média de óleo entre 0-150min.(bopd)	127971	134754	127213	126369	125314	125166	124722
Tempo para atolar o TANQUE LAVAGEM (min.)	151	97	140	176	220	242	253
Variação da vazão de líquido do DEGAS1 (m^3/h)	2942	4269	1902	2141	1090	1040	1285
Variação da vazão de líquido do DEGAS2 (m^3/h)	2448	4848	2740	823	573	493	410
Nível médio no DEGAS1	69	69	68	68	68	67	66
Nível máximo no DEGAS1	100	100	100	100	96	96	92
Nível médio no DEGAS2	70	85	76	68	66	66	65
Nível máximo no DEGAS2	100	100	100	88	72	75	75
Pressão média no DEGAS1	8.1	6.9	7.3	7.4	7.5	8.0	8.5
Pressão máxima no DEGAS1	15.7	15.3	12.1	14.1	13.3	13.0	14.0
Pressão mínima no DEGAS1	5.4	4.6	5.3	5.3	5.1	5.2	5.2
Área de oscilação em torno da média	147.2	173.7	154.7	149.2	145.1	127.6	133.2
Pressão média no DEGAS2	1.6	1.9	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5
Pressão máxima no DEGAS2	2.9	6.1	1.9	1.9	1.9	1.7	1.8
Pressão mínima no DEGAS2	1.4	1.3	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4
Área de oscilação em torno da média	7.5	22.8	5.7	5.3	5.0	4.5	5.6
Temperatura média após junção com reciclo (ºC)	37.8	37.3	37.6	38.0	38.1	38.2	38.8
Vazão média de gás do TANQUE (m^3/d)	13347	13450	12229	8394	7844	7927	7775
Vazão média de gás pela PV (m^3/d)	0	340580	256356	275913	259685	281895	0
Queima e dispersão atmosférica (m^3/d)	13347	354031	268585	284307	267529	289822	7775
Custo (PV para tocha,Válvula *anti-slug*)	não/não	sim/não	sim/não	sim/sim	sim/sim	sim/sim	não/sim

Os gráficos a seguir apresentam uma comparação entre os resultados SEM CONTROLE *ANTI-SLUG* (curvas laranjas) e com a alternativa CONTROLE 6 (curvas cinzas). As retas pontilhadas azuis correspondem aos *set-points* normais dos controladores.

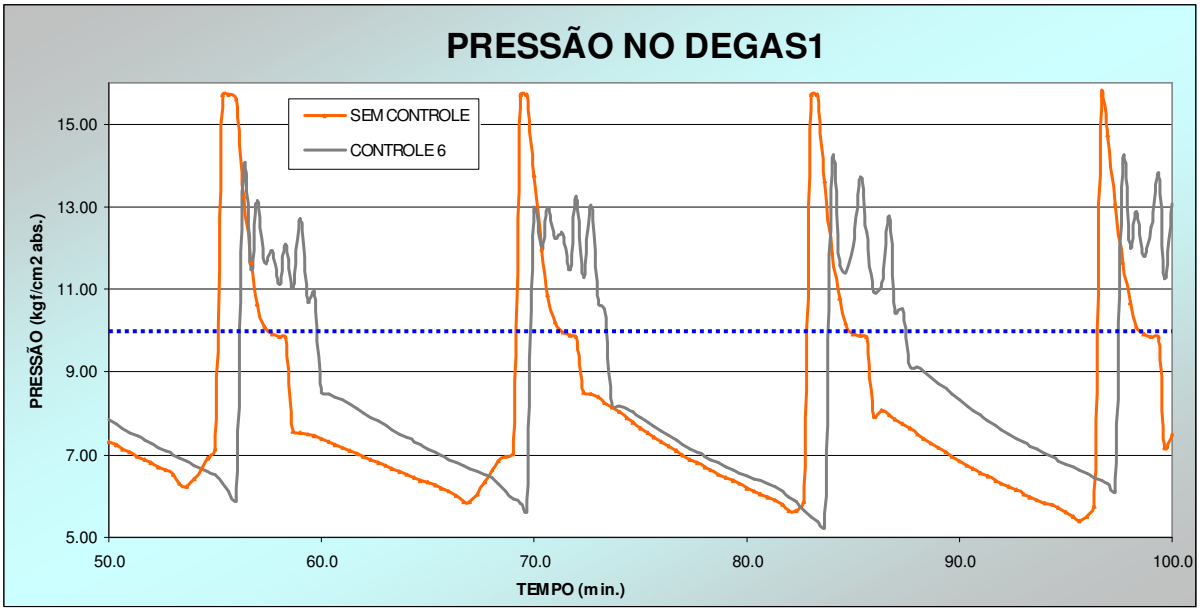

Figura 4.20 - Pressão no DEGAS1 (efeito do controle *ANTI-SLUG*)

É possível, com o novo controle, utilizar um nível de segurança de 15kgf/cm^2 para parada da planta e pressão de projeto do vaso ligeiramente superior.

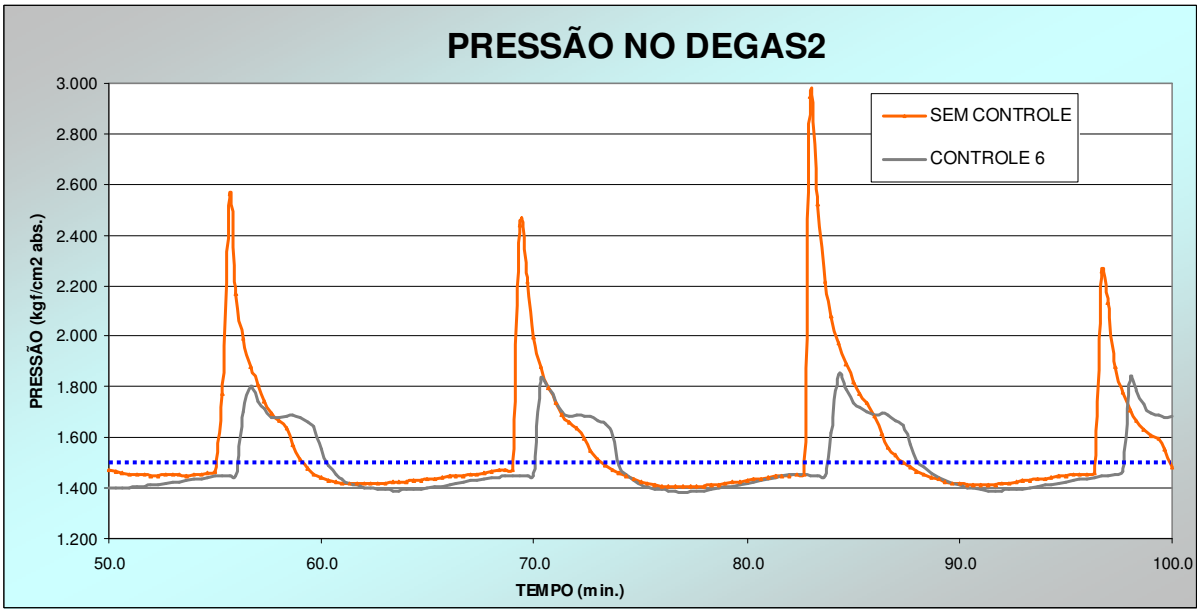

Figura 4.21 - Pressão no DEGAS2 (efeito do controle *ANTI-SLUG*)

Com o novo controle seria possível trabalhar com uma pressão de intertravamento de 2,2 kgf/cm^2 no DEGAS2, por exemplo.

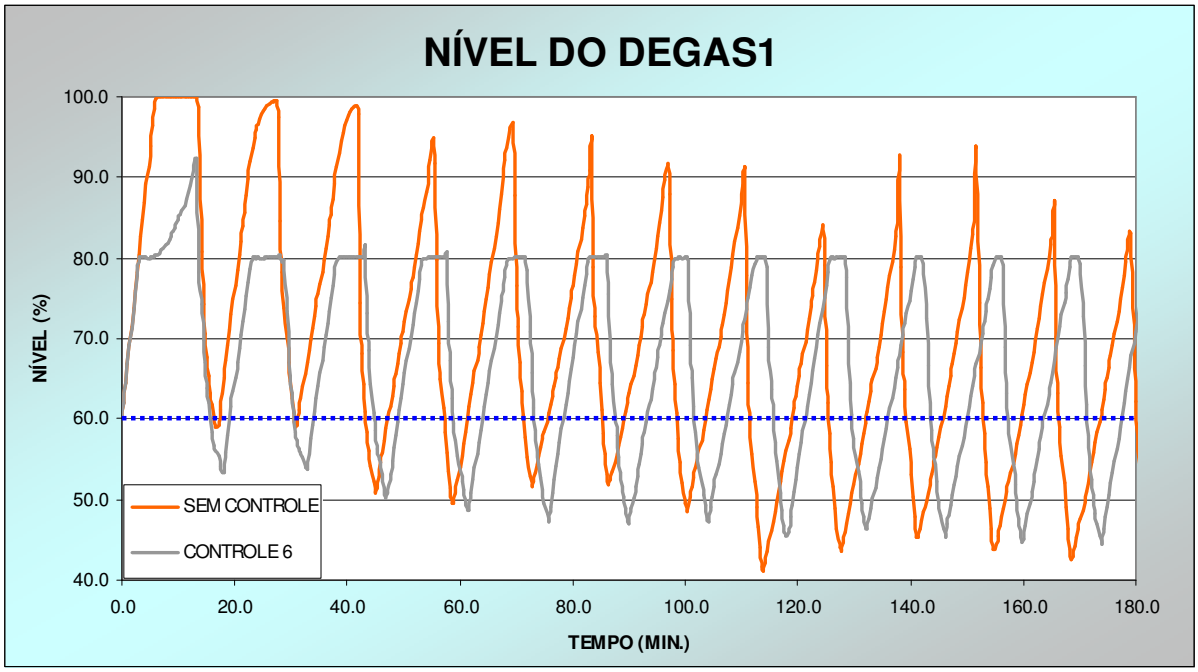

Figura 4.22 - Nível no DEGAS1 (efeito do controle *ANTI-SLUG*)

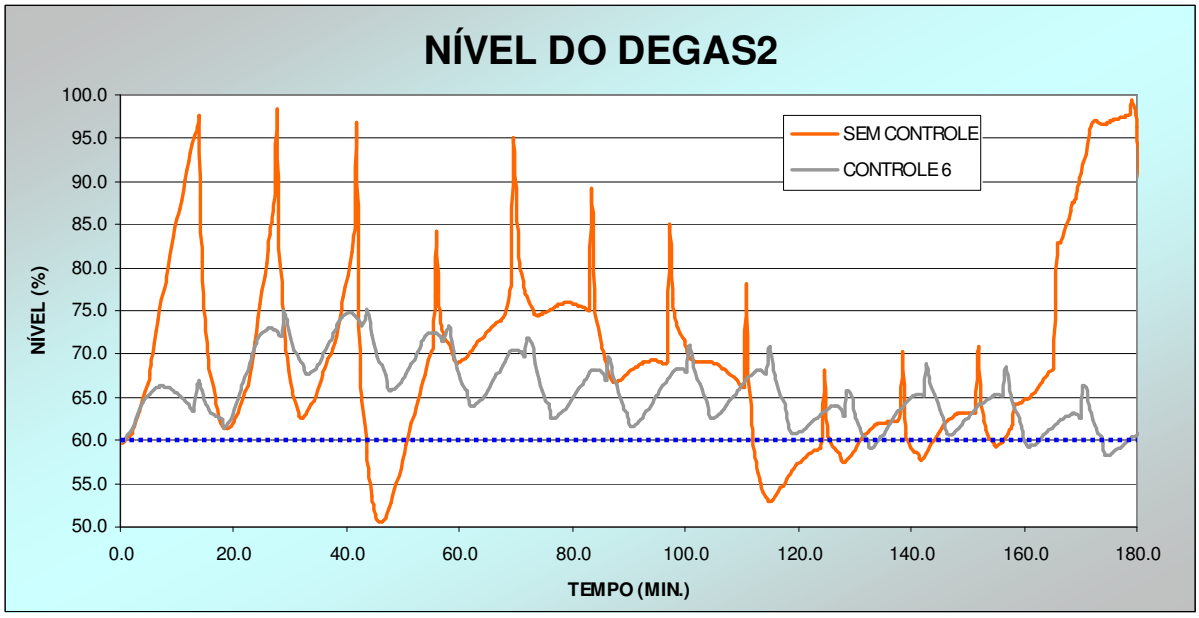

Figura 4.23 - Nível no DEGAS2 (efeito do controle *ANTI-SLUG*)

O sistema de segurança, em geral, utiliza sinais de níveis muito altos nestes vasos para parar a planta, evitando o envio de líquido para a tocha. Percebe-se que sem o

controle específico de golfadas, a parada da planta por nível muito alto seria inevitável tanto no DEGAS1 quanto no DEGAS2. No caso SEM CONTROLE *ANTI-SLUG*, o TANQUE LAVAGEM atingiu 100% de nível em aproximadamente 150 minutos, pouco depois observa-se o aumento do nível no DEGAS2. Devido ao atolamento do tanque, a PV-03, após 150 minutos, passa a direcionar óleo para o sistema de alívio da planta.

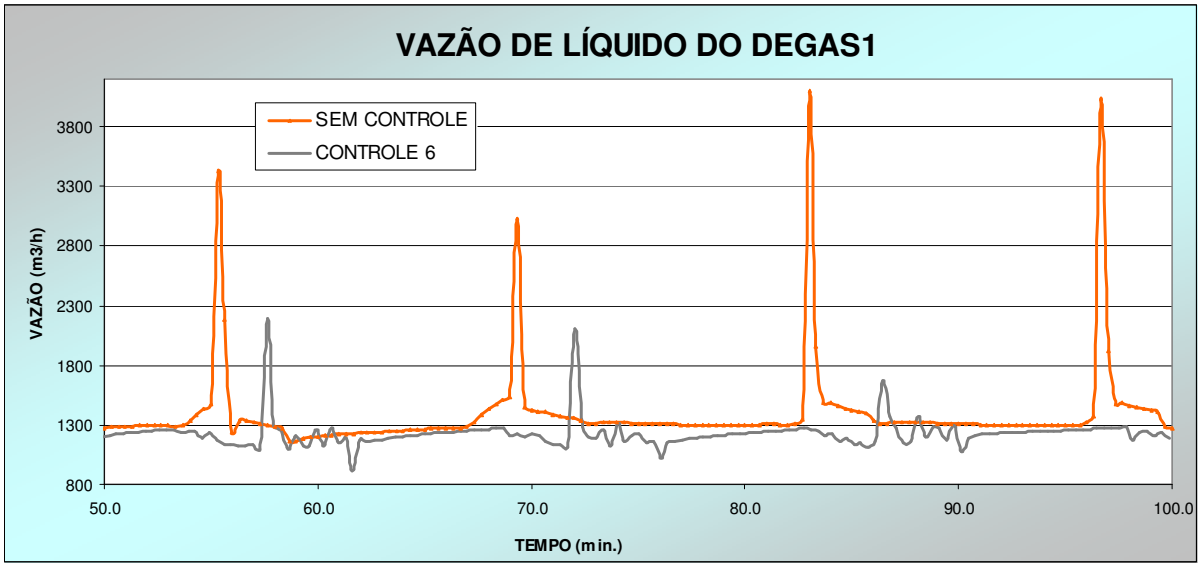

Figura 4.24 – Vazão de líquido no DEGAS1 (efeito do controle *ANTI-SLUG*)

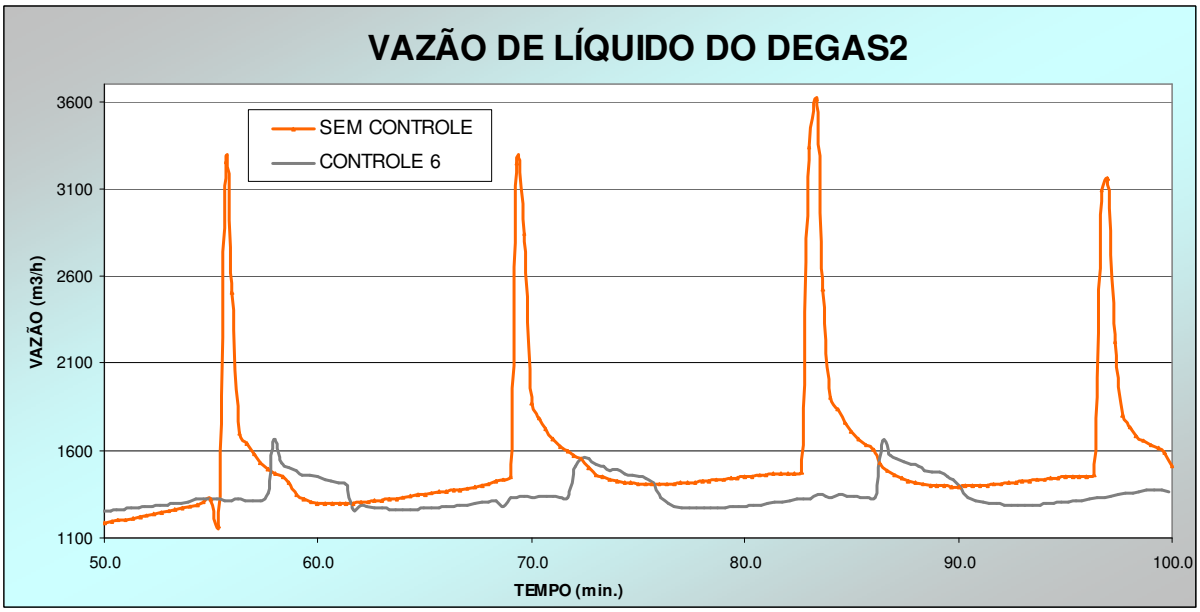

Figura 4.25 - Vazão de líquido no DEGAS2 (efeito do controle *ANTI-SLUG*)

Percebe-se pela Figura 4.24 e Figura 4.25, que o controle foi capaz de reduzir consideravelmente os picos de vazão da planta.

O controle também foi eficaz em reduzir a liberação de gás no tanque (Figura 4.26), porém deve-se ressaltar que o modelo somente considera a termodinâmica deste fenômeno, assumindo-se condições de equilíbrio. Certamente o resultado do controle é positivo em relação a este parâmetro, porém para uma melhor quantificação, uma análise que envolvesse a taxa de transferência de massa seria mais apropriada.

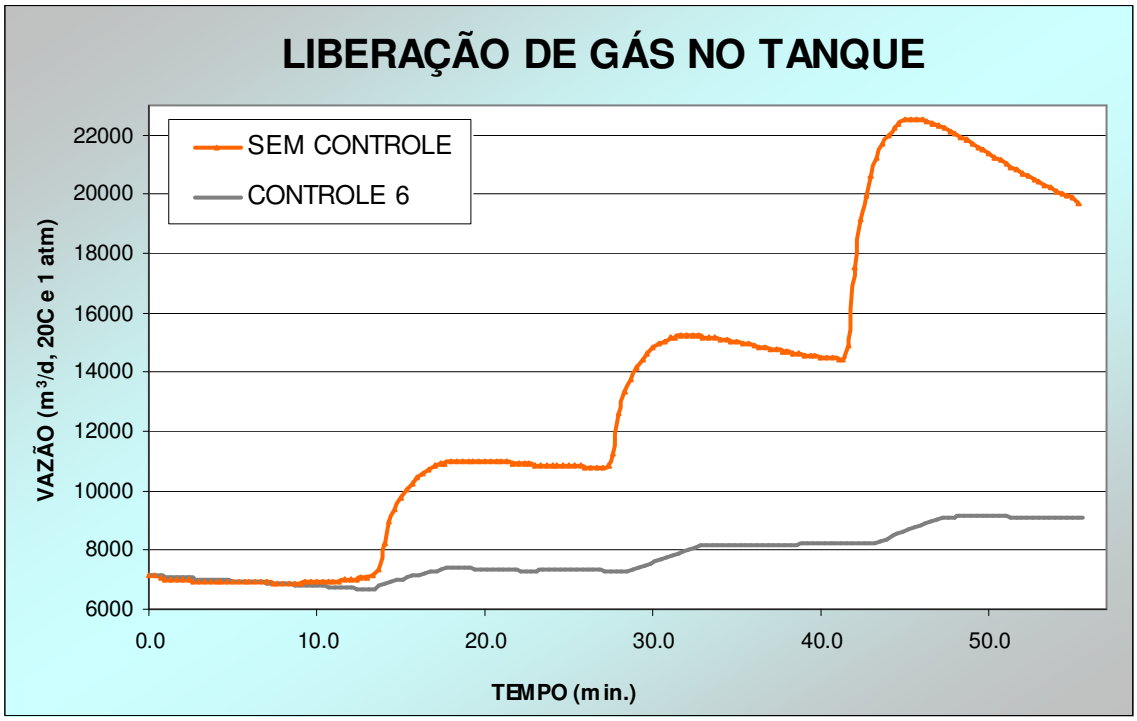

Figura 4.26 – Liberação de gás no TANQUE LAVAGEM (efeito do controle *ANTI-SLUG*)

A média de temperatura para CONTROLE 6 é de 38,8ºC e para SEM CONTROLE *ANTI-SLUG* é de 37,8ºC. Considerando-se que quanto maior a temperatura, melhor a recuperação de calor, há também vantagens energéticas para a proposta de controle apresentada.

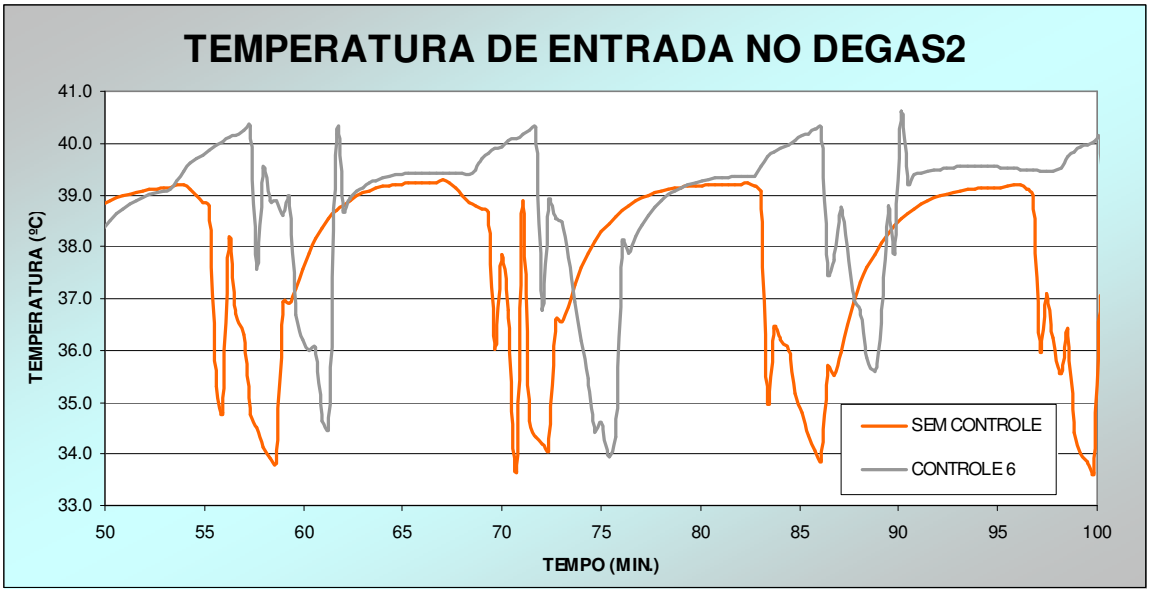

Figura 4.27 – Temperatura após junção com reciclo quente (efeito do controle *ANTI-SLUG*)

Verifica-se que, para reduzir as oscilações causadas no processo pelas golfadas, foi necessário reduzir a produção de óleo.

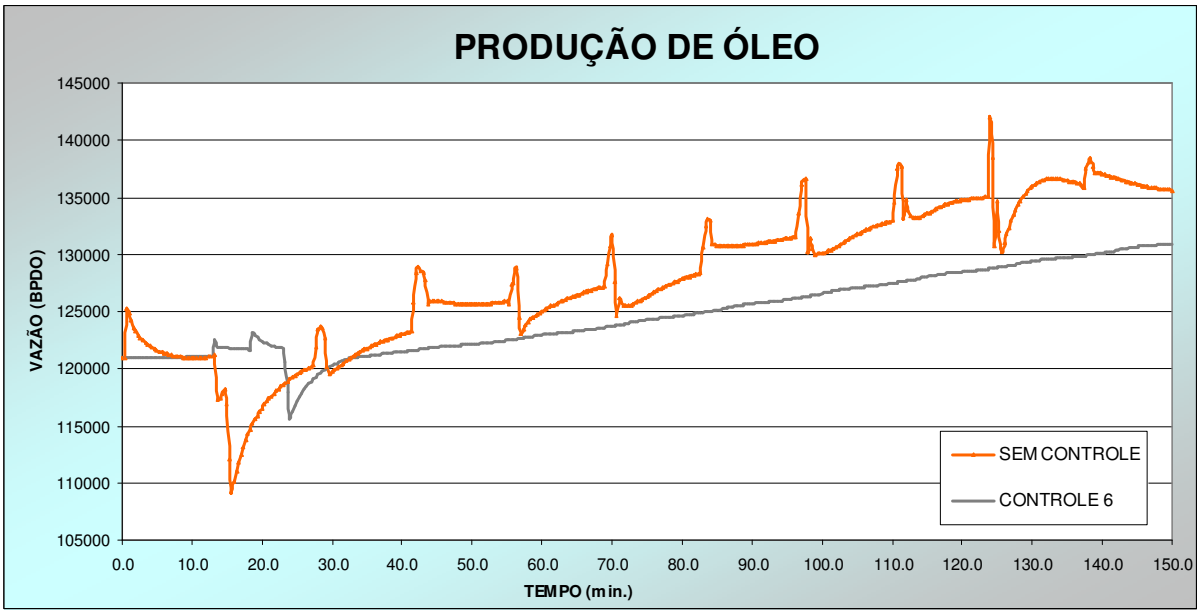

Figura 4.28 – Óleo produzido (efeito do controle *ANTI-SLUG*)

É importante esclarecer que esta foi uma análise preliminar, não considerando toda a planta. Provavelmente, com a inclusão dos compressores, o papel da PV-tocha teria maior importância para tentar evitar a parada da compressão. Além disso, a

planta foi dimensionada para 120.000 bpdo e todos os casos simulados estão fornecendo valores superiores de vazão. Eventualmente o TANQUE LAVAGEM atinge 100% de nível, mesmo com a LV 100% aberta e a bomba na máxima potência. As pressões dos vasos a jusante estão acima dos valores ideais de trabalho, pois a perda de carga em todo o sistema é maior, e os tempos de residência são menores também. Logo, pode-se afirmar que para a planta em análise seria necessária uma maior restrição de vazão na entrada, seja pela *choke*, seja pela válvula *anti-surge*.

Uma opção não avaliada nesta análise seria a utilização do controle por bandas para as variáveis de nível, especialmente nos dois primeiros vasos. A variação do ganho dos controladores, assumindo valores mais elevados nas proximidades dos limites aceitáveis para o nível de cada vaso, visa à estabilização da vazão de saída e pode trazer resultados significativos para a malha de controle. Este tipo de controle poderia ser utilizado em conjunto com a válvula *anti-slug*.

Evidenciou-se com o estudo que a simulação dinâmica de processo tem o potencial de auxiliar na decisão de qual estratégia de controle de golfadas utilizar, ressaltando-se que não foi objetivo chegar à solução ótima, que demandaria:

1. Otimizar os parâmetros dos controladores;
2. Simular a planta toda ou ao menos a compressão de gás;
3. Incluir na simulação as ações de intertravamento de segurança;
4. Acoplar a planta a um simulador dinâmico de escoamento para geração das golfadas.

Percebem-se, pela análise do conceito de controle apresentada, os benefícios de se realizar uma avaliação da estrutura de controle durante a fase de projeto. Ressalta-se, adicionalmente a existência de benefícios associados à sintonia de seus controladores, como demonstrado no início deste capítulo e no CASO 1.

5. CASO 3 – *STEAM EXPLOSION*

O objetivo deste estudo de caso é tentar simular o fenômeno de *steam explosion*, verificando-se a influência de diversas variáveis nesta ocorrência.

5.1. Fluxograma de Processo, Condições de Projeto

Para este caso, foram configuradas duas simulações, uma contendo apenas o sistema de tratamento de óleo (*caso simples*), representando plantas aonde a temperatura só ultrapassa 100ºC após a separação, e outra incluindo também o sistema de separação (*caso completo*), representando plantas nas quais as temperaturas de separação e tratamento são equivalentemente altas. As composições utilizadas são misturas de fluidos de campos reais da PETROBRAS, de forma que são dados possíveis de ocorrer, mas preservam-se dados específicos de campos existentes.

A Tabela 5.1 apresenta a composição do fluido utilizada na entrada do tratamento de óleo, após a separação inicial das fases, para o *caso simples*, sendo que C_{12}+ e C_{20}+ correspondem a frações pesadas de dois campos, modeladas como hidrocarbonetos hipotéticos de peso molecular 753 e 475 g/mol e massa específica 977 e 1012 kg/m^3, respectivamente.

Tabela 5.1 - Composição de entrada no tratador - *caso simples* (%molar)

H_2O 64,44	**N_2** 0,01	**Metano** 1,04	**Etano** 0,16	**Propano** 0,31
i-**Butano** 0,11	**n-Butano** 0,23	**i-Pentano** 0,19	**n-Pentano** 0,14	n-**Hexano** 0,46
n-Heptano 0,69	n-**Octano** 1,26	**n-Nonano** 1,06	**n-Decano** 1,84	**n-C_{11}** 1,24
n-C_{12} 0,61	**n-C_{13}** 0,86	**n-C_{14}** 0,57	**n-C_{15}** 0,71	**n-C_{16}** 0,62
n-C_{17} 0,53	**n-C_{18}** 0,51	**n-C_{19}** 0,35	**C_{12}+** 9,16	**C_{20}+** 12,90

Já a composição do fluido que chega à plataforma no caso completo encontra-se na Tabela 5.2, sendo que o hidrocarboneto hipotético C20++ apresenta peso molecular 660 g/mol e massa específica 1016 kg/m3.

Tabela 5.2 - Composição de entrada no separador - *caso completo* (%molar)

H_2O 58,36	**N_2** 0,06	**CO_2** 3,83	**Metano** 13,10	**Etano** 0,18	**Propano** 0,07
n-Butano 0,04	**i-Pentano** 0,01	**n-Pentano** 0,02	n-**Hexano** 0,01	**n-Heptano** 0,00	n-**Octano** 0,00
n-Nonano 0,01	**n-Decano** 0,10	**n-C_{11}** 0,25	**n-C_{12}** 0,37	**n-C_{13}** 0,60	**n-C_{14}** 0,70
n-C_{15} 0,93	**n-C_{16}** 0,69	**n-C_{17}** 0,64	**n-C_{18}** 0,76	**n-C_{19}** 0,57	**C_{20}++** 18,70

Conforme se pode verificar na Tabela 5.3, este caso apresentou menor BSW (percentual volumétrico de água) na entrada do tratador eletrostático e maior densidade do óleo tratado do que o caso simples.

Tabela 5.3 – Propriedades dos fluidos produzidos

	Caso Simples	***Caso Completo***	
Peso molecular do óleo que deixa o T.O.	376	545	kg/kmol
Massa esp. do óleo que deixa o T.O.	873	901	kg/m^3
Percentual de água na entrada do T.O.	6.9	3.0	% vol.

Ambos os casos, porém, produzem óleos pesados, razão pela qual é necessária a utilização de temperaturas de processamento superiores a 100ºC. Destaca-se que, para o óleo mais denso, além do tratamento, a separação também necessita de temperatura de processamento superior a 100ºC.

Para simular o fenômeno de *steam explosion*, optou-se por utilizar o pacote termodinâmico PRSV, que segundo a "ajuda" do HYSYS_2004.2 corresponde a modificações no Peng Robinson, estendendo o método para sistemas moderadamente não ideais. A simulação considera água doce e ignora a possibilidade de existência de um equilíbrio meta-estável.

As linhas e equipamentos modelados para o *caso simples* encontram-se na Figura 5.1 e para o *caso completo*, na Figura 5.2.

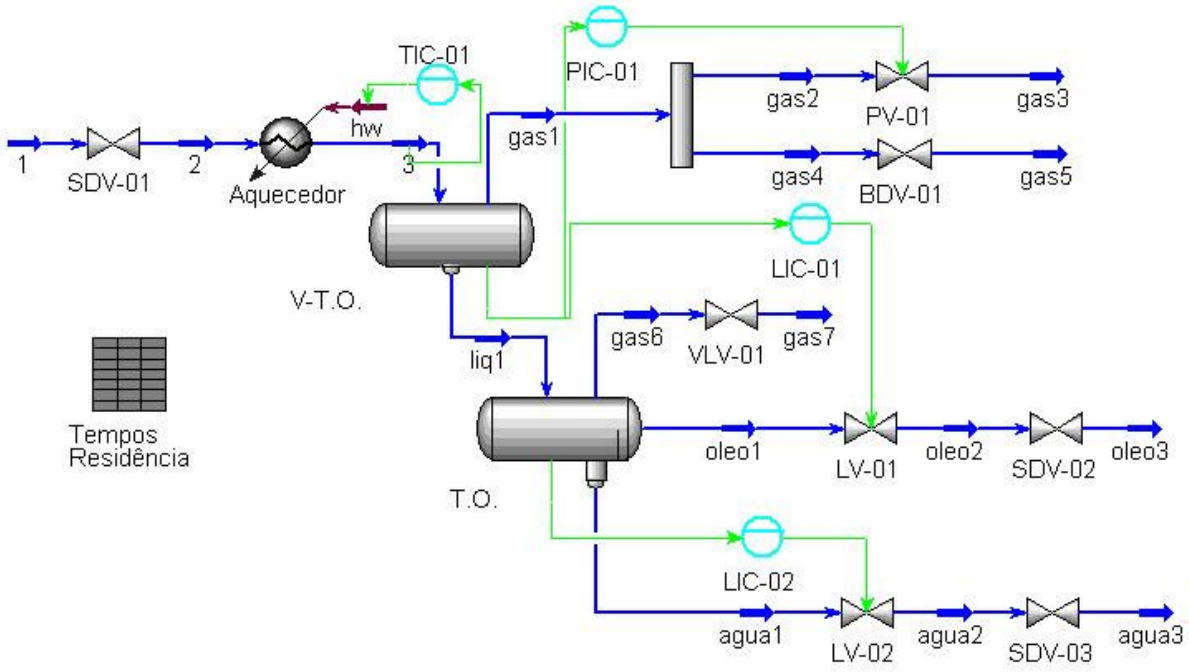

Figura 5.1 - Equipamentos e linhas modelados para o *caso simples*

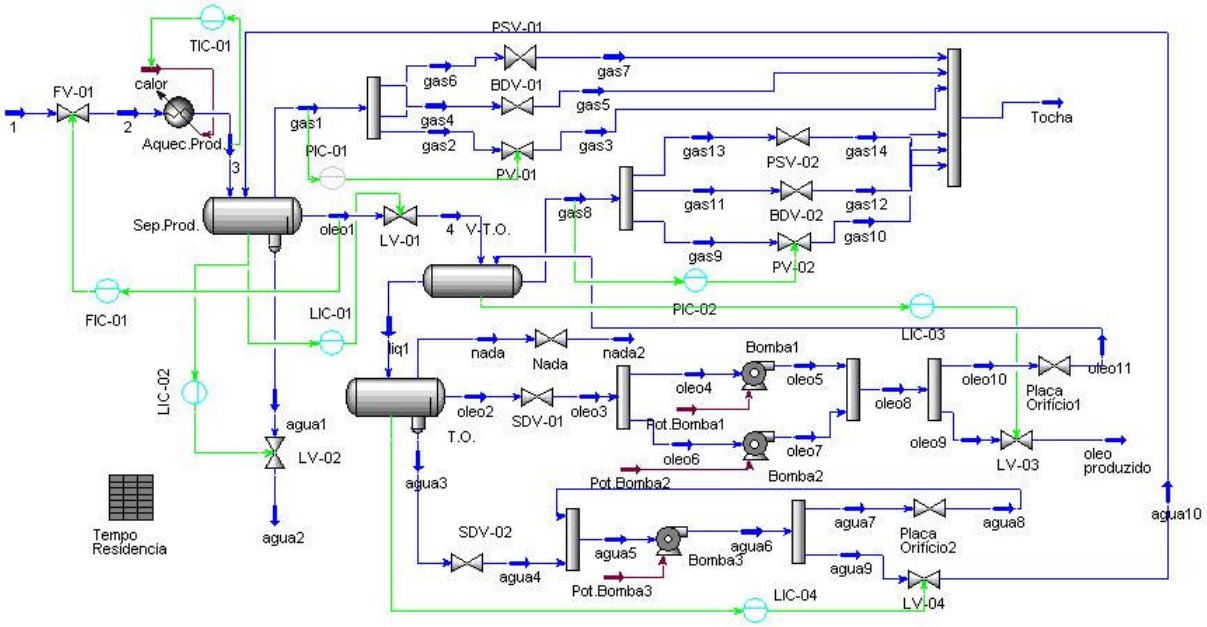

Figura 5.2 - Equipamentos e linhas modelados para o *caso completo*

Além dos vasos, aquecedor, válvulas de controle e SDVs, observa-se que, no *caso completo*, foram inseridos:

- o reciclo de água (prática comum para que toda a água produzida seja originária do mesmo equipamento, no caso, o separador de produção);
- bombas, com suas curvas e recirculação de fluxo mínimo;
- PSVs nos vasos;

Em ambos os casos a sintonia de controle não foi otimizada, já que a idéia é avaliar o transiente de uma planta estável submetida à despressurização automática. Neste cenário dinâmico, o papel do controle foi exclusivamente de possibilitar a simulação da planta.

Adicionalmente, destacam-se os seguintes aspectos na implementação:

- As elevações dos equipamentos e bocais dos vasos foram considerados em ambos os casos;
- Não foi considerada perda para o ambiente, o que é realista uma vez que, para conservação de energia e proteção pessoal, todas as linhas e vasos deste sistema possuem isolamento;
- Na simulação foi considerado um tamanho de passo bastante reduzido, de 0,05 segundos, para verificar o fenômeno (*steam explosion*) e, reduzir os erros de simulação de variação brusca de pressão, por exemplo, que o fenômeno pudesse gerar.
- Na configuração original do simulador busca-se otimizar o tempo de processamento resolvendo as equações de equilíbrio de fases e composição a cada dez iterações. Nos demais estudos de casos deste trabalho, os erros são desprezíveis. Neste caso, como a variação da pressão é relativamente rápida e ampla, com mudanças grandes também na composição, optou-se por configurar o simulador de forma que as equações de equilíbrio de fases fossem resolvidas a cada quatro iterações.

A Figura 5.3 apresenta opções adicionais de integração adotadas para reduzir os erros nas simulações de despressurização.

Em ambos os casos (*simples* e *completo*) o procedimento foi verificar que o modelo estivesse estável e, em seguida, acionar uma sequência de eventos, a saber:

t1 – Parar as bombas, se existentes, fechar todas as SDVs, colocar controladores em manual e fechar todas as válvulas de controle;

t2 – Abrir BDVs;

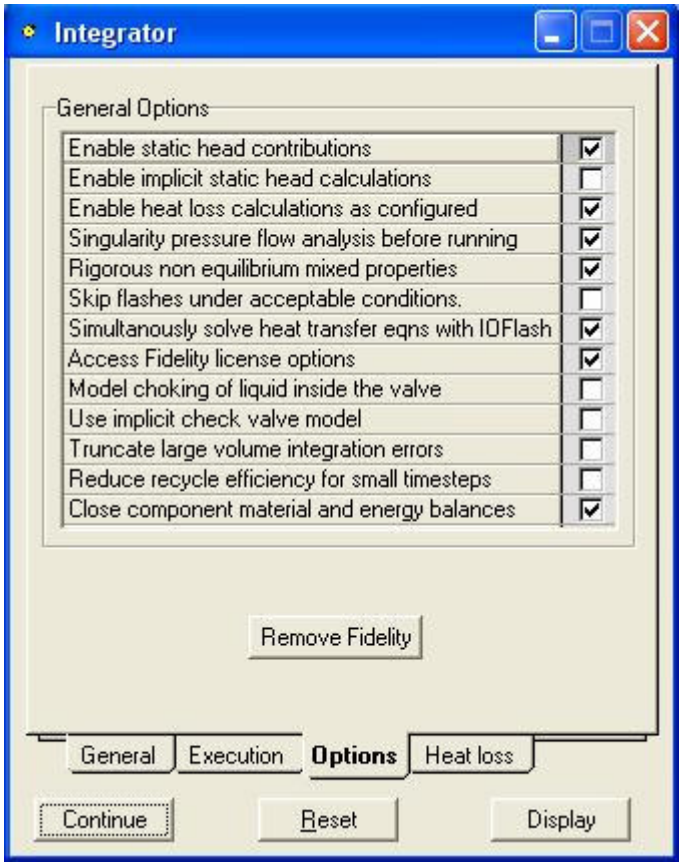

Figura 5.3 - Opções do integrador para o caso 3

5.2. Dimensionamento dos Equipamentos

As válvulas de controle foram dimensionadas de forma a estarem, na condição estável inicial, com abertura em 40 e 60%. O tamanho das SDVs foi definido para fornecer uma perda de carga inferior a 0,2 kgf/cm^2. As BDVs foram dimensionadas para uma despressurização dos vasos até 2 kgf/cm^2 em aproximadamente

10 minutos. A influência do tamanho da BDV, bem como da contra-pressão, é abordada no item 5.6.

A contra-pressão do sistema de alívio do *caso completo* é de 143 kPa e do *caso simples* de 120 kPa.

Na condição inicial, o tempo de residência de líquido nos dois V-T.O.s (vasos dos tratadores de óleo) é de 2 minutos, já o dos T.O.s (tratadores de óleo) é de aproximadamente 30 minutos. Para o Sep.Prod. (separador de produção) o tempo de residência é de 10 minutos na condição estável inicial. Adicionalmente, optou-se por utilizar relações L/D (comprimento/diâmetro) nos vasos no *caso simples* bem maiores (6,5 a 7,5) do que no *caso completo* (2,3 a 3,8), aonde a RGO é bastante superior.

As condições operacionais dos vasos em cada caso são bastante diferentes, como se pode observar na Tabela 5.4.

Tabela 5.4 - Condições operacionais do vasos

	Caso Simples	***Caso Completo***	
Pressão Sep.Prod.		11.2	kgf/cm^2
Temperatura Sep.Prod.		140	ºC
Vazão de entrada Sep.Prod.		521	kmol/h
Nível Sep.Prod.		55	%
Pressão V-T.O.	8.67	3.58	kgf/cm^2
Temperatura V-T.O.	120	134	ºC
Vazão de entrada V-T.O.	2962	252	kmol/h
Nível V-T.O.	70	45	%
Pressão T.O.	8.71	3.64	kgf/cm^2
Temperatura T.O.	120	134	ºC
Vazão de entrada T.O.	2941	227	kmol/h
Nível total T.O.	100	100	%
Nível água T.O.	40	25	%

As diferenças de temperatura são devido à característica do óleo, pois o óleo mais pesado requer temperatura mais elevada. A diferença de nível e da relação L/D no V-T.O. proporciona o mesmo tempo de residência do líquido em ambos os vasos e aproximadamente mesma velocidade do gás, cuja proporção é bastante superior no *caso completo*. O nível de interface água-óleo no T.O. do *caso simples* é mais alto, pois a proporção de água que entra neste vaso é também maior neste caso.

A maior diferença de condição operacional é, provavelmente, a pressão do conjunto V-T.O. e T.O.. A pressão mais elevada no *caso simples* indica que, após o tratamento para a remoção de água do óleo, este seguirá ainda para um vaso de estabilização e recuperação adicional de gás. Já no *caso completo*, é necessário somente um resfriamento adicional para garantir que o óleo esteja pronto para ser estocado, sem risco de evaporação nos tanques de carga. Ambas as configurações são existentes na indústria do petróleo.

Foram inseridas curvas de "head" e eficiência para as bombas, no *caso completo*, que se encontram Figura 5.4. As placas de orifício têm a função de garantir o fluxo mínimo para as bombas.

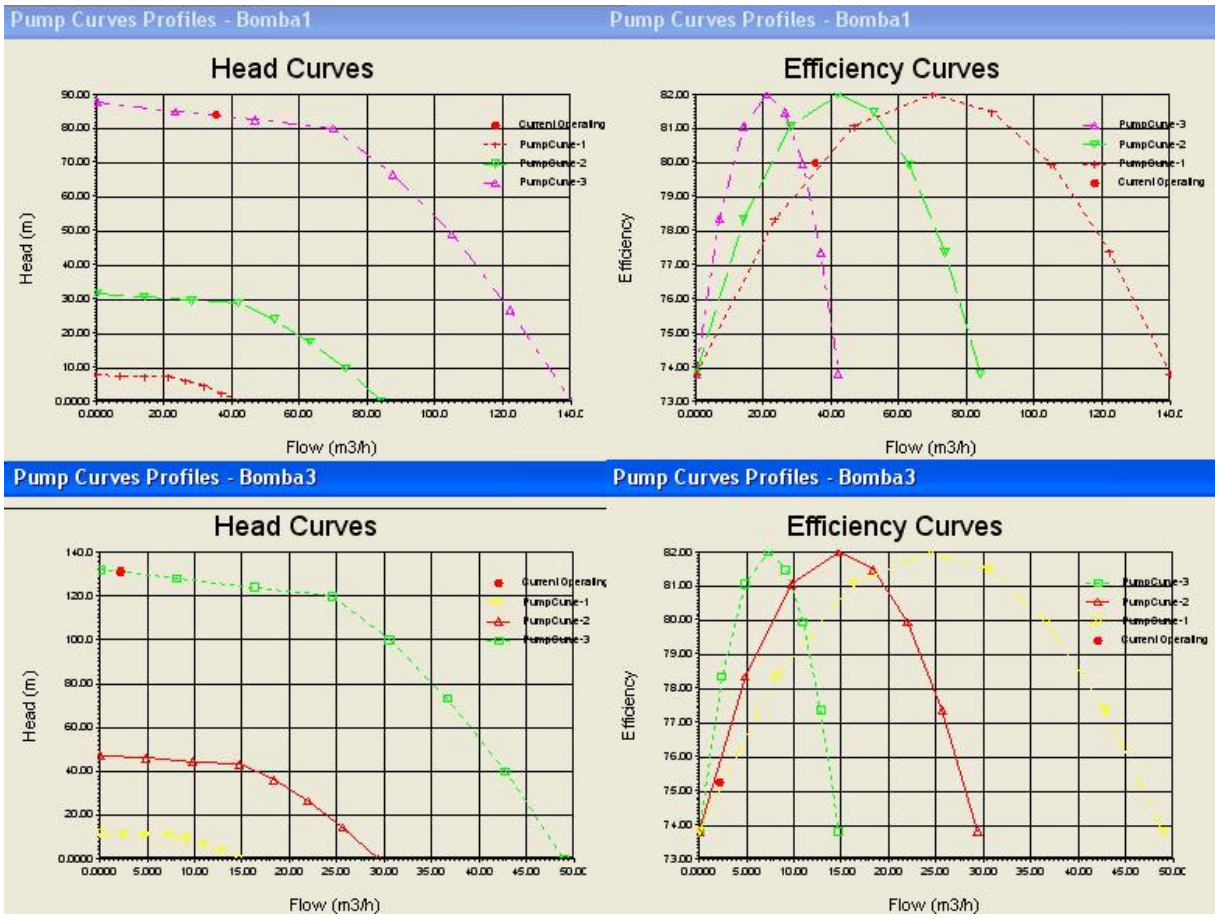

Figura 5.4 - Curvas das Bombas 1 e 2 (acima) e da Bomba 3 (embaixo)

Os aquecedores foram dimensionados de forma a fornecerem, na condição estável inicial, uma perda de carga de aproximadamente 100 kPa. Para o *caso completo* foi considerado um volume de *holdup* de 0,1 m^3 e para o *caso simples*, cuja vazão é bem maior, de 2 m^3.

5.3. Resultados do *Caso Simples*

Foi detectado, durante a despressurização dos vasos, o potencial de *steam explosion* conforme pode-se observar na Figura 5.5.

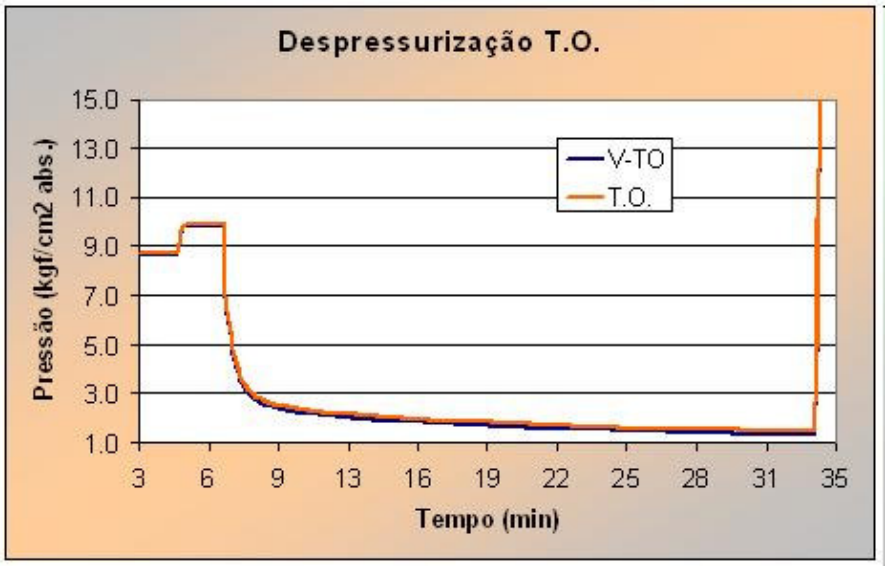

Figura 5.5 - Pressão do T.O e V-T.O. durante despressurização dos vasos

O aumento de pressão no início do procedimento provavelmente é devido ao fato das válvulas terem tamanhos e aberturas iniciais diferentes. Logo, mesmo colocando a mesma taxa de fechamento para todas as válvulas (4%/segundo), existe um acúmulo de massa no sistema antes do isolamento completo da planta.

No momento do pico de pressão, o simulador acusa erro numérico devido ao aumento súbito de pressão. Considerou-se que, devido ao erro numérico, o valor de pressão máximo não é um dado confiável, porém existe um forte indicativo da possibilidade de ocorrência do fenômeno nestas condições.

A Figura 5.6 apresenta a variação da temperatura nos dois vasos neste mesmo intervalo. Percebe-se que a temperatura nos vasos caiu de 12 a 15ºC, porém, esta queda não foi suficiente para evitar que a pressão de saturação fosse atingida durante a despressurização.

Pressões de saturação da água doce, entre as temperaturas de 104 e 120ºC, foram obtidas a partir do simulador, utilizando-se o mesmo pacote termodinâmico (PRSV).

Os resultados permitiram o ajuste da correlação reportada na Equação 5.1 (R^2=0,9998):

$$Psat = 0{,}0385e^{0{,}0331T} \quad \text{(com Psat em kgf/cm}^2\text{ abs e T em ºC)} \qquad (5.1)$$

A relação da pressão de operação do V-T.O. (Figura 5.7) e do T.O. (Figura 5.8) com a pressão de saturação da água, obtida pela Equação 5.1, na temperatura de operação de cada vaso também são apresentados.

A evolução da fração molar de água na fase gás acumulada no V-T.O. pode ser acompanhada na Figura 5.9.

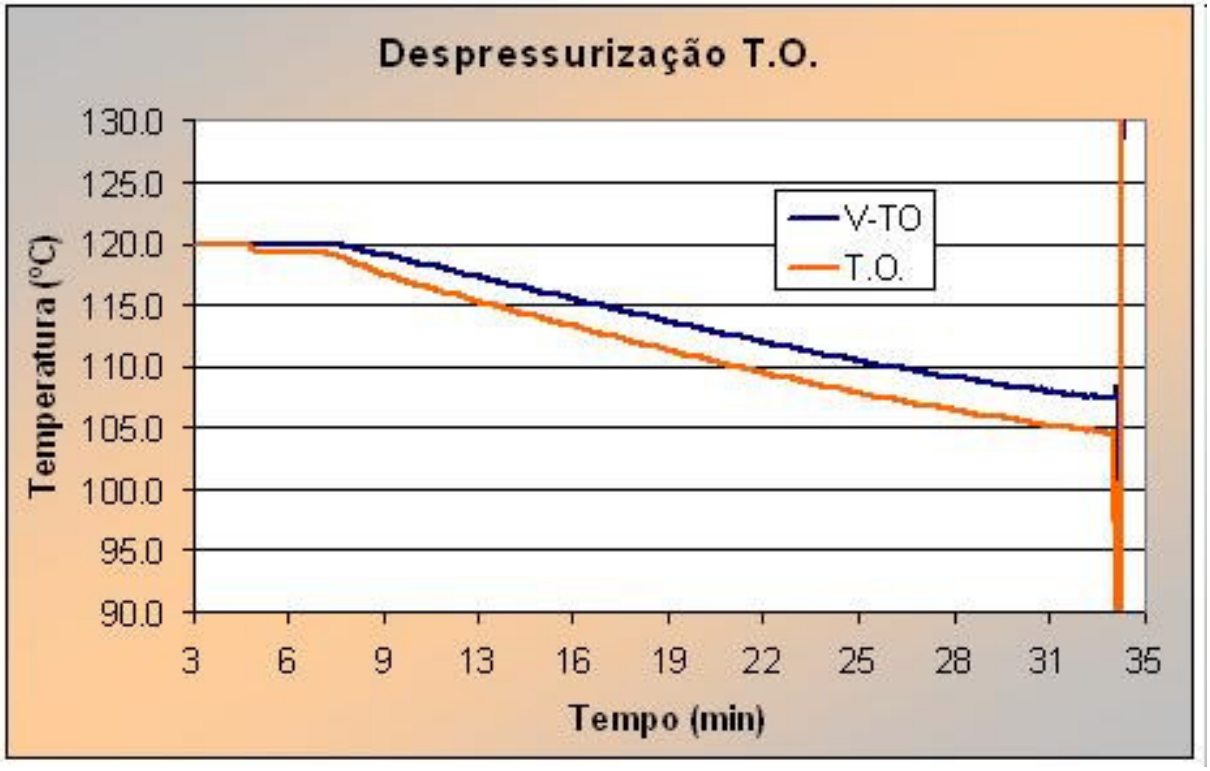

Figura 5.6 – Temperatura do T.O e V-T.O. durante despressurização dos vasos

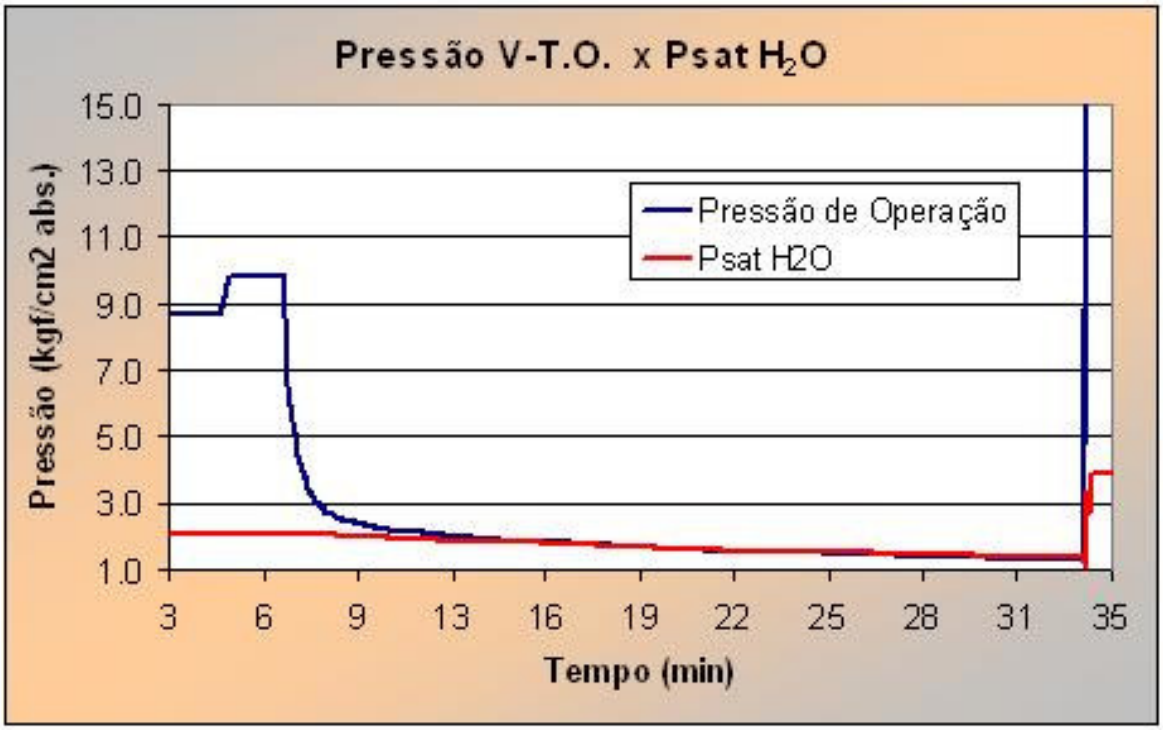

Figura 5.7 – Pressão de operação e de saturação no V-T.O.

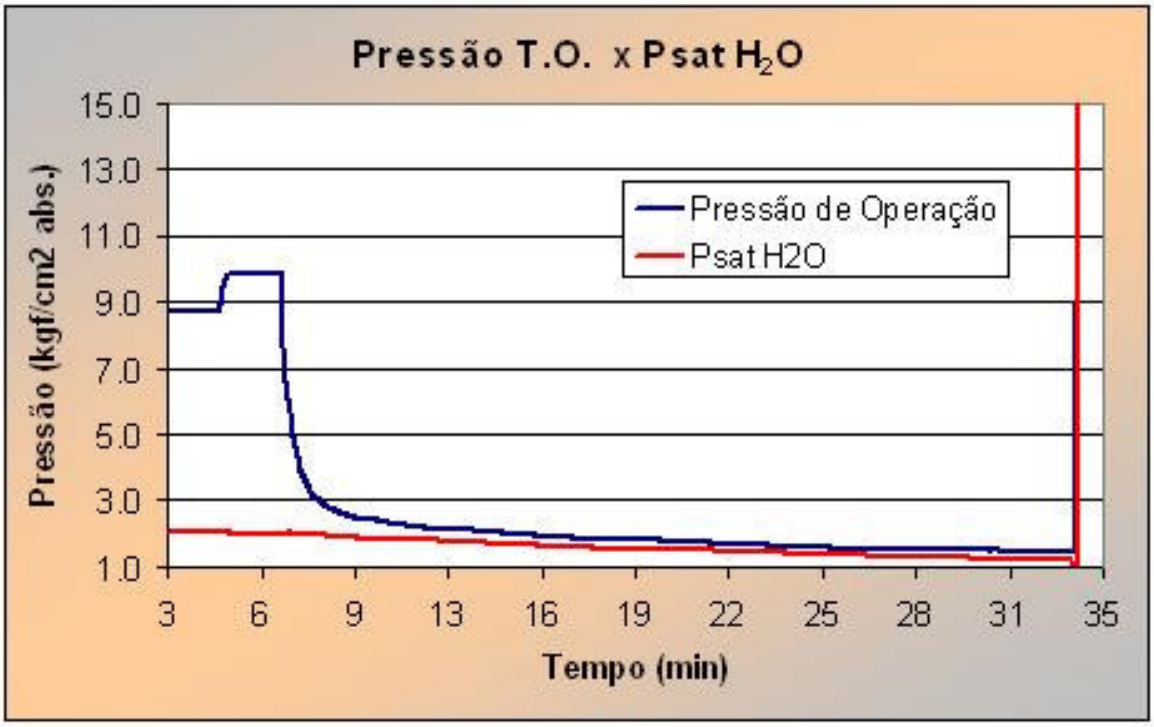

Figura 5.8 – Pressão de operação e de saturação no T.O.

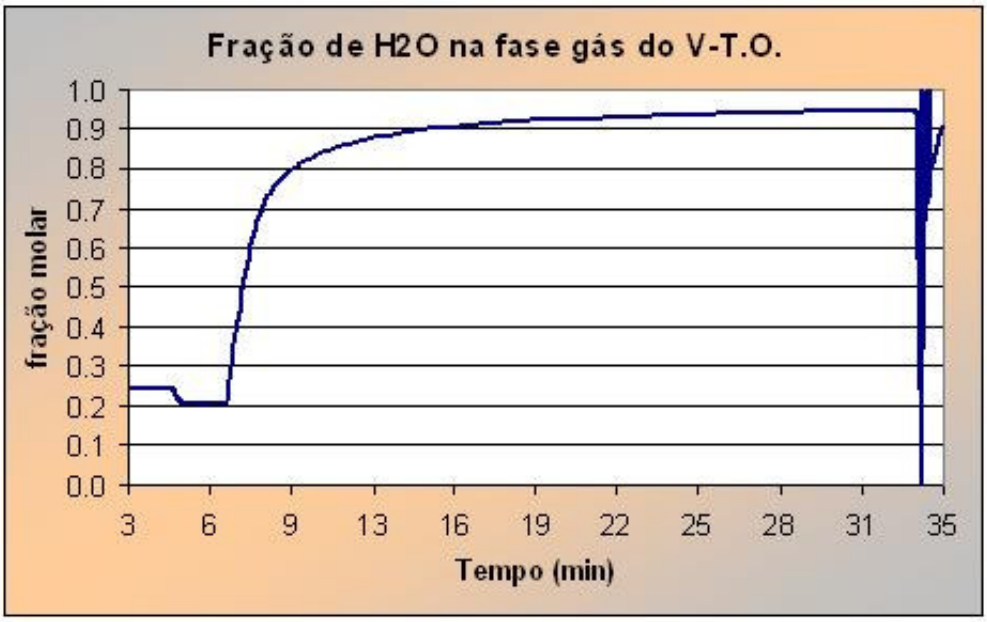

Figura 5.9 – Fração de água no gás contido no V-T.O.

5.4. Resultados do *Caso Completo*

Foi detectado o potencial de *steam explosion* pelo simulador na despressurização do conjunto T.O. e V-T.O., conforme se pode observar na Figura 5.10.

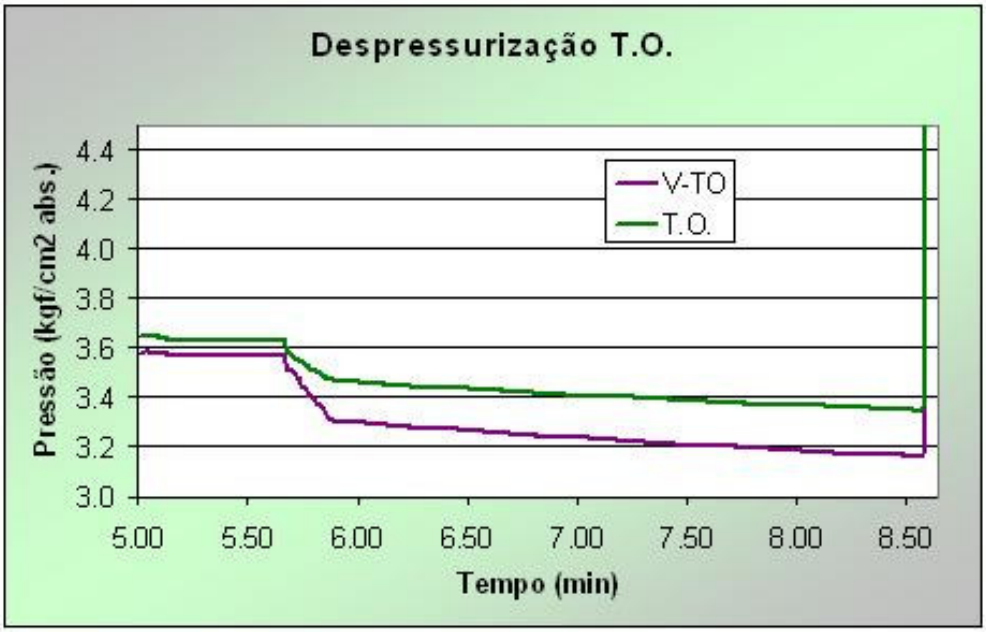

Figura 5.10 – Pressão do T.O. e V-T.O. durante despresurização dos vasos

A Figura 5.11 apresenta a variação de temperatura durante a despressurização, que, neste caso, é inferior a 0,5ºC. Um dos fatores para esta queda bem inferior à do *caso simples* é a razão entre a pressão inicial do vaso e a contra-pressão do sistema de alívio substancial menor, levando a um efeito Joule-Thompson bem menos acentuado. A influência da composição do fluido neste fenômeno também é investigada no item 5.6.

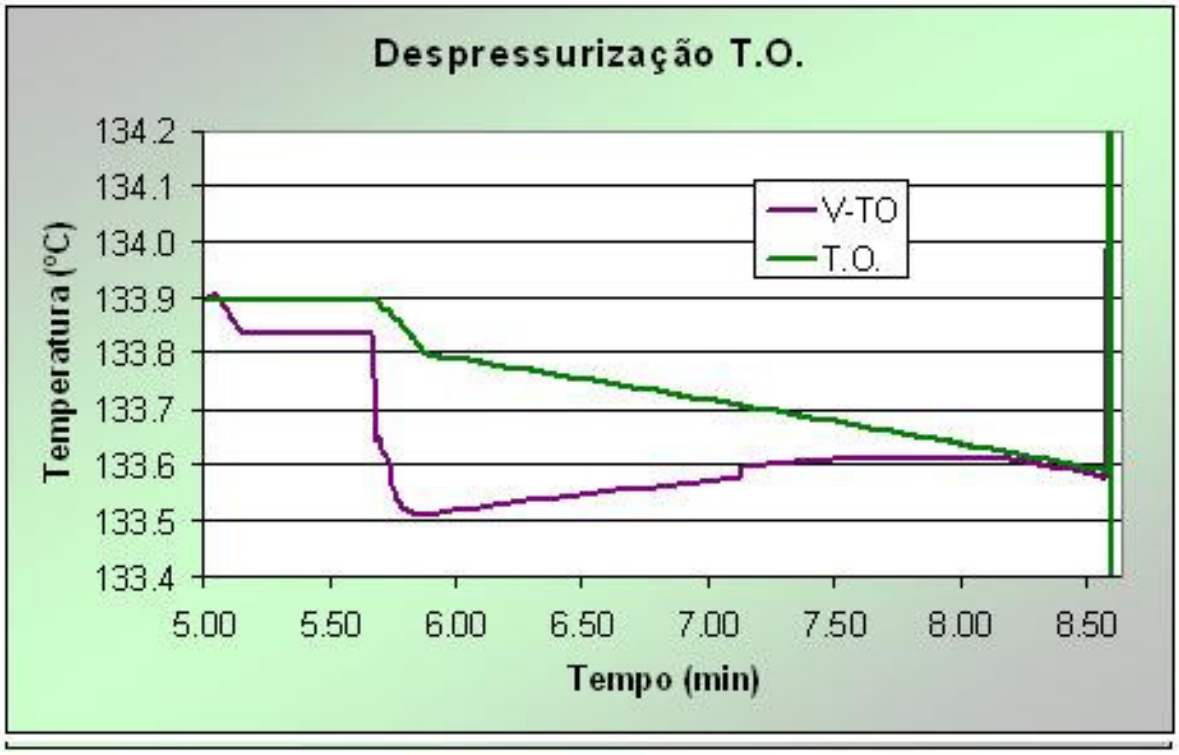

Figura 5.11 – Temperatura do T.O. e V-T.O. durante despresurização dos vasos

Para possibilitar a verificação da despressurização do separador de produção, optou-se por manter a BDV do conjunto T.O. e V-T.O. fechada e abrir somente a do separador. Observa-se que próximo ao tempo de 22 minutos, a pressão, a montante da BDV, atinge o valor especificado para a contra-pressão do sistema, de 143 kPa. Na prática, a contra-pressão não é fixa, caindo ao longo da despressurização. Portanto, aproximadamente 25 minutos após o início da despressurização, a contra-pressão foi alterada para atmosférica. Contudo, não foi possível detectar o fenômeno nesta simulação, não ocorrendo, em momento algum, o pico de pressão no separador de produção, como se pode observar na Figura 5.12.

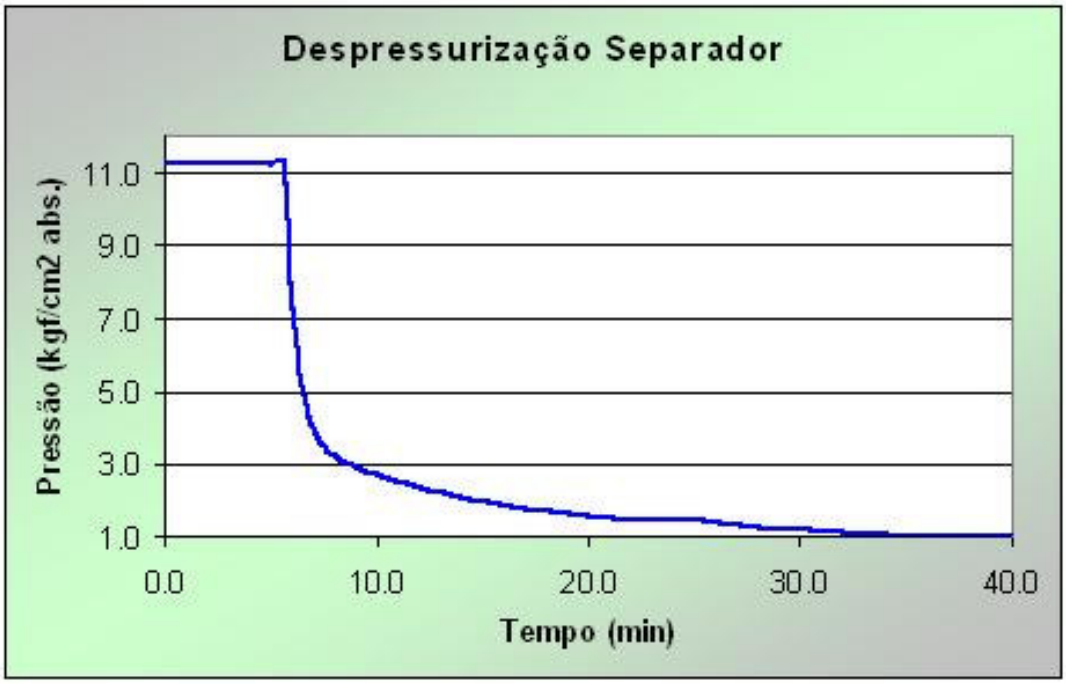

Figura 5.12 - Pressão do Sep.Prod. durante sua despressurização

A queda de temperatura neste caso é substancial (40ºC), conforme Figura 5.13, atribuída a: a maior razão entre a pressão inicial do vaso e a contra-pressão do sistema de alívio, e a maior quantidade de gás contida no vaso..

Figura 5.13 - Temperatura do Sep.Prod. durante sua despressurização

Sem dúvida, pode-se concluir que o risco do fenômeno ocorrer no V-T.O. e no T.O. é muito maior do que no separador de produção. Porém, apesar da simulação não ter mostrado a ocorrência do pico de pressão, atingiu-se pressões equivalentes à pressão de saturação da água nas condições de operação, conforme apresentado no gráfico da Figura 5.14.

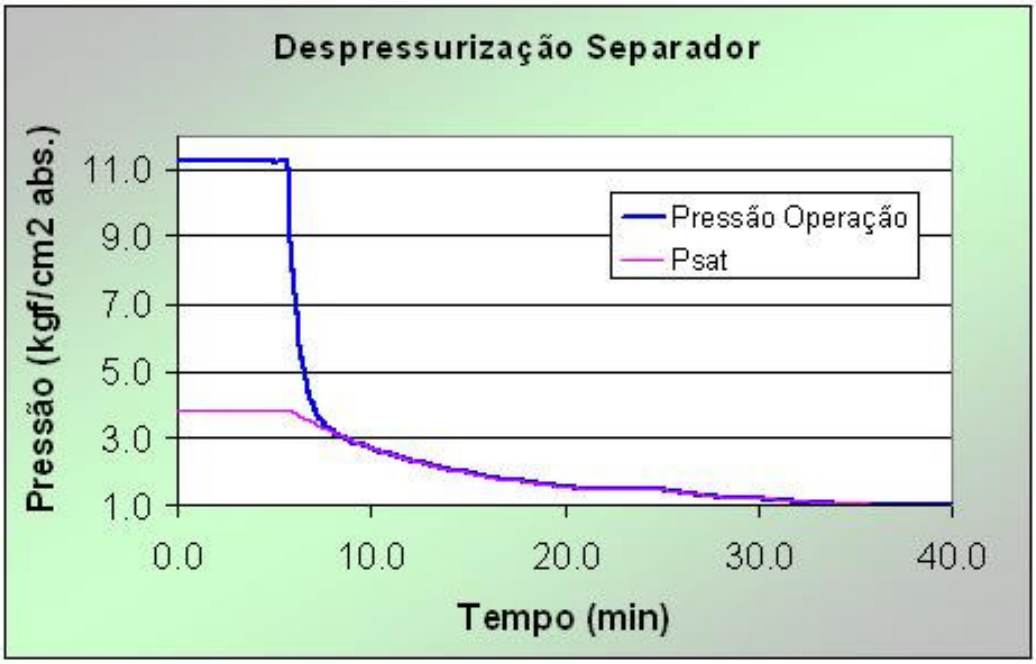

Figura 5.14 - Pressão de operação e de saturação do Sep.Prod.

Na Equação 5.2, a pressão de saturação é correlacionada (R^2=0,9998) a valores obtidos com o pacote PRSV para temperaturas entre 99 e 133ºC:

$$Psat = 0{,}0426e^{0{,}0322T} \quad \text{(com Psat em kgf/cm}^2\text{ abs e T em ºC)} \qquad (5.2)$$

Comparando-se a despressurização do conjunto V-T.O. e T.O. com a do separador de produção, percebe-se que, no segundo, a temperatura cai mais rapidamente, de forma que a água mais fria tende a se manter no estado líquido, porém em valores muito próximos à pressão de saturação da água ao longo do restante da curva. Acredita-se que no conjunto V-T.O. e T.O. como a temperatura decresce lentamente, a energia interna se mantém elevada e, conseqüentemente, a tendência a vaporização também.

5.5. Efeito da Salinidade da Água Produzida

O simulador considera água doce em seus cálculos. A pressão de saturação da água salgada é menor, porém não o suficiente para ser considerada como margem de segurança. A Figura 5.15 foi obtida através do simulador de eletrólitos Aspen OLI, considerando uma salinidade de 70.000 ppm para a água produzida.

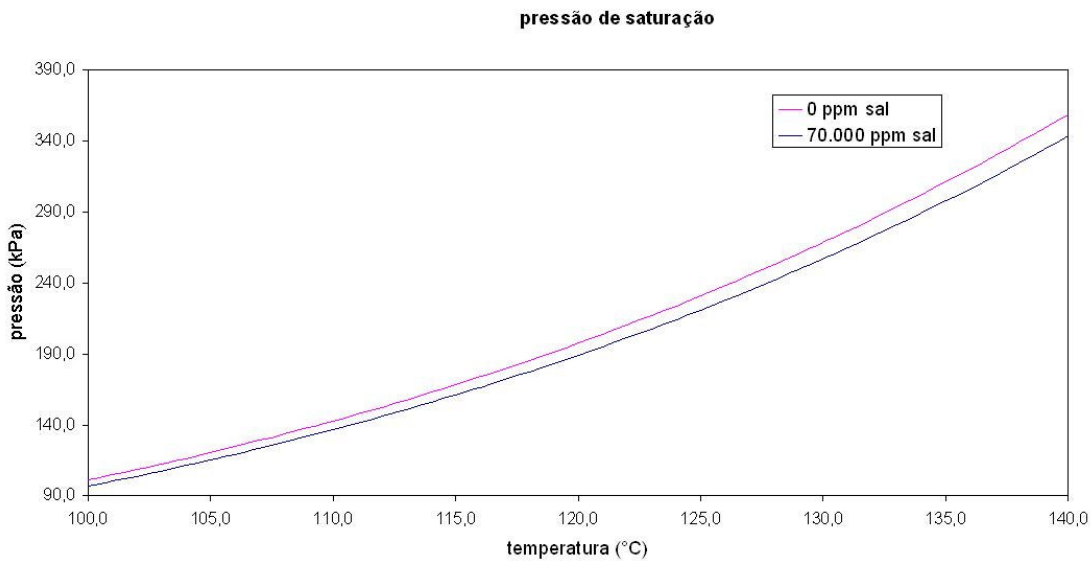

Figura 5.15 – Efeito da salinidade na pressão de saturação da água

Observa-se que a pressão de saturação, para esta salinidade, é, no máximo, cerca de 15 kPa menor do que a da água doce para a faixa de 100 a 140ºC.

5.6. Testes de Sensibilidade

Alguns dados do modelo foram alterados para verificar mudanças na despressurização. A intenção não é realizar uma análise de sensibilidade das variáveis e sim de observar modificações no comportamento original. As alterações são relacionadas à contra-pressão do sistema de alívio, taxa de despressurização (dimensionamento da BDV), pacote termodinâmico e composição.

5.6.1. Contra-pressão do Sistema de Alívio:

Para esta análise optou-se por utilizar o *caso simples*. Ao aumentar a contra-pressão do sistema de alívio de 120 kPa para 143 kPa o fenômeno de *steam*

explosion não pôde mais ser observado, porém ao reluzi-la para a pressão atmosférica, o fenômeno ocorreu 3 minutos mais cedo. O comportamento dinâmico obtido é apresentado nos gráficos a seguir.

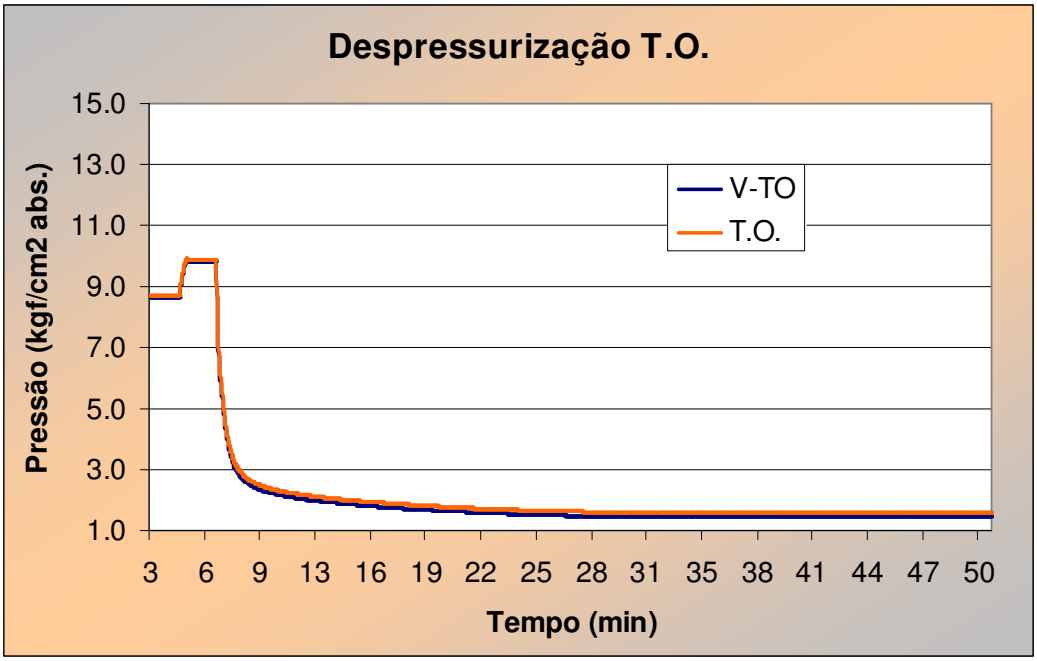

Figura 5.16 - Despressurização do *caso simples* com contra-pressão maior

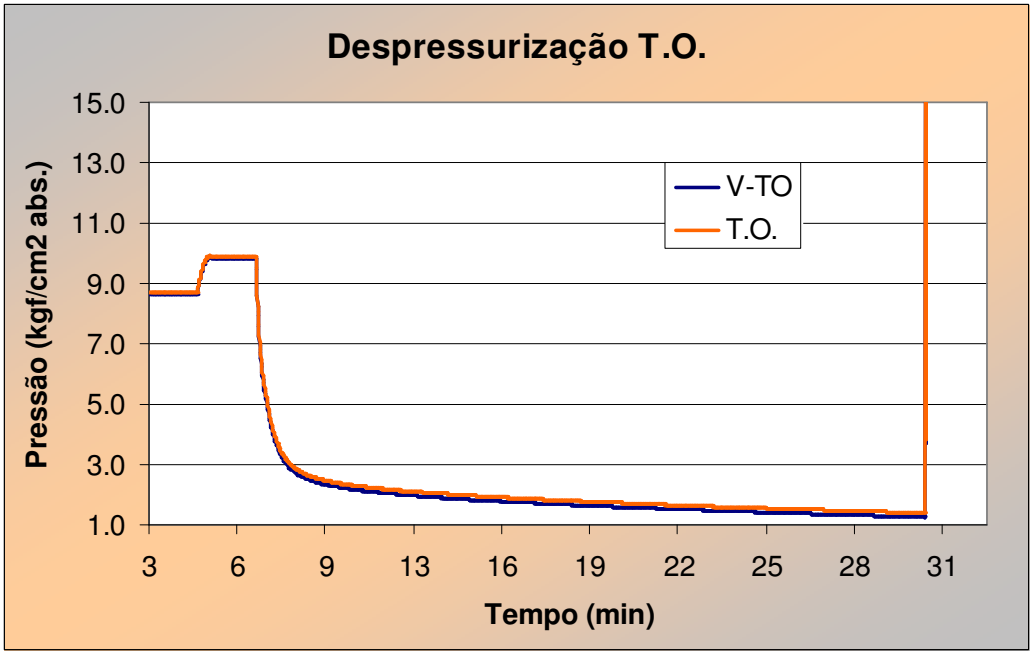

Figura 5.17 - Despressurização do *caso simples* com contra-pressão menor

5.6.2. Taxa de despressurização:

Como se esperaria, a utilização de uma BDV maior antecipa o fenômeno enquanto que um BDV menor retarda a sua ocorrência. É importante enfatizar que não foi considerada troca de calor com o ambiente e que estes equipamentos possuem isolamento térmico.

5.6.3. Pacote Termodinâmico:

Foram testados, para o *caso simples*, as seguintes opções de pacotes termodinâmicos disponíveis no HYSYS_2004.2: PRSV (Peng-Robinson estendido para sistemas moderadamente não ideais), Peng-Robinson, PR-HYSYS (Peng-Robinson com modificação propostas pelo HYSYS), SRK (Soave-Redlich-Kwong) e Antoine. Todos foram capazes de identificar a ocorrência do fenômeno de *steam explosion* aproximadamente no mesmo momento (entre 23,4 e 26,6 minutos após o início da despressurização). A pressão máxima porém variou significativamente, confirmando a hipótese de que seu valor não seria um dado confiável de se obter a partir destas simulações.

5.6.4. Composição:

Para verificar a sensibilidade dos modelos à composição foi testada a despressurização do *caso simples* com a composição do *caso completo* e vice-versa. Porém, como os controladores não passaram por uma otimização de sintonia, foi necessária uma "ajuda manual" para ajustar os modelos para os mesmos *set-points* com as novas composições de forma a obter-se o estado estacionário.

É importante observar que o fluido de entrada do *caso completo* ainda não passou pelo separador de produção e, por isso, tem uma RGO (razão gás-óleo) bem maior do que o fluido de entrada no *caso simples*.

<u>*Caso Simples* com Composição do *Caso Completo:*</u>

Um dado interessante é que devido à maior RGO, para uma mesma vazão molar, a carga térmica necessária para aquecer o novo fluido para 120ºC foi bem menor (5253 kW) do que para o caso original (9459 kW). Devido à maior RGO do fluido, foi

necessário aumentar-se a PV-01 (de Cv=30 para Cv=100). Ainda assim, sua abertura no estado estacionário é de 97,72% para atingir do *set-point* do PIC-01.

A simulação da despressurização detectou o fenômeno de *steam explosion* em um tempo bem mais curto do que com a composição original, conforme apresentado na Figura 5.18.

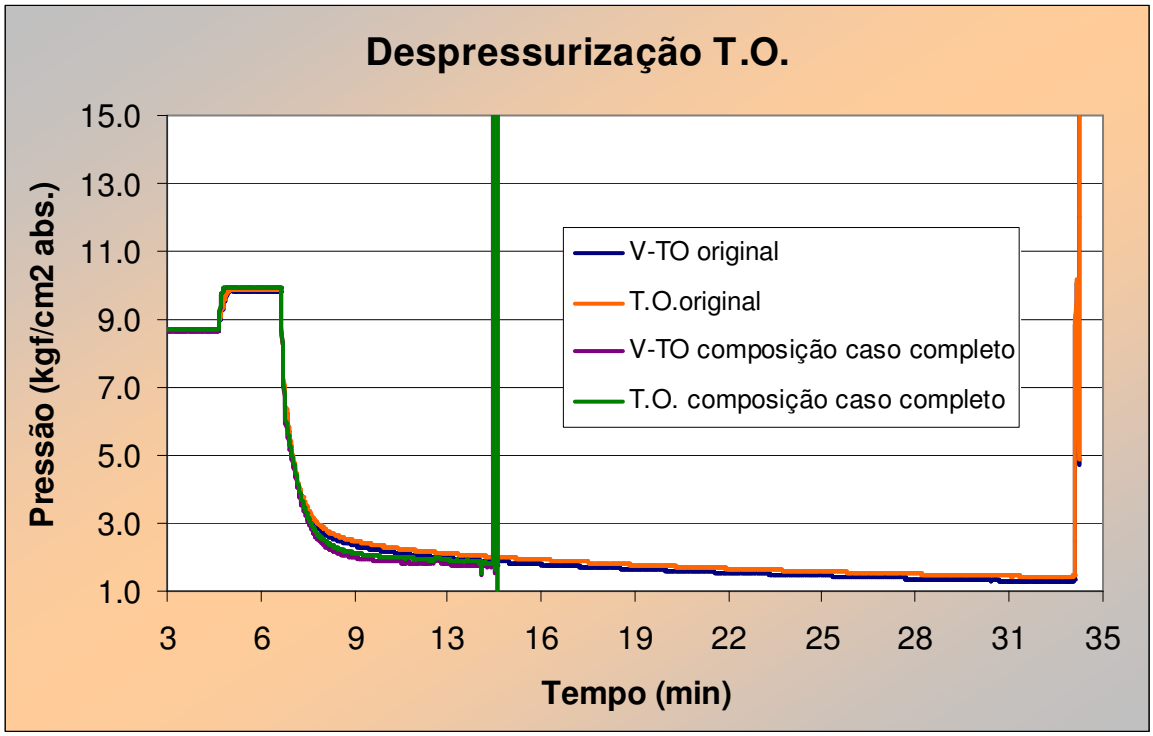

Figura 5.18 – *Caso simples* com composição diferente

<u>*Caso Completo* com Composição do *Caso Simples:*</u>

Para este caso, não foi necessário redimensionar nenhum válvula. Houve, contudo, necessidade de atuar nos controladores para atingir o estado estacionário com a nova composição de entrada. As válvulas que, no estado estacionário original, permanecem todas com abertura entre 40 e 60%, para a nova condição estão com abertura de 10 a 92%.

A Figura 5.19 apresenta o comportamento do caso original e do caso com a nova composição. Apesar de aplicada as mesmas pressões iniciais, durante o isolamento dos vasos, mesmo antes do início da despressurização, registram-se condições

diferentes, devido, principalmente, à diferença no tempo de fechamento das válvulas que se encontram com aberturas iniciais distintas.

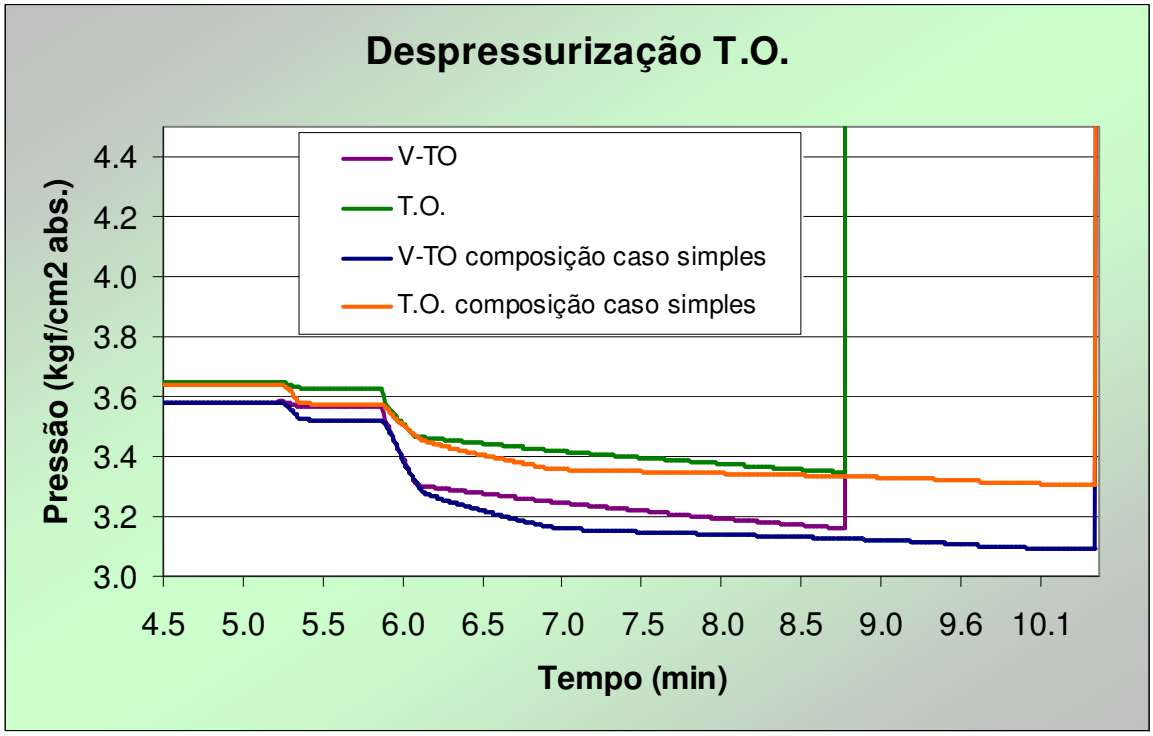

Figura 5.19 - *Caso completo* com composição diferente

A composição do *caso simples*, no modelo do *caso completo*, retardou a ocorrência do pico de pressão no conjunto T.O. e V-T.O.. Na despressurização do separador de produção, assim como no caso original, não ocorreu subida de pressão. A temperatura ao final da despressurização (98,7ºC) ficou 1,2ºC abaixo da do caso original (99,9ºC).

Sugere-se que a composição do *caso simples*, por ser mais rica nas frações intermediárias (óleo mais leve, porém com menor RGO) é menos propensa ao fenômeno do que um fluido mais pesado e com maior RGO.

5.7. Recomendações

A partir dos resultados apresentados constata-se que a adição de dispositivo de despressurização (BDV) em vasos que operam a mais de 100ºC podem trazer mais riscos do que segurança às instalações de produção marítimas. Recomenda-se, assim, a avaliação de critérios de projeto e operação para instalações *offshore* cujas temperaturas de processamento excedam 100ºC, como:

a) Eliminação da despressurização automática através de BDV dos vasos que operam a mais de 100ºC, com pressões inferiores a 1700 kPag (garantindo o atendimento ao API 521), ou

b) Limitação da pressão final da despressurização em valores acima da pressão de vapor da água na temperatura de operação do vaso;

Deve-se garantir, adicionalmente, que válvulas com potencial de despressurização, como é o caso das PVs na saída de gás dos vasos fechem no caso de falha ("ar para abrir").

Outras recomendações importantes associadas a instalações *offshore* operando com temperaturas de processamento superior a 100ºC são:

a) Analisar a possibilidade de ocorrência do fenômeno de *steam explosion* nos estudos de HAZOP, incorporando as salvaguardas necessárias;

b) Treinar os operadores para que conheçam o fenômeno e suas conseqüências;

c) Pesquisar aditivos químicos para a elevação da temperatura de ebulição da água;

A análise aqui apresentada ressalta a necessidade de investimento na pesquisa de novas tecnologias de tratamento do óleo que demandem menor temperatura de processamento

6. CONCLUSÕES

Foram analisados diversos tipos de perturbação que podem ocorrer em uma planta de processo *offshore* como: variações bruscas de vazão, partida e parada do sistema de gás combustível (CASO 1), golfadas (CASO 2) e despressurização do sistema de tratamento de óleo (CASO 3). No estudo abordou-se o emprego de simulação dinâmica na síntese e análise de três estudos de caso:

Para os CASOS (1) e (2), registrou-se o comportamento das variáveis controladas, procedendo-se a uma análise de interação baseada na matriz de ganhos relativos, para emparelhamento das variáveis controladas e manipuladas, procedendo-se, em seguida, à sintonia dos controladores, testada sob perturbações severas. Os resultados mostraram significativas melhoras no desempenho do processo. A abordagem *Plant-Wide* associada à metodologia IMC para sintonia de controladores, partindo do modelo estimado do processo, obtido através da simulação da planta, apresentou resultados excelentes para o CASO 1 e bons para o CASO 2.

No CASO 1, além do desempenho excelente apresentado pela estrutura de controle proposta e sintonia dos controladores, foi possível dimensionar equipamentos, verificar uma possibilidade de redução de custo operacional associado ao consumo de água quente (item 3.5.1) e analisar o procedimento de parada e repartida do sistema de gás combustível. . Foi verificada que a margem de segurança de um projeto típico deste sistema, principalmente em relação à quantidade e tamanho dos trocadores, está adequada para garantir a especificação do gás desejado.

O CASO 2, mostrou-se particularmente rico pois, além do resultado positivo da sintonia da planta e do dimensionamento dos equipamentos sob viés dinâmico, foi possível verificar a liberação de gases no tanque de lavagem devido a perturbações na planta e analisar o comportamento desta frente a padrão intermitente referido como golfadas (*slugs*). Foi também possível comparar, neste caso, a eficiência das diferentes concepções de controle *anti-slug* propostas para a redução da severidade de golfadas. O objetivo foi avaliar a influência de estruturas de controle no comportamento da planta, ressaltando a importância de uma ferramenta de simulação na definição e teste de estratégias de operação e controle. Embora ainda de caráter exploratório, com grande margem para otimização de desempenho do

sistema de controle proposto, os resultados obtidos apresentam uma redução significativa das oscilações causadas pelas golfadas.

Finalmente, no CASO 3, foi simulada a despressurização do sistema de tratamento de óleo e a ocorrência de um fenômeno altamente indesejável, o *steam explosion*. A influência de algumas variáveis foi verificada. Este tipo de simulação é de grande utilidade para análises de risco (como HAZOP) de projetos de plantas *offshore* e, de acordo com os resultados obtidos, requer mudanças de projeto e/ou procedimentos, conforme sugerido no item 5.7. Um importante aspecto se destaca neste caso, a despressurização total dos vasos para redução de inventários nos modelos analisados traz mais riscos do que segurança.

Através dos três estudos de caso abordados neste trabalho, confirma-se o potencial da ferramenta de simulação dinâmica no dimensionamento de equipamentos, pré-sintonia de controladores, treinamento de operadores e otimização de procedimentos. A ferramenta também foi utilizada com sucesso na análise do comportamento de plantas frente a diferentes tipos de perturbação e em testes de sensibilidade em relação a diversas variáveis operacionais e de projeto.

Algumas sugestões para estudos futuros são:

- Testar outras metodologias de sintonia para o sistema de controle da planta;
- Verificar a influência de outros fatores como: composição do fluido, temperatura, pressão e quantidade de vasos degaseificadores na liberação de gases no tanque de lavagem.
- Pesquisar ferramentas e dados para quantificar os ganhos associados à pré-sintonia de controladores (devido à antecipação da produção e melhor desempenho da malha de controle no início da produção) e à melhoria do sistema de controle de uma planta em operação (devido ao aumento da produção, melhoria da qualidade dos produtos e aumento da confiabilidade da planta).

7. REFERÊNCIAS

AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE. **API 521** - Pressure Relieving and Depressuring Systems, 5ª Edição, Jan.2007, adendo Mai.2008

ANZEL, A. Modelagem e Simulação Dinâmica de Processos. **Revista InTech**, mai 2008, nº 102, pág 8-12. Disponível em: http://www.isadistrito4.org. Acesso em: 15 set. 2008.

ARAUJO, A.C.B. **Studies on Plantwide Control.** Dissertação (Doutorado, PhD em Engenharia Química) – Department of Chemical Engineering, Faculty of Natural Sciences and Technology, Norwegian University of Science and Technology (NTNU), Trondheim, Jan.2007.

ARAUJO, O.Q.F., MEDEIROS, J.L. **Controle de Nível em Separador Bifásico,** 2º Relatório Parcial do Projeto "Desenvolvimento de Modelagem Dinâmica de Gás-Lift em Poços de Petróleo", Laboratório Paulo Emigyo de Freitas Barbosa (H2CIN), EQ, UFRJ, Jan.2007.

ARAUJO, O.Q.F., NUNES, G.C., MEDEIROS, J.L. **Averaging Level Control of *Off-shore* Two-Phase Separators,** IV Congresso Rio Automação, IBP600_07, 2007.

ARAUJO, O.Q.F. **Controle e Simulação de Processos (EQE-709)**. Notas de aula. Disponível em: http://www.eq.ufrj.br/links/h2cin/eqe709/. Acesso em: 20 nov. 2008.

ARAUJO, O.Q.F. **Controle e Dinâmica de Processos (EQE-768)**. Notas de aula. Disponível em: http://www.eq.ufrj.br/links/h2cin/eqe768/. Acesso em: 20 nov. 2008.

ARAUJO, O.Q.F. **Controle e Instrumentação de Processos (EQE-487)**. Notas de aula. Disponível em: http://www.eq.ufrj.br/links/h2cin/eqe487/. Acesso em: 20 nov. 2008.

ARAUJO, O.Q.F. **Modelagem e Dinâmica de Processos (EQE-478)**. Notas de aula. Disponível em: http://www.eq.ufrj.br/links/h2cin/eqe478/. Acesso em: 20 nov. 2008.

ARNOLD, K.E., KOSZELA, P.J. Droplet-settling vs. Retention-time Theories for Sizing Oil/Water Separator. **SPE Prod.Eng.,** fev.1990, pág.59-64.

ASPENTECH, Manual do Programa: **HYSYS@ 2004.2 – Dynamic Modeling**, out.2005, Cambridge, M.A., U.S.A.

ASPENTECH. Material de Treinamento: **Dynamic Modeling Using Aspen HYSYS Dynamics**, 2005. Disponível em: http://support.aspentech.com/supportpublictrain/TrainHome.htm. Acesso em: 10 set. 2007.

ASPENTECH. Material de Treinamento: **Dynamic Modeling Using Aspen HYSYS for Oil and Gas**, 2005. Disponível em: http://support.aspentech.com/supportpublictrain/TrainHome.htm. Acesso em: 10 set. 2007.

ÂSTRÖM, K.J. **Control System Design**, Capítulo 6, 2002.

BRISTOL, E.H.. On a New Measure of Interaction for Multivariable Process Control, **IEEE Transactions on Automatic Control**, 11, pág.133, 1966.

CAMPBELL, J.M. **Gas Conditioning and Processing**. Volumes 1:The Basic Principals e 2:Equipment Modules, 8ª edição, 2001.

CHEN, R., MCAVOY, T. Plantwide Control System Design: Methodology and Application to a Vinyl Acetate Process, **Ind.Eng.Chem.Res.**, 42, pág. 4753-4771, 2003.

CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE - **CONAMA**. **Resolução nº393**, Ministério do Meio Ambiente, 08 de agosto de 2007.

DOWNS, J.J., VOGEL, E. F. A Plant-Wide Industrial Process Control Problem. **Comput. Chem. Eng.**, 17, pág. 245-255, 1993.

FRANÇA, F.A. **Separador de Fundo para Óleo e Gás: Plano de Ação.** Disponível em: www.coppe.ufrj.br/recope/tecsub/separado.htm. Acesso em: 18 jan. 2009.

GEDDES, S.A. **Internal Model Control (IMC) of a Fruit Drying System.** Dissertação (Mestrado em Engenharia de Sistemas Computacionais) – Faculty of Engineering and Surveying, University of Southern Queensland, Nov.2006. Disponível em: http://eprints.usq.edu.au/2465/1/GEDDES_Scott_2006.pdf. Acesso em: 27 jan.2009.

GERRY, J. Control Fundamentals. **InTech Magazine**, mai. 1999. Disponível em: http://expertune.com/ArtInTechMay99.html. Acesso em: 29 mai. 2008.

GLEMMESTAD, B., SKOGESTAD, S., GUDERSEN, T., On-line Optimization and Choice of Optimization Variables for Control of Heat Exchanger Networks. **Computers & Chemical Engineering**, 21, s.1, mai. 1997, pág.S379-S384.

GODHAVN, J.M., STRAND, S., SKOFTELAND, G. Increased Oil Production by Advanced Control of Receiving Facilities. **IFAC 2005**. Disponível em: http://www.nt.ntnu.no/users/skoge/prost/proceedings/ifac2005/Fullpapers/02678.pdf. Acesso em: 20 nov. 2008.

GODHAVN, J.M., FARD, M.P., FUCHS, P.H. New Slug Control Strategies, tuning rules and Experimental Results. **Journal of Process Control,** 15, 2005, pág. 547-557.

GONZÁLEZ, R.; FERRER, J.M. First-Principles Dynamic Simulation: Worth for Control Engineers? **Ingeniería Química,** INSS 0210-2064, No 434, 2006, pags. 53-62.

GULBRAAR, A.M.; HOLT, Ø. New Compact Coalescer Removes Oil Output Bottleneck at Reduced Cost. **World Oil Magazine**, jan.2003. Disponível em: http://www.akersolutions.com/NR/rdonlyres/62F79C75-EC69-4861-9D60-14BE68D0A73E/11330/cec_jan03_worldoil.pdf. Acesso em: 04 out.2008.

HOVD, M., SKOGESTAD, S. Paring Criteria for Decentralized Control of Unstable Plants. **Ind. Eng. Chem. Eng.**, 33, pág. 2134-2139, 1994.

http://hpsweb.honeywell.com/Cultures/en-US/Products/ControlApplications/simulation/UniSimDesign/default.htm Acesso em: 22 jun.2008.

http://www.aspentech.com/products/aspen-hysys-dynamics.cfm Acesso em: 22 jun. 2008.

http://www.chemstations.net/products2.htm Acesso em: 23 jun.2008.

http://www.natcogroup.com/Content.asp?t=CrudeOilTreating&ud=no&udm=no Acesso em: 04 out.2008.

http://www.simsci-esscor.com/us/eng/products/productlist/dynsim/default.htm Acesso em: 22 jun.2008.

http://www.simulationrsi.net/RSI-products_services-indiss.htm Acesso em: 22 jun. 2008.

http://www.soteica.com/simuandmod.jsp?lang=por Acesso em: 23 jun.2008.

INVENSYS PROCESS SYSTEMS – **Introduction to Dynsim** (Material preparado para a PETROBRAS), São Paulo, SP, Nov.2005.

INVENSYS SIMSCI-ESSCOR. Material de Treinamento: **DYNSIM Training Tutorials** (DYNSIM 4.0), São Paulo, SP, Nov.2005.

JACOBSEN, M.G. **Optimal Operation of Cooling Cycle / LNG Process.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Department of Chemical Engineering, Faculty of Natural Sciences and Technology, Norwegian University of Science and Technology (NTNU), Jun.2007.

LUYBEN, M.L., TYREUS, B.D., LUYBEN W.L.. Plantwide Control Design Procedure. **AIChE J.**, 43, 3161-3174, 1997

LUYBEN, M.L., TYREUS, B.D., LUYBEN, W.L. **Plant-wide Process Control.** New York: McGraw-Hill, 1998.

MONNERY, W.D., SVRCEK, W.Y. Successfully Specify Three-Phase Separators. **Chem.Eng.Prog.,** set.1994, pág.29-40.

MEEUSE, F.M.. **On the design of chemical processes with improved controllability characteristics**. Delft University Press (ISBN 90-407-2376-1), 2002

MURTHY KONDA, N.V.S.N.; RANGAIAH, G.P.; KRISHNASWAMY, P.R. Plantwide Control of Industrial Processes: An Integrated Framework of Simulation and Heuristics. **Ind. Eng. Chem. Res.**, 2005, 44, pág. 8300-8313.

NIEDERLINSKI, A. A Heuristic Approach to the Design of Linear Multivariable Interacting Control Systems. **Automatica,** 1971, 7, I.6, pág. 691-701.

NUNES, G.C., **Controle por Bandas: Conceitos Básicos e Aplicação no Amortecimento de Oscilações de Carga em Unidades de Produção de Petróleo.** Bol.Téc.PETROBRAS, 47 (2/4), 151-165, abr./dez., Rio de Janeiro, 2004.

OGUNNAIKE, B.A.; RAY, W.H. **Process Dynamics, Modeling, and Control**, New York: Oxford University Press, 1994, Cap.15.

OLIVEIRA, S.G. **Síntese de Redes de Trocadores de Calor com Considerações de Controle**. Dissertação (Doutorado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) – Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro (UFRJ), Rio de Janeiro, Nov.2001.

QIONGFEI, Q. **Modeling and Plant-Wide Control of HDA Process**. 2001. Dissertação (Mestrado em Engenharia) – Department of Chemical and Environmental Engineering, National University of Singapore, Singapore, 2001.

RAMALHO, J.B.V.S. **Ensaio para Avaliação dos Principais Parâmetros Necessários ao Dimensionamento de Separadores Gravitacionais Trifásicos.** Boletim Técnico PETROBRAS, Rio de Janeiro, 43 (1), pág.28-33, mar.2000. Disponível em: http://www.petrobras.com.br/boletim/Boletim_43_1/4_Ensaio.PDF. Acesso em: 22 fev. 2004.

RICKER, N.L. Decentralized Control of the Tennessee Eastman Challenge **Process. J. Proc. Cont.**, 6, pág.205-221, 1996.

RIVERA, D.E., MORARI, M, SKOGESTAD, S. Internal Model Control. 4. PID Controller Design. **Ind. Eng. Chem. Process Des.**, 1986, 25, pág. 252-265.

RUEL, M. Loop optimization: How to tune a loop. **CONTROL Magazine**, mai. 1999. Disponível em: http://expertune.com/ArtConMay99.html. Acesso em: 29 mai. 2008.

SATUF, E.N.; VAZ, J.C.; PIMENTA, R.; AGARWAL, R.**How to Operate a Complex Floating Production Unit Inside a Meeting Room**, ENPROMER 2005 (2nd Mercosur Congress on Chemical Engineering, 4th Mercosur Congress on Process Systems Engineering), Ago 2005.

SEIDER, W.D., SEADER, J.D., LEWIN, D.R. **Process design principles,** Wiley, New York, 1999.

SHICK, P.E., GRACE, T.M. **Review of Smelt-Water Explosions.** Special Report. The Institute of Paper Chemistry, Appleton, WI, E.U.A., Jan.1982.

SOTEICA IDEAS & TECHNOLOGY – **Treinamento em HYSYS Dinâmico para PETROBRAS/CENPES**, Rio de Janeiro, RJ, Dez.2001.

SVRCEK, W. Y.; MONNERY, W. D. Design two-phase separators within the right limits. **Chem. Eng. Prog.,** pág. 53-60, Out.1993.

THAM, M.T. **Internal Model Control** (part of a set of lecture notes on Introduction to Robust Controls) Chemical and Process Engineering, University of Newcastle Upon. Tyne, 2002. Disponível em: http://lorien.ncl.ac.uk/ming/robust/imc.pdf. Acesso em: 27 jan. 2009.

TRIERWEILER, J.O.; ENGELL, S. The Robust Performance Number: A New Tool for Control Structure Design. **Computers Chem.Eng.**, 1997,Vol.21, pág.S409-S414.

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO. SISTEMA DE BIBLIOTECAS E INFORMAÇÃO - SIBI. **Manual para Elaboração e Normalização de Dissertações e Teses**. Rio de Janeiro, 2004, 3ª edição.

VISIOLI, A. Method for Proportional-Integral Controller Tuning Assessment. **Ind. Eng. Chem. Res.**, 2006, 45, pág. 2741-2747

WARREN, K.W. New Tools for Heavy Oil Dehydration. **SPE International**, Nov. 2002. Disponível em: http://www.natcogroup.com/Content.asp?t=TechnicalPapers. Acesso em: 04 jan. 2009.

WHAT is PID – Tutorial Overview. **ExperTune Inc.**, WI, E.U.A., Disponível em http://expertune.com/tutor.html. Acesso em: 29 mai. 2008.

WITCHER, M.F.,MCAVOY, T.J. Interacting control systems: steady-state and dynamic measurement of interaction, **ISA Transactions**, 16, pág. 35 – 41, 1977.

I. APÊNDICE I:

Matriz RGA

Definição da Matriz RGA

Dado um processo 2x2, ilustrado na Figura I.1,

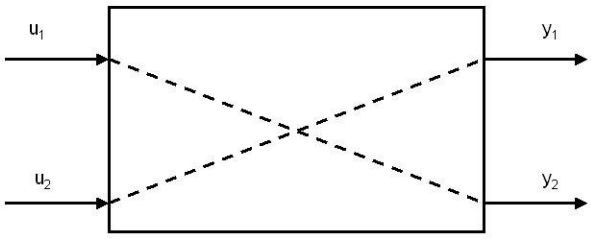

Figura I.1 - Interação em controle multivariável

tem-se que $y_1=f_1(u_1,u_2)$ e $y_2=f_2(u_1,u_2)$. Na vizinhança de um ponto de operação, pode-se escrever:

$$\Delta y_1 = \frac{\partial y_1}{\partial u_1}\Delta u_1 + \frac{\partial y_1}{\partial u_2}\Delta u_2 = K_{11}\Delta u_1 + K_{12}\Delta u_2 \qquad \text{(I.1)}$$

$$\Delta y_2 = \frac{\partial y_2}{\partial u_1}\Delta u_1 + \frac{\partial y_2}{\partial u_2}\Delta u_2 = K_{21}\Delta u_1 + K_{22}\Delta u_2 \qquad \text{(I.2)}$$

O ganho K_{ij} pode ser obtido de modelos matemáticos ou experimentos (pulso ou degrau) na planta, e é definido como:

$$K_{11} = \frac{\Delta y_1}{\Delta u_1}\Big|_{u_2} ; K_{21} = \frac{\Delta y_2}{\Delta u_1}\Big|_{u_2} \qquad \text{(I.3)}$$

Um segundo ganho é de interesse na análise:

$$a_{11} = \frac{\Delta y_1}{\Delta u_1}\Big|_{y_2} ,$$

é uma medida de como u_1 afetaria y_1 *se* y_2 estivesse sob controle perfeito (isto é, mantido constante).

A relação entre estes dois ganhos é uma medida de como a segunda malha (y_2-u_2) afeta a primeira malha (y_1-u_1):

$$\lambda_{11} = \frac{K_{11}}{a_{11}} \tag{I.4}$$

Comparando-se os λ_{ij}, pode-se apontar qual a entrada u_j que tem maior efeito sobre uma dada resposta y_i, e decidir-se sobre o melhor emparelhamento u_j-y_i. Os ganhos relativos, arranjados em forma matricial fornecem a MATRIZ DE GANHOS RELATIVOS (*RGA*, *Relative Gain Array*).

$$\begin{array}{l} \\ \text{Variável Controlada } C_1 \\ \text{Variável Controlada } C_2 \\ \\ \text{Variável Controlada } C_n \end{array} \begin{array}{c} \begin{array}{cccc} \text{Variável Manipulada } M_1 & \text{Variável Manipulada } M_2 & & \text{Variável Manipulada } M_n \end{array} \\ \begin{bmatrix} \lambda_{11} & \lambda_{12} & \cdots & \lambda_{1n} \\ \lambda_{21} & \lambda_{22} & \cdots & \lambda_{2n} \\ \cdots & \cdots & \cdots & \cdots \\ \lambda_{n1} & \lambda_{n1} & \cdots & \lambda_{nn} \end{bmatrix} \end{array}$$

Figura I.2 - Matriz RGA

Cálculo da Matriz RGA para Sistema 2x2

Segue o cálculo dos λ_{ij} para o sistema 2x2 ilustrado na Figura I.1.

Como:

$$\Delta y_1 = K_{11}\Delta u_1 + K_{12}\Delta u_2 \tag{I.1}$$

$$\Delta y_2 = K_{21}\Delta u_1 + K_{22}\Delta u_2 \tag{I.2}$$

e, considerando-se controle perfeito de y_2:

$$\Delta y_2 = 0 = K_{21}\Delta u_1 + K_{22}\Delta u_2 \therefore \Delta u_2 = -\frac{K_{21}}{K_{22}}\Delta u_1 \tag{I.5}$$

Pela combinação das Equações I.1 e I.5, obtém-se:

$$\Delta y_1 = (K_{11} - \frac{K_{12}K_{21}}{K_{22}})\Delta u_1 \tag{I.6}$$

e:

$$a_{11} = \frac{(K_{11} - \frac{K_{12}K_{21}}{K_{22}})\Delta u_1}{\Delta u_1} = \frac{K_{11}K_{22} - K_{12}K_{21}}{K_{22}} \tag{I.7}$$

Logo:

$$\lambda_{11} = \frac{K_{11}}{a_{11}} = \frac{K_{11}K_{22}}{K_{11}K_{22} - K_{12}K_{21}} \tag{I.8}$$

Analogamente:

$$a_{12} = \frac{\Delta y_1}{\Delta u_2}\Big|_{y_2} = = \frac{K_{12}K_{21} - K_{11}K_{22}}{K_{21}} \Rightarrow \lambda_{12} = \frac{K_{12}K_{21}}{K_{12}K_{21} - K_{11}K_{22}} \tag{I.9}$$

$$a_{21} = \frac{\Delta y_2}{\Delta u_1}\Big|_{y_1} = = \frac{K_{12}K_{21} - K_{11}K_{22}}{K_{12}} \Rightarrow \lambda_{21} = \frac{K_{12}K_{21}}{K_{12}K_{21} - K_{11}K_{22}} \tag{I.10}$$

e

$$a_{22} = \frac{\Delta y_2}{\Delta u_2}\Big|_{y_1} = = \frac{K_{11}K_{22} - K_{12}K_{21}}{K_{11}} \Rightarrow \lambda_{22} = \frac{K_{11}K_{22}}{K_{11}K_{22} - K_{12}K_{21}} \tag{I.11}$$

A matriz RGA para o sistema 2x2 é então

$$\Lambda = \begin{bmatrix} \lambda_{11} & \lambda_{12} \\ \lambda_{21} & \lambda_{22} \end{bmatrix}$$

Na RGA, observa-se que:

- a soma dos termos de cada linha é 1
- a soma dos termos de cada coluna é 1

Estas conclusões obtidas para um sistema *2x2* são gerais para qualquer sistema *nxn*:

$$\begin{cases} \sum_{j=1}^{n} \lambda_{ij} = 1 \\ \sum_{i=1}^{n} \lambda_{ij} = 1 \end{cases} \qquad \text{(I.12)}$$

Generalizando-se a definição para um sistema *nxn*:

$$\lambda_{ij} = \frac{\left(\frac{\partial y_i}{\partial u_j}\right)_{u_{k \neq j}}}{\left(\frac{\partial y_i}{\partial u_j}\right)_{y_{k \neq j}}} \qquad \text{(I.13)}$$

Note-se, pela definição, que:

$$\lambda_{ij} = \frac{Ganho\ da\ controlada\ i\ a\ variações\ na\ manipulada\ \ j, com\ as\ demais\ malhas\ ABERTAS}{Ganho\ da\ controlada\ i\ a\ variações\ na\ manipulada\ \ j, com\ as\ demais\ malhas\ FECHADAS}$$

Desta forma, λ_{ij} é uma medida de interação entre as malhas de controle em uma determinada configuração.

Efeito Retaliatório em Sistemas Multivariáveis

Para o sistema *2x2* representado na Figura I.3,

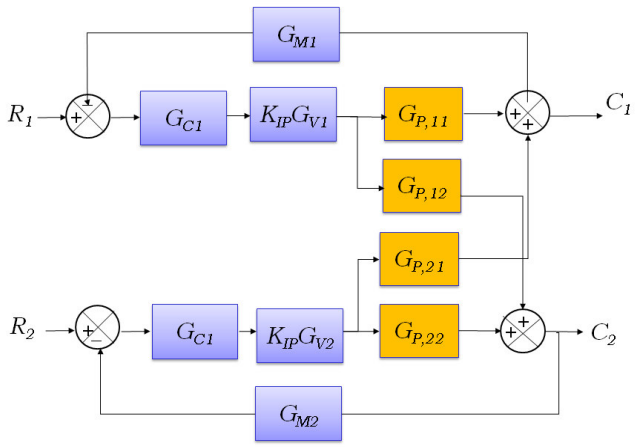

Figura I.3 - Sistema multivariável 2X2

o efeito retaliatório da malha 2 sobre a malha 1 está destacado na linha pontilhada da Figura I.4, configurando um ***feedback escondido.***

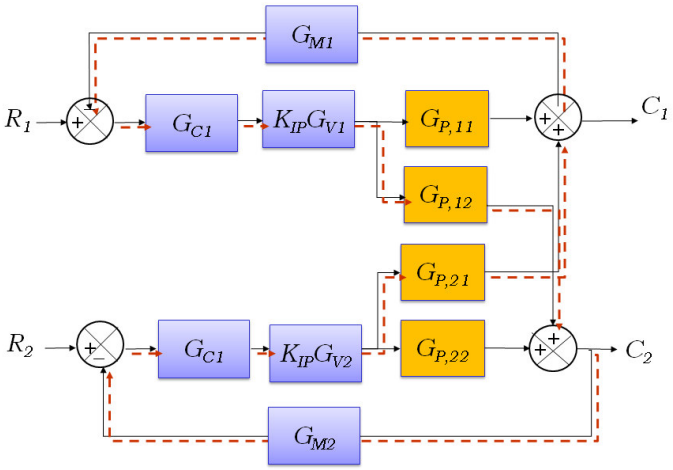

Figura I.4 - Feedback escondido em sistemas multivariáveis: caso 2x2

Definindo-se $\Delta y_{1,m}$ como a influência direta da variável manipulada u_1 na variável controlada y_1, e $\Delta y_{1,r}$ como o efeito retaliatório das demais malhas na variável controlada y_1, tem-se:

$$\lambda_{11} = \frac{\Delta y_{1,m}}{\Delta y_{1,m} + \Delta y_{1,r}} = \frac{\Delta y_{1,m}}{\Delta y_1^*} \qquad \text{(I.14)}$$

Para um sistema *2x2*:

a) $\lambda_{11} = 1$ significa que a variável manipulada u_1 não afeta a variável controlada y_2, concluindo-se que não há ação retaliatória da variável controlada y_2 via variável manipulada u_2, mesmo que u_1 impacte y_2. Logo, **u_1 é perfeita para controlar y_1.**

b) $\lambda_{11} = 0$ significa que a variável manipulada u_1 não afeta a variável controlada y_1. Logo, **u_1 deverá ser usada para controlar y_2.**

c) $0 < \lambda_{11} < 1$ implica que **a direção do efeito de interação é a mesma da direção do efeito principal.**

d) $\lambda_{11} > 0,5$ decorre de que **o efeito principal ($\Delta y_{1,m}$) contribui mais do que o efeito da interação** na resposta y_1.

e) $\lambda_{11} < 0,5$ significa que **a contribuição da interação prevalece sobre a manipulação de** u_1;

f) $\lambda_{11} > 1$, pela definição de λ_{11}, isto é:

$$\lambda_{11} = \frac{\Delta y_{1,m}}{\Delta y_{1,m} + \Delta y_{1,r}} > 1 \Rightarrow \Delta y_{1,m} > (\Delta y_{1,m} + \Delta y_{1,r}) ,$$

$\Delta y_{1,r}$ tem sinal oposto a $\Delta y_{1,m}$.

g) $\lambda_{11} < 0$ resulta de $\left|\Delta y_{1,m}\right| < \Delta y_{1,r}$ com $\Delta y_{1,m} < 0$. Logo, **a direção em que u_1 afeta y_1 com a malha 2 aberta é oposta à direção quando esta malha estiver fechada,** devendo ser sempre evitada esta situação.

O cálculo da RGA exposto para um sistema *2x2* pode ser estendido para um sistema *nxn*: seja $\boldsymbol{K}$ a matriz de ganhos estáticos do processo multivariável, define-se:

$R=(K^{-1})^T$ (com elementos r_{ij}) (I.15)

$\lambda_{ij}=K_{ij}\, r_{ij}$ (I.16)

II. APÊNDICE II:

Conceitos Gerais do HYSYS Dinâmico

CONCEITOS GERAIS DO HYSYS DINÂMICO

Seguem alguns conceitos básicos gerais, extraídos do Manual do HYSYS, importantes para as simulações realizadas neste estudo.

Modelos Matemáticos

Todas as propriedades físicas são iguais no espaço e somente o gradiente de tempo é considerada na análise dinâmica, permitindo o uso de equações diferenciais ordinárias (ODEs), que são muito menos rigorosas do que PDEs (equações parciais diferenciais), economizando tempo de simulação. A temperatura e composição de cada fase em um separador, por exemplo, são as mesmas em toda a sua extensão.

Relações de Conservação

As relações de conservação são a base da modelagem matemática do HYSYS. Os balanços de massa, componente e energia do modo dinâmico são similares aos do modo estático com a exceção do termo de acúmulo, que permite que as variáveis de saída do sistema variem com o tempo.

Estratégia de Integração

Os cálculos dinâmicos são realizados em freqüências diferentes, pois seria computacionalmente muito caro resolver todas as equações de balanço a cada passo. As freqüências *default* (que podem ser alteradas pelo usuário) são: um (01) para equações de pressão-vazão (volume), dois (2) para balanço de energia e dez (10) para balanços composicionais. Ou seja, as equações de pressão-vazão são resolvidas a cada passo, enquanto que as de balanço composicional somente a cada dez passos, já que a composição tende a mudar de forma bem mais gradual do que a pressão, vazão ou energia de um sistema. Um *flash* aproximado é realizado a cada solução das equações de pressão-vazão e um *flash* rigoroso, a cada solução de balanço composicional.

Modelo de *Holdup*

O comportamento dinâmico surge do fato de que vários equipamentos têm algum tipo de inventário, ou *holdup*. Assim, mudanças de composição, temperatura,

pressão ou vazão na corrente de entrada de um vaso, por exemplo, não são imediatamente vistas nas correntes de saída. O modelo prevê como o *holdup* e correntes de saída respondem a mudanças na corrente de entrada em função do tempo. Cálculos no modelo de *holdup* incluem:

- Acúmulo de massa e energia,
- Equilíbrio termodinâmico,
- Transferência de calor,
- Reação química.

É possível especificar eficiência de flash permitindo a modelagem de um comportamento de não-equilíbrio.

O posicionamento dos bocais de entrada e saída tem significado físico, de forma que se a posição de um bocal de saída de vapor for definida abaixo do nível de líquido em um separador, somente líquido sairá por este bocal.

Algumas premissas do modelo de *holdup* são: cada fase é assumida como bem misturada (homogênea) e transferência de massa e calor ocorre entre alimentações e o inventário, bem como entre as fases no inventário.

Contribuições de Altura Estática

Static Head Contributions é uma opção do HYSYS (utilizada em todos os casos simulados neste trabalho) que considera as contribuições de altura estática, como:

- Níveis dentro de um separador, estágio de coluna, etc,
- Diferença de elevação entre equipamentos

Assim, quando utilizada, considerando um vaso com 50% de nível de líquido, por exemplo, esta opção faz com que a pressão no bocal de saída de líquido, no fundo do vaso, seja mais alta do que no bocal de saída de vapor, no topo do equipamento. A relação pressão-vazão de uma corrente de alimentação em bocal abaixo do nível de líquido também é diferente da de uma corrente entrando na região de vapor.

Calculadora de Pressão-Vazão

Quase todas as operações unitárias em um fluxograma podem ser consideradas um *holdup* ou transportador de matéria (pressão) e energia. Uma rede de nós de pressão pode ser concebida através de todo caso de simulação. A calculadora de pressão-vazão (P-F solver) considera a integração dos balanços de pressão-vazão do fluxograma. Existem duas equações básicas que definem a maior parte da rede de pressão-vazão e estas somente contêm pressão e vazão como variáveis:

- Equações de resistência: que definem a vazão entre dois inventários de pressão,
- Equações de balanço de volume: que definem o balanço material em inventários de pressão.

Os cálculos de pressão-vazão tanto necessitam quanto fornecem informação para o modelo de *holdup*. Enquanto o modelo de *holdup* calcula o acúmulo de massa, energia e composição no inventário, a calculadora de pressão-vazão determina a pressão do inventário e suas vazões de entrada e saída.

Balanço de Volume

Para equipamentos com *holdup*, um princípio básico é que o volume físico do vaso, e, por conseguinte, o de material no vaso, a qualquer momento permanece constante. Ou seja,

MUDANÇA DE VOLUME DEVIDO À PRESSÃO + MUDANÇA DE VOLUME DEVIDO À VAZÃO + MUDANÇA DE VOLUME DEVIDO À TEMPERATURA + MUDANÇA DE VOLUME DEVIDO A OUTROS FATORES = 0

Equações de Resistência

Em geral, as equações de resistência calculam a vazão a partir da diferença de pressão dos nós ao redor. Algumas operações unitárias, como válvulas e trocadores de calor, calculam vazões a partir de equações de resistência, que são modeladas como fluxo turbulento, sob a forma simplificada:

$$M = k \cdot \sqrt{\Delta P} \ ,$$

onde,

M é a vazão mássica,

k é a condutância, que é a constante representando a resistência ao fluxo e

ΔP é a perda de pressão por fricção, que é a queda de pressão através da operação unitária sem contribuição de altura estática.

Especificações de Pressão e Vazão

No modo dinâmico, pode-se especificar a pressão e/ou vazão de um corrente em um fluxograma. Para satisfazer o grau de liberdade da matriz pressão-vazão, é necessário entrar com um determinado número de especificações de pressão e vazão.

III. APÊNDICE III:

Curvas dos Modelos do Processo do Caso 2

Para a construção da matriz de ganhos do processo e posterior obtenção da matriz RGA, visando a verificação do emparelhamento das variáveis no Caso 2, foi considerado os valores base, mínimo e máximo para as variáveis manipuladas e controladas apresentados na Tabela III.1.

Tabela III.1 - Valores base, mínimo e máximo das variáveis

	BASE	MÍNIMO	MÁXIMO				BASE	MÍNIMO	MÁXIMO	
M1	40,56	0	100	[%]		**C1**	980,6	490	1471	kPa a
M2	48,15	0	100	[%]		**C2**	147,1	0	588	kPa a
M3	25,52	0	100	[%]		**C3**	108,10	101,3	196	kPa a
M4	42,09	0	100	[%]		**C4**	587,6	101,3	981	kPa a
M5	44,04	0	100	[%]		**C5**	489,4	101,3	981	kPa a
M6	45,45	0	100	[%]		**C6**	147,6	101,3	490	kPa a
M7	59,23	0	100	[%]		**C7**	86,0	10	120	ºC
M8	23,13	0	100	[%]		**C8**	60,0	50	80	ºC
M9	40,59	0	100	[%]		**C9**	63,4	0	100	[%]
M10	51,18	0	100	[%]		**C10**	60,5	0	100	[%]
M11	45,37	0	100	[%]		**C11**	83,4	0	100	[%]
M12	62,55	0	100	[%]		**C12**	9,43	0	100	[%]
M13	40,72	0	100	[%]		**C13**	54,89	0	100	[%]
M14	41,75	0	100	[%]		**C14**	44,29	0	100	[%]
M15	38,41	0	100	[%]		**C15**	53,78	0	100	[%]

Os valores finais obtidos para cada variável controlada após o degrau na manipulada são mostrados na Tabela III.2.

Em seguida, conforme emparelhamento escolhido são apresentadas as curvas com o comportamento dinâmico de cada uma das variáveis controladas quando uma perturbação degrau ocorre na respectiva manipulada. Os parâmetros dos modelos estão reportados nas figuras, onde a unidade de tempo encontra-se em minutos, a pressão (C1 a C6) em ΔkPa, a temperatura (C7 e C8) em $\Delta^{o}C$ e o nível (C9 a C15) em %.

Tabela III.2 - Variação das controladas frente a aumento das manipuladas

	Variação de M1	Variação de M2	Variação de M3	Variação de M4	Variação de M5
	novo valor: 36,50	**novo valor:** 43,34	**novo valor:** 22,97	**novo valor:** 37,88	**novo valor:** 39,64
C1	1032,0	980,80	980,50	980,60	980,60
C2	155,20	155,9	147,10	147,20	147,40
C3	110,40	109,50	109,30	108,20	108,20
C4	590,80	589,40	588,30	603,5	606,70
C5	492,30	491,10	490,10	478,20	513,70
C6	149,1	148,30	148,4	147,40	146,8
C7	85,82	85,93	85,88	86,62	86,69
C8	59,89	59,99	59,91	59,87	59,63
C9	4,998	66,26	64,32	63,46	63,45
C10	42,28	38,56	64,59	60,62	60,8
C11	85,92	84,84	83,83	84,44	84,36
C12	8,762	9,08	9,07	9,15	9,15
C13	54,68	53,85	53,56	43,65	47,39
C14	52,33	45,45	41,56	42,27	38,61
C15	51,66	54,20	52,6	51,57	52,55
	Variação de M6	**Variação de M7**	**Variação de M8**	**Variação de M9**	**Variação de M10**
	novo valor: 40,91	**novo valor:** 53,31	**novo valor:** 18,50	**novo valor:** 41,00	**novo valor:** 51,69
C1	980,40	980,60	980,60	980,40	980,60
C2	147,10	146,80	147,10	147,20	147,20
C3	108,30	108,10	108,10	108,30	108,30
C4	587,60	586,00	588,50	588,00	587,80
C5	489,40	488,10	490,60	489,80	489,60
C6	148,00	147,7	149,10	147,9	147,90
C7	85,83	82,71	85,99	85,75	85,92
C8	59,85	59,79	61,24	59,79	59,95
C9	65,24	63,44	63,44	7,685	63,65
C10	61,35	60,63	51,18	61,36	54,77
C11	83,90	84,28	84,29	84,68	84,35
C12	9,22	9,133	9,13	8,814	9,12
C13	54,08	50,67	50,50	54,51	52,58
C14	43,85	40,76	40,67	43,2	41,66
C15	53,75	54,28	53,99	54,17	54,09
	Variação de M11	**Variação de M12**	**Variação de M13**	**Variação de M14**	**Variação de M15**
	novo valor: 45,60	**novo valor:** 62,49	**novo valor:** 41,13	**novo valor:** 41,33	**novo valor:** 38,03
C1	980,30	979,60	980,10	980,10	980,10
C2	147,20	147,40	147,30	147,20	147,20
C3	108,20	108,20	108,40	108,30	108,30
C4	587,80	587,40	587,10	587,40	587,30
C5	490,40	491,30	489,10	489,40	489,20
C6	147,9	147,90	148	148,00	148
C7	85,49	85,50	85,58	85,58	85,61
C8	59,51	59,51	59,59	59,57	59,61
C9	68,62	68,16	67,09	66,83	66,65
C10	61,19	61,14	61,68	61,30	61,5
C11	82,26	83,50	83,35	83,22	83,34
C12	10,96	12,30	9,66	9,33	9,442
C13	56,03	58,26	5,00	54,73	54,89
C14	43,96	44,90	45,01	66,65	44,27
C15	54,41	53,93	53,71	53,88	58,24

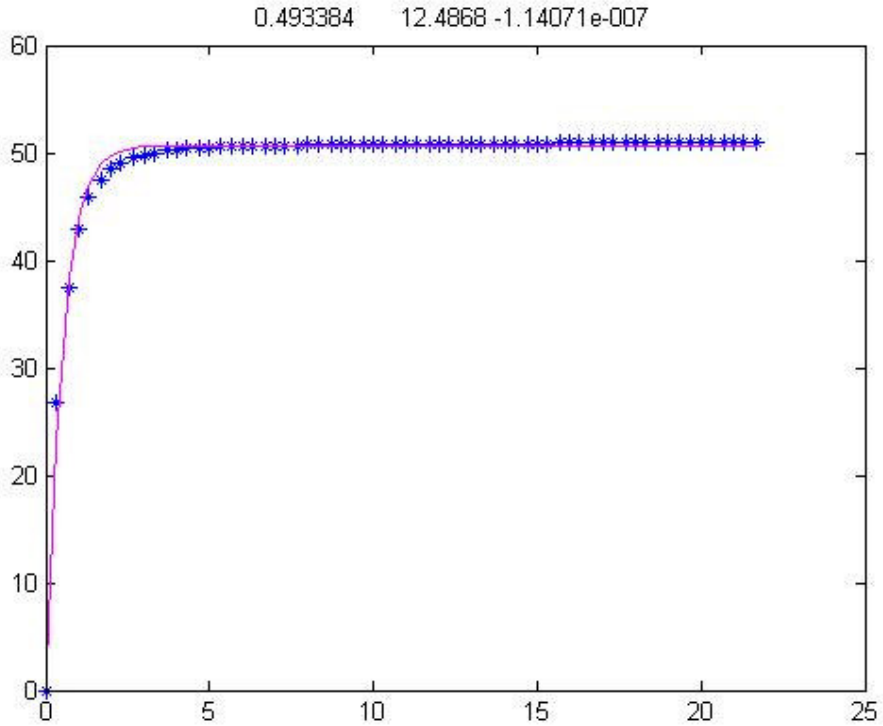

Figura III.1 - Comportamento de C1 à perturbação degrau de 10% em M1

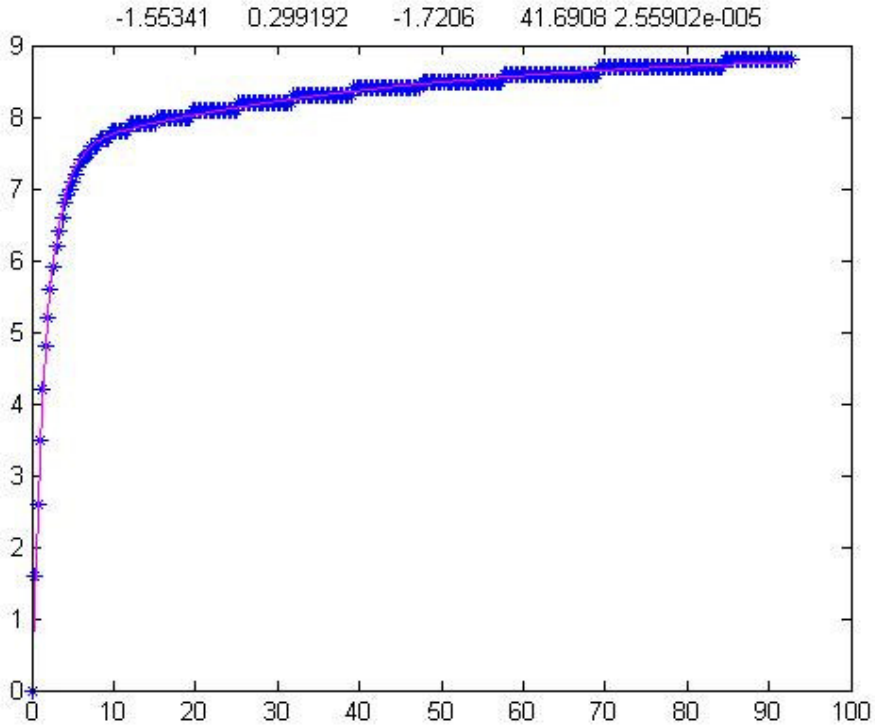

Figura III.2 - Comportamento de C2 à perturbação degrau de 10% em M2

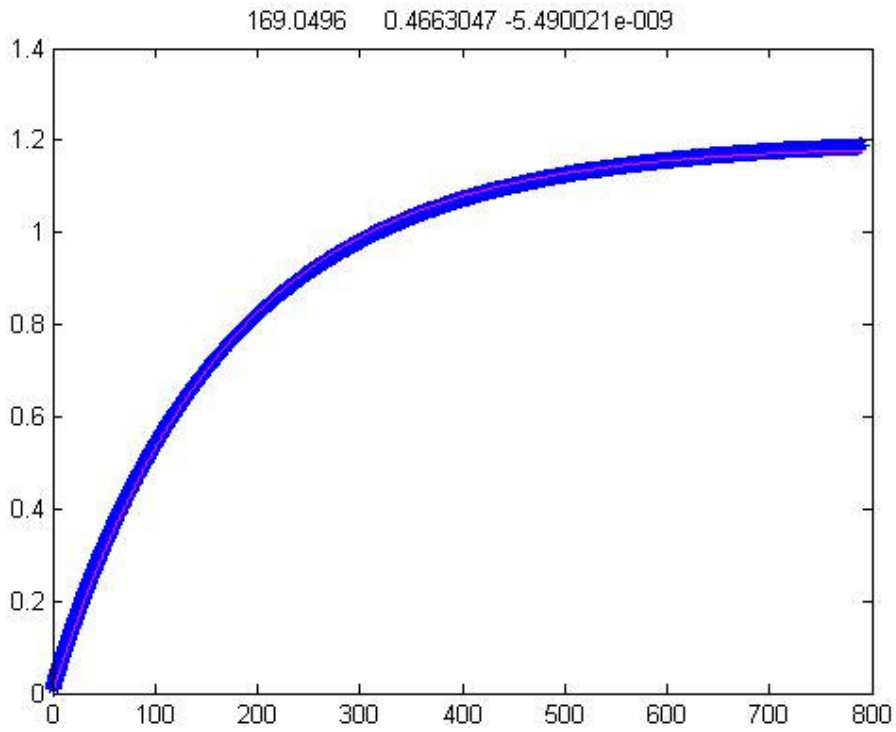

Figura III.3 - Comportamento de C3 à perturbação degrau de 10% em M3

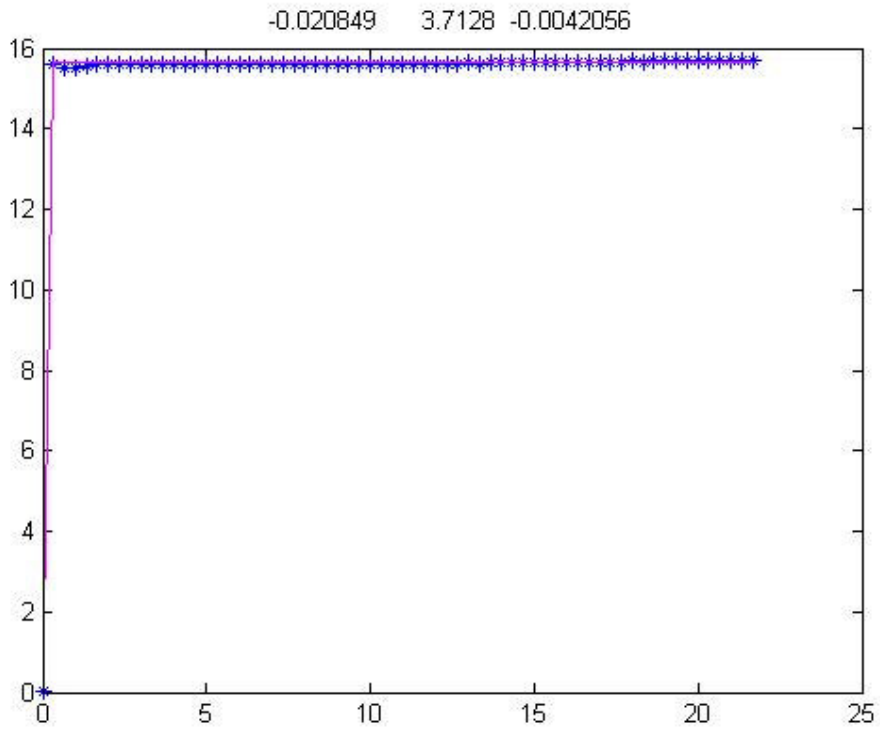

Figura III.4 - Comportamento de C4 à perturbação degrau de 10% em M4

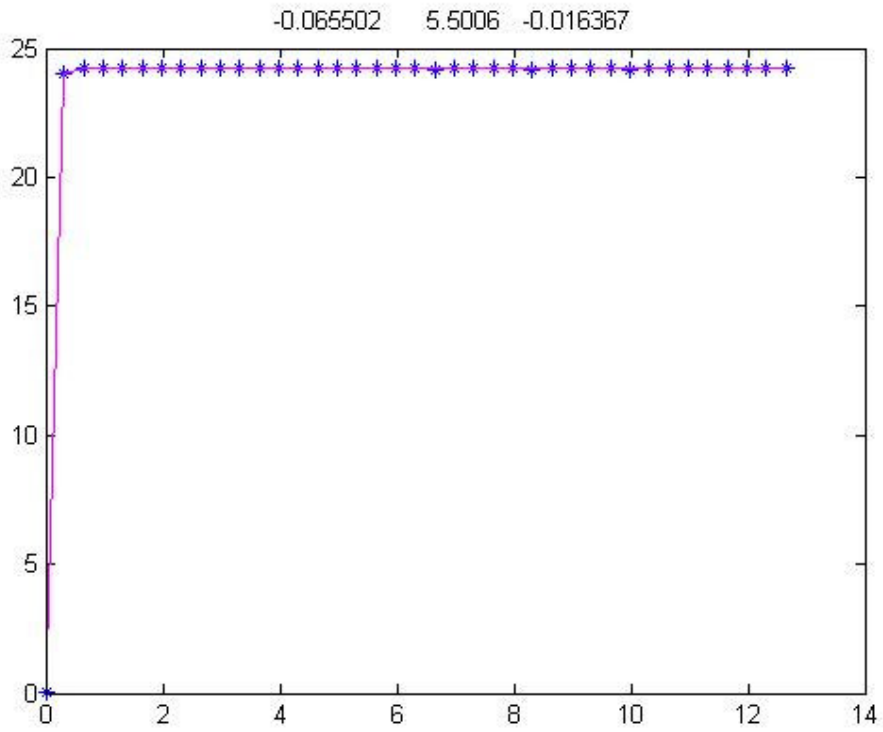

Figura III.5 - Comportamento de C5 à perturbação degrau de 10% em M5

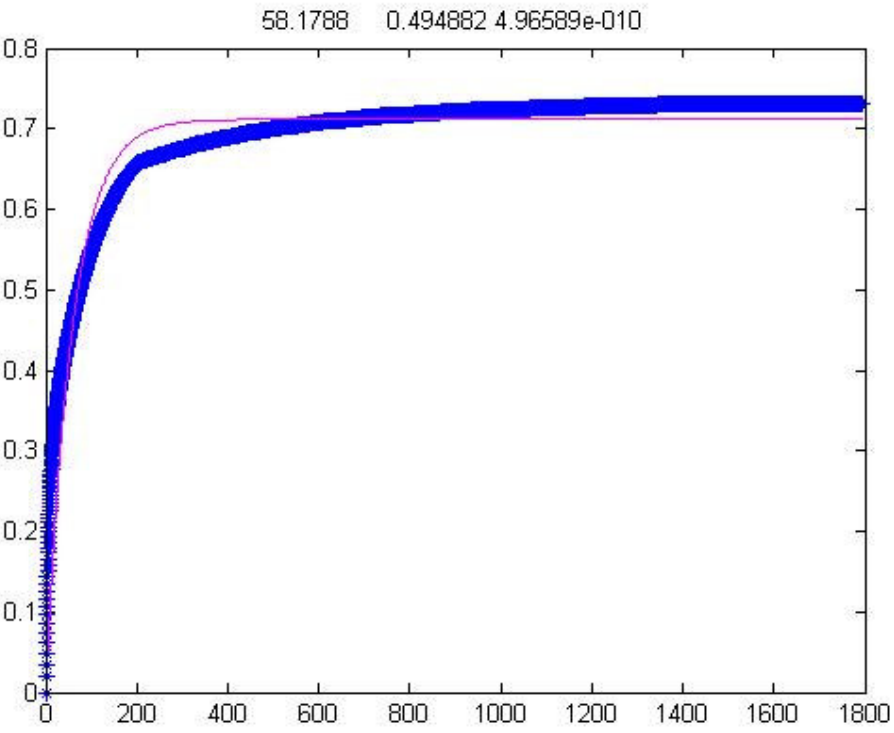

Figura III.6 - Comportamento de C6 à perturbação degrau de 10% em M6

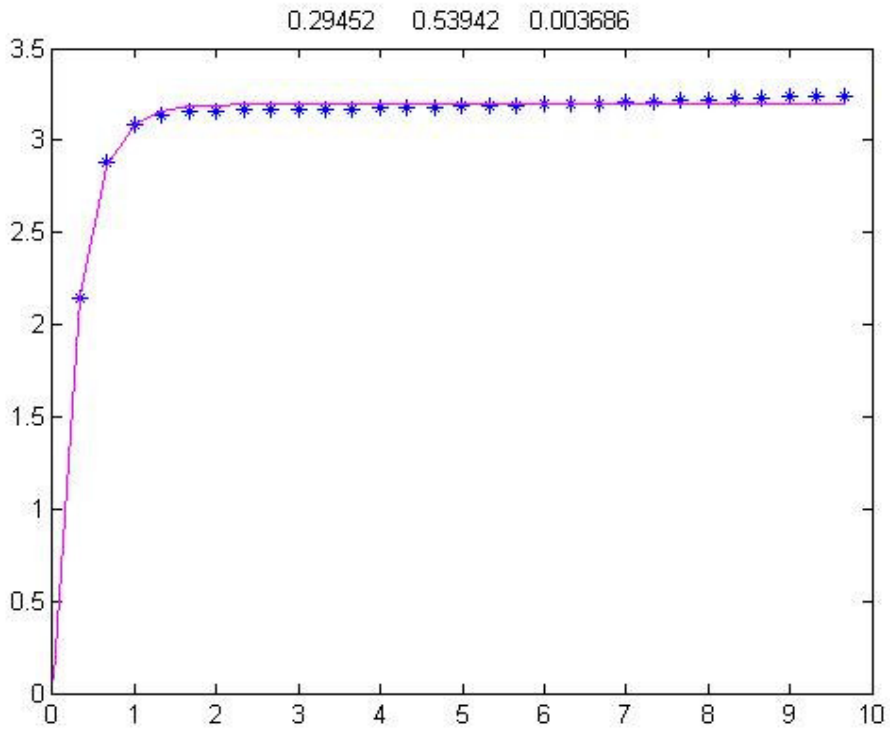

Figura III.7 - Comportamento de C7 à perturbação degrau de 10% em M7

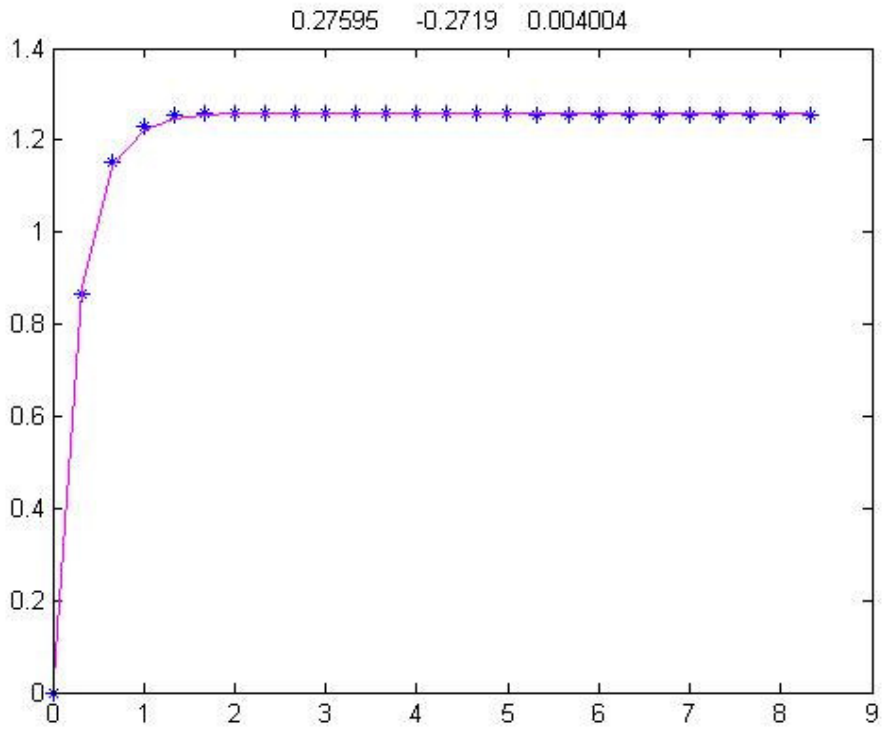

Figura III.8 - Comportamento de C8 à perturbação degrau de 20% em M8

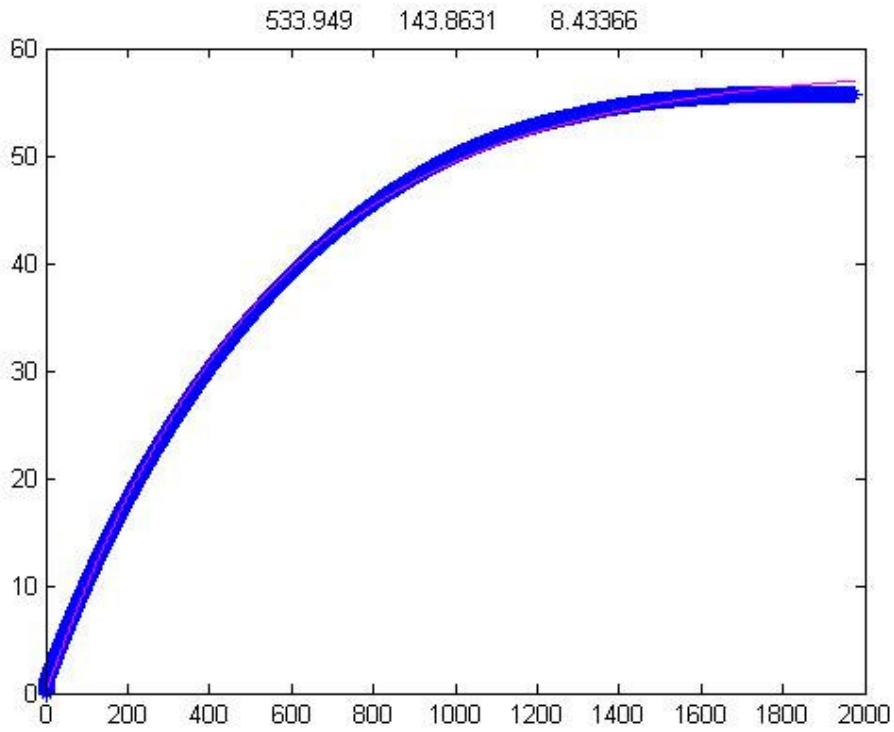

Figura III.9 - Comportamento de C9 à perturbação degrau de 1% em M9

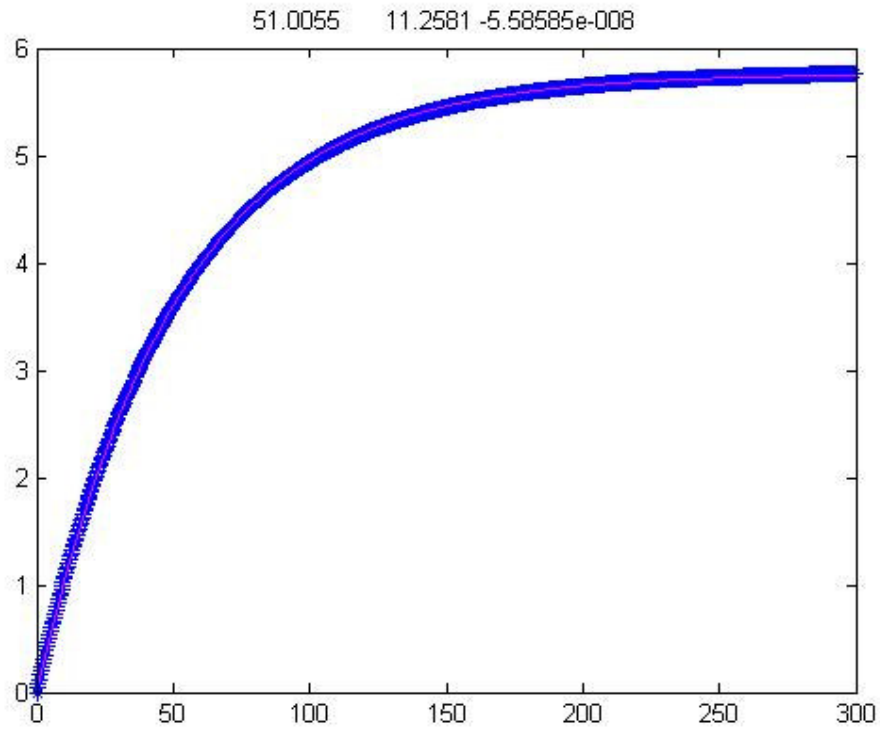

Figura III.10 - Comportamento de C10 à perturbação degrau de 1% em M10

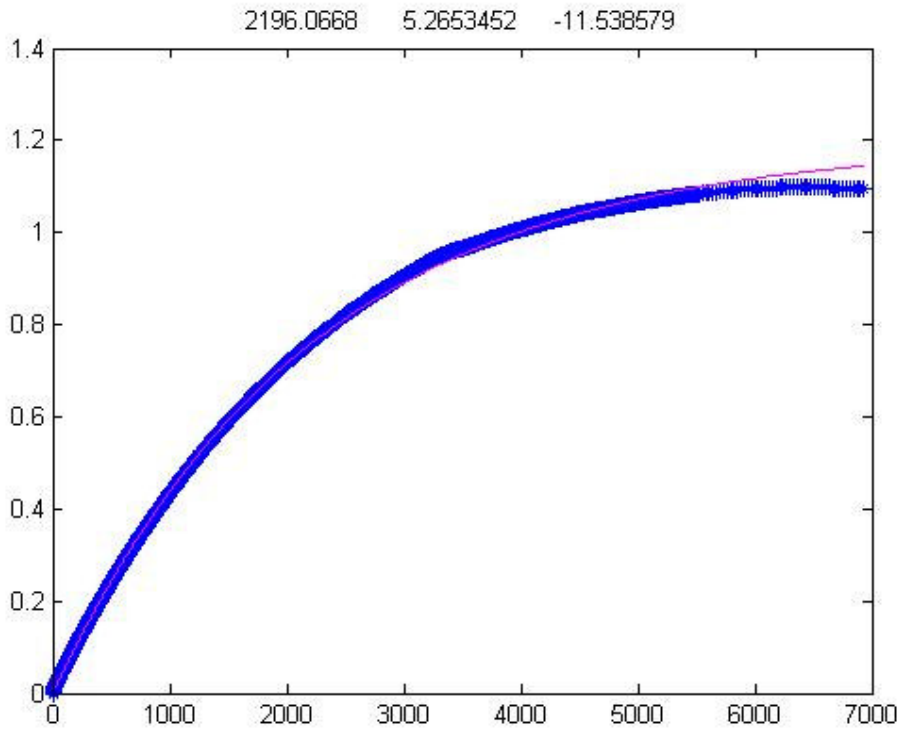

Figura III.11 - Comportamento de C11 à perturbação degrau de 1% em M11

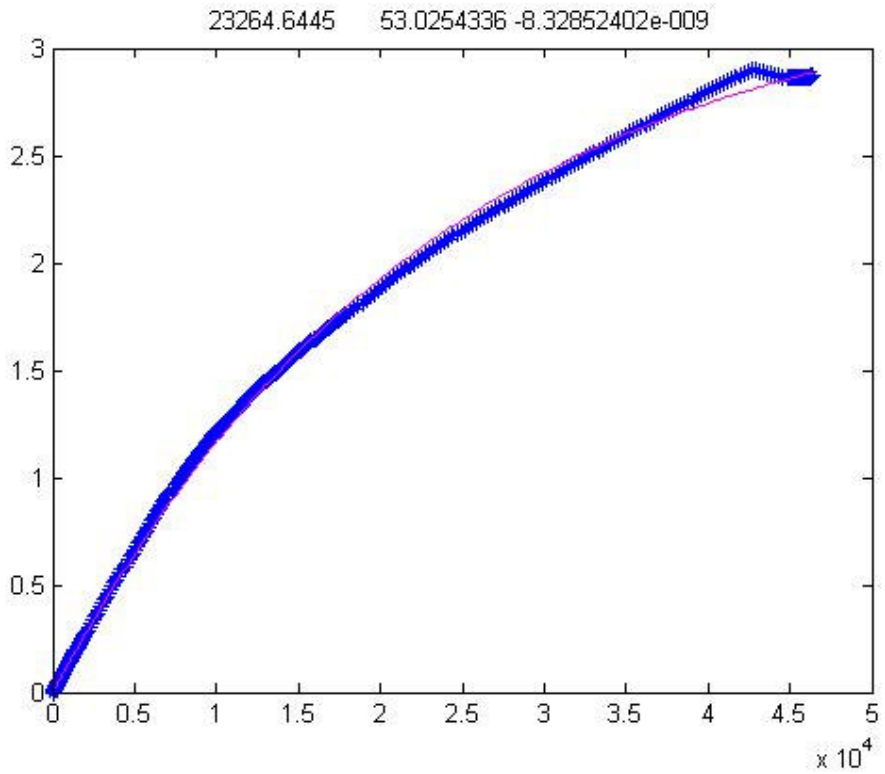

Figura III.12 - Comportamento de C12 à perturbação degrau de 0,1% em M12

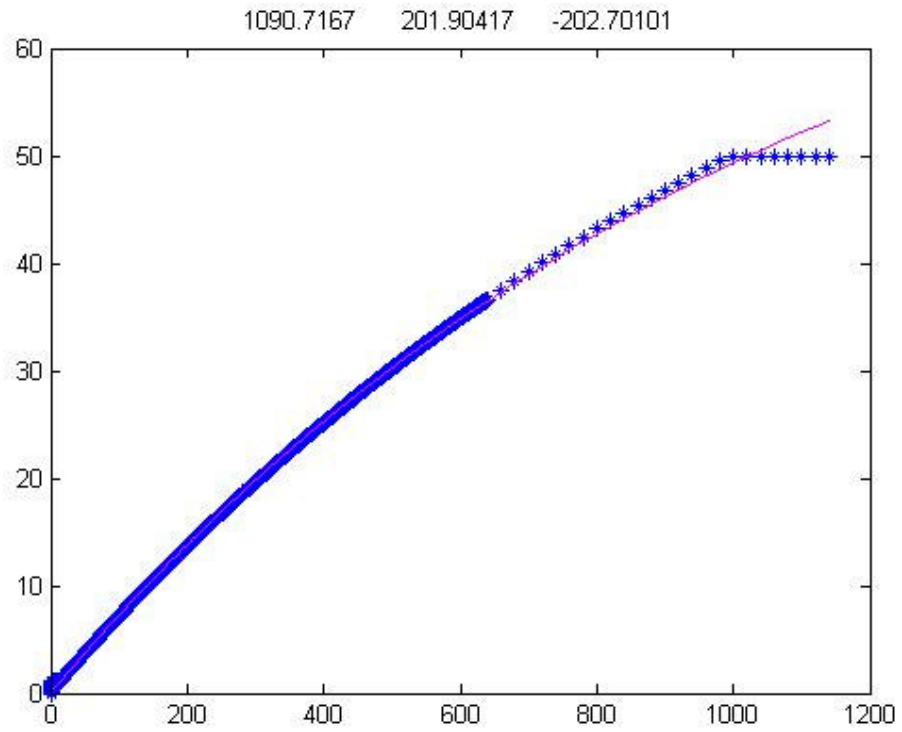

Figura III.13 - Comportamento de C13 à perturbação degrau de 1% em M13

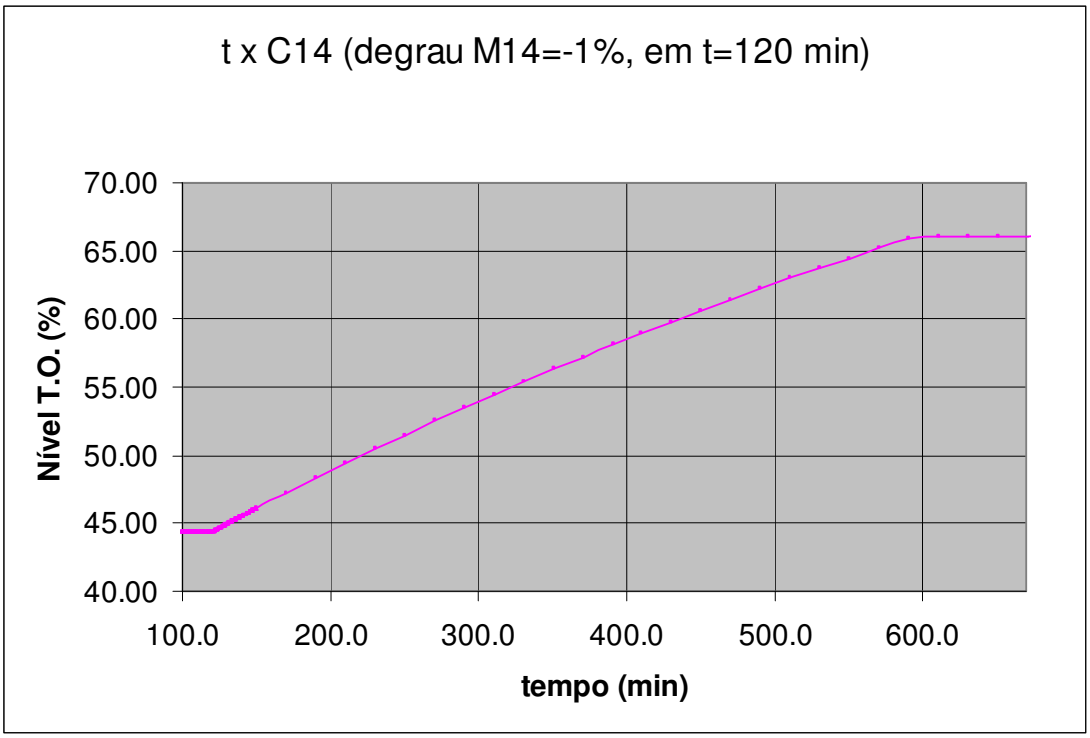

Figura III.14 - Comportamento de C14 à perturbação degrau de 1% em M14

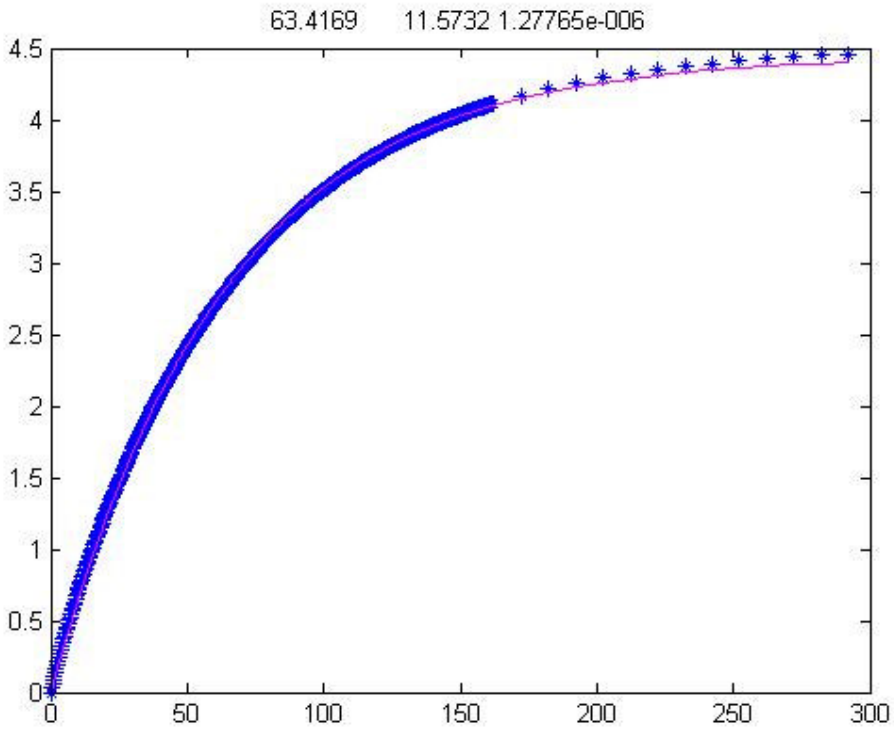

Figura III.15 - Comportamento de C15 à perturbação degrau de 1% em M15

IV. APÊNDICE IV:

Resultados dos Controladores de Pressão e Temperatura do Caso 2

A Figura IV.1, a seguir, mostra as variações das vazões de gás e líquido sentidas na entrada da planta de processo.

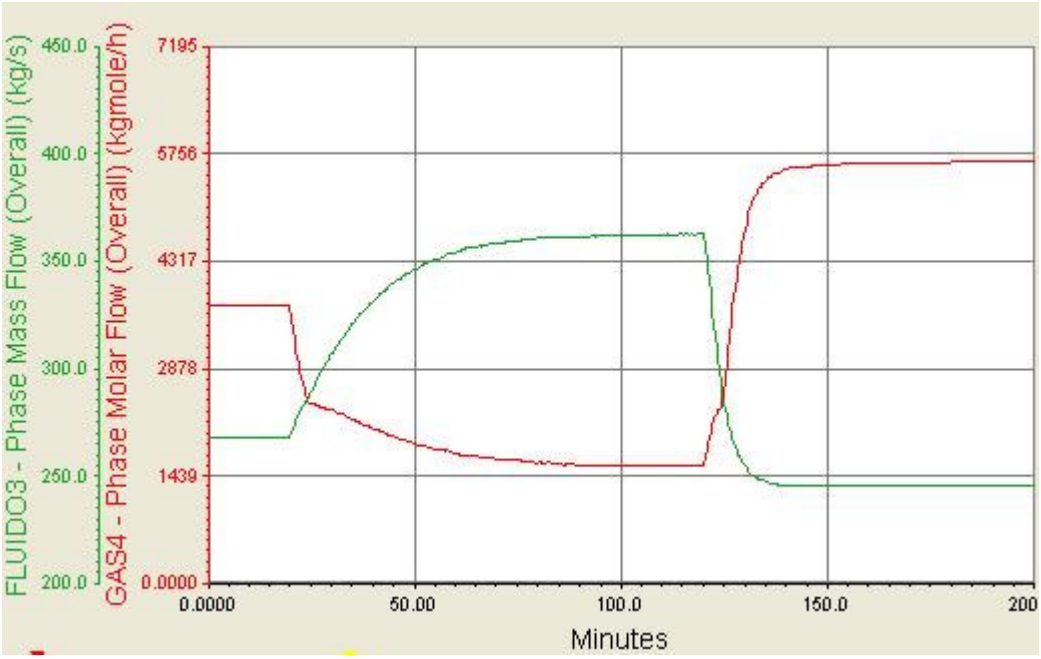

Figura IV.1 - Perturbações nas vazões de líquido e gás

As próximas figuras apresentam o comportamento das variáveis controladas de pressão e temperatura para a sintonia manual (lado esquerdo) e novos parâmetros (lado direito). Ambas as sintonias conseguiram amenizar as perturbações, porém os novos parâmetros apresentaram resultados ligeiramente melhores. A faixa do eixo das abscissas foi ajustada para facilitar a visualização das diferenças, representando em vários casos, uma variação insignificante para o processo, como é o caso dos gráficos de temperatura.

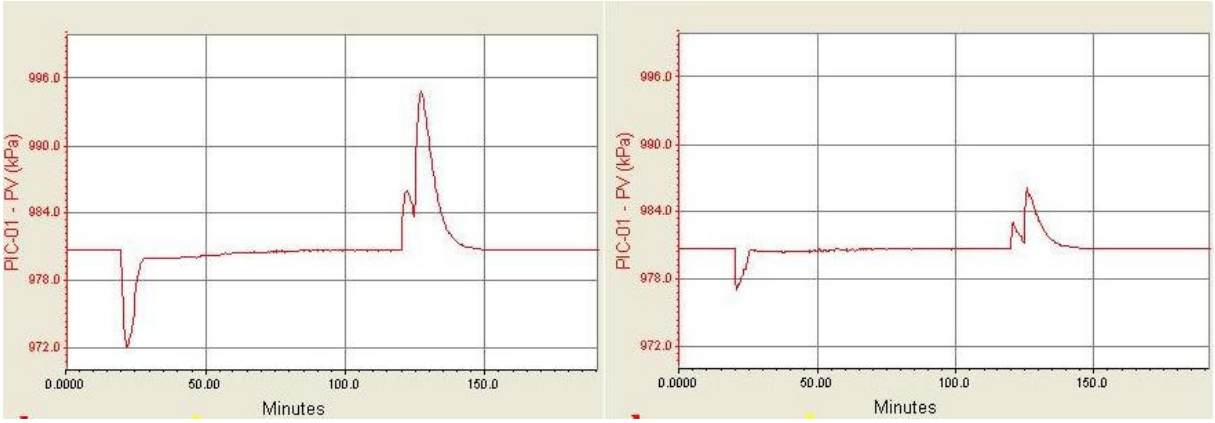

Figura IV.2 - Comportamento da controlada C1

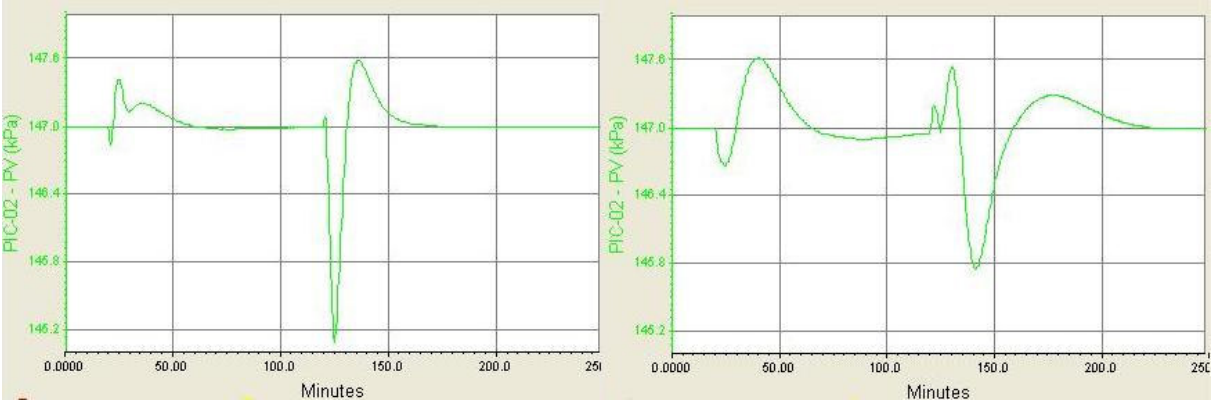

Figura IV.3 - Comportamento da controlada C2

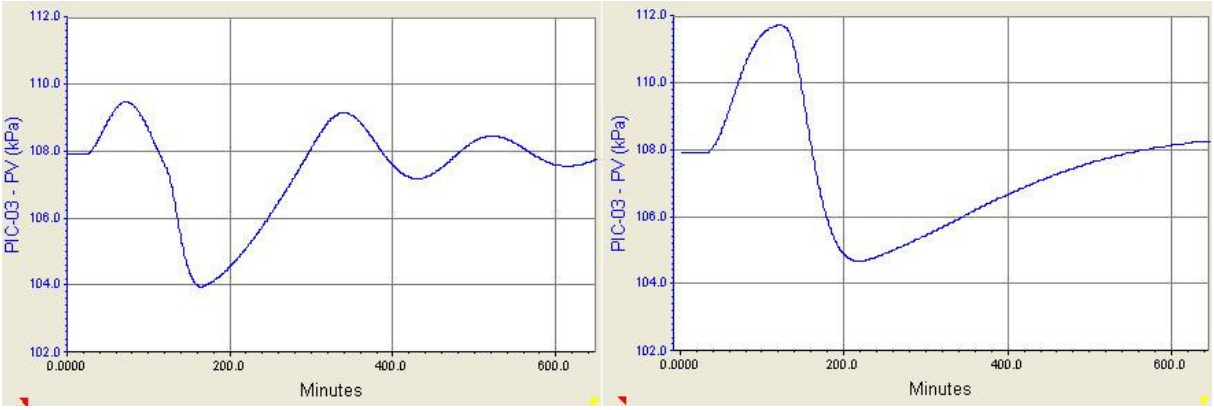

Figura IV.4 - Comportamento da controlada C3

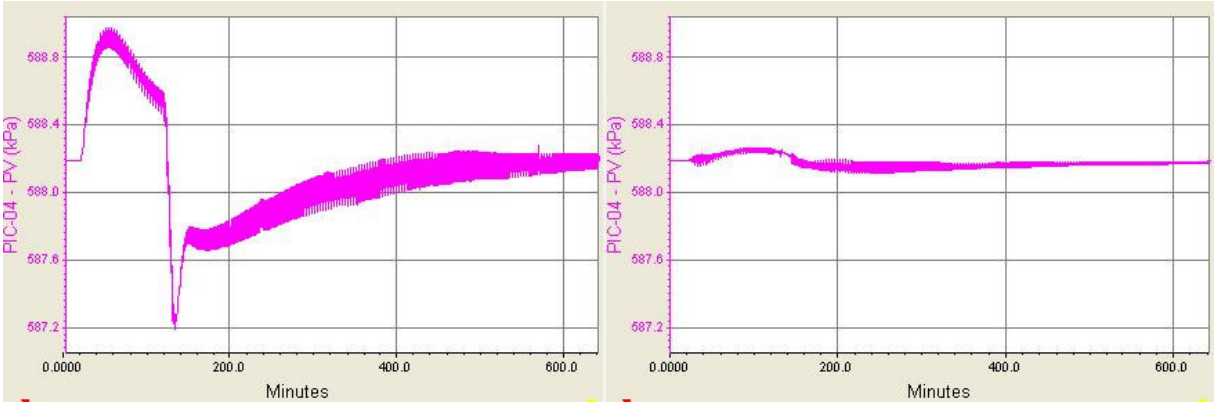

Figura IV.5 - Comportamento da controlada C4

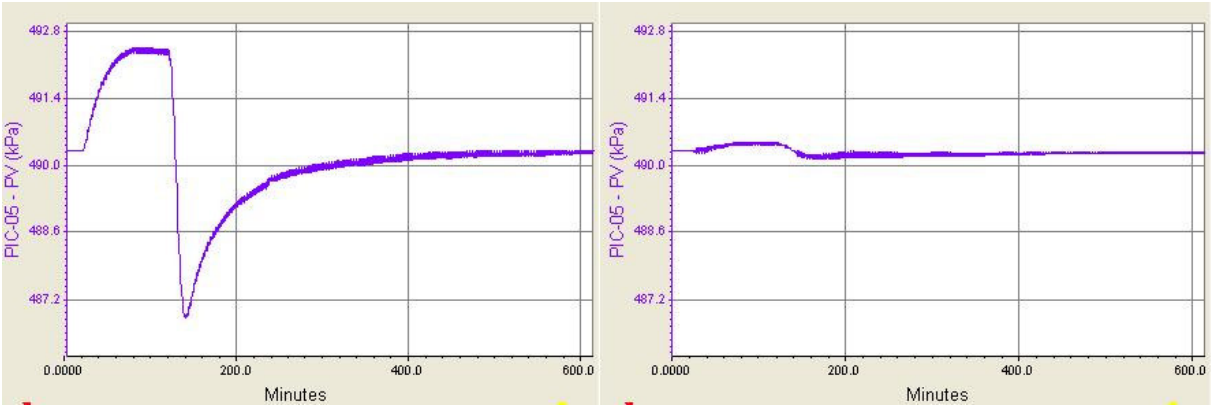

Figura IV.6 - Comportamento da controlada C5

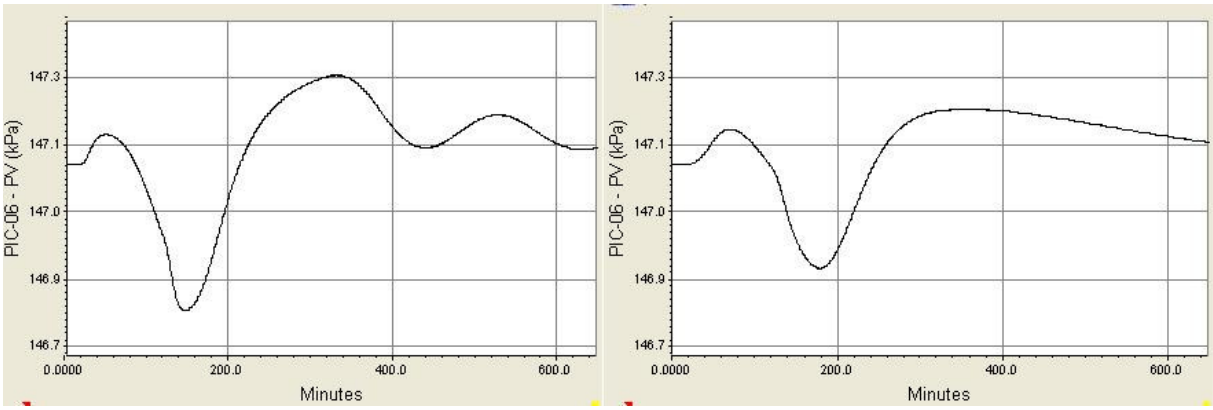

Figura IV.7 - Comportamento da controlada C6

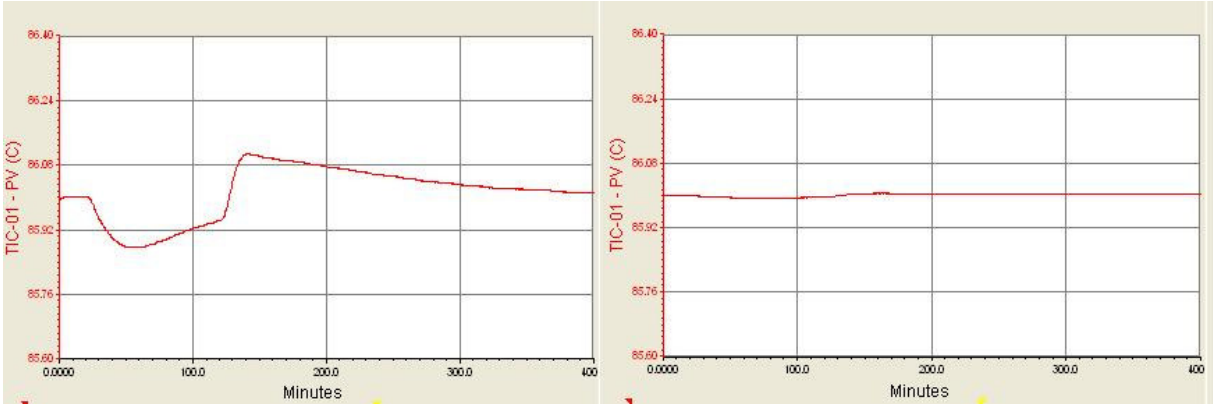

Figura IV.8 - Comportamento da controlada C7

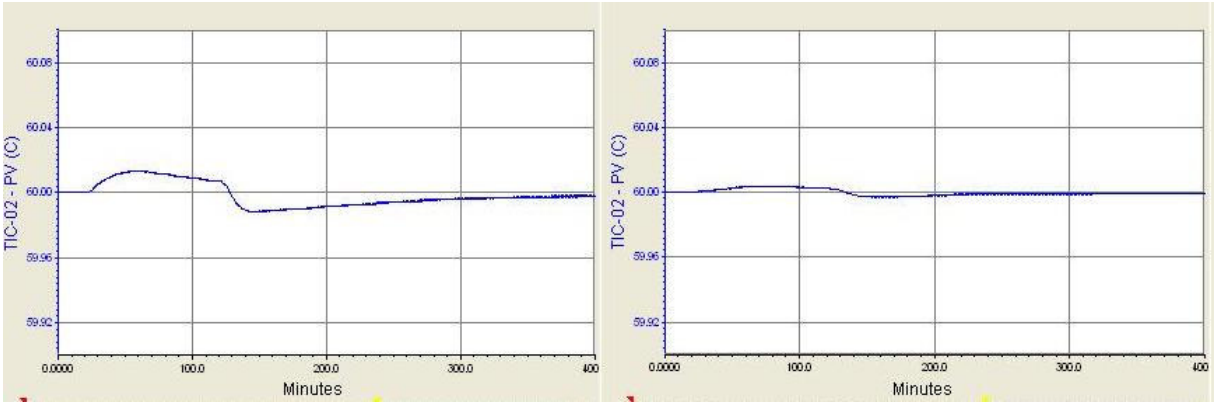

Figura IV.9 - Comportamento da controlada C8

V. APÊNDICE V:

Resultados dos Testes de Controle de Golfada

Nos gráficos a seguir a legenda SEM CONTROLE indica a alternativa somente com o controle da planta, sem controle específico para amenizar as golfadas.

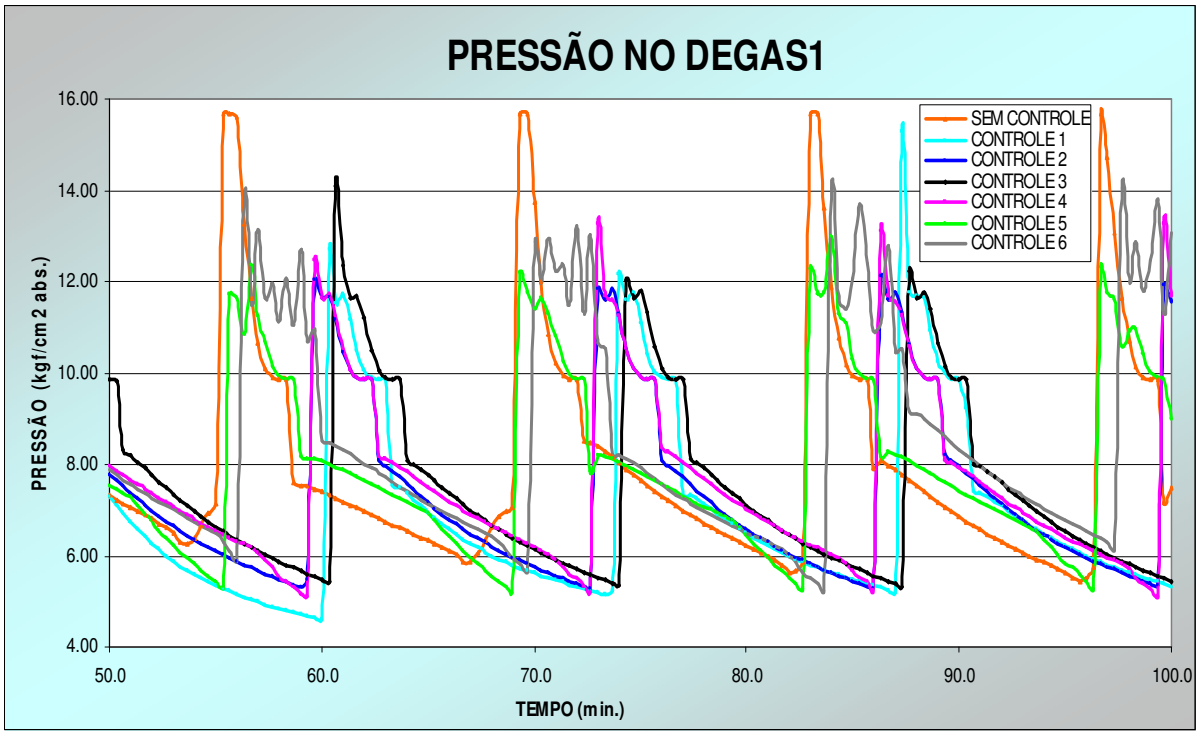

Figura V.1 - Pressão no primeiro vaso

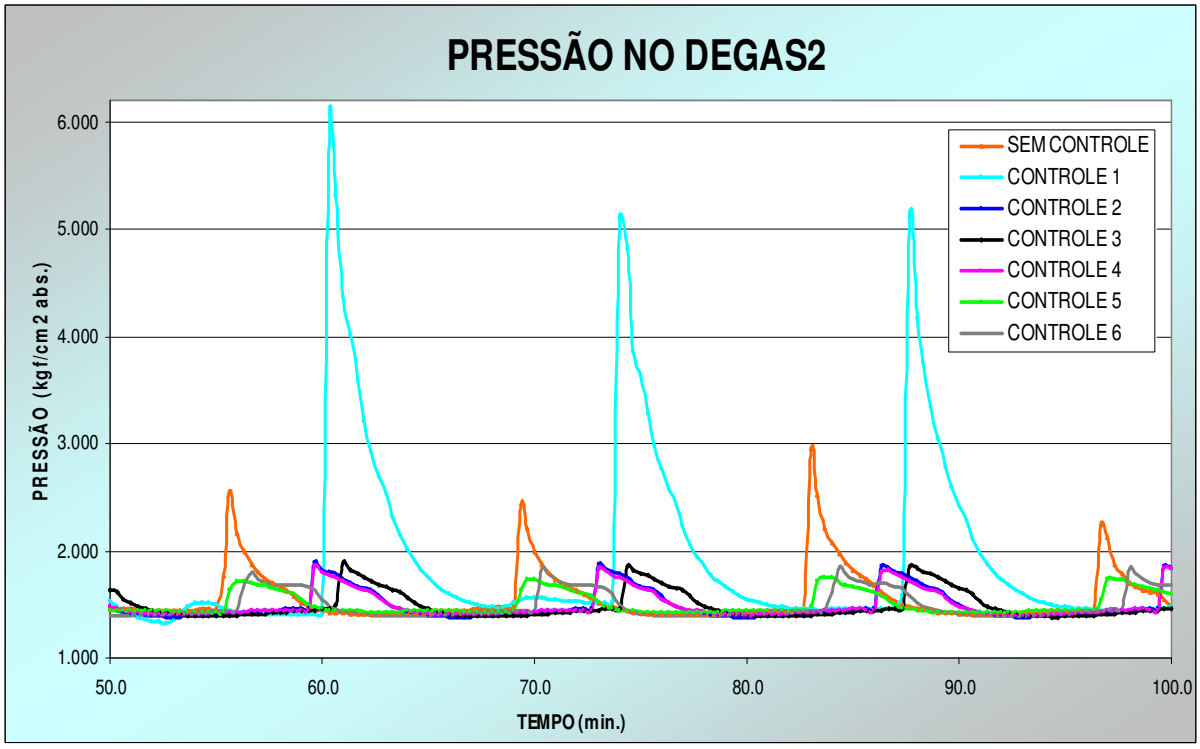

Figura V.2 - Pressão no segundo vaso

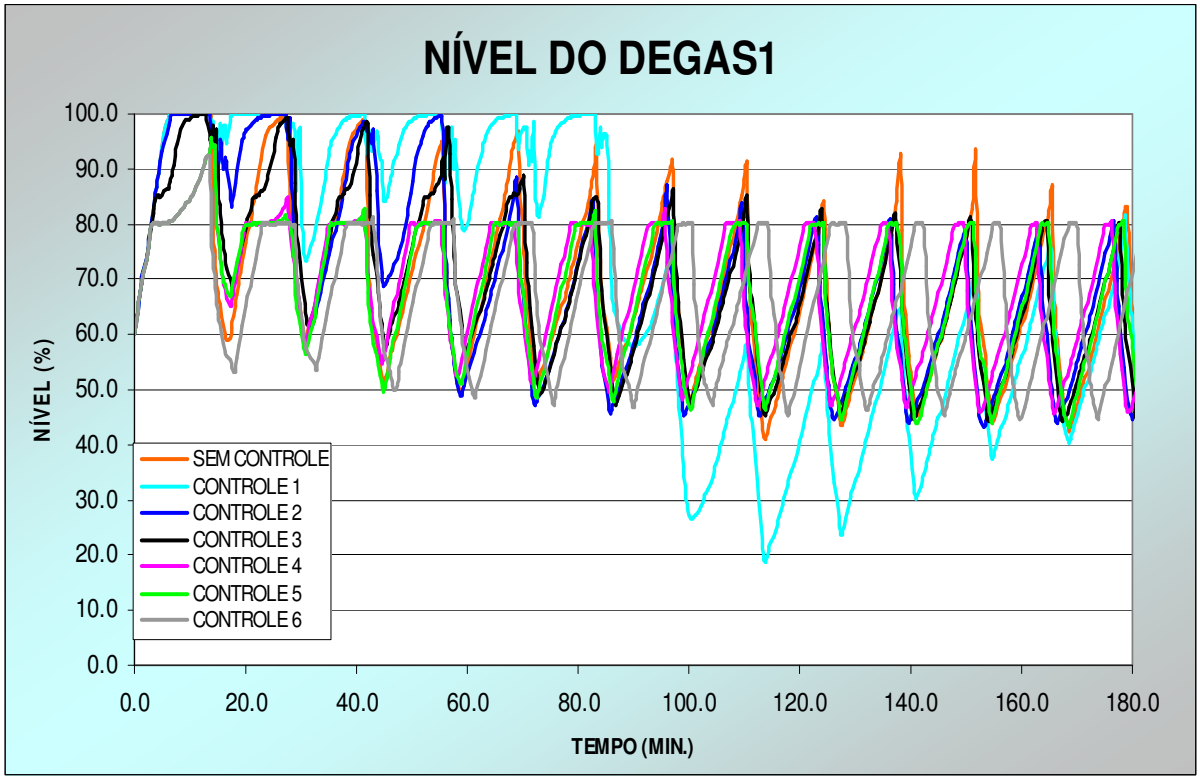

Figura V.3 - Nível de líquido no primeiro vaso

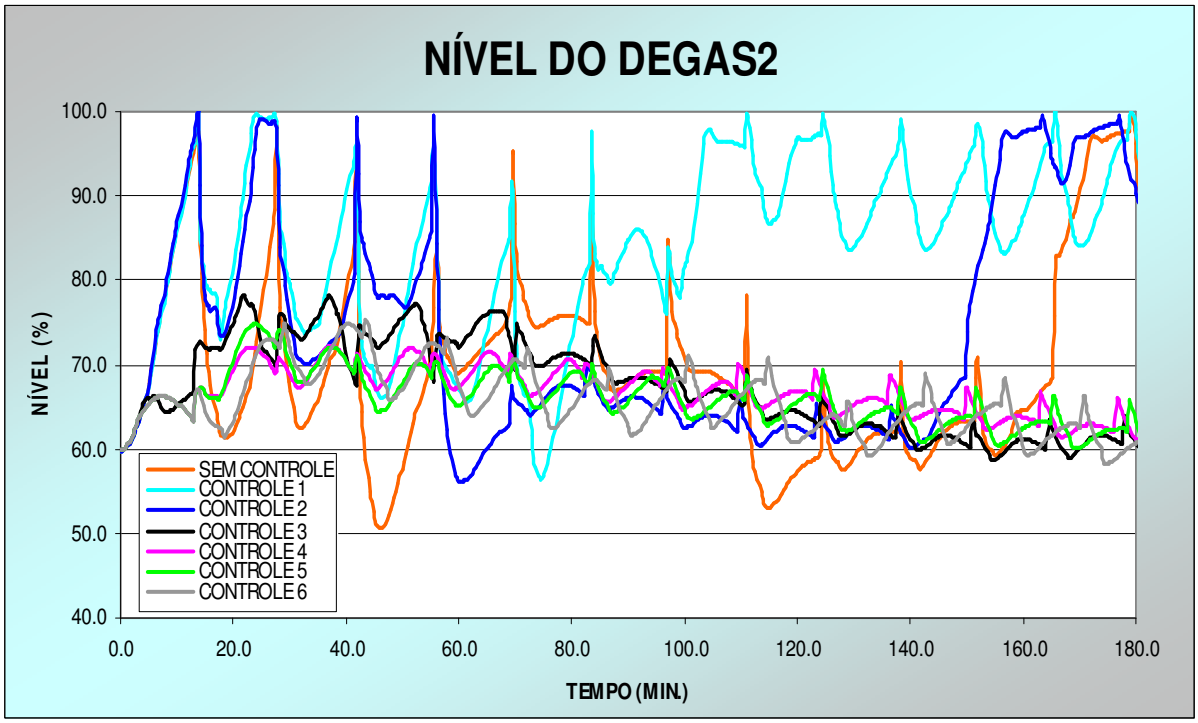

Figura V.4 - Nível de líquido no segundo vaso

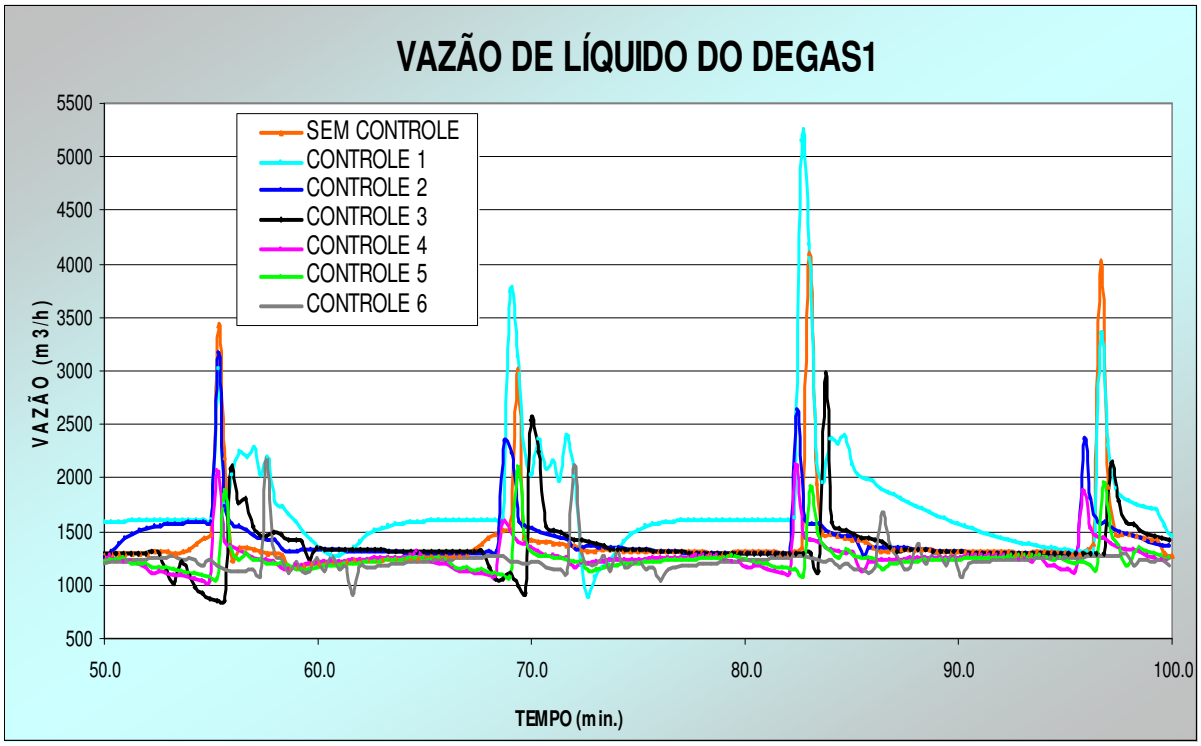

Figura V.5 - Vazão de líquido na saída do primeiro vaso

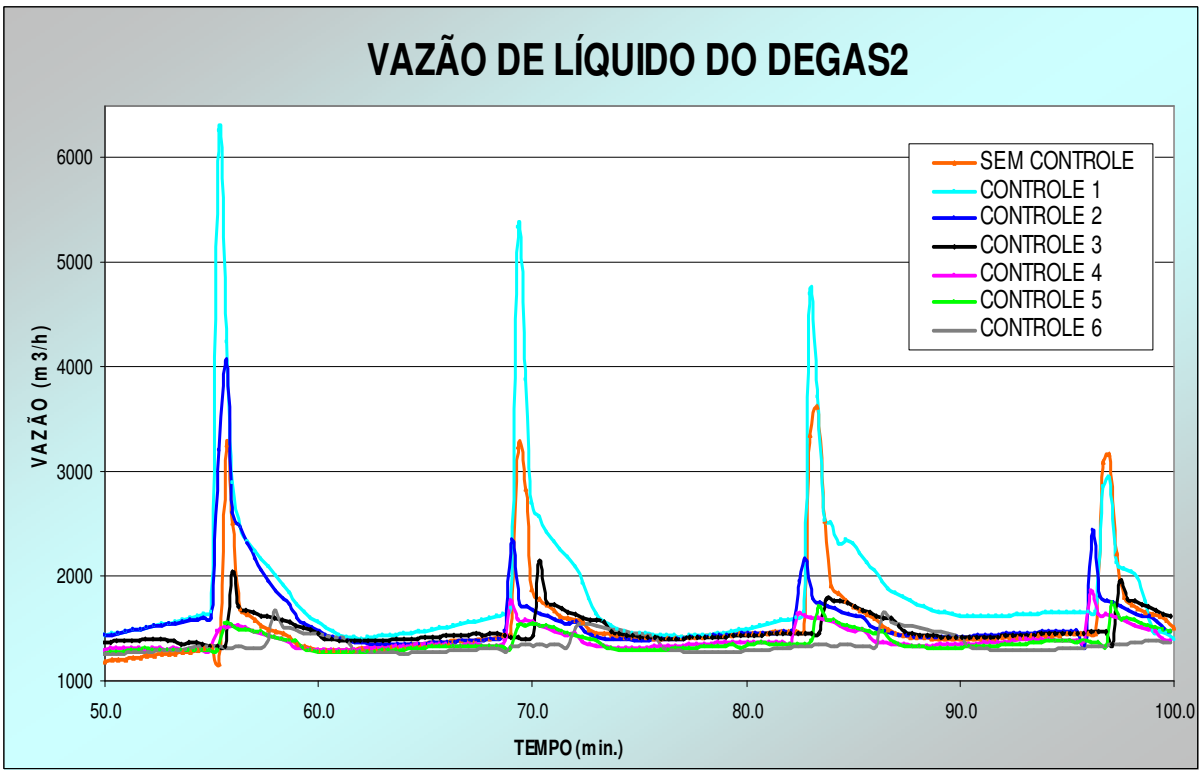

Figura V.6 - Vazão de líquido na saída do segundo vaso

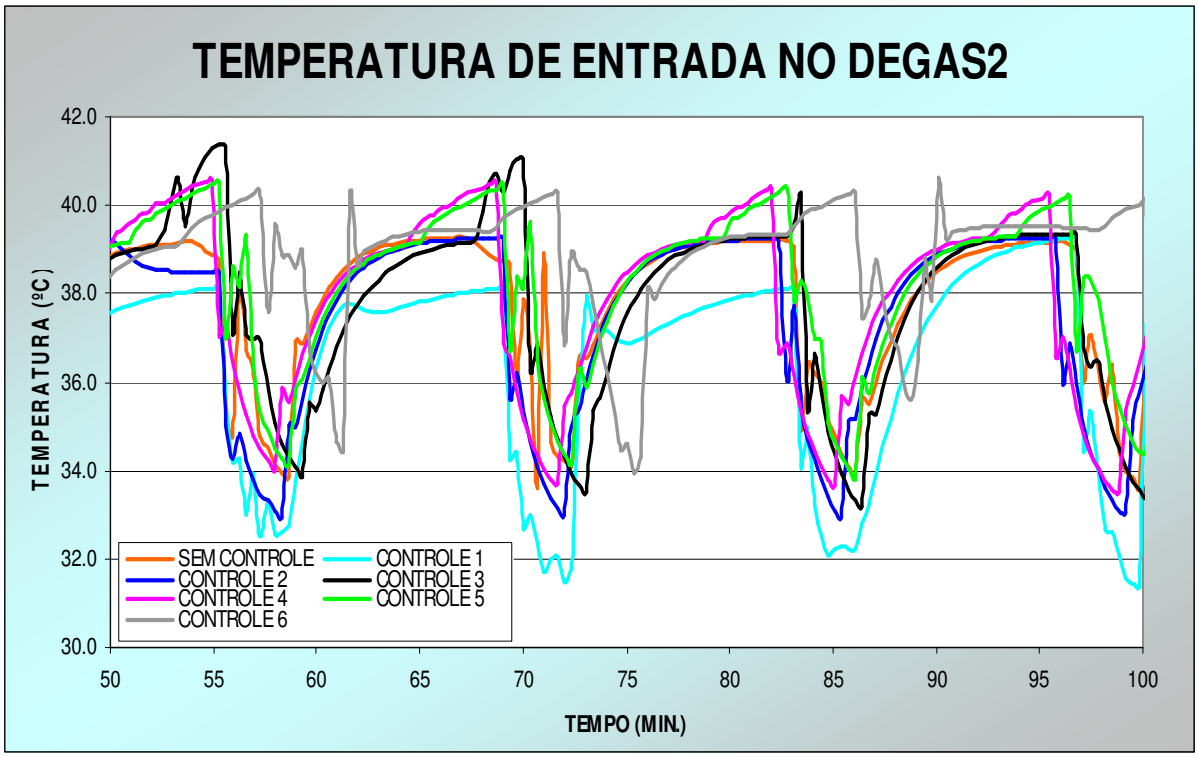

Figura V.7 - Temperatura após junção com a corrente quente de reciclo

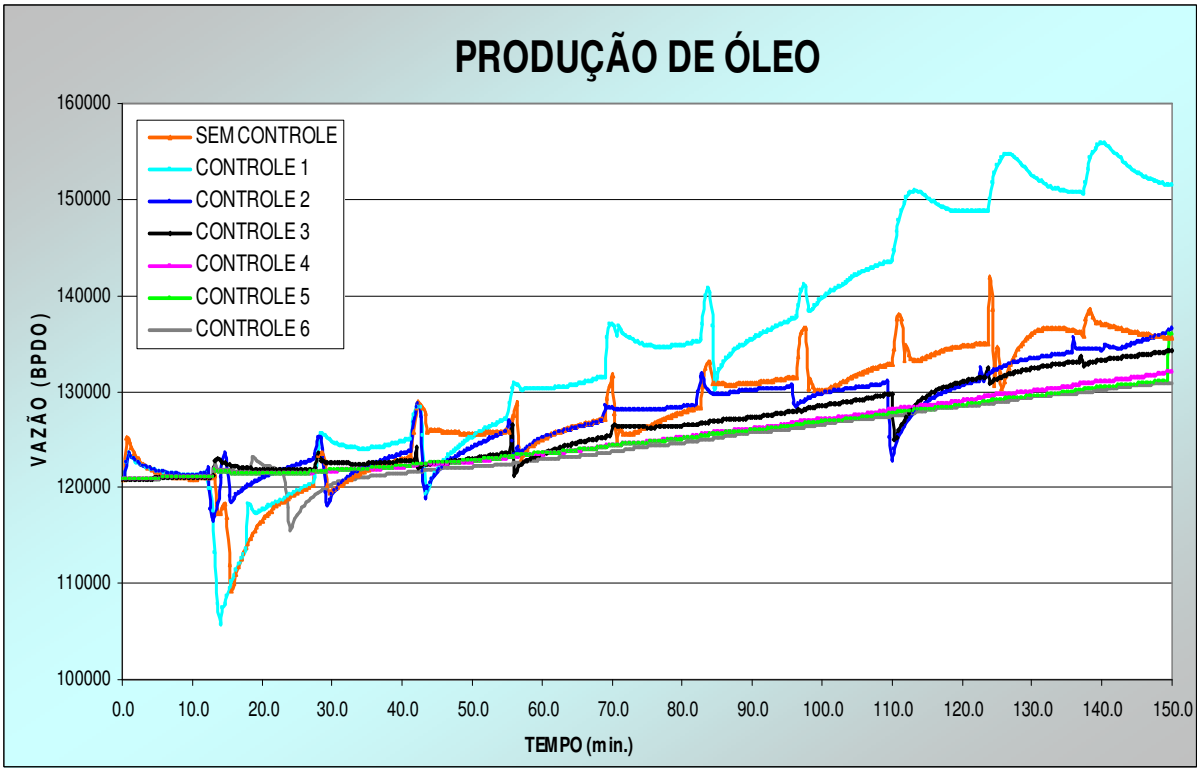

Figura V.8 - Vazão de óleo na saída do separador atmosférico

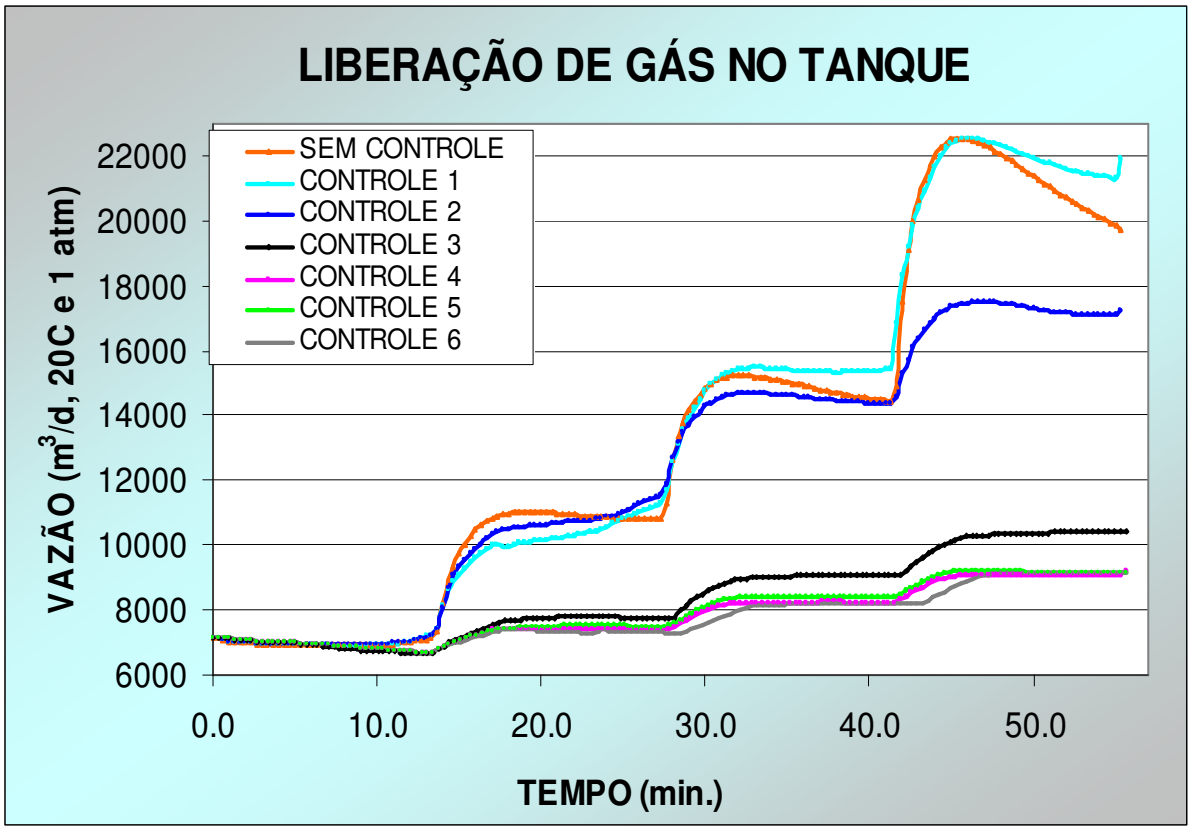

Figura V.9 - Vazão de gás liberada no tanque

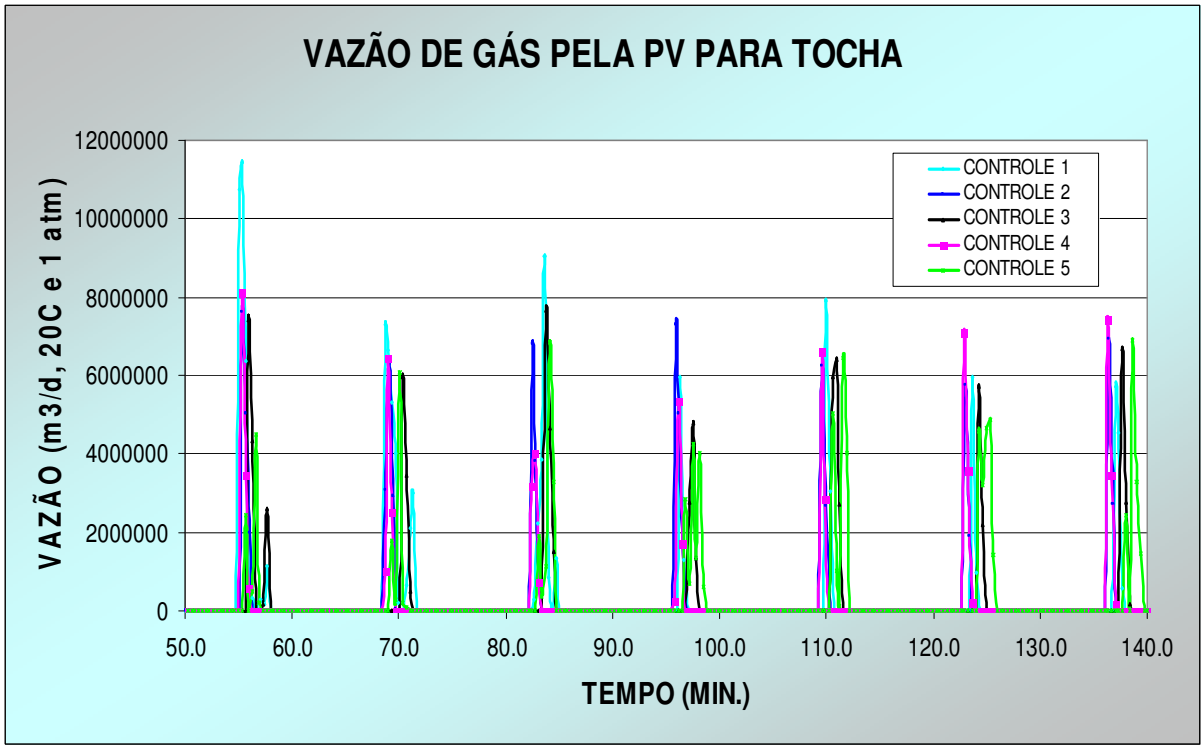

Figura V.10 - Vazão de gás através da PV para a tocha