



Análise Dinâmica de Planta de Processamento *Offshore* de Gás Natural

Lara de Oliveira Arinelli

Projeto Final de Curso

Orientadores

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

Março de 2014

ANÁLISE DINÂMICA DE PLANTA DE PROCESSAMENTO *OFFSHORE* DE GÁS NATURAL

Lara de Oliveira Arinelli

Projeto Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenharia Química.

Aprovado por:

Carlos André Vaz Jr., D.Sc.

Hellen Patrícia Moreira Carvalho, M.Sc.

Jailton Ferreira do Nascimento, M.Sc.

Orientado por:

Ofélia de Queiroz F. Araújo, Ph. D.

José Luiz de Medeiros, D. Sc.

Rio de Janeiro, RJ – Brasil
Março de 2014

Arinelli, Lara.

Análise Dinâmica de Planta de Processamento *Offshore* de Gás Natural / Lara Arinelli.
Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2014.

xii, 81p.;il

(Projeto Final de Curso) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química,
2014.

Orientadores:

Ofélia de Queiroz F. Araújo

José Luiz de Medeiros

1. Processamento de Gás Natural. 2. Análise Dinâmica. 3. HYSYS. 4. Projeto Final de
Curso. (Graduação - UFRJ/EQ). 5. Ofélia de Queiroz F. Araújo 6. José Luiz de
MedeirosI. Análise de Planta de Processamento *Offshore* de Gás Natural.

AGRADECIMENTOS

Primeiramente agradeço aos meus pais, Roberto e Simone, por todo carinho e suporte prestado ao longo da minha vida. Sem vocês eu não seria o que sou hoje e o que posso me tornar amanhã.

Aos demais familiares e agregados, em especial meus avós, Walter e Marisa, e minha irmã Mariana, muito obrigada pelo apoio e confiança de sempre.

Ao meu sobrinho Fábio, pelas risadas que me proporciona diariamente e por entender os momentos em que preciso estudar.

Ao meu namorado, João Pedro, por todo apoio, carinho e compreensão nos momentos de dificuldade, muito obrigada por estar sempre ao meu lado.

A todos os meus amigos, principalmente minhas amigas de colégio, agradeço pela compreensão nos momentos de ausência e pela motivação a sempre seguir em frente.

Aos meus orientadores, Ofélia de Queiroz Araújo e José Luiz de Medeiros, pelos ensinamentos, pelo suporte e pela compreensão, muitíssimo obrigada.

Aos demais professores e funcionários da Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, por terem me proporcionado uma excelente formação como pessoa e como profissional.

Resumo de Projeto Final de Curso apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Engenheiro Químico.

ANÁLISE DINÂMICA DE PLANTA DE PROCESSAMENTO *OFFSHORE* DE GÁS NATURAL

Lara de Oliveira Arinelli

Março de 2014

Orientadores: Prof. Ofélia de Queiroz F. Araújo, Ph. D
Prof. José Luiz de Medeiros, D.Sc

O gás natural proveniente dos *risers* de produção contém contaminantes cujas concentrações devem ser ajustadas de forma a permitir o escoamento seguro, sem maiores danos a tubulações e equipamentos. Dependendo da composição do gás e de seu ambiente de exploração, diferentes processos devem ser utilizados no condicionamento primário nas plataformas *offshore* para atingir os requisitos de transporte e/ou comercialização do gás

A operação dos processos de tratamento do gás está naturalmente relacionada a dificuldades dinâmicas que podem comprometer a produção e a segurança do processo. Tais instabilidades transientes são decorrentes de oscilações de alta frequência e amplitude na vazão de carga (golfadas), além de outras perturbações, como entradas e saídas de poços, paradas não-programadas e repartidas. Dessa forma, o controle de processos de uma planta de condicionamento de gás natural deve ser suficientemente robusto a fim de garantir a estabilidade operacional do processo.

O trabalho propõe inicialmente um fluxograma de condicionamento de gás natural, construindo um caso base em estado estacionário para um gás com composição similar ao pré-sal. Após análises dos parâmetros operacionais ótimos para atingir as especificações, o processo é transferido para o estado dinâmico e a malha de controle é proposta e sintonizada. Três cenários dinâmicos de oscilação de carga – pulso, sinal senoidal e golfadas – são analisados e a robustez geral do processo é testada. Os resultados apontam para boa controlabilidade da produção e das especificações do gás natural.

ÍNDICE

Capítulo I Introdução	1
Capítulo II Revisão Bibliográfica.....	5
II.1. Gás Natural.....	5
II.1.1. Origem e Composição	5
II.1.2. Gás Natural Associado e Não Associado.....	7
II.1.3. Propriedades e Especificações	9
II.2. Condicionamento do Gás Natural.....	12
II.2.1. Separação	13
II.2.1.1. Separação Trifásica.....	13
II.2.1.2. Separação Bifásica.....	14
II.2.2. Trem de compressão.....	15
II.2.3. Desidratação	18
II.2.4. Remoção de Líquidos de Gás Natural (LGN).....	21
II.2.5. Remoção de CO ₂	23
II.2.6. Recompressão.....	27
II.3. Dimensionamento de Equipamentos	27
II.4. Simulação e Controle de Processos	28
II.4.1. Simulação de Processos	28
II.4.2. Controle de Processos	29
II.4.3. Regime de Escoamento em Golfadas.....	31
Capítulo III Projeto Conceitual do Processo	33
III.1. Premissas	33
III.2. Definição do Caso Base.....	35
III.2.1. Definição do Fluxograma.....	35
III.2.2. Estudo de Caso	44
III.3. Dimensionamento dos equipamentos	46
III.3.1. Vasos	46
III.3.2. Trocadores de Calor	47
III.3.3. Equipamentos Rotativos.....	48
III.3.4. Colunas.....	48
III.3.5. Válvulas.....	49

Capítulo IV	Estudo Dinâmico do Processo.....	50
IV.1.	Estruturas de Controle	50
IV.1.1.	Vasos	50
IV.1.2.	Trocadores de calor	50
IV.1.3.	Desidratação e Regeneração.....	50
IV.2.	Sintonia dos Controladores	51
IV.3.	Análise de cenários dinâmicos	54
IV.3.1.	Cenário 1: perturbações pulso	54
Capítulo V	Conclusões e sugestões para trabalhos futuros.....	69
Capítulo VI	Bibliografia.....	71
APÊNDICE I	74

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. 1 - Oferta Interna de Energia - Brasil 2012 – Fonte: (MME - Ministério de Minas e Energia 2013)	1
Figura 1. 2 - Produção de Energias Primárias - (MME - Ministério de Minas e Energia 2013).....	2
Figura 2. 1 - Reservatório produtor de gás associado.Fonte - (CENPES - PETROBRÁS 2008).....	8
Figura 2. 2 - Reservatório produtor de gás não associado.Fonte - (CENPES - PETROBRÁS 2008)	8
Figura 2. 3 - Equipamento obstruído por formação de hidratos. Fonte: (Vaz, Maia e Santos 2008).....	11
Figura 2. 4 - Hidrato retirado de tubulação. Fonte: (U.S. Geological Survey 2002)	11
Figura 2. 5- Esquema geral de processamento de GN em plataforma offshore – Fonte: (Machado 2012)	13
Figura 2. 6 - Separador Trifásico – Fonte: (Oil and Gas Separator 2009)	14
Figura 2. 7 - Separador bifásico horizontal – Fonte: (Oil and Gas Separator 2009).....	15
Figura 2. 8 - Conjunto rotor de compressor centrífugo – Fonte: (Petrobrás 2002).....	17
Figura 2. 9 - Partes de um compressor centrífugo – Fonte: (Mokhatab, Poe e Speight 2006)	17
Figura 2. 10 - Desidratação por absorção com TEG – Fonte: (Machado 2012)	20
Figura 2. 11 - Fluxograma típico de processo Joule Thomson – Fonte: (Vaz, Maia e Santos 2008).....	23
Figura 2. 12- Indicação de processos de separação de acordo com a alimentação – Fonte: (Pinto, Araújo e Medeiros 2009).....	24
Figura 2. 13 - Comparação de tamanhos entre unidade de separação com membranas e de absorção por aminas – Fonte: Adaptado de Beltrão et al., 2009 apud Machado, 2012	25
Figura 2. 14 - Módulo simples de membrana – Fonte: Adaptado de (Dortmundt e Doshi 1999).....	26
Figura 2. 15 - Módulo de membrana de 2 estágios – Fonte: Adaptado de (Dortmundt e Doshi 1999).....	26
Figura 2. 16 - Representação Entrada-Saída - Fonte: Elaboração própria, com base em (Nunes, Medeiros e Araújo 2010)	30
Figura 2. 17 - Formação de golfadas – Fonte: (Vaz 2009)	32
Figura 3. 1 - Esquema dos processos utilizados – Fonte: Elaboração própria	35
Figura 3. 2 - Fluxograma de processos elaborado.....	36
Figura 3. 3 – Separação Trifásica e Bifásica	37
Figura 3. 4 - Trem de compressão	37
Figura 3. 5 - Desidratação e Regeneração	38

Figura 3. 6 - Coluna Absorvedora.....	38
Figura 3. 7 - Coluna Regeneradora	39
Figura 3. 8 - Remoção de LGN.....	40
Figura 3. 9 - Remoção de CO2.....	41
Figura 3. 10 - Compressão de corrente rica em CO2 para EOR	43
Figura 3. 11 - Recompressão para exportação	43
Figura 3. 12 - Estudo de Caso - Influência da vazão de TEG e de gás de arraste no WDP	45
Figura 3. 13 –Estudo de Caso - Influência das vazões de TEG e gás de arraste na fração mássica do glicol	46
Figura 3. 14 - Estudo de Caso - Relação entre WDP, vazão de TEG e pureza do solvente regenerado	46
Figura 4. 1 - Perturbação pulso negativa na abertura da válvula VLV-100.....	54
Figura 4. 2 - Perturbação pulso positiva na abertura da válvula VLV-100.....	54
Figura 4. 3 - Nível do separador bifásico – pulso negativo.....	55
Figura 4. 4 - Nível do separador bifásico - pulso positivo	55
Figura 4. 5 – Relação entre vazões de TEG e de gás de alimentação na absorvedora - pulso negativo	56
Figura 4. 6 - Relação entre vazões de TEG e de gás de alimentação na absorvedora - pulso positivo.....	56
Figura 4. 7 - Perdas de TEG para emissões na regeneradora - pulsos	57
Figura 4. 8 – Relação entre temperatura do vaso V-400 e HCDP - pulso negativo.....	58
Figura 4. 9 - entre temperatura do vaso V-400 e HCDP - pulso positivo	58
Figura 4. 10 - Vazão de gás final - pulsos.....	59
Figura 4. 11–Ponto de Orvalho de Água no gás final (°C) - pulsos.....	59
Figura 4. 12 - Sinal senoidal de 0,5 ciclo/min.....	60
Figura 4. 13 - Combinação de sinais senoidais (1,0 e 2,0 ciclos/min)	60
Figura 4. 14 – Comparação entre respostas para o vaso bifásico – sinais senoidais.....	61
Figura 4. 15 - Comparação entre respostas na vazão de gás final - sinais senoidais	62
Figura 4. 16 - Ponto de Orvalho de Água no gás final - sinais senoidais	62
Figura 4. 17 - Gerador de golfadas.....	63
Figura 4. 18 - Golfadas na vazão de gás (t/h).....	63
Figura 4. 19 - Golfadas na vazão de óleo (t/h)	64
Figura 4. 20 - Vaso trifásico - golfadas	64
Figura 4. 21 - Vaso bifásico - golfadas	65
Figura 4. 22 - Vazão de TEG (t/h,rosa) , Fração mássica de TEG na corrente pobre (azul claro) e WDP do gás do topo da absorvedora (°C, azul escuro) - golfadas.....	65
Figura 4. 23 - Nível do refeedor (% , azul) , Pressão do refeedor (bar, vermelho) e vazão de perda de TEG no topo da regeneradora (kg/h, rosa) - golfadas	66
Figura 4. 24 - Vazão de gás de arraste (kg/h, cinza) e fração mássica de TEG na corrente pobre (azul) - golfadas.....	66
Figura 4. 25 - Temperatura do V-400 (°C,rosa) e HCDP (°C, azul) - golfadas.....	67
Figura 4. 26 - Vazão de gás final (t/h) - golfadas.....	68

Figura 4. 27 - WDP (°C, rosa) e HCDP (°C, azul) do gás final - golfadas..... 68

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 2. 1 – Composição típica de gás natural bruto – Fonte: (Mokhatab, Poe e Speight 2006).....	6
Tabela 2. 2 - Composições típicas de gás natural no Brasil – Fonte:(Vaz, Maia e Santos 2008).....	6
Tabela 2. 3 - Composições típicas de gás natural em diferentes regiões do planeta – Fonte: (Kidnay e Parrish 2006)	7
Tabela 2. 4 - Composições típicas de GA e GNA – Fonte: (Paz 2011).....	9
Tabela 2. 5- Especificações do gás natural – Fonte: (ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis 2008).....	12
Tabela 2. 6- Comparação entre processos com aminas e membranas – Fonte: (Pinto, Araújo e Medeiros 2009).....	24
Tabela 3. 1 - Composição da Corrente de Gás Adaptada de Vaz (2009).....	33
Tabela 3. 2 - Composição da Corrente de Líquido de acordo com Vaz (2009).....	34
Tabela 3. 3 - Composição da Corrente de Entrada da planta	34
Tabela 3. 4 - Especificações do Gás Natural ANP (Resumo) – Fonte: (ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis 2008).....	34
Tabela 3. 5 - Composição da corrente de LGN.....	41
Tabela 3. 6 - Composição do Retentado Final	42
Tabela 3. 7 - Composição do Permeado Final	42
Tabela 3. 8 - Composição do gás para exportação.....	44
Tabela 3. 9 - Condições do gás para exportação	44
Tabela 3. 10 - Dimensões dos vasos	47
Tabela 3. 11 - Dimensões dos trocadores de calor.....	47
Tabela 3. 12 – Dimensões dos equipamentos rotativos	48
Tabela 3. 13 - Dimensões das colunas	48
Tabela 3. 14 - Dimensões das válvulas	49
Tabela 4. 1 - Dados da literatura para sintonia dos controladores	51
Tabela 4. 2 - Sintonia dos controladores	53

ÍNDICE DE SIGLAS

ANEEL – Agência Nacional de Energia Elétrica

ANP – Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis

DEG – Dietilenoglicol

EOR – *Enhanced Oil Recovery*

FPSO – *Floating Production Storage and Offloading*

GA – Gás Associado

GNA – Gás Não-Associado

HAZOP – *Hazards in Operation*

HCDP – *Hydrocarbon Dew Point* (Ponto de Orvalho de Hidrocarbonetos)

HCS – Hidrocarbonetos

HETP - *Height Equivalent to a Theoretical Plate*

IW – Índice de Wobbe

JT – Joule-Thomson

LGN – Líquidos de Gás Natural

MEG – Monoetilenoglicol

MME – Ministério de Minas e Energia

PID – Proporcional, Integral e Derivativo

PCI – Poder Calorífico Inferior

PCS – Poder Calorífico Superior

RC – Razão de Compressão

SISO – *Single Input Single Output*

TEG – Trietilenoglicol

TREG – Tetraetilenoglicol

UPGN – Unidade de Processamento de Gás Natural

Capítulo I Introdução

Existem registros de conhecimento da humanidade acerca do gás natural há milhares de anos. No entanto, seu valor energético foi reconhecido somente em 900 a.c. na China e foram os chineses que perfuraram o primeiro reservatório de gás natural conhecido, em 211 a.c.. Já na civilização ocidental, o primeiro contato com esse produto ocorreu apenas em 1659 e, ainda assim, sua comercialização se iniciou somente no século seguinte, em 1790 (Mokhatab, Poe e Speight 2006). A difusão mundial da utilização do gás natural como fonte de energia aconteceu após a Segunda Guerra Mundial, com o desenvolvimento de redes de gasodutos e sistemas de estocagem na Europa e nos Estados Unidos (Kidnay e Parrish 2006).

O início da crise no fornecimento de petróleo na década de 1970 e o mais recente apelo ambiental pela redução do uso de energias agressivas ao meio ambiente contribuíram para o crescimento da demanda de fontes alternativas. Nesse contexto, o gás natural adquiriu maior importância mundial. Sua combustão emite taxas mais baixas de gases de efeito estufa quando comparada à dos derivados de petróleo, sendo, portanto, uma fonte de alto potencial de substituição. No Brasil, a entrada em operação do Gasoduto Brasil Bolívia (1999) e as descobertas de importantes reservas nacionais nas bacias de Campos (RJ), Santos (SP) e Urucu (AM) contribuíram significativamente para o aumento da utilização do gás natural.

A participação do gás natural na matriz energética mundial vem crescendo significativamente, representando 21,5% em 2012. No Brasil, a parcela do gás natural na Oferta Interna de Energia foi de 11,5% no mesmo ano, como pode ser observado na Figura 1.1, relativamente mais baixa quando comparada a nível mundial. Entretanto, sua demanda nacional indica bom potencial de crescimento, apresentando 17,6% de aumento em 2012 (MME - Ministério de Minas e Energia 2013).

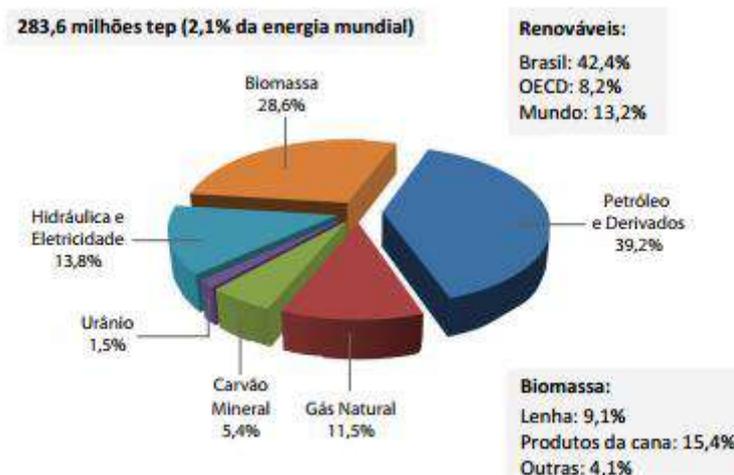


Figura 1. 1 - Oferta Interna de Energia - Brasil 2012 – Fonte: (MME - Ministério de Minas e Energia 2013)

A produção nacional do gás natural foi de 9,9% do total de energias primárias em 2012, um aumento de 7,1% em relação ao ano anterior, principalmente devido à acentuada elevação de seu uso na geração de energia elétrica (MME - Ministério de Minas e Energia 2013). O crescimento da participação do gás natural na produção de energias primárias desde 1970 pode ser visto na Figura 1.2.

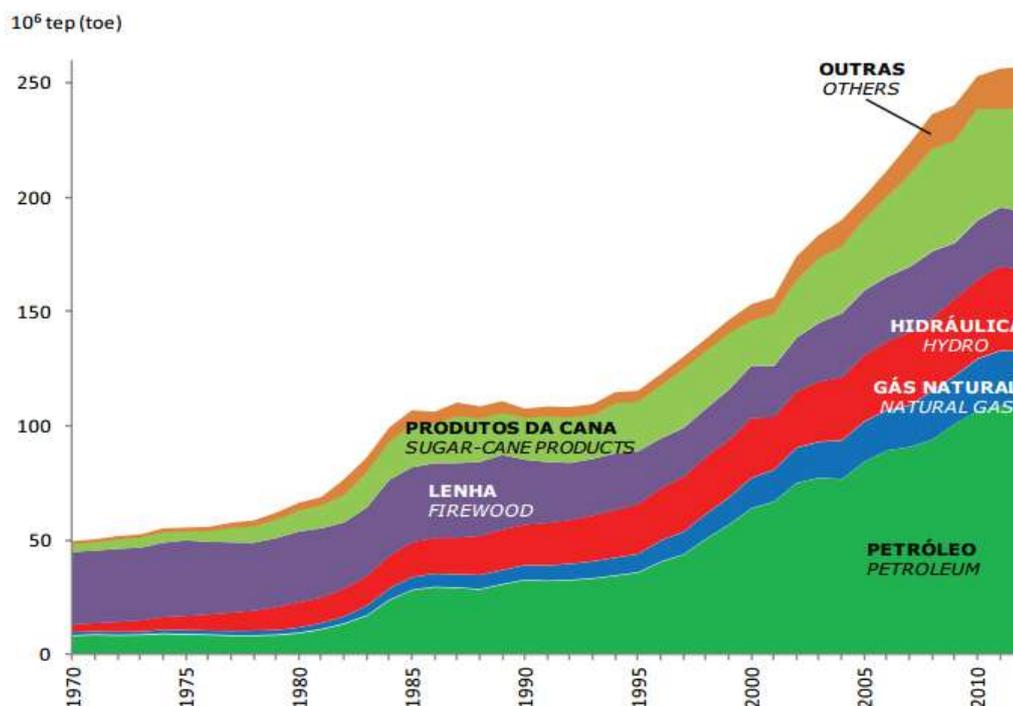


Figura 1. 2 - Produção de Energias Primárias - (MME - Ministério de Minas e Energia 2013)

Em 2007, a Petrobras anunciou a descoberta de acumulações de petróleo e gás natural em reservatórios situados na camada do Pré-Sal, uma área submersa que se estende do litoral do Espírito Santo ao de Santa Catarina. A região aponta para a existência de uma nova e extraordinária província petrolífera no Brasil, com imensos volumes recuperáveis (MME - Ministério de Minas e Energia 2009). A descoberta das novas jazidas criou uma nova fronteira e desafios para a indústria nacional de petróleo e gás natural. A camada pré-sal colocou o país em um novo patamar no mercado internacional de óleo e gás, ampliando suas reservas provadas e criando a expectativa de duplicação da capacidade de produção até 2020 (Ernst & Young Terco 2014).

O gás natural é constituído basicamente por uma mistura de hidrocarbonetos, com predominância do metano. Entretanto, sua composição varia bastante de acordo com sua fonte. Independentemente de ser associado ou não ao óleo, o gás natural proveniente do reservatório pode apresentar também outros compostos, considerados contaminantes, como dióxido de carbono, sulfeto de hidrogênio, nitrogênio, oxigênio e, eventualmente, gases nobres e mercúrio. Além disso, geralmente o gás bruto apresenta-se saturado com vapor

d'água (Mokhatab, Poe e Speight 2006). Os hidrocarbonetos mais pesados, a água e os contaminantes mencionados devem ser removidos do gás em um condicionamento primário do mesmo, de forma a permitir seu escoamento sem danificar tubulações e equipamentos.

O gás natural destinado a comercialização e consumo possui suas características rigorosamente fiscalizadas de acordo com um conjunto de regulamentações. No Brasil, o órgão responsável pela fiscalização é a Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP). A fim de atingir as especificações de venda, o gás natural deve passar por um processamento que, dependendo de sua composição e ambiente de exploração, pode ser realizado em plataformas *offshore*, em Unidades de Processamento de Gás Natural (UPGNs) *onshore* ou parcialmente em ambos (Bothamley 2004).

As plataformas *offshore* estão constantemente suscetíveis a variações de carga proveniente dos *risers* de produção. As oscilações na alimentação podem causar problemas operacionais devido à instabilidade, ocasionalmente levando a paradas não-programadas. Adicionalmente, há outras fontes de perturbação, relativas a modificações nas condições de operação dos equipamentos. A desestabilização do sistema pode ocorrer por exemplo devido a: entrada e saída de poços de produção, parada de um trem ou sistema para manutenção e escoamento intermitente na vazão de carga da planta (golfadas).

Esses fatores afetam o processo e prejudicam seu desempenho se não forem adequadamente analisados e tratados, gerando altos custos por manutenção dos equipamentos, parada e perda de produção. A segurança do processo também pode se desestabilizar frente a fortes perturbações, como as golfadas severas, gerando cenários de risco. Além disso, eventos de parada e repartida de equipamentos e da planta como um todo estão associados a envios de material para queima em tochas (*flare*), gerando altas emissões de gases de efeito estufa na atmosfera e causando um grande impacto ambiental.

A simulação dinâmica torna-se então ferramenta indispensável para plataformas de processamento *offshore*, tanto na etapa de projeto quanto na de operação. A análise do comportamento transiente do processo frente às diversas oscilações permite a criação de uma malha de controle robusta, evitando maiores consequências durante a operação. Adicionalmente, a simulação dinâmica pode auxiliar no treinamento de operadores antes e após a partida da planta, na tomada de decisões frente problemas operacionais, na otimização da produção e redução de riscos de danos materiais e pessoais.

- **Motivação**

De acordo com as estatísticas, o crescimento da demanda mundial de gás natural para os próximos anos é evidente, visto que é considerado um combustível mais limpo que o petróleo. Com as descobertas do pré-sal, o Brasil encontra-se em posição estratégica no mercado de gás natural. A previsão é de duplicação da produção com o início das operações no pré-sal. Dessa forma, é necessário estudar os processos mais adequados para o condicionamento do gás para atingir as especificações regulatórias.

As plataformas de petróleo e gás natural estão constantemente sujeitas a oscilações devido ao escoamento intermitente proveniente dos *risers* de produção, as golfadas. O estudo dinâmico dessa e de diversas cargas oscilatórias, além de situações transientes como multiploços e paradas e repartidas é essencial para compreender o comportamento da planta e tomar decisões, seja na fase de projeto ou em operação.

Os custos relacionados à indústria de petróleo e gás são extremamente elevados. Manutenção de emergência, redução da produção e paradas não-programadas podem gerar custos acima do esperado para as empresas. Adicionalmente, procedimentos de parada e repartida da planta emitem grande quantidade de gases de efeito estufa para a atmosfera através das tochas. A controlabilidade robusta do processo *offshore* torna-se essencial para promover um ambiente de processos seguro e eficiente.

- **Objetivos**

Os objetivos do presente estudo são:

- Propor um fluxograma de processos adequado para condicionamento de determinada composição da alimentação da plataforma;
- Simular e analisar um caso base do fluxograma gerado em estado estacionário;
- Dimensionar os equipamentos, propor e sintonizar a malha de controle do processo;
- Realizar a transição da simulação para o estado dinâmico e analisar a robustez geral do processo frente a padrões transientes de carga.

- **Estrutura do Trabalho**

O trabalho está dividido em 5 capítulos:

- O Capítulo I apresenta os aspectos gerais do gás natural, a importância do condicionamento gás e da simulação dinâmica, além de definir a motivação e os objetivos do trabalho;
- No Capítulo II apresentam-se os conceitos relacionados ao gás natural considerados fundamentais para compreensão do trabalho. O texto envolve etapas de condicionamento do gás e fundamentos da simulação dinâmica;
- No Capítulo III, o fluxograma de processos do caso base é definido e simulado em estado estacionário. O capítulo conta também com um estudo de caso e o dimensionamento dos equipamentos;
- No Capítulo IV há a transição do processo para o estado dinâmico e a análise do comportamento do mesmo frente a oscilações tipo pulso, sinal senoidal e golfadas.
- Por fim, o Capítulo V apresenta as conclusões do estudo e as sugestões para trabalhos futuros.

Capítulo II Revisão Bibliográfica

II.1. Gás Natural

O objetivo desse item é apresentar os conceitos iniciais referentes ao gás natural, objeto de estudo do presente trabalho. São abordadas características consideradas importantes para o desenvolvimento e compreensão do trabalho.

II.1.1. Origem e Composição

O gás natural foi formado através da degradação de matéria orgânica fossilizada por milhões de anos. Sua origem pode ser resultado de dois fenômenos distintos, bacteriológico ou térmico.

O primeiro consiste em decomposição anaeróbica de matéria orgânica sedimentada por bactérias metanogênicas, em condições de baixas profundidades e temperaturas. Nesse caso, o único hidrocarboneto formado no gás é o metano.

Por outro lado, o mecanismo térmico ocorre em profundidades maiores, onde a degradação da matéria orgânica gera o querogênio, composto resistente à biodegradação e insolúvel em solventes orgânicos. O acúmulo do querogênio em condições de altas temperaturas e pressões gera seu craqueamento térmico em óleo e gás. Ao contrário do gás bacteriológico, o térmico pode apresentar concentrações significativas de hidrocarbonetos mais pesados, principalmente etano, propano e butano.

O mecanismo que deu origem ao gás de determinado reservatório pode ser revelado por estudos geoquímicos. Essa informação preliminar auxilia na previsão da presença ou não de óleo no reservatório (Mokhatab, Poe e Speight 2006).

O gás natural é uma mistura constituída basicamente por hidrocarbonetos parafínicos de baixo peso molecular - geralmente com até 12 átomos de carbono. O componente mais abundante é o metano, seguido de etano, propano e butano, com menores proporções de hidrocarbonetos mais pesados (Vaz, Maia e Santos 2008). É comum apresentar também em sua composição: gás nitrogênio (N_2), dióxido de carbono (CO_2) e sulfeto de hidrogênio (H_2S). Traços de argônio, hidrogênio e hélio podem ser encontrados, além de componentes tóxicos como benzeno, tolueno e xilenos, ocasionando problemas de segurança. O mercúrio é um possível contaminante de toxicidade que merece destaque e monitoramento contínuo, pois pode formar amálgama de metais (Mokhatab, Poe e Speight 2006).

A Tabela 2.1 apresenta a composição típica de gás natural bruto reportada por Mokhatab, Poe e Speight, 2006.

Tabela 2. 1 – Composição típica de gás natural bruto – Fonte: (Mokhatab, Poe e Speight 2006)

Composto	Fórmula	% em Volume
Metano	CH ₄	> 85
Etano	C ₂ H ₆	3 – 8
Propano	C ₃ H ₈	1 – 2
Butano	C ₄ H ₁₀	< 1
Pentano	C ₅ H ₁₂	< 1
Dióxido de Carbono	CO ₂	1 – 2
Sulfeto de Hidrogênio	H ₂ S	< 1
Nitrogênio	N ₂	1 – 5
Hélio	He	< 0,5

No entanto, pode-se observar nas Tabelas 2.2 e 2.3 que a composição típica de gás natural varia bastante de região para região. Nota-se que a composição é reportada em base seca, a menos onde indicado o contrário. No entanto, o gás bruto geralmente apresenta-se saturado com vapor d'água (Vaz, Maia e Santos 2008).

Tabela 2. 2 - Composições típicas de gás natural no Brasil – Fonte:(Vaz, Maia e Santos 2008)

Composição (% vol.)	Ceará/Rio Grande do Norte	Sergipe/Alagoas	Bahia	Espírito Santo	Rio de Janeiro	São Paulo	Amazonas
C1	74,53	81,32	81,14	88,16	79,69	87,98	68,88
C2	10,40	8,94	11,15	4,80	9,89	6,27	12,20
C3	5,43	3,26	3,06	2,75	5,90	2,86	5,19
C4	2,81	1,84	1,39	1,55	2,13	1,16	1,80
C5	1,30	0,74	0,72	0,44	0,77	0,27	0,43
C6+	1,40	0,42	0,30	0,44	0,44	0,07	0,18
N ₂	1,39	1,51	1,43	1,62	0,80	1,16	11,12
CO ₂	2,74	1,97	0,81	0,24	0,50	0,23	0,20
H ₂ S (mg/m ³)	1,50	7,50	7,60	7,50	6,70	Traços	----

Tabela 2. 3 - Composições típicas de gás natural em diferentes regiões do planeta – Fonte: (Kidnay e Parrish 2006)

Composições em %mol	Canada (Alberta)	Oeste do Colorado	Sudoeste do Kansas	Campo Bach Ho (Vietnam)**	Campo Miskar (Tunisia)	Condado Rio Arriba (Nova México)	Campo Cliffsides (Amarillo, Texas)
Hélio	0,00	0,00	0,45	0,00	0,000	0,00	1,8
Nitrogênio	3,20	26,10	14,65	0,21	16,903	0,68	25,6
Dióxido de Carbono	1,70	42,66	0,00	0,06	13,588	0,82	0,0
Sulfeto de Hidrogênio	3,30	0,00	0,00	0,00	0,092	0,00	0,0
Metano	77,10	29,98	72,89	70,85	63,901	96,91	65,8
Etano	6,60	0,55	6,27	13,41	3,349	1,33	3,8
Propano	3,10	0,28	3,74	7,50	0,960	0,19	1,7
Butano	2,00	0,21	1,38	4,02	0,544	0,05	0,8
Pentano e mais pesados	3,00	0,25	0,62	2,64	0,630	0,02	0,5

** Composição %mol em base úmida (1,3%mol de água)

As recentes descobertas de reservatórios do Pré-Sal brasileiro apresentam características um pouco distintas, com concentrações de CO₂ mais elevadas. A única confirmação oficial sobre o teor de dióxido de carbono no petróleo extraído do Pré-Sal é no reservatório de Lula (ex-Tupi), cujo teste inicial apresentou variação entre 8 e 12% molar (MME - Ministério de Minas e Energia 2009). Segundo Costa (2008) a concentração de dióxido de carbono no gás associado proveniente da exploração do petróleo pode chegar a 20% volumétrico dependendo do campo explorado. No entanto, Gaffney, Cline & Associates (2010) avaliaram para a ANP dez descobertas do pré-sal na Bacia de Santos, reportando teores de CO₂ de até 79% (campo de Júpiter).

II.1.2. Gás Natural Associado e Não Associado

Dependendo da forma como o gás natural se encontra no reservatório, pode ser classificado em duas categorias: associado (GA) e não-associado (GNA).

- Gás Associado (GA): é o gás natural produzido de jazida onde é encontrado dissolvido no petróleo ou em contato com o petróleo subjacente saturado de gás (ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis 2000). Nesse caso, a produção principal é de óleo. O gás é separado, considerado coproduto e frequentemente utilizado para manter a pressão do reservatório.

- Gás Não-Associado (GNA): é o gás natural que é produzido de jazida de gás seco ou de jazida de gás e condensado (ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis 2000). A concentração de gás é predominante na camada rochosa, logo a produção principal do campo é de gás natural. Esses reservatórios possuem funções estratégicas, como no caso da Bacia de Campos em que os poços são utilizados para complementar oferta de gás não suprida pela produção de gás associado. Assim, a produção é controlada pela demanda do mercado e, caso não haja demanda, o poço produtor de GNA pode permanecer fechado (Vaz, Maia e Santos 2008).

A Figura 2.1 representa um reservatório produtor de gás associado, enquanto o esquema de fonte de gás não associado pode ser visto na Figura 2.2. Composições típicas de GA e GNA podem ser observadas na Tabela 2.4.

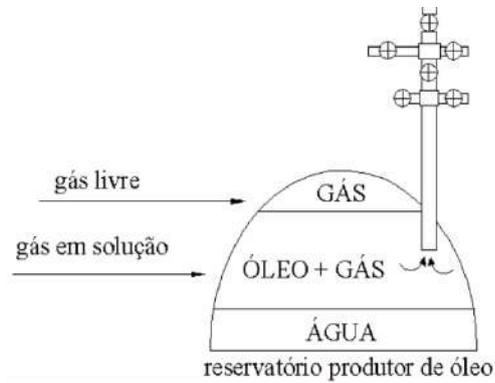


Figura 2. 1 - Reservatório produtor de gás associado. Fonte - (CENPES - PETROBRÁS 2008)

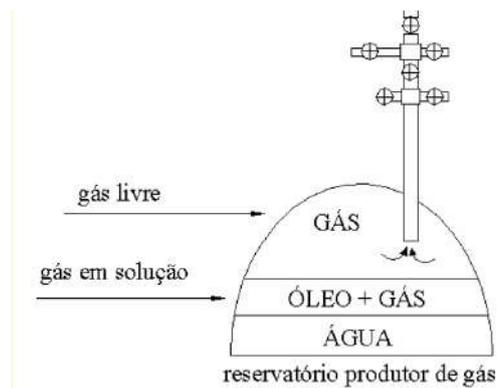


Figura 2. 2 - Reservatório produtor de gás não associado. Fonte - (CENPES - PETROBRÁS 2008)

Tabela 2. 4 - Composições típicas de GA e GNA – Fonte: (Paz 2011)

Componentes	Associado ¹	Não associado ²	Processado ³
Metano	65,18	85,48	72,49
Etano	11,11	8,26	12,23
Propano	4,82	3,06	0,45
i-Butano	0,57	0,47	-
n-Butano	1,16	0,85	-
i-Pentano	0,16	0,20	-
n-Pentano	0,20	0,24	-
Hexano	0,06	0,21	-
Heptano e superiores	0,09	0,06	-
Nitrogênio	16,52	0,53	14,64
Dióxido de carbono	0,13	0,64	0,19
Total	100	100	100

1 – Gás do campo de LUC, bacia do Solimões – Urucu;

2 – Gás do campo de Miranga, na Bahia;

3 – Saída da UPGN 2, Urucu.

II.1.3. Propriedades e Especificações

De acordo com a ANEEL (2011), o gás natural apresenta como características importantes: os baixos índices de emissão de poluentes em comparação a outros combustíveis fósseis, a rápida dispersão em caso de vazamentos e os baixos índices de odor e de contaminantes. Ainda, em relação a outros combustíveis fósseis, o gás natural apresenta maior flexibilidade, tanto em termos de transporte como de aproveitamento (ANEEL - Agência Nacional de Energia Elétrica 2011)

No Brasil, a Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP) define as características técnicas do gás natural, os principais ensaios utilizados para determinar sua qualidade e suas especificações. A seguir, algumas definições sobre as propriedades físico-químicas do gás natural.

Densidade relativa: quociente entre a massa de gás contida em um volume arbitrário e a massa de ar seco com composição padronizada pela ISO 6976 que deve ocupar o mesmo volume sob condições normais de temperatura e pressão (ANP, 2002 *apud* Machado, 2012).

Poder calorífico superior: quantidade de energia liberada na forma de calor, na combustão completa de uma quantidade definida de gás com o ar à pressão constante. Os produtos de combustão são considerados na mesma temperatura dos reagentes, visto que a água formada está no estado líquido. Em resumo, na

sua determinação, o calor latente de condensação do vapor d'água é computado (Pantoja 2009).

Poder calorífico inferior: análogo à definição de poder calorífico superior, porém a água formada está no estado gasoso, ou seja, toda a água formada na reação química sai no estado vapor com os gases de combustão. Nesse caso, para a determinação do PCI, é descontado o calor latente de condensação do vapor d'água (Pantoja 2009).

Índice de Wobbe: O índice de Wobbe é uma medida da quantidade de energia disponibilizada em um sistema de combustão através de um orifício injetor. A quantidade de energia disponibilizada é uma função linear do índice de Wobbe. Por exemplo, dois gases que apresentem composições distintas, mas com o mesmo índice de Wobbe disponibilizarão a mesma quantidade de energia através de um orifício injetor à mesma pressão (ANP, 2002 apud. Machado, 2012). Assim, essa propriedade é utilizada como indicador da capacidade de substituição do gás combustível utilizado para queima em equipamentos. Como determinado pela Resolução ANP nº 16 (2008), o índice de Wobbe é calculado empregando o poder calorífico superior em base seca. Quando o método ASTM D 3588 for aplicado para a obtenção do poder calorífico superior, o índice de Wobbe deverá ser determinado de acordo com a seguinte fórmula:

$$IW = PCS/\sqrt{d} \quad \text{Equação 2.1}$$

onde:

IW é o Índice de Wobbe

PCS é o Poder Calorífico Superior

d é a densidade relativa

Ponto de Orvalho: O ponto de orvalho é a temperatura na qual ocorre a formação da primeira gota de líquido quando o gás sofre resfriamento ou compressão. Os líquidos normalmente encontrados são água, hidrocarbonetos ou glicol, que apresentam pontos de orvalho distintos (ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis 2002).

A medição do ponto de orvalho do gás natural tornou-se crucial para prever se o gás pode ser transportado com segurança através de gasodutos. Nesse caso, o objetivo é evitar a formação de condensados na tubulação, que pode danificar as linhas de transporte e equipamentos. A presença de líquidos pode levar a quedas de pressão no gasoduto, maior

consumo de energia em compressores e redução de capacidade nas linhas de transmissão de gás (Paz 2011).

A água na fase líquida pode ocasionar processos de corrosão e na fase sólida (gelo ou hidratos) pode obstruir e danificar linhas de instrumentação, válvulas de controle e filtros. Os hidratos são cristais formados a partir da associação entre moléculas de hidrocarbonetos de cadeia curta com a água livre em condições de altas pressões e baixas temperaturas (Coelho, 2007 e Machado, 2012). Dois exemplos de formação de hidratos podem ser observados nas Figuras 2.3 e 2.4.



Figura 2. 3 - Equipamento obstruído por formação de hidratos. Fonte: (Vaz, Maia e Santos 2008)



Figura 2. 4 - Hidrato retirado de tubulação. Fonte: (U.S. Geological Survey 2002)

Além das propriedades e componentes citados, a ANP também regula as concentrações de outros contaminantes no gás natural. É o caso dos gases ácidos, que formam compostos corrosivos através de contato com água líquida e podem resultar em rachaduras metálicas, danos e obstruções (ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis 2002). Os mais recorrentes são o CO_2 e o H_2S , mas pode haver também outros compostos de enxofre (COS, CS_2 e mercaptanos). Além disso, o alto teor de dióxido de carbono também reduz o poder calorífico do gás natural (Machado 2012). Os inertes também são considerados contaminantes pois não possuem reatividade química e não apresentam valor energético, assim, o alto teor desses compostos pode levar à redução

do poder calorífico do gás natural. O principal inerte presente no gás é o nitrogênio (N₂) (Machado 2012).

A Tabela 2.5 apresenta as especificações do gás natural reguladas pela ANP, de acordo com a Resolução ANP nº 16 de 2008.

Tabela 2. 5- Especificações do gás natural – Fonte: (ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis 2008)

CARACTERÍSTICA	UNIDADE	LIMITE (2) (3)		
		Norte	Nordeste	Centro-Oeste, Sudeste e Sul
Poder calorífico superior (4)	kJ/ m³	34.000 a 38.400	35.000 a 43.000	
	kWh/m³	9,47 a 10,67	9,72 a 11,94	
Índice de Wobbe (5)	kJ/m³	40.500 a 45.000	46.500 a 53.500	
Número de metano, mín. (6)		anotar (3)	65	
Metano, mín.	% mol.	68,0	85,0	
Etano, máx.	% mol.	12,0	12,0	
Propano, máx.	% mol.	3,0	6,0	
Butanos e mais pesados, máx.	% mol.	1,5	3,0	
Oxigênio, máx. (7)	% mol.	0,8	0,5	
Inertes (N ₂ +CO ₂), máx.	% mol.	18,0	8,0	6,0
CO ₂ , máx.	% mol.	3,0		
Enxofre Total, máx. (8)	mg/m ³	70		
Gás Sulfídrico (H ₂ S), máx.	mg/m ³	10	13	10
Ponto de orvalho de água a 1atm, máx. (9)	°C	-39	-39	-45
Ponto de orvalho de hidrocarbonetos a 4,5 MPa, máx. (10)	°C	15	15	0
Mercurio, máx. (11)	µg/m³	anotar		

II.2. Condicionamento do Gás Natural

O sistema de condicionamento de gás natural em uma plataforma *offshore* tem como objetivo principal adequar as características do gás para os seus consumidores na plataforma ou para a exportação (Pimenta 2011). A Figura 2.5 ilustra um esquema geral de processamento de carga em planta de processamento *offshore*. Vale ressaltar que a ordem dos processos descritos pode ser diferentes de uma plataforma para a outra, devido à composição do gás e às tecnologias adotadas.

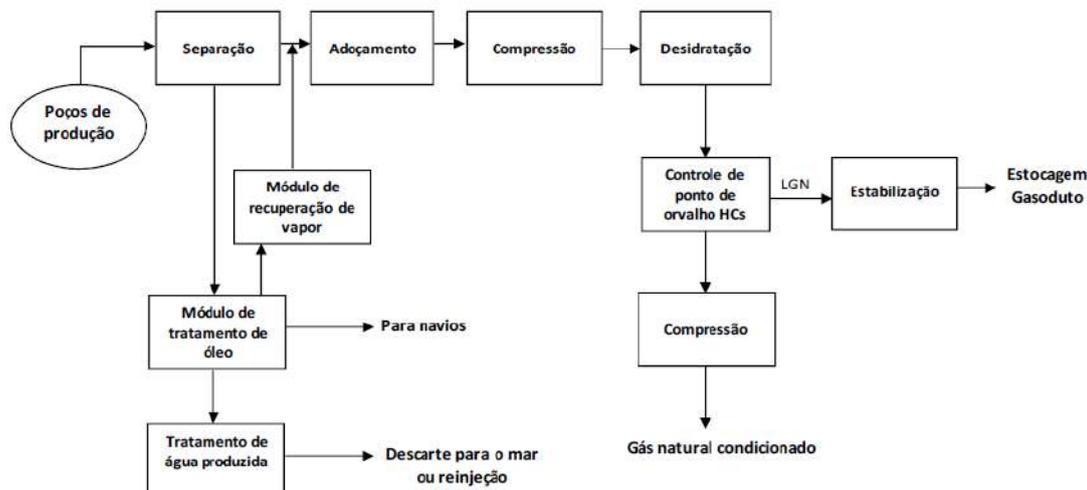


Figura 2. 5- Esquema geral de processamento de GN em plataforma offshore – Fonte: (Machado 2012)

O gás natural considerado no presente estudo é proveniente de poço de gás associado ao petróleo com alto teor de dióxido de carbono. Dessa forma, a corrente de entrada do processo *offshore* é trifásica, necessitando primeiramente de um sistema de separação óleo-gás-água. As etapas seguintes do condicionamento envolvem: (i) compressão, (ii) desidratação, (iii) remoção de líquidos de gás natural (LGN), (iv) remoção de CO₂ e (v) recompressão para exportação.

II.2.1. Separação

O objetivo principal do sistema de separação é dividir uma corrente multifásica em correntes diferentes de fases únicas, de gás e líquido.

Em separadores gravitacionais, a força da gravidade controla a operação, e a eficiência de separação gás/líquido aumenta com a redução da velocidade do gás. Os vasos separadores podem ser classificados de acordo com sua geometria (vertical ou horizontal) e sua função (separação bifásica ou trifásica). Separadores horizontais são normalmente mais indicados para grandes volumes de gás e/ou líquidos, razão gás/óleo média a alta, formação de espuma e separação trifásica. Já os separadores verticais são utilizados para menores vazões de gás e/ou líquidos, razão gás/óleo muito alta ou baixo volume total de gás, situações de pouco espaço disponível ou pela facilidade de controle de nível (Mokhatab, Poe e Speight 2006).

II.2.1.1. Separação Trifásica

Conforme já mencionado, a configuração do vaso de separação trifásica mais indicada é a horizontal. A Figura 2.6 representa o esquema de um separador trifásico horizontal convencional.

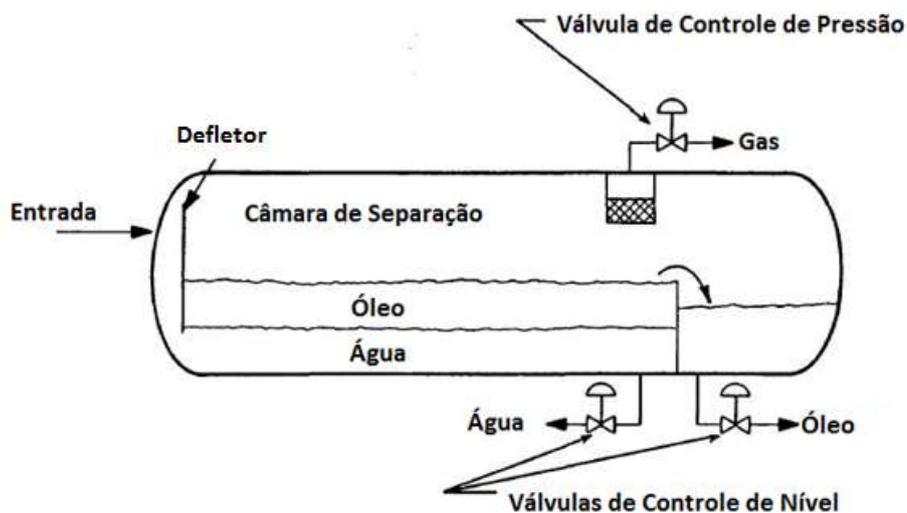


Figura 2. 6 - Separador Trifásico – Fonte: (Oil and Gas Separator 2009)

Em uma plataforma *offshore*, a corrente proveniente dos poços de petróleo passa primeiramente por um *manifold*, onde a pressão é equalizada, e segue através de uma válvula de *choke*, onde as intermitências de escoamento são reduzidas, antes de alimentar o separador trifásico (Nunes, Medeiros e Araújo 2010).

Ao entrar no separador, a corrente encontra o defletor que promove uma mudança de momento e inicia a separação de fases. O defletor também encaminha a corrente líquida para um nível mais baixo do que a interface óleo/água, reduzindo o impacto de perturbações e facilitando a separação das fases líquidas. Adicionalmente, o defletor contribui para que a menor quantidade possível de gás permaneça na fase líquida (Campos e Pinto 2013). O gás segue para um extrator de névoas, cuja função é retirar pequenas porções de líquido que ainda estejam presentes na fase gasosa. O gás é eliminado por um controle de pressão que atua na válvula da linha de gás que segue para condicionamento.

A corrente líquida se acumula na câmara de separação, onde permanecerá tempo suficiente para que ocorra a separação das fases aquosa e orgânica. Por apresentar menor densidade, o óleo emerge, transbordando para a câmara de óleo. A água é retirada da câmara de separação por controle de nível e é encaminhada para tratamento. O óleo por sua vez é retirado da câmara de óleo por um segundo controle de nível que atua sobre a válvula da corrente de óleo que alimenta o segundo estágio de separação (bifásica) (Nunes, Medeiros e Araújo 2010).

II.2.1.2. Separação Bifásica

O segundo estágio de separação consiste em um separador bifásico que recebe a corrente de óleo proveniente do separador trifásico com intuito de separar o gás

remanescente na fase oleosa. O separador bifásico opera a pressão inferior àquela estabelecida no trifásico, e o vaso pode ter orientação vertical ou horizontal (Nunes, Medeiros e Araújo 2010). Para o caso abordado nesse trabalho foi selecionado um separador bifásico horizontal, pois normalmente são mais eficientes, já que oferecem área superficial de interface maior, favorecendo a separação gás/óleo. A Figura 2.7 representa o esquema de um separador bifásico horizontal.

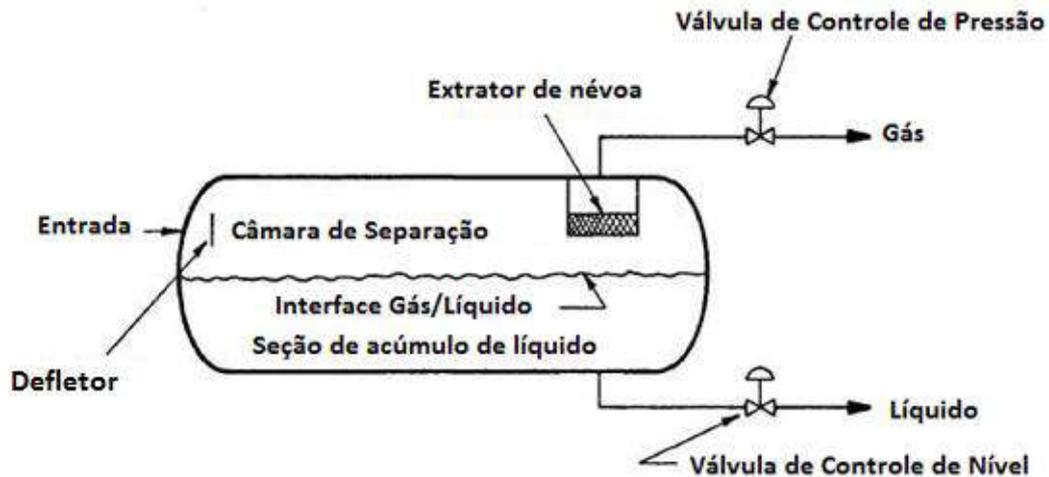


Figura 2. 7 - Separador bifásico horizontal – Fonte: (Oil and Gas Separator 2009)

As funções do defletor e do extrator de névoa do separador bifásico são análogas às do separador trifásico, devidamente explicadas no item anterior. A retirada de líquido é realizada através de controle de nível do vaso, que atua na válvula da corrente de óleo encaminhada para tratamento. O gás é eliminado do vaso de acordo com o controle de pressão do equipamento, que atua na válvula da linha que direciona o gás para condicionamento.

II.2.2. Trem de compressão

A compressão tem papel fundamental no processamento de gás natural em plataformas *offshore*. A operação em pressões elevadas permite a redução do tamanho de equipamentos, além de facilitar o transporte e armazenamento do gás (Kidnay e Parrish 2006).

Quando é necessário elevar demasiadamente a pressão do gás, geralmente utiliza-se a compressão em múltiplos estágios. É importante que entre cada etapa do trem de compressão haja um sistema de *intercooler*, composto por um trocador de calor para reduzir a temperatura do gás, seguido de vaso *knock out*. A corrente de gás tem sua

temperatura elevada durante a compressão, por isso o resfriamento torna-se necessário entre os estágios, evitando danos ao compressor seguinte. A elevação da temperatura reduz a resistência mecânica dos equipamentos, tornando-os mais suscetíveis à corrosão (Machado 2012). No caso de planta *offshore*, pode-se utilizar água do mar como líquido refrigerante. O vaso tem função de garantir que a corrente de entrada do próximo estágio contenha apenas gás (pode haver formação de fase líquida durante o resfriamento). Adicionalmente, todos os estágios do trem devem ter a mesma razão de compressão (razão entre a pressão de saída e a de sucção), visando menor gasto energético. A razão de compressão de cada estágio é calculada pela Equação 2.2.

$$RC = \left(\frac{P_s}{P_e}\right)^{1/n} \quad \text{Equação 2.2}$$

Onde:

RC é a razão de compressão

P_s é a pressão de saída

P_e é a pressão de entrada

n é o nº de estágios do trem de compressão

Na transmissão de gás em plataforma, dois tipos básicos de compressores são utilizados: alternativos e centrífugos. Para o presente estudo foram selecionados compressores centrífugos, pois são ideais para altas vazões de gás, apresentam boa eficiência e têm baixo custo de manutenção. Adicionalmente, possuem maior capacidade volumétrica por área de equipamento ocupada e não geram vibrações ou pulsações (Mokhatab, Poe e Speight 2006).

As faixas de aplicação do compressor centrífugo são: (i) pressão de descarga máxima de 1034 bar, (ii) razão de compressão por estágio de 2,0 a 4,5 (iii) razão de compressão máxima por carcaça de múltiplos estágios igual a 10,0 e (iv) vazão de sucção de 3,3 Mm³/h a 330 Mm³/h (CENPES - PETROBRÁS 2008). O limite de temperatura máximo para operação segura dos desses equipamentos é de 177°C (Mokhatab, Poe e Speight 2006).

Em plataformas *offshore* geralmente são utilizados turbocompressores, ou seja, compressores centrífugos cuja máquina motriz é a turbina a gás. De acordo com a capacidade volumétrica, as pressões de sucção e descarga e as propriedades do gás, é definida a potência nominal necessária para a compressão. A partir desses parâmetros, efetua-se um estudo técnico econômico sobre o modelo e fabricante tanto da turbina quanto do compressor (Petrobrás 2002).

O compressor centrífugo tem dois componentes principais: o impelidor e o difusor. O gás entra pelo impelidor, que contém palhetas rotativas, gerando um grande aumento de sua energia cinética. O fluido é projetado para a periferia devido à força centrífuga, alcançando o difusor. No difusor ocorre a desaceleração gradual do gás, convertendo grande parte da energia cinética em energia estática e levando à conseqüente elevação acentuada da pressão do gás. Para sistemas de compressão com múltiplos estágios, esse processo é repetido n vezes. Vale ressaltar que os estágios estão montados em um mesmo eixo rotativo, de acordo com a Figura 2.8. Na Figura 2.9 pode-se observar o esquema geral de um compressor centrífugo.

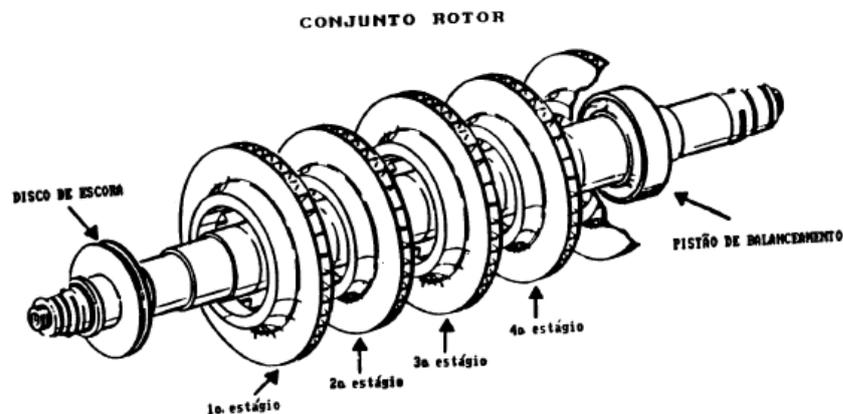


Figura 2. 8 - Conjunto rotor de compressor centrífugo – Fonte: (Petrobrás 2002)

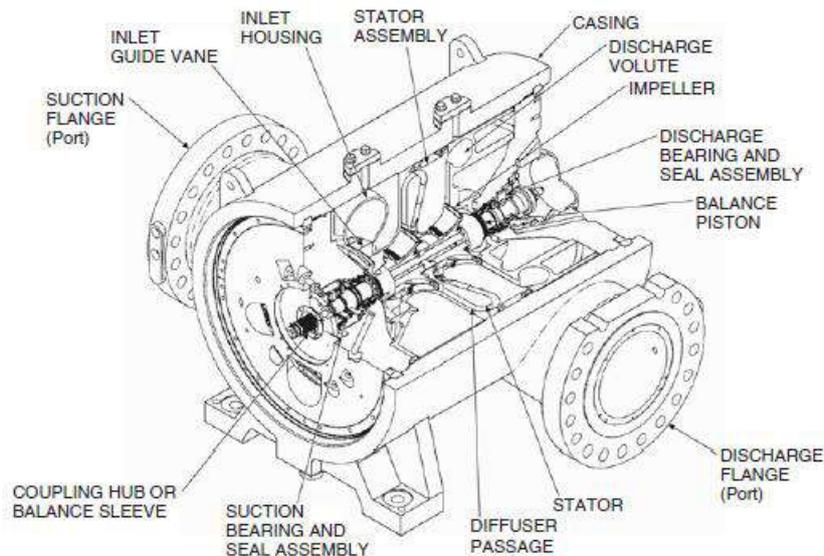


Figura 2. 9 - Partes de um compressor centrífugo – Fonte: (Mokhatab, Poe e Speight 2006)

II.2.3. Desidratação

O gás natural proveniente dos campos de produção geralmente apresenta-se saturado com vapor d'água. É importante ressaltar que mesmo após a separação trifásica da corrente de entrada, onde há remoção de fase aquosa, o gás natural ainda contém H₂O em condição de saturação na composição. A presença de água no gás é indesejada, visto que pode causar obstruções e danos a tubulações e equipamentos, seja na forma líquida ou de hidratos. Para prevenir esses problemas, utiliza-se o processo de desidratação em plataforma *offshore*, independente do destino do gás. O projeto e a operação das unidades de desidratação dependem duas propriedades principais, de acordo com a composição do gás: a quantidade de água no gás tratado e as condições de pressão e temperatura de formação de hidratos.

Para a determinação do teor de umidade do gás natural em diferentes condições de pressão e temperatura, utilizam-se modelos termodinâmicos de equações de estado, equações empíricas e diagramas empíricos, destacando-se o diagrama de McKetta e Wehe (Huffmaster, 2004 *apud* Machado, 2012).

A preocupação relacionada aos hidratos está ganhando ainda mais importância com o desenvolvimento de campos de produção situados em águas profundas, pois suas condições de baixas temperaturas e altas pressões ficam dentro da curva de formação de hidratos (Erstad, 2009 *apud* Machado, 2012).

Entre as tecnologias de desidratação do gás natural, destacam-se a absorção com solventes, a adsorção em meios sólidos (peneiras moleculares, por exemplo) e a condensação. O primeiro é o processo mais difundido na indústria, pois atende bem às especificações necessárias para os principais destinos do gás. Por outro lado, a adsorção é utilizada quando necessita-se obter teores de água muito reduzidos, menores que 1 ppm (Campbell 2004). Esses dois processos são os mais citados na literatura, visto que a condensação é um processo econômico sobre condições específicas (Coelho 2007).

Foi selecionado o processo de absorção por ser o mais utilizado e por apresentar boas eficiências de desidratação. Dentre os solventes disponíveis no mercado para o processo de remoção de água, os glicóis são os mais indicados devido a algumas propriedades importantes: (i) altamente higroscópicos, (ii) baixa volatilidade, (iii) baixa viscosidade, (iv) alta estabilidade térmica e (v) baixo potencial de corrosão (Campbell, 2004 e Mokhatab, Poe e Speight, 2006).

Os glicóis são compostos que resultam da reação de água com óxido de eteno. O monoetilenoglicol (MEG), que é o mais simples dos glicóis, é obtido a partir da reação de um mol de água com um mol de óxido de eteno. A reação de MEG com mais um mol de óxido de eteno resulta no dietilenoglicol (DEG) e adicionando-se mais um mol de óxido de eteno, obtém-se o trietilenoglicol (TEG). Ainda, o tetraetilenoglicol (TREG) pode ser obtido a partir da adição de mais um mol de óxido de eteno. Os glicóis são líquidos límpidos, incolores, inodoros e miscíveis com água em qualquer proporção (Oxiteno s.d.).

De acordo com Mokhatab, Poe e Speight (2006), a escolha do glicol utilizado dependerá das características do processo e da especificação desejada do gás, como a seguir:

- Monoetilenoglicol (MEG): possui alto equilíbrio de vapor com o gás, então durante a desidratação pode haver perdas do glicol em contato com o gás. É mais barato e utilizado como inibidor de hidratos em processos em que pode ser separado do gás a temperaturas inferiores a 10°C.
- Dietilenoglicol (DEG): possui alta pressão de vapor, gerando também altas perdas durante a desidratação. Além disso, possui baixa temperatura de degradação (164°C), dificultando sua regeneração a purezas mais elevadas e tornando seu uso restrito na maioria das aplicações.
- Trietilenoglicol (TEG): solvente mais utilizado. Possui temperatura de degradação mais elevada que os demais (206 °C), facilitando sua regeneração a 98-99% em massa. Pode apresentar perdas por evaporação se a absorção ocorrer a temperaturas superiores a 50°C.
- Tetraetilenoglicol (TREG): mais caro do que o TEG, no entanto apresenta menos perdas em absorção a temperaturas mais elevadas.

Dentre eles, foi selecionado o TEG, que é o mais difundido na indústria devido às seguintes características que lhe conferem vantagens em relação aos demais (Mokhatab, Poe e Speight 2006):

- O TEG é mais facilmente regenerado para concentrações de 98-99% em massa em coluna regeneradora à pressão atmosférica devido a seus altos ponto de ebulição e temperatura de degradação;
- Apresenta menores perdas de solvente por evaporação quando comparado ao MEG e ao DEG.
- Custos totais de investimento e operação mais baixos frente aos demais.

A desidratação com glicóis consiste resumidamente em duas etapas: (i) absorção, onde ocorre o contato do gás úmido com o glicol e (ii) regeneração do solvente. A Figura 2.10 apresenta um exemplo básico de planta de desidratação por absorção, no entanto diferentes configurações são possíveis.

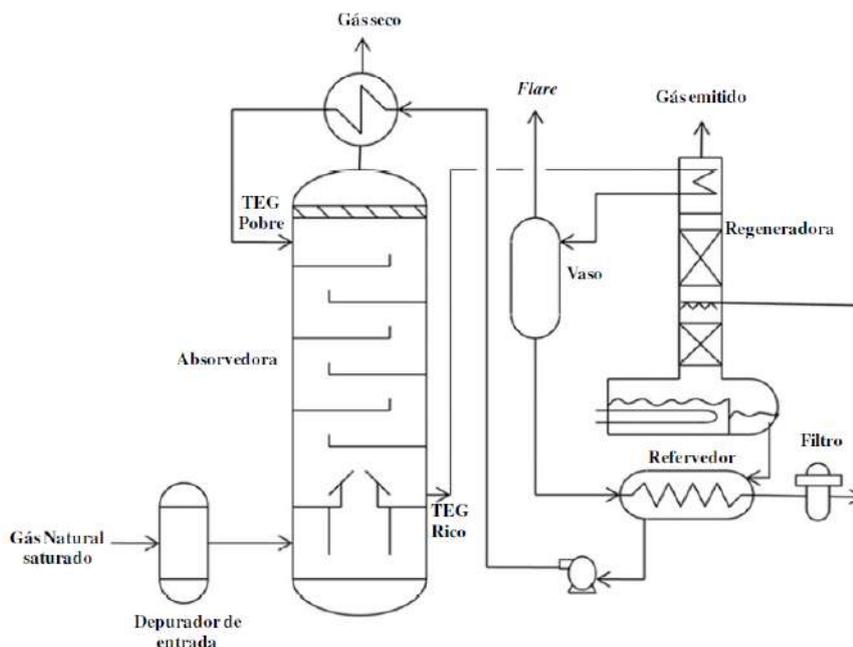


Figura 2. 10 - Desidratação por absorção com TEG – Fonte: (Machado 2012)

Na coluna de absorção ocorre a remoção de água do gás natural por contato em contra-corrente com a solução de TEG. Essa unidade opera a altas pressões, geralmente entre 50 e 70 bar, e temperaturas em torno dos 35-40°C. O gás seco que sai na corrente de topo é encaminhado para outros processos de condicionamento e o TEG rico em água do fundo da absorvedora é enviado para etapa de regeneração. Esse processo ocorre a baixa pressão, próxima à atmosférica, e temperatura mais alta (~130-150°C), dessa forma, a corrente de TEG deve ser primeiramente expandida e aquecida antes de entrar no regenerador. A solução passa ainda por um vaso de *flash*, onde os hidrocarbonetos mais leves são eliminados. A torre regeneradora purifica o TEG a 98-99% em massa e o mesmo é primeiramente resfriado antes de ser bombeado novamente para a coluna absorvedora. A temperatura do refervedor da unidade de regeneração deve ser mantida abaixo de 204°C para evitar degradação do TEG. Adicionalmente, uma corrente de gás de arraste pode ser adicionada à coluna de regeneração a fim de facilitar a regeneração e aumentar a purificação do TEG para concentrações de até 99,9% (Campbell 2004). Em geral, o gás de arraste é proveniente de uma pequena parcela do gás desidratado. O processo conta com integração energética entre as correntes de TEG rico em água (fria) e TEG pobre (quente), reduzindo a demanda energética da planta.

No processo de desidratação por absorção com TEG, o uso de colunas absorvedoras em configuração de pratos valvulados (*valve trays*) ou borbulhadores (*bubblecap trays*) já foi comum. No entanto, atualmente as torres absorvedoras com TEG são mais frequentemente projetadas ou readaptadas para recheio estruturado de alta capacidade por apresentarem maiores eficiências de operação durante a desidratação (Mokhatab, Poe e Speight 2006). Além disso, em plataformas flutuantes, as colunas com bandejas são contra-

indicadas, pois a operação pode ser afetada pelo balanço da plataforma. Nesse caso, opta-se pelas colunas recheadas, visto que as mesmas não são prejudicadas pelo balanço, requerem uma menor vazão de líquido, permitem maiores velocidades do gás e apresentam menor diâmetro e peso (Vaz, Maia e Santos 2008). Com base nessas informações, a absorvedora do processo estudado nesse trabalho foi dimensionada com recheio estruturado.

Campbell (2004) afirma que a coluna regeneradora de TEG presente no processo de condicionamento de gás natural é recheada, a menos que possua tamanho elevado. Com base nessa e em outras informações similares na literatura, foi selecionado o recheio randômico para a regeneradora.

Darwish e Hilal (2008) analisaram os efeitos de diferentes parâmetros de entrada e condições operacionais nas emissões atmosféricas de compostos orgânicos voláteis (COV), nas perdas de TEG e no ponto de orvalho de água do gás seco a partir da simulação de uma planta típica de desidratação de gás natural com TEG. Os resultados mostram que o teor de água no gás desidratado é mais sensível a perturbações na vazão de entrada de gás úmido do que a variações na vazão de circulação do solvente. Além disso, os autores concluíram que as perdas de TEG são mais sensíveis à pressão de operação da coluna absorvedora e que as emissões de COV são consideravelmente afetadas pela temperatura do glicol rico e pela vazão do gás de arraste.

Netusil e Ditzl (2011) compararam a demanda energética dos três métodos mais difundidos de desidratação de gás natural: absorção com TEG, adsorção com dessecantes sólidos e condensação. Os resultados obtidos mostram perfis semelhantes de consumo energético nos processos de absorção e adsorção, reduzindo-se gradativamente com o aumento da pressão. No entanto, para toda faixa de pressão estudada, a curva de demanda energética na absorção apresentou-se mais baixa que na adsorção. Para pressões menores que 130 bar, a condensação indicou alto consumo de energia, que foi bruscamente reduzido com o aumento da pressão, tornando-se inclusive mais baixo que o dos demais processos (acima de 140 bar).

Ghiasi, Bahadori e Zendehboudi (2014) desenvolveram um modelo para descrever a pureza do TEG como função da pressão e da temperatura do refervedor a partir de redes neurais artificiais. De acordo com a literatura, a regeneração do TEG se torna mais efetiva com o aumento da temperatura (respeitando o limite de degradação do glicol) e a redução da pressão. Os resultados mostram que as previsões obtidas através do modelo desenvolvido se apresentaram próximas a dados reais típicos, com variação absoluta média de 0,32%, representando bem a realidade do processo.

II.2.4. Remoção de Líquidos de Gás Natural (LGN)

A remoção de líquidos do gás natural é a etapa do condicionamento que tem como objetivo a especificação do ponto de orvalho de hidrocarbonetos, a fim de evitar danos aos

equipamentos por condensação dos compostos mais pesados. No entanto, o processo também apresenta motivação como fonte de receita, visto que os líquidos de gás natural possuem maior valor de mercado quando comercializados separadamente do que como constituintes do gás (Mokhatab, Poe e Speight 2006). O etano e o propano possuem demandas elevadas na indústria petroquímica, pois podem ser convertidos em eteno e propeno através de craqueamento térmico em fornos de pirólise. Essas olefinas possuem alto valor de mercado, pois são matérias-primas para produção de polietilenos e polipropileno, polímeros de vasta aplicação em plásticos e resinas (Honeywell 2013). Além disso, no Brasil, outro produto de elevado valor de mercado é o Gás Liquefeito de Petróleo (GLP), constituído basicamente de propano e butanos. O GLP é utilizado como combustível domiciliar e sua demanda nacional é parcialmente coberta por importações, ou seja, a elevação na produção do mesmo gera economia direta de divisas para o país (Pantoja 2009).

Independentemente se é utilizado para simples ajuste de ponto de orvalho de hidrocarbonetos ou para extração mais profunda com fins comerciais, os processos de remoção de LGN mais difundidos na indústria são: (i) Refrigeração Simples, (ii) Joule-Thomson, (iii) Absorção Refrigerada e (iv) Turbo-Expansão. A escolha do processo mais adequado depende de certas condições técnico-econômicas, como vazão e pressão do gás, curva de produção do reservatório, qualidade requerida do gás processado, proximidade de centros consumidores e tempo de retorno de capital investido (Vaz, Maia e Santos, 2008 e Mokhatab, Poe e Speight, 2006).

A tecnologia selecionada para o presente estudo foi a do processo Joule-Thomson, devido à sua simplicidade e fácil aplicabilidade. O processo também é chamado de auto-refrigeração, pois o gás de carga é inicialmente pré-resfriado pela corrente de gás tratado em trocador de calor gás-gás antes de ser expandido. O efeito Joule-Thomson consiste na redução adiabática da pressão do gás realizada por uma válvula, que promove a refrigeração do mesmo devido a seu comportamento não-ideal (Mokhatab, Poe e Speight 2006). Após a refrigeração e a expansão, a corrente é encaminhada para um vaso de *flash*, onde ocorre a separação a baixas temperaturas entre o gás e o condensado. O gás condicionado é reaquecido pelo gás de entrada no trocador gás-gás e segue para o próximo tratamento ou destino final. Ocasionalmente, o processo Joule-Thomson não é capaz de atingir as especificações de venda do gás natural. Nessas situações, pode-se aplicar uma compressão inicial da corrente de gás antes de entrar na unidade de remoção de LGN, de forma a aumentar a eficiência do efeito JT. Um fluxograma típico de processo Joule-Thomson pode ser visto na Figura 2.11.

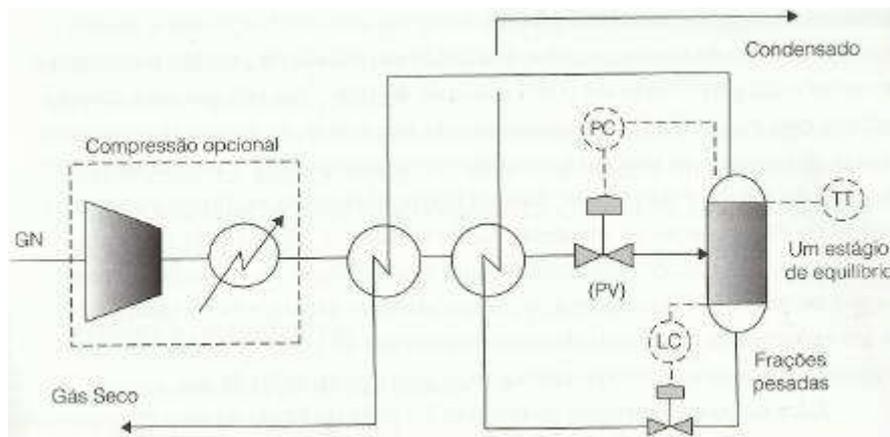


Figura 2. 11 - Fluxograma típico de processo Joule Thomson – Fonte: (Vaz, Maia e Santos 2008)

II.2.5. Remoção de CO₂

A presença de dióxido de carbono na corrente de gás natural pode causar sérios danos a equipamentos e linhas de transmissão, visto que o composto torna-se agente corrosivo quando combinado com a água. A etapa de remoção de CO₂ é então realizada, a fim de evitar tais problemas durante o transporte e armazenamento do gás. Adicionalmente, o dióxido de carbono reduz o poder calorífico do gás natural e desperdiça espaço ocupado em linhas de transmissão (Dortmundt e Doshi 1999).

Os dois principais processos de remoção de dióxido de carbono do gás natural são: (i) absorção com aminas e (ii) separação com membranas. A Tabela 2.6 apresenta uma comparação entre os dois processos, considerando certos parâmetros. Já a Figura 2.12 ilustra qual o processo mais indicado para uma determinada condição de vazão de alimentação e concentração inicial de CO₂ na corrente.

A tecnologia de separação do dióxido de carbono por permeação em membranas vem ganhando cada vez mais espaço na indústria de condicionamento de gás. Os novos reservatórios descobertos no Pré-Sal brasileiro indicam alto teor de CO₂, podendo atingir na média 20% em base volumétrica. Embora o processo de absorção em aminas seja amplamente utilizado em plantas marítimas para especificação do CO₂ no gás, nota-se a partir do gráfico da Figura 2.12 que para tão altas concentrações de dióxido de carbono no gás do reservatório, a tecnologia das membranas é a mais indicada, mesmo que em associação com as aminas primárias.

Além disso, o processo de separação de membranas tem menores peso e área de ocupação, fato que deve ser considerado na escolha da tecnologia para plataformas *offshore*, em que o espaço é reduzido. Na Figura 2.13 é possível comparar os tamanhos de uma unidade de separação com membranas e de absorção com aminas.

Tabela 2. 6- Comparação entre processos com aminas e membranas – Fonte: (Pinto, Araújo e Medeiros 2009)

	Aminas	Membranas
Questões Operacionais		
Familiaridade dos Usuários	Familiar	Relativamente nova
Perdas de hidrocarbonetos	Baixas	Dependem das condições operacionais
Atende à especificação de CO ₂ ?	Sim	Não para concentrações < 2%
Atende à especificação de H ₂ S ?	Sim	Às vezes
Consumo de Energia	Moderado a alto	Baixo, a menos que use recompressão
Custo operacional	Moderado	Baixo a moderado
Custo de manutenção	Baixo a moderado	Baixo, a menos que use recompressão
Facilidade de operação	Complexa	Simples
Impacto ambiental	Moderado	Baixo
Presença de água	Gás saturado	Gás desidratado
Custo de Capital		
Tempo de entrega	Longo	Curto (estrutura modular)
Tempo de instalação	Longo	Curto (equipamentos em <i>skids</i>)
Custos de pré-tratamento	Baixos	Baixos a moderados
Compressão (reciclo)	Não utiliza	Depende das condições operacionais

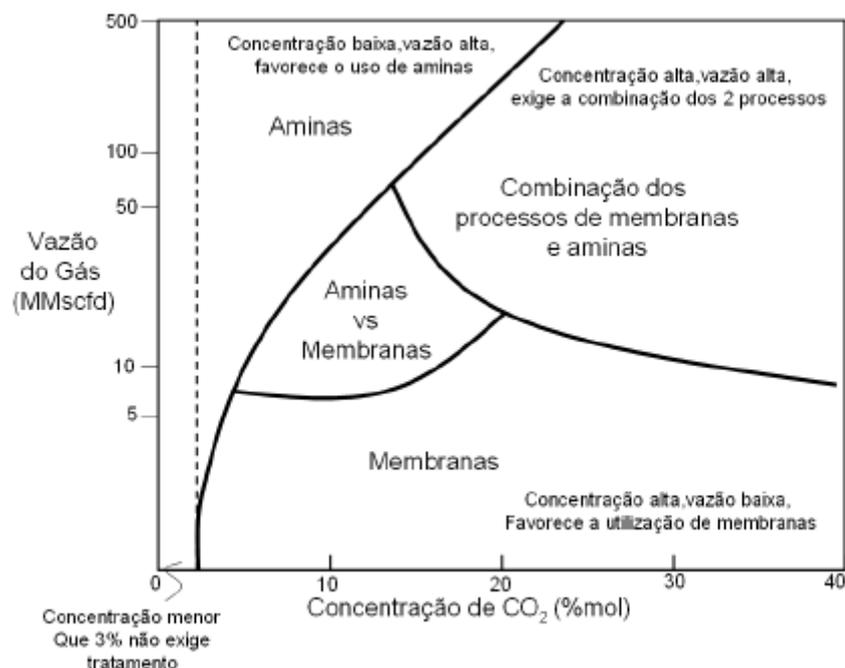


Figura 2. 12- Indicação de processos de separação de acordo com a alimentação – Fonte: (Pinto, Araújo e Medeiros 2009)

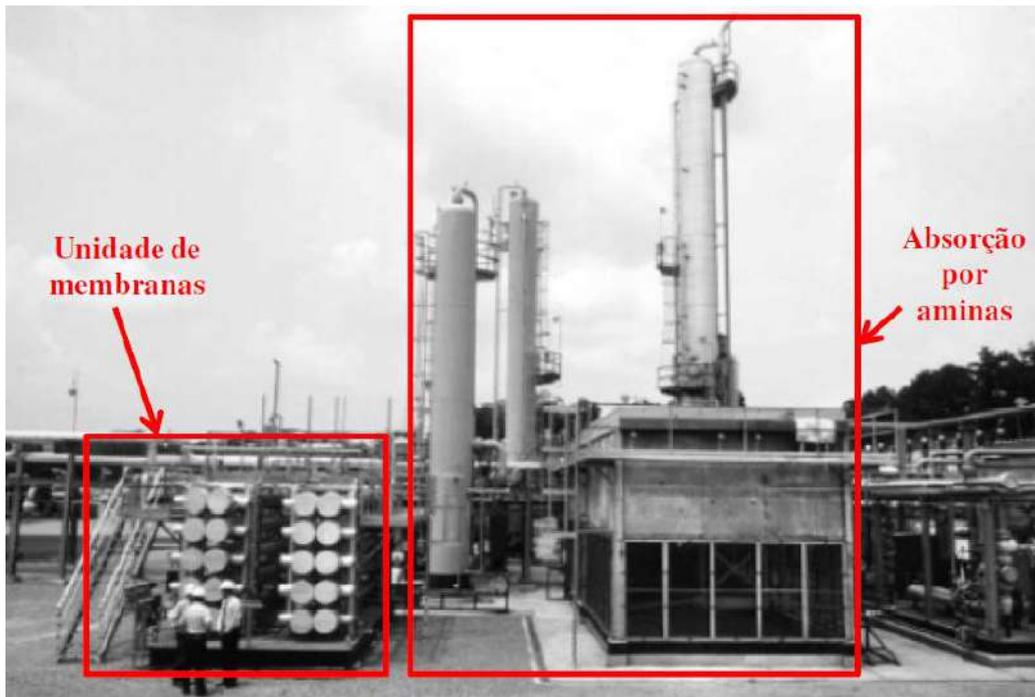


Figura 2. 13 - Comparação de tamanhos entre unidade de separação com membranas e de absorção por aminas –
Fonte: Adaptado de Beltrão et al., 2009 apud Machado, 2012

O processo selecionado para remoção de CO₂ no presente estudo foi o de separação por membranas. Entre as vantagens da tecnologia, destacam-se (Peisino 2009):

- Baixo investimento de capital
- Simplicidade e confiabilidade de operação
- Facilidade de escalonamento
- Peso e área ocupada reduzidos
- Flexibilidade
- Facilidade de incorporação de membranas em unidades já instaladas
- Baixo impacto ambiental

A separação por membranas baseia-se no princípio de que os compostos apresentam diferentes permeabilidades a um dado material. A corrente a ser tratada passa pela membrana e, devido a diferentes velocidades de permeação, ela é separada em duas correntes. A corrente que permeia mais facilmente pelo material da membrana é chamada de permeado, enquanto que a corrente com maior dificuldade de permeação é denominada de retentado (Amaral 2009). A corrente de entrada da membrana deve estar em condições de altas pressões, de forma a facilitar a separação. Durante o processo, a corrente de retentado tem uma pequena variação de pressão em relação à carga, de cerca de 1 a 2 bar. Já o permeado apresenta maior queda de pressão após passar pela membrana e sua pressão final dependerá da aplicação da operação. Geralmente para separação de CO₂ do gás natural o permeado apresentará pressões na faixa de 1 a 4 bar.

A escolha da membrana e de seus parâmetros operacionais depende principalmente de dois fatores: seletividade e taxa de permeação (produtividade). Quanto maior a seletividade, maior a eficiência do processo e menor a força motriz necessária para separação, reduzindo o custo operacional. Para a taxa de permeação, quanto maior for o fluxo, menor será a área de membrana requerida para separação, reduzindo o custo do equipamento. A seletividade e a produtividade dependem do material da membrana e das condições operacionais. Adicionalmente, a taxa de permeação depende da espessura da membrana: quanto menor a espessura, maior a taxa de permeação (Pinto, Araújo e Medeiros 2009).

O material mais amplamente utilizado industrialmente em membranas é o acetato de celulose (Peisino 2009). No entanto, as membranas inorgânicas apresentam melhores estabilidades químicas, mecânicas, térmicas e de pressão (Pinto, Araújo e Medeiros 2009).

O processo de separação por membranas pode ser efetuado em um simples estágio ou em múltiplos estágios, em paralelo ou em série, dependendo das condições do gás de carga e das especificações que deseja-se atingir. A Figura 2.14 representa um módulo simples de membrana e a Figura 2.15 mostra uma das configurações existentes para módulos de dois estágios.

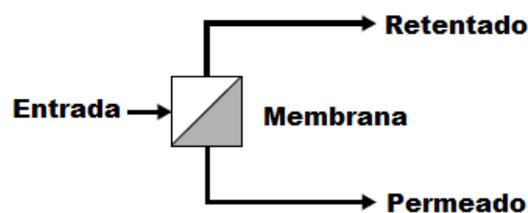


Figura 2. 14 - Módulo simples de membrana – Fonte: Adaptado de (Dortmundt e Doshi 1999)

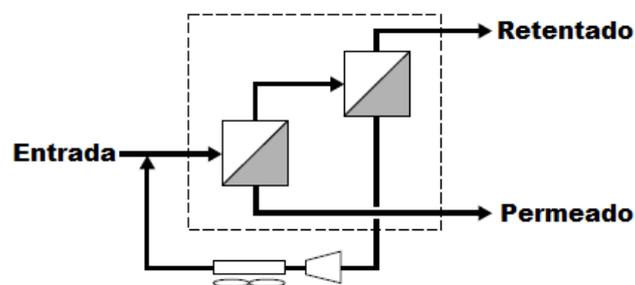


Figura 2. 15 - Módulo de membrana de 2 estágios – Fonte: Adaptado de (Dortmundt e Doshi 1999)

No processamento do gás natural, o retentado é composto pelo gás com composição de CO₂ especificada, enquanto que o permeado é uma corrente rica em CO₂. Normalmente o destino final da corrente de permeado é para armazenamento geológico ou para EOR (reinyeção em poços), que necessita de pressões excessivamente altas (250-400 bar). Nesse caso, o permeado deve passar por um trem de compressão na saída da membrana, gerando maiores consumos de energias e custos operacionais.

Na separação de gases ácidos do gás natural por membranas, a permeação de componentes mais rápidos (como H₂ e CO₂) eleva a concentração de componentes mais pesados no retentado. O aumento da concentração desses componentes aliado à queda de temperatura, que é comum na permeação, pode causar a condensação de hidrocarbonetos dentro da unidade da membrana, interferindo em sua operação. Apesar de fisicamente suportar a presença de líquidos, geralmente sua eficiência é comprometida. Para evitar esse e outros possíveis problemas, como a presença de material particulado, é indicado que o gás passe por um pré-tratamento antes de ser alimentado à membrana. O pré-tratamento pode conter etapas de controle de ponto de orvalho, desidratação, remoção de particulados, aquecimento, entre outros (Pinto, Araújo e Medeiros 2009).

No Brasil, em meados de 2013 a Petrobras anunciou a utilização de membranas projetadas pela UOP em quatro plataformas marítimas do tipo FPSO (*Floating Production Storage and Offloading*). As unidades processarão o gás natural proveniente do campo de Lula do Pré-Sal. Anteriormente no mesmo ano, a UOP anunciou um projeto similar para oito unidades FPSO a serem operados na bacia de Santos (News 2013).

II.2.6. Recompressão

A última etapa do condicionamento do gás natural envolve a recompressão para atingir a pressão de exportação ou de reinjeção, de acordo com seu destino final. No presente estudo, a compressão final do gás natural foi especificada para exportação, cuja pressão se encontra na faixa de 200-250 bar (Machado 2012).

II.3. Dimensionamento de Equipamentos

Além de ser parte integrante de um projeto completo, o dimensionamento de equipamentos é essencial para estudos acerca do processo, como avaliações econômicas e simulação em estado transiente. Para prever o comportamento do processo frente a perturbações dinâmicas, é necessário definir os parâmetros de dimensionamento para cada equipamento, de acordo com os dados operacionais. Os procedimentos adotados nos principais equipamentos utilizados no trabalho foram baseados na literatura e estão descritos no APÊNDICE I.

II.4. Simulação e Controle de Processos

II.4.1. Simulação de Processos

A simulação é um método utilizado para representação e reprodução computacional de processos, seus parâmetros e comportamentos. Para tanto, os softwares contam com códigos internos, através dos quais aplica modelos termodinâmicos, equações de projeto de operações unitárias, modelos de escoamento, conjuntos reacionais, entre outros, de forma a tentar reproduzir uma vasta variedade de processos.

Em 1950, Rose e Williams (1950) escreveram o primeiro programa para a solução estacionária de uma coluna de destilação binária em linguagem da máquina de maior capacidade da época, a IBM 702. A tendência a partir desse momento era soluções estacionárias para unidades específicas. Quatro anos depois a IBM introduziu o FORTRAN, que permitiu uma base para a indústria química se envolver em cálculos computacionais (Lacey e Svrcek 1990). Desde 1960 até a atualidade, a simulação estacionária de processos foi desenvolvida e passou de um software manipulado apenas por especialistas para uma ferramenta usual de cálculos de processo.

Os primeiros pacotes de soluções dinâmicas surgiram na década de 60 através de soluções numéricas baseados em equações fundamentais. No entanto, a simulação dinâmica ainda não contava com algumas facilidades, simplicidade de uso, pacotes termodinâmicos mais complexos, base de dados para serem reutilizadas, entre outros. A partir de então, existia um esforço contínuo para desenvolver e abranger os modelos dinâmicos para aplicação em controle de processos. O ideal é não desenvolver apenas as estratégias de controle, mas também uma unidade que seja de fácil controle inerente ao processo. Assim, a etapa de síntese do processo e a definição das melhores condições de operação se tornam tarefas importantes que podem impactar em uma cascata de problemas no futuro (Cordeiro 2011).

A simulação é uma atividade fundamental para o engenheiro de processos. A característica mais importante dos simuladores é representar em um modelo manipulável as respostas do processo real. Através dessa ferramenta, realizam-se simulações de condições de operação, otimização, desenvolvimento, pesquisa e mesmo modificações na unidade (Fruehauf e Mahoney, 1994 *apud* Cordeiro, 2011). Segundo Luyben (1996), a simulação pode auxiliar em diversas atividades da engenharia química, como na síntese de produtos, no projeto de equipamentos e na operação dos processos. As simulações não são importantes apenas para aspectos técnicos, é uma ferramenta de uso geral da indústria química, envolvendo também estratégias de mercado, manutenção, otimização, fatores financeiros e preocupação ambiental. É economicamente viável, mais rápido e seguro realizar esses estudos através de simuladores de processo do que efetuar testes experimentais na unidade em operação. Entretanto, os testes reais devem também ser realizados, pois são extremamente importantes para a validação dos modelos e a verificação de novas opções.

Ao simular uma planta em estado estacionário é possível prever o comportamento da planta em seus diferentes pontos de equilíbrio de operação. Os dados obtidos através desse 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 (Vaz, 2009). O nível de detalhe fornecido por um modelo dinâmico permite que os responsáveis pela planta de processo tomem decisões mais econômicas e seguras, tanto durante o projeto quanto durante a operação da planta (Pimenta 2011).

Segundo Mokhatab, Poe e Speight (2006), as principais aplicações da modelagem dinâmica durante o projeto da planta envolvem:

- Aplicação para controlabilidade e operabilidade
- Análises de segurança
- Definição de procedimentos de partida
- Treinamento de operadores
- Controle avançado de processos

Já após a entrada em operação da planta, os modelos dinâmicos possuem as seguintes aplicações:

- Solução de problemas
- Aprimoramento do desempenho da planta
- Análises de incidentes
- Suporte à decisão do operador
- Treinamento de operadores
- Controle avançado de processos

II.4.2. Controle de Processos

As plantas de processamento *offshore* são muito suscetíveis a variações na carga de alimentação, proveniente dos diversos *risers* que atravessam a inevitável camada de água acima do campo. As oscilações na corrente de entrada das unidades de processamento primário são comuns e muitas vezes severas, gerando perturbações no processo. Dessa forma, estratégias de controle se tornam necessárias para amenizar as variações nas correntes de processo, a fim de garantir a segurança e a qualidade da operação (Nunes, Medeiros e Araújo 2010).

A utilização do controle de processos é justificada por três necessidades essenciais (Stephanopoulos, 1984 *apud* Campos e Pinto, 2013): (i) absorver as influências que perturbações externas podem causar na planta, (ii) assegurar a estabilidade do processo e (iii) otimizar o processo.

As estratégias de controle devem ser definidas a partir de uma análise das variáveis de processo. Na modelagem dinâmica aplicada a controle clássico adota-se a representação Entrada-Saída, conforme a Figura 2.16.



Figura 2. 16 - Representação Entrada-Saída - Fonte: Elaboração própria, com base em (Nunes, Medeiros e Araújo 2010)

No contexto do controle de processos, as variáveis de entrada podem ser do tipo "manipulada" ou "perturbação". As variáveis perturbação são aquelas que afastam o processo do seu estado estacionário. Por outro lado, as variáveis de saída são "respostas", podendo ser do tipo "controlada" ou "não controlada".

Mesmo com os grandes avanços na área de controle nas últimas décadas, os controladores PID (Proporcional Integral Derivativo) ainda são os mais utilizados atualmente (Nunes, Medeiros e Araújo 2010). Geralmente o controle de processos *offshore* é clássico, apresentando um grande número de malhas simples com controle PID em abordagem de controle de processos SISO (*Single Input Single Output*). O potencial de melhoria da produção a partir de pequenas modificações, como a sintonia adequada dos controladores, é de destaque na maioria dos casos. Um pequeno aumento na produção ou regularidade do processamento *offshore* pode representar um grande retorno financeiro (Vaz, 2009).

Para uma malha de controle, a função erro $e(t)$ é definida como a diferença entre o *setpoint* (valor de referência) da variável controlada e sua medição pelo elemento final de controle (o sensor). O controlador PID emprega três ações de controle baseadas no sinal de $e(t)$: Proporcional (P), Integral (I) e Derivativa (D). Essas ações podem ser usadas de maneira isolada (P) ou combinadas (PI, PD ou PID) e são descritas pela lei de controle PID na forma paralela ideal (Equação 2.3) (Nunes, Medeiros e Araújo 2010):

$$u(t) = K_C \left(e(t) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t e(t) dt + \tau_D \frac{de(t)}{dt} \right) \quad \text{Equação 2.3}$$

Onde:

$e(t)$ é a função erro

K_C é o ganho proporcional do controlador

τ_I é a constante integral de tempo

τ_D é a constante derivativa de tempo

$u(t)$ é a variável manipulada sob a forma de variável desvio: $u(t) = u'(t) - u_S$

u_S é o denominado bias do controlador, isto é, o sinal de controle na ausência de erro

$u'(t)$ é o valor da saída do controlador

A função de transferência do controlador PID ideal (Equação 2.4 a seguir) pode ser obtida aplicando-se a Transformada de Laplace à equação 2.3 acima.

$$G_C(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = K_C \left(1 + \frac{1}{\tau_I s} + \tau_D s \right) \quad \text{Equação 2.4}$$

II.4.3. Regime de Escoamento em Golfadas

Os poços produtores alimentam as plantas de processamento *offshore* em escoamento multifásico de água, óleo e gás. Frequentemente esse escoamento caracteriza-se por oscilações de pressões e vazões de carga em regime conhecido como golfadas. Esse fenômeno é tecnicamente referido como escoamento com intermitência (*slug flow*) ou, quando o quadro de golfadas é severo, como escoamento com intermitência severa (*severe slugging*) (Nunes, Medeiros e Araújo 2010). Geralmente as golfadas de *risers* de produção são as mais severas e danosas ao processo (Vaz, 2009).

A Figura 2.17 ilustra a sequência de eventos durante a formação da golfada. Inicialmente a ação da gravidade promove o acúmulo do líquido (água e óleo) na parte inferior do *riser*, bloqueando a passagem do gás. O volume de líquido acumulado aumenta até que a pressão exercida pelo gás seja suficientemente grande para empurrá-lo, gerando a golfada. É comum que parte do líquido retorne para a base do *riser* (*fallback*), iniciando um novo ciclo de formação da golfada.

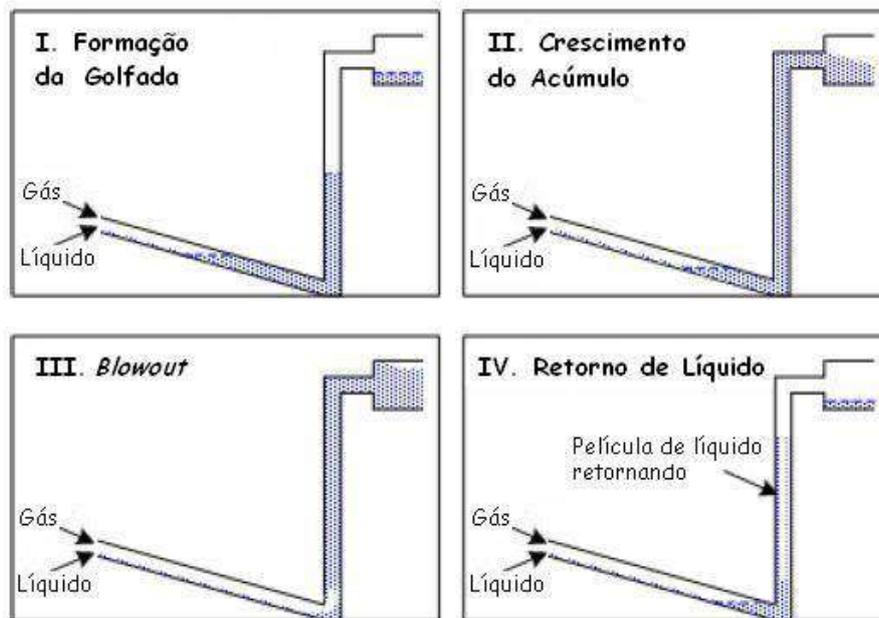


Figura 2. 17 - Formação de golfadas – Fonte: (Vaz 2009)

O regime de escoamento em golfadas pode ocasionar problemas em todo processo produtivo das plataformas, como: períodos de baixas vazões de líquido ou gás, seguido de valores extremamente elevados durante a geração da golfada, paradas de emergência da plataforma devido ao alto nível de líquidos nos separadores, inundações, corrosão e danos aos equipamentos do processo, além de altos custos de manutenção. Esses problemas podem causar perdas significativas na indústria de petróleo e gás (Sausen, Sausen e Campos 2012).

Para assegurar a operação estável e segura da planta frente aos efeitos das golfadas, além de um sistema de controle eficiente, uma das ferramentas mais utilizadas é contar com um tanque pulmão que receba o fluxo irregular. No entanto, devido às restrições de carga e espaço em plataformas marítimas, os equipamentos devem ser compactos, reduzindo a capacidade desses vasos de amenizar os efeitos das golfadas.

Outra ferramenta muito utilizada para reduzir os impactos das oscilações geradas pelas golfadas é o uso de válvulas *choke* na entrada da planta. A otimização da utilização dessa válvula é de grande importância na indústria, pois contribui para a minimização das perdas de produção associadas à restrição do fluxo na entrada da planta (Vaz 2009).

Capítulo III Projeto Conceitual do Processo

Nesse capítulo, são detalhados os procedimentos realizados para projeto conceitual do processo e sua simulação em estado estacionário

III.1. Premissas

As simulações em estado estacionário foram realizadas no software simulador de processos comercial ASPEN HYSYS. As seguintes premissas foram consideradas durante a execução do estudo em estado estacionário:

- O pacote termodinâmico selecionado foi a equação de estado de Peng Robinson, pois é o modelo mais indicado para representar o comportamento termodinâmico de sistemas com gás natural (ASPEN TECHNOLOGY INC. 2005);
- A corrente de entrada da planta é multifásica e sua composição foi baseada no trabalho de Vaz (2009), com as seguintes mudanças:
 - A corrente de gás utilizada no trabalho de Vaz (2009) foi adaptada para concentração mais elevada de CO₂, a fim de representar uma produção do Pré-Sal. A composição da corrente de gás adaptada pode ser vista na Tabela 3.1;

Tabela 3. 1 - Composição da Corrente de Gás Adaptada de Vaz (2009)

Composição da Corrente de Gás Adaptada de Vaz (2009)					
Componente	Composição (%mol.)	Componente	Composição (%mol.)	Componente	Composição (%mol.)
Metano	59,98%	i-Pentano	0,83%	n-C13	0,00%
Etano	6,00%	n-Pentano	0,18%	n-C14	0,00%
Propano	4,97%	n-Hexano	0,32%	n-C15	0,00%
CO ₂	18,99%	n-Heptano	0,08%	n-C16	0,00%
Nitrogênio	0,43%	n-Octano	0,01%	n-C17	0,00%
Água	5,00%	n-Nonano	0,00%	n-C18	0,00%
H ₂ S	0,02%	n-Decano	0,00%	n-C19	0,00%
i-Butano	2,80%	n-C11	0,00%	C20+	0,00%
n-Butano	0,40%	n-C12	0,00%	TEG	0,00%

- No simulador de processos, a corrente de gás adaptada foi misturada à corrente de líquido do trabalho de Vaz (2009) (Tabela 3.2) e a corrente multifásica resultante foi utilizada como corrente de entrada para o presente estudo. Sua composição pode ser vista na Tabela 3.3. De acordo com Vaz (2009), o componente C20+ foi modelado como componente hidrocarboneto hipotético no software de simulação, com peso molecular de 536 g/mol e massa específica de 959 kg/m³;

Tabela 3. 2 - Composição da Corrente de Líquido de acordo com Vaz (2009)

Composição da Corrente de Entrada					
Componente	Composição (%mol.)	Componente	Composição (%mol.)	Componente	Composição (%mol.)
Metano	0,00%	i-Pentano	0,00%	n-C13	3,03%
Etano	0,00%	n-Pentano	0,00%	n-C14	2,67%
Propano	0,00%	n-Hexano	0,00%	n-C15	2,77%
CO ₂	0,00%	n-Heptano	2,50%	n-C16	2,29%
Nitrogênio	0,00%	n-Octano	3,56%	n-C17	2,19%
Água	20,00%	n-Nonano	3,15%	n-C18	2,34%
H ₂ S	0,00%	n-Decano	3,15%	n-C19	2,25%
i-Butano	0,00%	n-C11	2,77%	C20+	44,60%
n-Butano	0,00%	n-C12	2,73%	TEG	0,00%

Tabela 3. 3 - Composição da Corrente de Entrada da planta

Composição da Corrente de Entrada					
Componente	Composição (%mol.)	Componente	Composição (%mol.)	Componente	Composição (%mol.)
Metano	12,55%	i-Pentano	0,17%	n-C13	0,73%
Etano	1,26%	n-Pentano	0,04%	n-C14	0,60%
Propano	1,04%	n-Hexano	0,07%	n-C15	0,59%
CO ₂	3,98%	n-Heptano	1,02%	n-C16	0,46%
Nitrogênio	0,09%	n-Octano	1,29%	n-C17	0,42%
Água	66,06%	n-Nonano	1,04%	n-C18	0,42%
H ₂ S	0,00%	n-Decano	0,95%	n-C19	0,39%
i-Butano	0,59%	n-C11	0,77%	C20+	4,68%
n-Butano	0,08%	n-C12	0,71%	TEG	0,00%

- A corrente de alimentação da planta tem vazão de 955,18 t/h nas condições de pressão e temperatura de 64,0 bar e 35°C, respectivamente (valores baseados no trabalho de Vaz, 2009);
- As especificações adotadas para o gás de exportação foram as determinadas pela ANP. A Tabela 3.4 abaixo apresenta um resumo das especificações consideradas (ponto de orvalho de água e hidrocarbonetos e teor máximo de CO₂);

Tabela 3. 4 - Especificações do Gás Natural ANP (Resumo) – Fonte: (ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis 2008)

Especificações do Gás Natural - ANP 2008 (Adaptado)		
Característica	Unidade	Valor para Sudeste
Ponto de Orvalho de Água a 1,01 bar máx.	°C	-45
Ponto de Orvalho de Hidrocarbonetos a 45 bar máx.	°C	0
Teor de CO ₂ máx.	% mol.	3,0

- As condições de pressão e temperatura dos vasos da etapa de separação, das colunas e das correntes resultantes da separação por membranas foram selecionados de acordo com as faixas de operação, apresentadas no Capítulo II;

- O destino final selecionado para a corrente de permeado rica em CO₂ foi EOR;
- A pressão de exportação do gás assumida foi de 200 bar (Silva *et al.*, 2007 *apud* Machado, 2012) e a pressão da corrente rica em CO₂ para EOR foi 300 bar;
- Nos trocadores de calor para resfriamento do gás foi utilizada água de resfriamento como utilidade fria. Adotaram-se condições de entrada e saída da água de 4,0 bar e 25°C e 3,5 bar e 45°C, respectivamente, sendo capaz de resfriar o gás a 35-40°C;
- Nos trocadores de calor para aquecimento do gás foi utilizado vapor d'água como utilidade quente em diferentes níveis;
- Para os sistemas de compressão em multiestágios foi considerada uma temperatura máxima de descarga de 170°C;
- Como a operação de separação por membranas não está disponível no software utilizado, foi utilizado um módulo desenvolvido pelo Laboratório H2CIN da EQ/UFRJ e conta com um código interno capaz de reproduzir o comportamento pseudo-estacionário da membrana baseado em equações de projeto para a mesma.

III.2. Definição do Caso Base

De acordo com as condições da corrente de entrada, foram selecionados os seguintes processos para o condicionamento do gás natural: (i) separação trifásica e bifásica; (ii) desidratação por absorção em TEG; (iii) remoção de LGN via processo JT; (iv) remoção de CO₂ por separação em membranas e (v) recompressão para exportação. Um esquema dos processos pode ser visto na Figura 3.1.

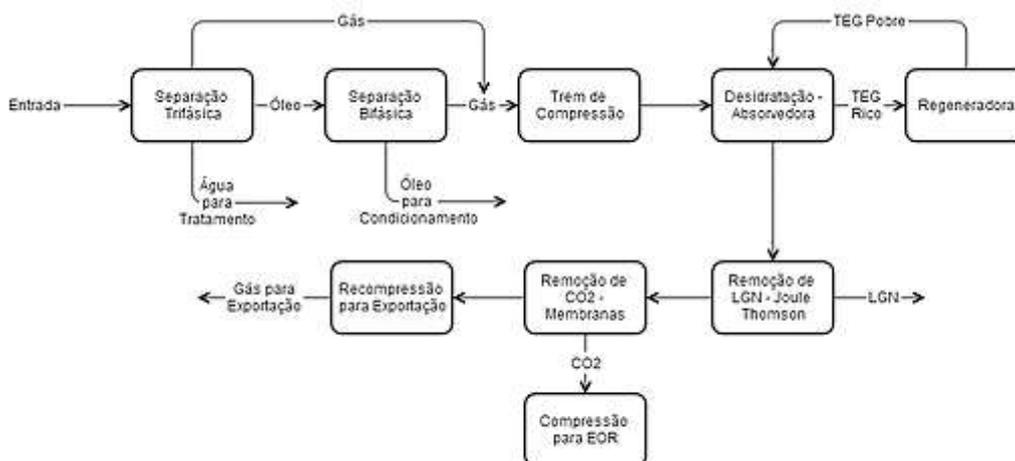


Figura 3.1 - Esquema dos processos utilizados – Fonte: Elaboração própria

III.2.1. Definição do Fluxograma

O fluxograma de processos utilizado no simulador foi separado em áreas e pode ser observado na Figura 3.2. Em seguida uma explicação detalhada de cada unidade é apresentada.

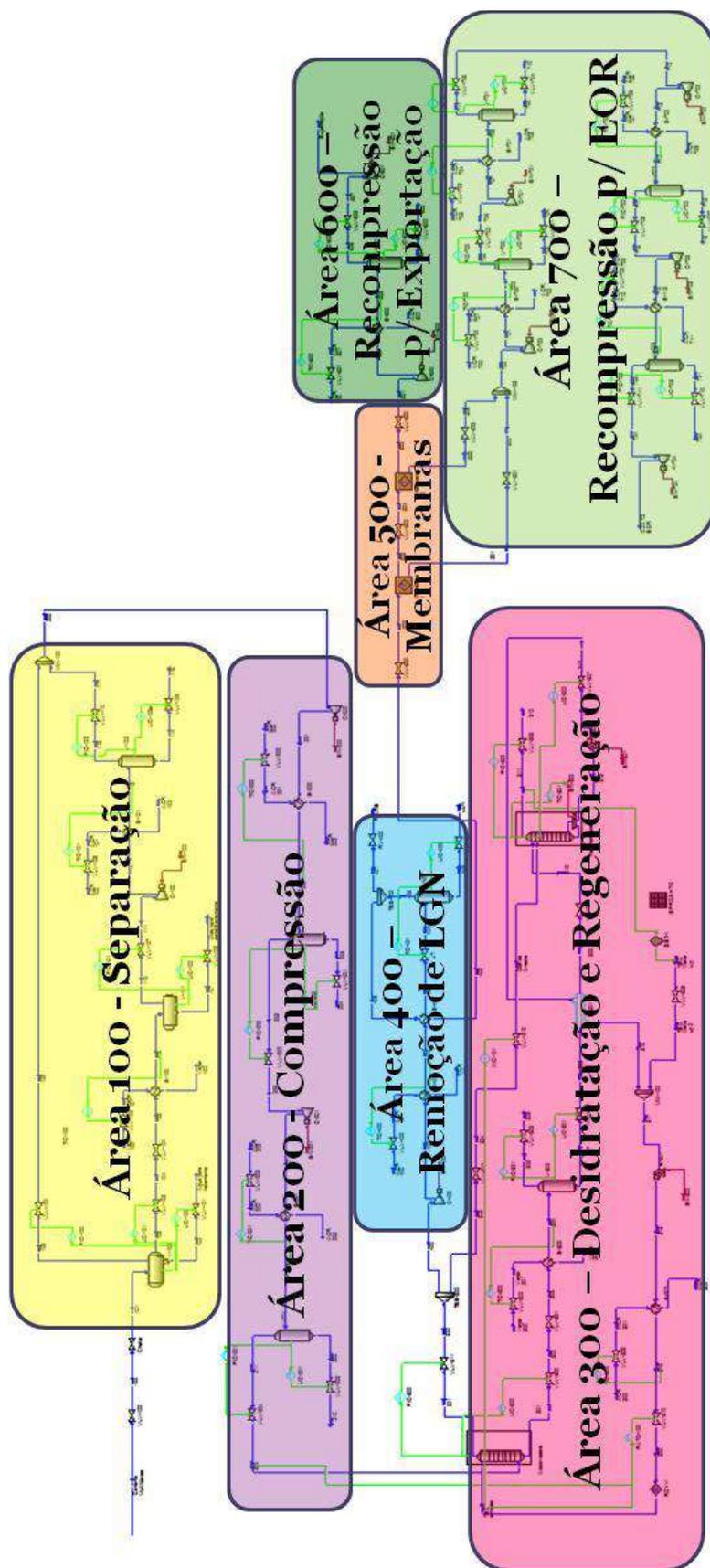


Figura 3. 2 - Fluxograma de processos elaborado

- **Desidratação e Regeneração (Área 300)**

A corrente de gás natural a 62,4 bar e 38°C é alimentada ao fundo da coluna absorvedora e entra em contato em contracorrente com a solução de TEG, que absorve a água. A vazão de TEG utilizada foi de 0,79 t/h, sendo a escolha por esse valor esclarecida no item III.2.2. A Figura 3.5 apresenta a etapa de desidratação e regeneração.

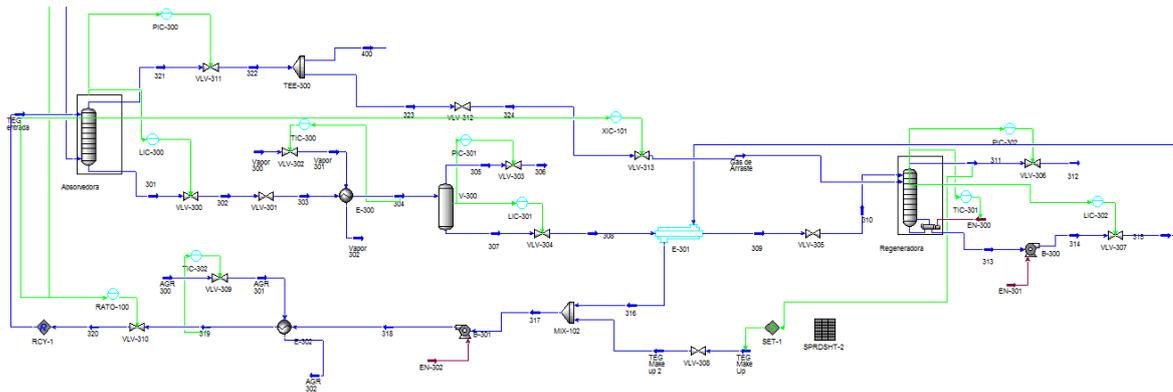


Figura 3. 5 - Desidratação e Regeneração

Foi adotada uma coluna de recheio estruturado para a absorvedora, com pressão de operação de 62,35 bar e ΔP de 0,35 bar. De acordo com (Campos e Pinto 2013), o fundo da coluna foi modelado como um vaso bifásico, necessário para convergência no modo dinâmico, como pode ser observado na Figura 3.6.

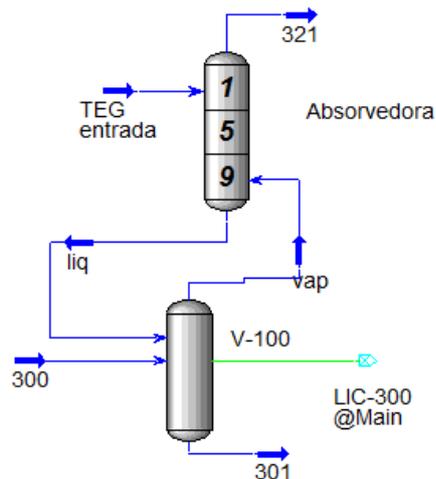


Figura 3. 6 - Coluna Absorvedora

A corrente de gás seco obtida no topo da coluna segue para a etapa de ajuste de ponto de orvalho de hidrocarbonetos. O TEG rico recuperado ao fundo da coluna é encaminhado para regeneração, de forma que possa ser recirculado para o processo. Como a regeneração ocorre a baixas pressões e altas temperaturas, inicialmente a corrente de TEG é expandida na válvula VLV-301 e pré-aquecida no trocador de calor E-300, atingindo as condições de 1,90 bar e 100°C. O solvente rico segue para vaso de flash, onde o gás é retirado e enviado para *flare* (corrente 306). A corrente líquida passa então por um trocador de calor glicol-glicol (E-301), em contracorrente com a solução regenerada, promovendo uma integração energética no processo. O TEG rico é alimentado no topo da coluna regeneradora, a 136°C e 1,00 bar. Para facilitar a regeneração do TEG e aumentar a sua purificação, uma parcela do gás desidratado é retirado e injetado no refeedor da regeneradora como gás de arraste. Foi estabelecida uma vazão de 0,06 t/h para o gás, o suficiente para atingir 99,72% em massa de pureza no TEG regenerado. As escolhas desse valor de vazão para o gás de arraste é explicada no item III.2.2. A Figura 3.7 mostra o esquema da coluna regeneradora.

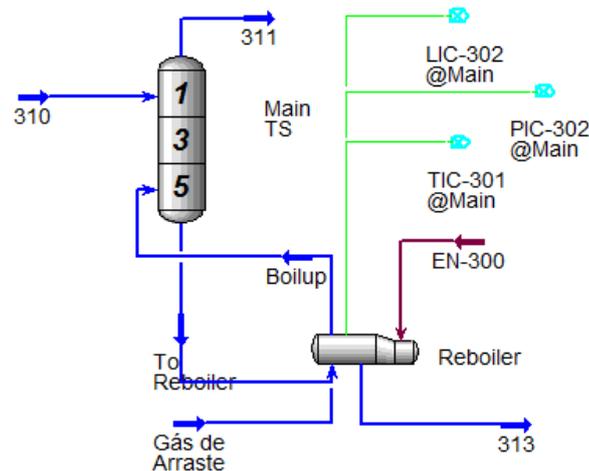


Figura 3. 7 - Coluna Regeneradora

A regeneradora é uma coluna esgoradora (*stripper*), que contém um refeedor com refluxo e cuja pressão de operação é próxima à atmosférica – 1,05 bar. A queda de pressão na coluna é de 0,05 bar. O refeedor tem sua temperatura especificada em 204°C, a fim de evitar a degradação do TEG, que ocorre a 206°C.

A corrente de topo da regeneradora (corrente 312) representa emissões diretas para a atmosfera. A simulação não considera a presença de compostos orgânicos voláteis na carga, mas na prática esses componentes também são emitidos para a atmosfera, causando impacto ambiental.

O TEG purificado (ou pobre) é bombeado para o trocador de calor glicol-glicol, onde tem sua temperatura reduzida para 125°C. Uma corrente de *make-up* é adicionada ao processo nesse ponto para suprir as perdas de TEG por arraste no topo da *stripper*. Foram

Tabela 3. 5 - Composição da corrente de LGN

Composição da Corrente de LGN					
Componente	Composição (%mol.)	Componente	Composição (%mol.)	Componente	Composição (%mol.)
Metano	26,62%	i-Pentano	3,30%	n-C13	0,01%
Etano	10,40%	n-Pentano	0,66%	n-C14	0,00%
Propano	17,72%	n-Hexano	0,64%	n-C15	0,00%
CO ₂	19,32%	n-Heptano	4,17%	n-C16	0,00%
Nitrogênio	0,07%	n-Octano	1,94%	n-C17	0,00%
Água	0,01%	n-Nonano	0,55%	n-C18	0,00%
H ₂ S	0,04%	n-Decano	0,17%	n-C19	0,00%
i-Butano	12,49%	n-C11	0,05%	C20+	0,00%
n-Butano	1,85%	n-C12	0,02%	TEG	0,00%

- **Remoção de CO₂ (Área 500)**

Após a especificação do ponto de orvalho, o gás segue para o módulo de membranas, onde é separado o CO₂, de acordo com a Figura 3.9. A corrente chega no primeiro estágio de membrana com 51,30 bar e 33°C. A área da membrana foi especificada em 177.000 m², as pressões de permeado e retentado, em 1,10 e 50,30 bar, respectivamente e as temperaturas de saída, estimadas iguais em 22°C. As temperaturas reais calculadas pela operação foram de 24°C para permeado e 27°C para retentado. O retentado segue para o segundo estágio de membrana, com as mesmas especificações de área e temperatura e pressões de permeado e retentado de 1,10 e 49,10 bar, respectivamente. As temperaturas reais foram de 20°C para o permeado e 23° C para o retentado. Nota-se que, após o módulo de membranas, o gás (corrente 600) está especificado em relação ao teor de CO₂ pela ANP e é encaminhado para compressão final e exportação.

As Tabelas 3.6 e 3.7 apresentam as composições finais do retentado e do permeado, respectivamente.

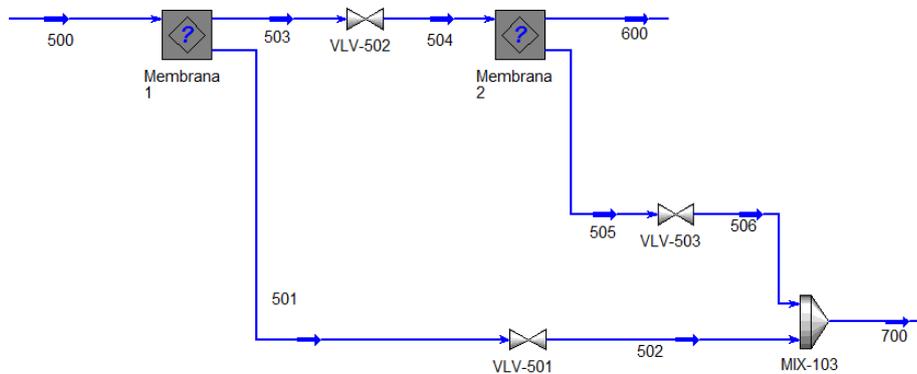


Figura 3. 9 - Remoção de CO₂

Tabela 3. 6 - Composição do Retentado Final

Composição da Corrente de Retentado Final - Corrente 600					
Componente	Composição (%mol.)	Componente	Composição (%mol.)	Componente	Composição (%mol.)
Metano	81,61%	i-Pentano	0,14%	n-C13	0,00%
Etano	8,19%	n-Pentano	0,02%	n-C14	0,00%
Propano	4,72%	n-Hexano	0,01%	n-C15	0,00%
CO ₂	2,97%	n-Heptano	0,02%	n-C16	0,00%
Nitrogênio	0,58%	n-Octano	0,00%	n-C17	0,00%
Água	0,00%	n-Nonano	0,00%	n-C18	0,00%
H ₂ S	0,02%	n-Decano	0,00%	n-C19	0,00%
i-Butano	1,55%	n-C11	0,00%	C20+	0,00%
n-Butano	0,17%	n-C12	0,00%	TEG	0,00%

Tabela 3. 7 - Composição do Permeado Final

Composição da Corrente de Permeado Total - Corrente 700					
Componente	Composição (%mol.)	Componente	Composição (%mol.)	Componente	Composição (%mol.)
Metano	30,61%	i-Pentano	0,00%	n-C13	0,00%
Etano	0,01%	n-Pentano	0,00%	n-C14	0,00%
Propano	0,01%	n-Hexano	0,00%	n-C15	0,00%
CO ₂	69,11%	n-Heptano	0,00%	n-C16	0,00%
Nitrogênio	0,24%	n-Octano	0,00%	n-C17	0,00%
Água	0,00%	n-Nonano	0,00%	n-C18	0,00%
H ₂ S	0,01%	n-Decano	0,00%	n-C19	0,00%
i-Butano	0,00%	n-C11	0,00%	C20+	0,00%
n-Butano	0,00%	n-C12	0,00%	TEG	0,00%

Os permeados provenientes dos dois estágios são misturadas e a corrente resultante passa por cinco estágios de compressão (com *intercoolers* e vasos), a fim de atingir a pressão de 300 bar para envio para EOR (vide Figura 3.10).

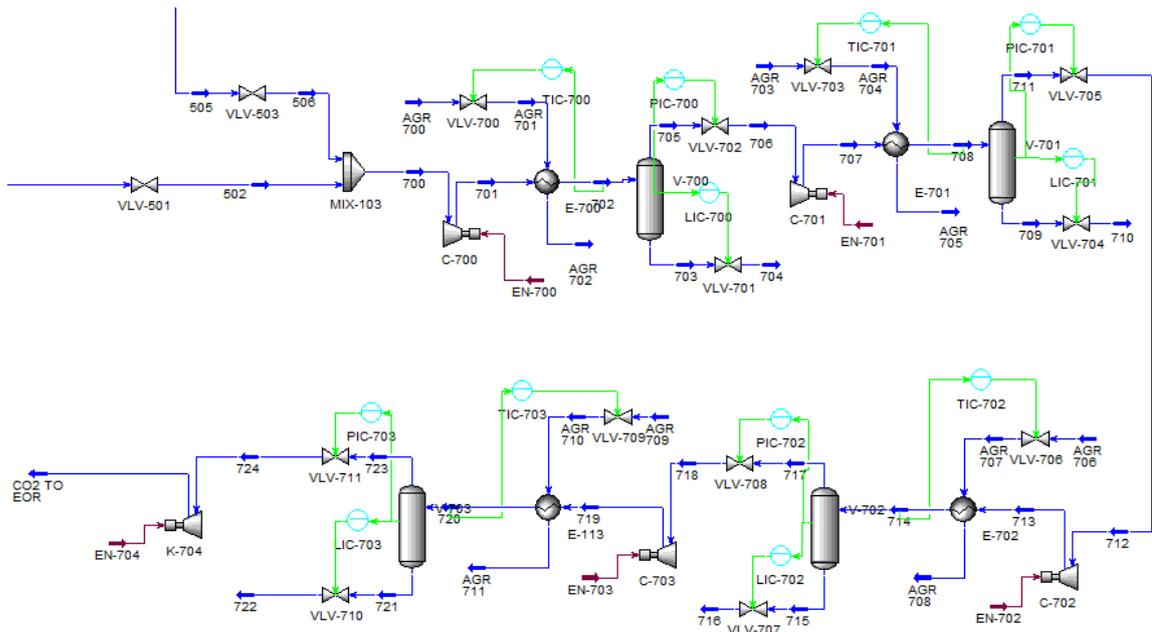


Figura 3. 10 - Compressão de corrente rica em CO2 para EOR

- **Recompressão (Área 600)**

A corrente de retentado sai do módulo de membranas a 49 bar e deve ser comprimida a 200 bar para exportação. São utilizados então, dois estágios de compressão, conforme a Figura 3.11.

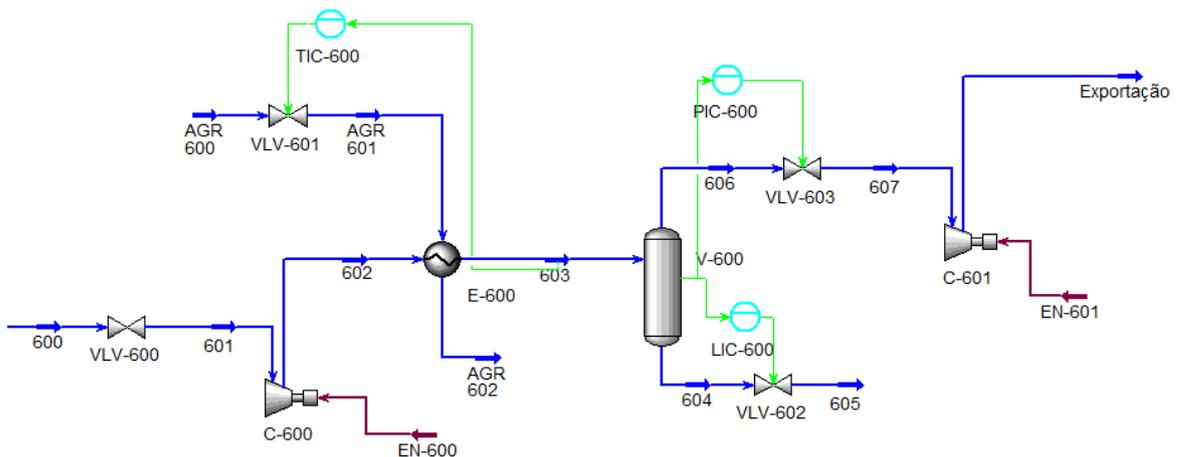


Figura 3. 11 - Recompressão para exportação

As condições da corrente de exportação podem ser vistas nas Tabelas 3.8 e 3.9.

Tabela 3. 8 - Composição do gás para exportação

Composição da Corrente de Gás para Exportação					
Componente	Composição (%mol.)	Componente	Composição (%mol.)	Componente	Composição (%mol.)
Metano	81,61%	i-Pentano	0,14%	n-C13	0,00%
Etano	8,19%	n-Pentano	0,02%	n-C14	0,00%
Propano	4,72%	n-Hexano	0,01%	n-C15	0,00%
CO ₂	2,97%	n-Heptano	0,02%	n-C16	0,00%
Nitrogênio	0,58%	n-Octano	0,00%	n-C17	0,00%
Água	0,00%	n-Nonano	0,00%	n-C18	0,00%
H ₂ S	0,02%	n-Decano	0,00%	n-C19	0,00%
i-Butano	1,55%	n-C11	0,00%	C20+	0,00%
n-Butano	0,17%	n-C12	0,00%	TEG	0,00%

Tabela 3. 9 - Condições do gás para exportação

Condições do Gás para Exportação	
Vazão (t/h)	44,69
Temperatura (°C)	95,34
Pressão (bar)	204,07
Ponto de Orvalho de Água (°C)	-55,02
Ponto de Orvalho de HCs (°C)	-3,74

III.2.2. Estudo de Caso

Após a definição do fluxograma de processo, foi realizado um estudo de caso visando à seleção de parâmetros ótimos de operação em estado estacionário. Os valores de vazão de TEG e vazão de gás de arraste decorreram desse estudo. Para a realização do estudo de caso, utilizou-se a ferramenta *Case Study* do software de simulação comercial ASPEN HYSYS.

Duas variáveis devem ser definidas para análise de desempenho, a saber: a vazão de TEG na entrada da absorvedora e a vazão de gás de arraste injetado no refeedor da regeneradora. A vazão de solvente influencia diretamente a quantidade de água absorvida durante a desidratação. Já a vazão de gás de arraste tem uma influência indireta, pois seu valor determina a pureza de TEG na corrente de solvente regenerado, que por sua vez impacta diretamente no ponto de orvalho da água do gás desidratado.

Dessa forma, o estudo de caso foi definido para as duas variáveis independentes (vazão de TEG e vazão de gás de arraste), tendo duas variáveis dependentes: fração mássica de TEG regenerado e ponto de orvalho de água no gás de exportação, a 1,01 bar. No estudo, a corrente de exportação teve sua pressão reduzida a 1,01 bar visando comparação com o valor referência da ANP.

A Figura 3.12 apresenta os resultados com relação ao ponto de orvalho de água para vazões diferentes de TEG e gás de arraste. Como pode ser observado, para vazões de TEG

acima de 1,0 t/h e de gás de arraste acima de 300 kg/h, não há mais variação de teor de água no gás seco. Operar a qualquer ponto nessa condição pode garantir o ponto de orvalho, no entanto gasta-se mais solvente e perde-se mais produto (o gás de arraste é uma parcela do gás seco) do que em condições de vazões menores que também levariam a um valor aceitável. Além disso, o regulamento segundo a ANP é de ponto de orvalho de -45°C e os pontos mais baixos do gráfico correspondem a -116°C . Sendo assim, foi selecionada a condição de operação que permitisse especificar o gás de acordo com a fiscalização e que utiliza vazões aceitáveis de TEG e *stripping gas*. Esse ponto foi: 0,79 t/h de TEG para absorvedora, 60 kg/h de gás de arraste para regeneradora, correspondendo a ponto de orvalho de água de $-55,02^{\circ}\text{C}$ no gás de exportação.

A Figura 3.13 mostra a variação da fração mássica de TEG pobre de acordo com os valores de vazões de TEG e de gás de arraste. Pode-se notar que há uma saturação na superfície para valores de gás acima de cerca de 150 kg/h. Adicionalmente, a Figura 3.14 relaciona o ponto de orvalho de água à variação da vazão de TEG e à fração mássica do glicol regenerado calculado para cada ponto no estudo. Esse gráfico permite a percepção da relação entre a pureza do solvente e a qualidade da desidratação. Nota-se que frações mássicas acima de 0,996 já garantem a especificação do gás, reduzindo bruscamente o teor de água no gás seco à medida que esse valor se aproxima de 1,000. O ponto selecionado reflete essa relação, visto que corresponde a uma composição em massa de TEG de 0,9972 na corrente regenerada.

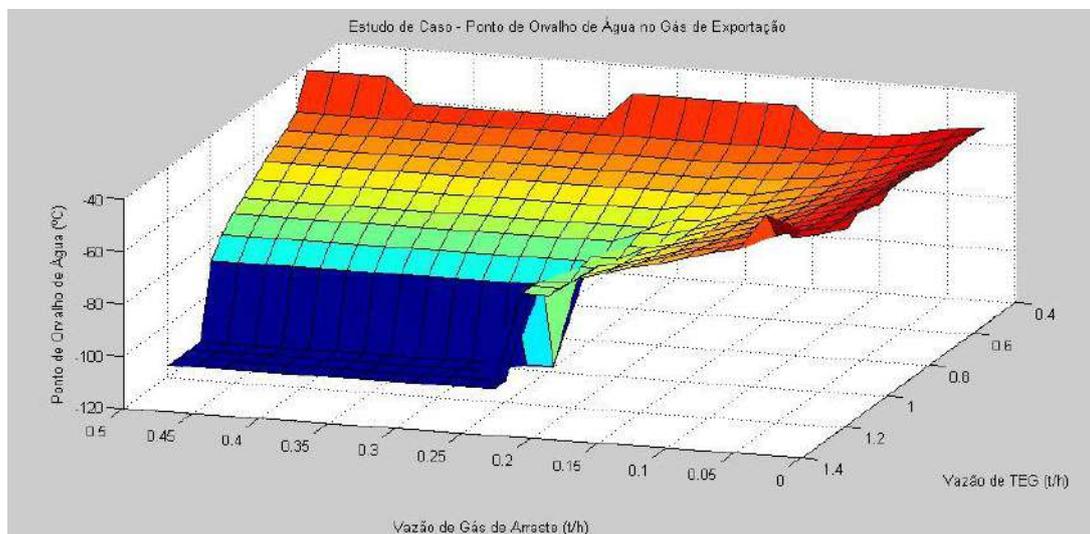


Figura 3. 12 - Estudo de Caso - Influência da vazão de TEG e de gás de arraste no WDP

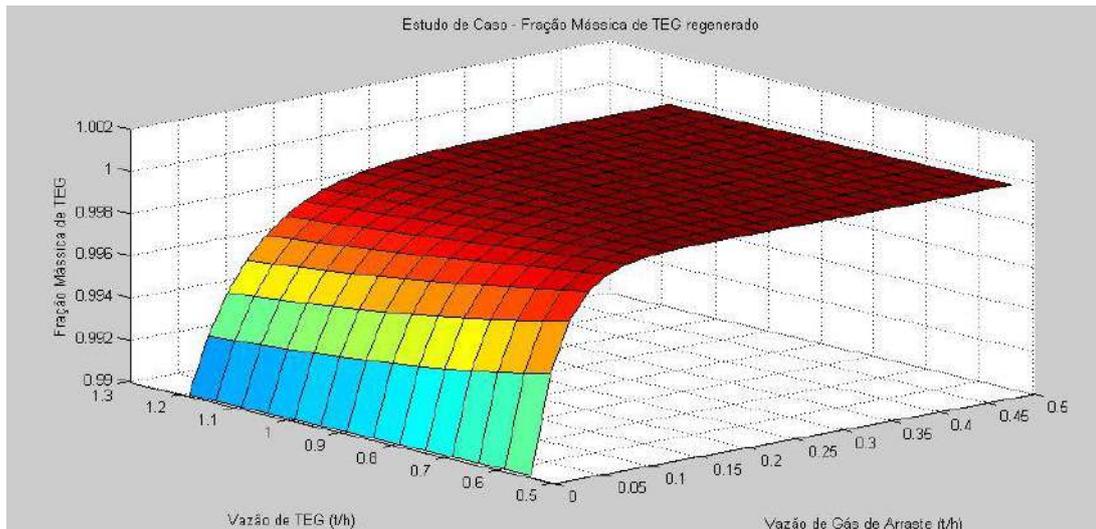


Figura 3. 13 –Estudo de Caso - Influência das vazões de TEG e gás de arraste na fração mássica do glicol

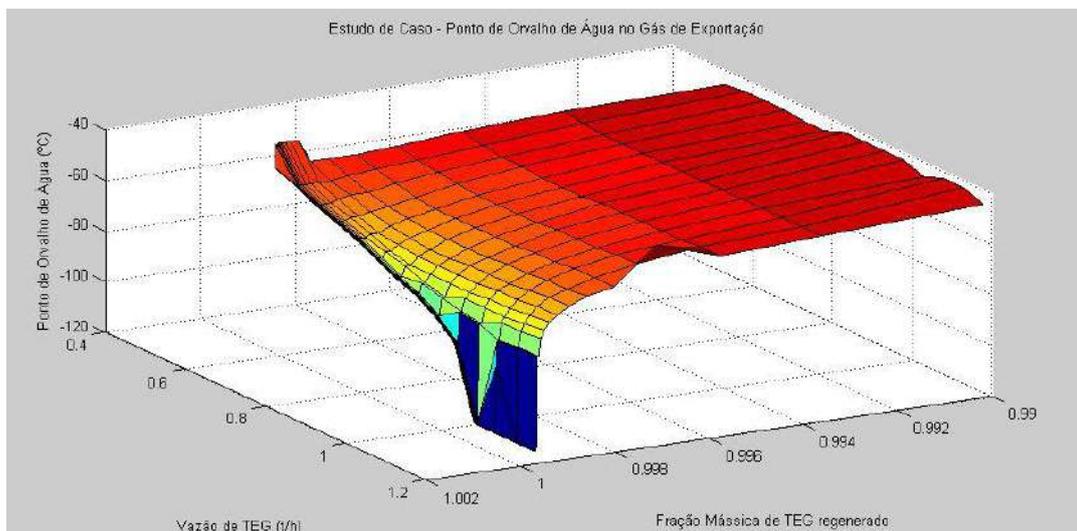


Figura 3. 14 - Estudo de Caso - Relação entre WDP, vazão de TEG e pureza do solvente regenerado

III.3. Dimensionamento dos equipamentos

A partir dos valores em estado estacionário e das equações indicadas no APÊNDICE I, foi possível obter os resultados de dimensionamento a seguir.

III.3.1. Vasos

Para o dimensionamento dos vasos verticais, foram considerados os dois métodos abordados no APÊNDICE I e escolhidos os maiores valores considerados plausíveis para cada caso. Para os separadores verticais o valor de H/D foi considerado igual a 4,0 e para

os horizontais, os valores de L/D foram selecionados de acordo com a pressão de operação, conforme Tabela 1 do APÊNDICE I.

Os resultados do dimensionamento dos vasos pode ser visto na Tabela 3.10.

Tabela 3. 10 - Dimensões dos vasos

Vaso	Orientação	Diâmetro (m)	Comprimento (m)	Volume (m ³)
V-100	Horizontal	2,38	11,92	53,16
V-101	Horizontal	2,37	11,85	52,33
V-102	Vertical	0,49	1,96	0,37
V-200	Vertical	1,67	6,68	14,63
V-201	Vertical	1,28	5,12	6,59
V-300	Vertical	0,35	1,40	0,13
V-400	Vertical	1,45	5,80	9,58
V-600	Vertical	2,00	8,00	25,13
V-700	Vertical	2,20	8,80	33,45
V-701	Vertical	2,20	8,80	33,45
V-702	Vertical	1,33	5,32	7,39
V-703	Vertical	1,35	5,40	7,73

III.3.2. Trocadores de Calor

O valor de ΔP nos cascos e tubos dos trocadores de calor foram considerados iguais a 0,5 bar. As constantes k da equação que relaciona a vazão e a queda de pressão foram calculadas diretamente pelo software de simulação HYSYS a partir dos valores de estado estacionário. A Tabela 3.11 apresenta o resultado do dimensionamento dos trocadores de calor.

Tabela 3. 11 - Dimensões dos trocadores de calor

Equipamento	ΔP_{casco} (bar)	ΔP_{tubos} (bar)	k_{casco} (kg(kPa.kg/m ³) ^{0,5} /h)	k_{tubos} (kg(kPa.kg/m ³) ^{0,5} /h)	Carga Térmica (kJ/h)	UA (kJ/°C.h)
E-100	0,5	0,5	9.408,84	4.147,50	2,83E+07	63.093,67
E-101	0,5	0,5	33,11	186,44	6,38E+05	15.968,17
E-200	0,5	0,5	559,58	2.360,01	1,08E+07	323.391,43
E-201	0,5	0,5	681,59	1.493,61	1,32E+07	367.538,68
E-300	0,5	0,5	53,75	11,83	1,47E+05	347,06
E-301	0,5	0,5	3,79	4,18	1,75E+05	4.809,06
E-302	0,5	0,5	8,61	3,65	1,65E+05	4.967,29
E-400	0,5	0,5	380,63	997,70	7,36E+06	165.353,36
E-401	0,5	0,5	1.149,16	895,63	6,91E+06	218.761,28
E-600	0,5	0,5	328,18	716,79	6,34E+06	294.404,82
E-700	0,5	0,5	170,63	2.218,11	3,30E+06	85.422,19
E-701	0,5	0,5	200,63	1.374,88	3,88E+06	90.474,77
E-702	0,5	0,5	214,01	765,02	4,14E+06	97.089,57
E-703	0,5	0,5	280,13	406,80	5,41E+06	138.434,98

III.3.3. Equipamentos Rotativos

O dimensionamento dos equipamentos rotativos foi realizado com valores especificados de eficiência politrópica e quedas de pressão do simulador (ASPEN HYSYS). Os resultados podem ser observados na Tabela 3.12.

Tabela 3. 12 – Dimensões dos equipamentos rotativos

Equipamento	Tipo	Eficiência Adiabática (%)	Carga Energética (kW)	ΔP (bar)	RC
C-100	Compressor	75	138,17	6,88	2,60
C-200	Compressor	75	2809,70	15,55	2,51
C-201	Compressor	75	2737,75	37,98	2,51
C-400	Compressor	75	1828,86	61,80	2,00
C-600	Compressor	75	1329,29	51,35	2,05
C-601	Compressor	75	1303,04	104,52	2,05
C-700	Compressor	75	1007,12	2,21	3,45
C-701	Compressor	75	1041,96	5,89	3,45
C-702	Compressor	75	1021,63	18,61	3,45
C-703	Compressor	75	956,84	62,50	3,45
C-704	Compressor	75	787,14	213,91	3,45
B-300	Bomba	75	0,24	7,95	8,57
B-301	Bomba	75	1,53	54,30	7,43

III.3.4. Colunas

Para o dimensionamento das colunas foram utilizados os respectivos métodos abordados no APÊNDICE I. Os parâmetros necessários para os cálculos foram obtidos do projeto conceitual. Os resultados encontram-se na Tabela 3.13.

Tabela 3. 13 - Dimensões das colunas

Parâmetro	Absorvedora	Regeneradora
Tipo de Recheio	Estruturado (Aço inox)	Randômico (Cerâmica)
Diâmetro (m)	1,00	0,42
Altura do Recheio (m)	4,50	1,66
Altura Total (m)	7,50	4,66
Volume (m ³)	5,88	0,63
P _{topo} (bar)	62,00	1,10
P _{fundo} (bar)	62,35	1,05

III.3.5. Válvulas

O cálculo do dimensionamento das válvulas foi realizado diretamente pelo software de simulação HYSYS. O programa se baseia em dados de processo para o dimensionamento dos parâmetros da válvula (Cv e k): peso molecular, fração de vapor, vazão e queda de pressão da corrente para uma determinada abertura. As válvulas foram dimensionadas para vazões do caso base, com abertura de 50% e valores de ΔP de acordo com a necessidade para válvulas de bloqueio e iguais a 0,2 bar para válvulas de controle, de acordo com as indicações do manual do simulador. O resultado do dimensionamento das válvulas está apresentado na Tabela 3.14.

Tabela 3. 14 - Dimensões das válvulas

Válvula	Abertura (%)	ΔP (bar)	Cv (USGPM)	Válvula	Abertura (%)	ΔP (bar)	Cv (USGPM)
VLV-100	100	30,20	350,46	VLV-309	50	0,20	9,89
Choke	50	23,00	1205,29	VLV-310	50	0,20	3,86
VLV-101	50	0,20	1016,97	VLV-311	50	0,20	1477,73
VLV-102	50	0,20	3795,34	VLV-312	50	60,55	0,16
VLV-103	50	0,20	3565,71	VLV-400	50	0,20	439,77
VLV-104	50	5,30	744,30	JT	50	70,60	87,47
VLV-105	50	0,20	10677,90	VLV-401	50	0,20	16,36
VLV-106	50	0,20	3815,74	VLV-500	50	0,20	1574,55
VLV-107	50	0,20	300,54	VLV-501	50	0,20	2856,86
VLV-108	50	0,20	38,14	VLV-502	50	0,20	1227,82
VLV-109	50	0,20	0,18	VLV-503	50	0,20	1354,57
VLV-110	50	0,20	183,08	VLV-600	50	0,20	1069,08
VLV-200	50	0,20	646,66	VLV-601	50	0,20	379,13
VLV-201	50	0,20	0,52	VLV-602	50	0,20	0,03
VLV-202	50	0,20	2378,19	VLV-603	50	0,20	750,84
VLV-203	50	0,20	787,74	VLV-700	50	0,20	197,02
VLV-204	50	0,20	0,42	VLV-701	50	0,20	0,17
VLV-205	50	0,20	1469,24	VLV-702	50	0,20	2492,45
VLV-300	50	0,20	4,41	VLV-703	50	0,20	231,70
VLV-301	50	59,75	0,26	VLV-704	50	0,20	0,09
VLV-302	50	0,20	55,55	VLV-705	50	0,20	1359,14
VLV-303	50	0,20	3,38	VLV-706	50	0,20	247,16
VLV-304	50	0,20	4,40	VLV-707	50	0,20	0,05
VLV-305	50	0,20	19,41	VLV-708	50	0,20	722,55
VLV-306	50	0,20	35,95	VLV-709	50	0,20	323,59
VLV-307	50	0,05	8,26	VLV-710	50	0,20	0,02
VLV-308	50	0,20	0,02	VLV-711	50	0,20	370,60

Capítulo IV Estudo Dinâmico do Processo

Este Capítulo apresenta a simulação dinâmica do processo, que inclui as estruturas de controle utilizadas e análise de desempenho realizada sob cenários dinâmicos. Destaca-se que, para essa etapa do estudo, não foi considerado o módulo de membranas. A operação foi desenvolvida externamente ao *software* de simulação e importada para a consolidação do caso base, posto que o módulo não pode ser utilizado em modo dinâmico.

IV.1. Estruturas de Controle

As estruturas selecionadas para a planta simulada foram baseadas em dados da literatura.

IV.1.1. Vasos

De acordo com Nunes, Medeiros e Araújo (2010), os vasos separadores devem ter seu nível e pressão controlados. As variáveis manipuladas desse sistema de controle são as vazões das correntes de saída dos separadores.

Para o vaso trifásico foram utilizados dois controles de nível, cada um manipulando uma saída de líquido do separador. Utilizou-se o mesmo conjunto de parâmetros de sintonia para estes dois controladores.

IV.1.2. Trocadores de calor

As correntes de processo a jusante de trocadores de calor tiveram sua temperatura controlada, sendo as respectivas vazões de utilidades a variável manipulada.

IV.1.3. Desidratação e Regeneração

A seleção das estruturas de controle utilizadas no *loop* de desidratação e regeneração foram baseadas em Mokhatab, Poe e Speight (2006). De acordo com os autores, as variáveis que devem ser controladas nessa unidade são: (i) a vazão e a temperatura de TEG pobre, (ii) a pressão da absorvedora, (iii) a pressão do separador glicol-gás e (iv) a pressão e a carga térmica da regeneradora. Com base nessas informações, foram selecionados os seguintes controladores:

- Controladores de nível e pressão nas colunas absorvedora e regeneradora: as variáveis manipuladas foram as vazões dos respectivos produtos de topo e fundo;

- Controlador de temperatura no refeedor da esgotadora: de acordo com Campbell (2004), para se evitar a degradação do TEG na regeneradora, deve-se controlar rigidamente a temperatura do vaso refeedor. Foi utilizada como variável manipulada a carga térmica do refeedor.
- Controlador de razão entre as vazões mássicas de TEG e gás: como observado no estudo de caso, para uma determinada vazão de gás, há uma vazão de TEG que otimiza o ponto de orvalho de água no gás seco. O controle é realizado por controlador do tipo *ratio* (mede-se a razão mássica entre as correntes ao invés do ponto de orvalho de água no gás seco). O valor ótimo de 94,84 obtido pela razão entre a vazão de gás na absorvedora e a de TEG resultante do estudo de caso é mantida constante durante a operação.
- Controlador de composição de TEG: uma outra forma de tentar garantir a especificação do gás desidratado frente a perturbações é através da pureza do solvente utilizado. Como visto no estudo de caso, essa composição está diretamente relacionada à vazão de gás de arraste utilizada na regeneradora. Sendo assim, a fração mássica de TEG pobre é controlada manipulando-se a vazão de gás. O *setpoint* do controlador é 0,9972, proveniente dos resultados do estudo de caso.

IV.1.4. Processo Joule Thomson

De acordo com Vaz *et al.* (2008), a variável mais importante do processo JT é a temperatura do vaso separador a baixas pressões. O valor de projeto da temperatura é função direta do ponto de orvalho pretendido para o gás natural e deve ser mantido constante para especificar o gás (Campos e Pinto 2013). Propõe-se então um controlador de temperatura do vaso, manipulando diretamente a válvula Joule Thomson.

IV.2. Sintonia dos Controladores

Para a sintonia dos controladores do processo, foram utilizados valores de parâmetros de controle indicados pelo manual do simulador e por Luyben (2002), reproduzidos na Tabela 4.1.

Tabela 4. 1 - Dados da literatura para sintonia dos controladores

Sintonia dos Controladores	HYSYS			Luyben, W. L.		
	Kc	T _I (min)	T _D (min)	Kc	T _I (min)	T _D (min)
Nível	2 a 10	1 a 5	-	2	-	-
Vazão	0,4 a 0,65	0,05 a 0,25	-	0,5	0,3	-
Pressão (gás)	2 a 10	2 a 10	-	2	10	-
Pressão (líq)	0,5 a 2,0	1,0 a 0,25	-	-	-	-
Temperatura	2 a 10	2 a 10	0 a 5	-	-	-

Inicialmente considerou-se ganho igual a 2,0 e ação integral igual a 1,0 para os controladores de nível. Para os de pressão e temperatura, foram usados K_c igual a 2,0 e ação integral igual a 2,0. Para o controlador de composição de TEG os parâmetros utilizados foram: $K_c=0,4$ e $T_i=0,3$. Essas escolhas foram realizadas levando em consideração os trabalhos de Campos e Pinto (2013) e Pimenta (2011).

A inicialização da planta com os parâmetros definidos na sintonia preliminar ocorreu sem grandes problemas. As eventuais instabilidades precisaram sofrer sintonia fina, para reduzir oscilações identificadas. A Tabela 4.2 apresenta os valores finais de sintonia utilizados.

Tabela 4. 2 - Sintonia dos controladores

Controlador	Variável Controlada	Variável Manipulada	Kc	T _i (min)	T _D (min)	Falha da Válvula	Ação
PIC-100	Pressão do V-100	VLV-102	2,0	2,0	-	Aberta	Reversa
LIC-100	Nível do V-100	VLV-101	2,0	1,0	-	Aberta	Reversa
LIC-101	Nível do V-100	VLV-103	2,0	1,0	-	Aberta	Reversa
TIC-100	Temperatura da Corrente	VLV-105	0,4	0,3	-	Fechada	Reversa
PIC-101	Pressão do V-101	VLV-107	2,0	2,0	-	Aberta	Reversa
LIC-101	Nível do V-101	VLV-106	2,0	1,0	-	Aberta	Reversa
TIC-101	Temperatura da Corrente	VLV-108	2,0	2,0	-	Aberta	Reversa
PIC-102	Pressão do V-102	VLV-110	2,0	2,0	-	Aberta	Reversa
LIC-102	Nível do V-102	VLV-109	2,0	1,0	-	Aberta	Reversa
TIC-200	Temperatura da Corrente	VLV-200	2,0	2,0	-	Aberta	Reversa
PIC-200	Pressão do V-200	VLV-202	2,0	2,0	-	Aberta	Reversa
LIC-200	Nível do V-200	VLV-201	2,0	1,0	-	Aberta	Reversa
TIC-201	Temperatura da Corrente	VLV-203	2,0	2,0	-	Aberta	Reversa
PIC-201	Pressão do V-201	VLV-204	2,0	2,0	-	Aberta	Reversa
LIC-201	Nível do V-201	VLV-205	2,0	1,0	-	Aberta	Reversa
PIC-300	Pressão da Absorvedora	VLV-311	2,0	2,0	-	Aberta	Reversa
LIC-300	Nível da Absorvedora	VLV-300	2,0	1,0	-	Aberta	Reversa
TIC-300	Temperatura da Corrente	VLV-302	2,0	2,0	-	Fechada	Reversa
PIC-301	Pressão do V-300	VLV-303	2,0	2,0	-	Aberta	Reversa
LIC-301	Nível do V-300	VLV-304	2,0	1,0	-	Aberta	Reversa
PIC-302	Pressão do Refervedor	VLV-306	2,0	2,0	-	Aberta	Reversa
LIC-302	Nível do Refervedor	VLV-307	10,0	-	-	Aberta	Reversa
TIC-301	Temperatura do	EN-300	2,0	2,0	-	Fechada	Reversa
TIC-302	Temperatura da Corrente	VLV-309	2,0	0,5	-	Aberta	Reversa
RATO-100	Razão (Gás/TEG)	VLV-310	2,0	0,1	-	Fechada	Direta
TIC-400	Temperatura da Corrente	VLV-400	2,0	2,0	-	Aberta	Reversa
TIC-401	Temperatura do V-400	JT	2,0	2,0	-	Fechada	Direta

IV.3. Análise de cenários dinâmicos

Foram selecionados três cenários com diferentes perturbações, de forma a analisar a resposta dinâmica da planta proposta. Apenas os resultados que apresentaram comportamento relevante serão discutidos.

IV.3.1. Cenário 1: perturbações pulso

Para a geração de perturbação pulso na corrente de entrada do processo, a abertura da válvula VLV-100 da entrada da planta foi alterada, gerando uma variação similar a um pulso nessa variável. Foram testados dois pulsos de 20% de amplitude, porém um positivo e um negativo, conforme Figuras 4.1 e 4.2.



Figura 4. 1 - Perturbação pulso negativa na abertura da válvula VLV-100

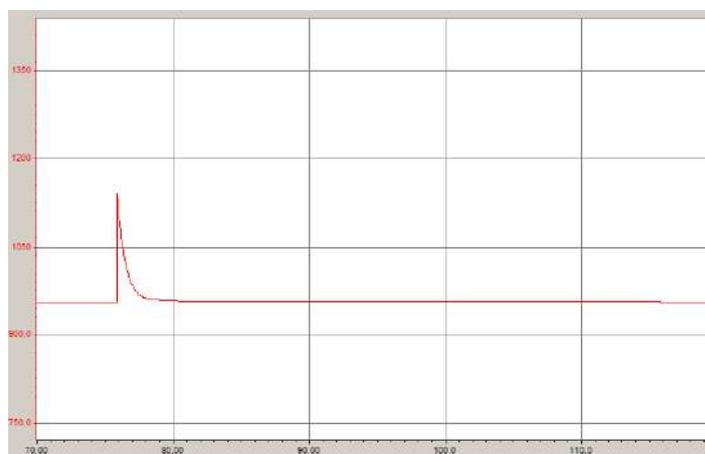


Figura 4. 2 - Perturbação pulso positiva na abertura da válvula VLV-100

O primeiro impacto observado pelos pulsos gerados foi no separador bifásico (Figuras 4.3 e 4.4). Para o caso do pulso negativo, nota-se um grande acúmulo de líquido no vaso que se reduz lentamente. Essa resposta não seria o esperado para uma perturbação negativa na vazão. No entanto, nota-se que no momento em que o pulso ocorre, há uma ligeira redução do nível, antes da elevação acentuada. Os parâmetros de controle foram alterados para verificar se o perfil iria se atenuar, porém, as mudanças não surtiram efeitos. Acredita-se que esse desvio na resposta esperada é explicada devido à não-linearidade do processo, não considerada durante a simulação. Para o pulso positivo houve um pequeno acúmulo inicial no vaso, de acordo com o esperado, não impactando muito a operação.

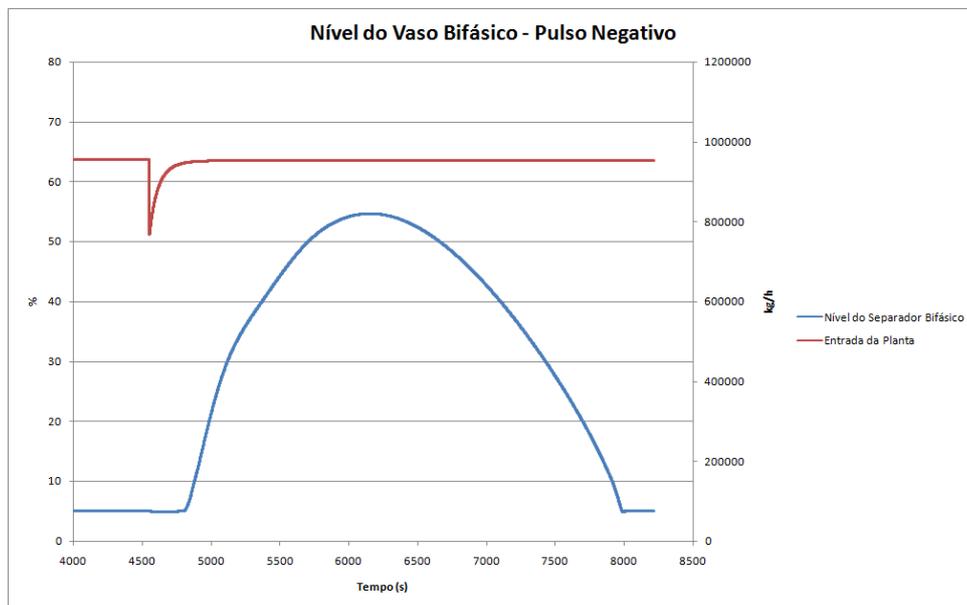


Figura 4. 3 - Nível do separador bifásico – pulso negativo

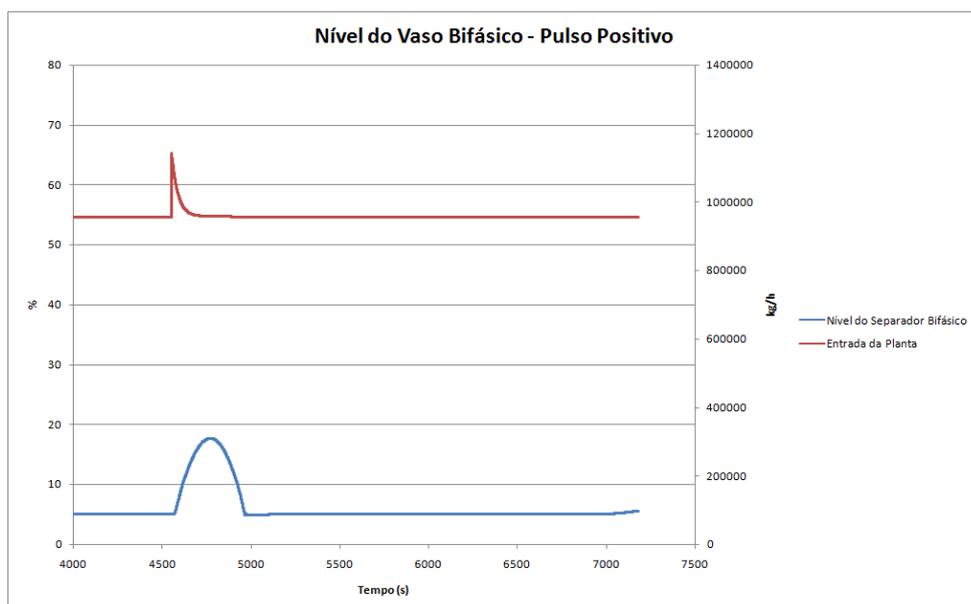


Figura 4. 4 - Nível do separador bifásico - pulso positivo

Na coluna absorvedora, as maiores variações foram na vazão de TEG na entrada da torre. Para o pulso negativo, observa-se que com a variação inicial da vazão de gás, o controlador *ratio* atua na vazão do solvente de forma a manter a razão ótima. No entanto, a carga da coluna leva um certo tempo para se estabilizar, refletindo nas outras variáveis do processo. Foi observado um perfil similar, porém oposto, nas perturbação pulso positivo, conforme Figuras 4.5 e 4.6.

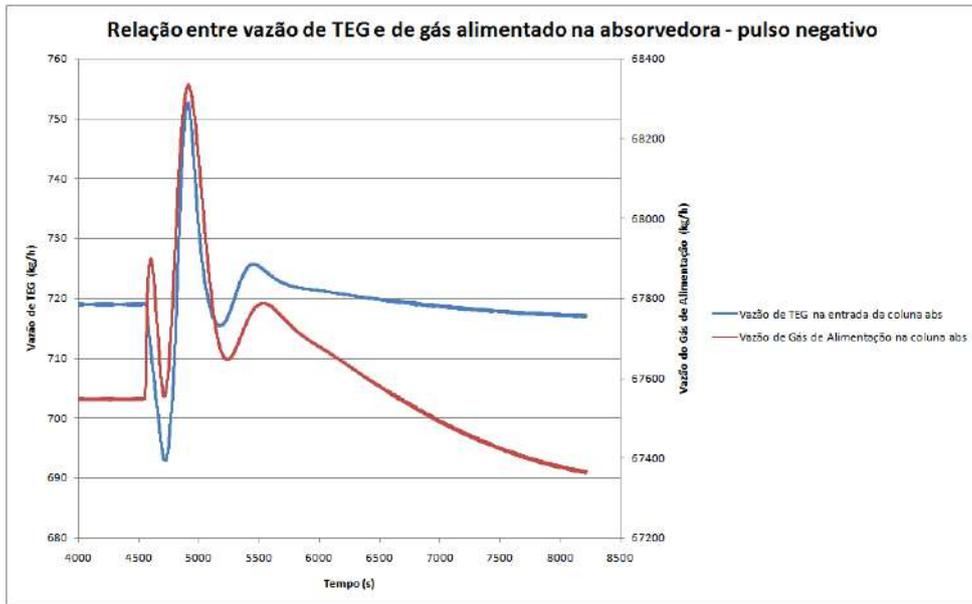


Figura 4. 5 – Relação entre vazões de TEG e de gás de alimentação na absorvedora - pulso negativo

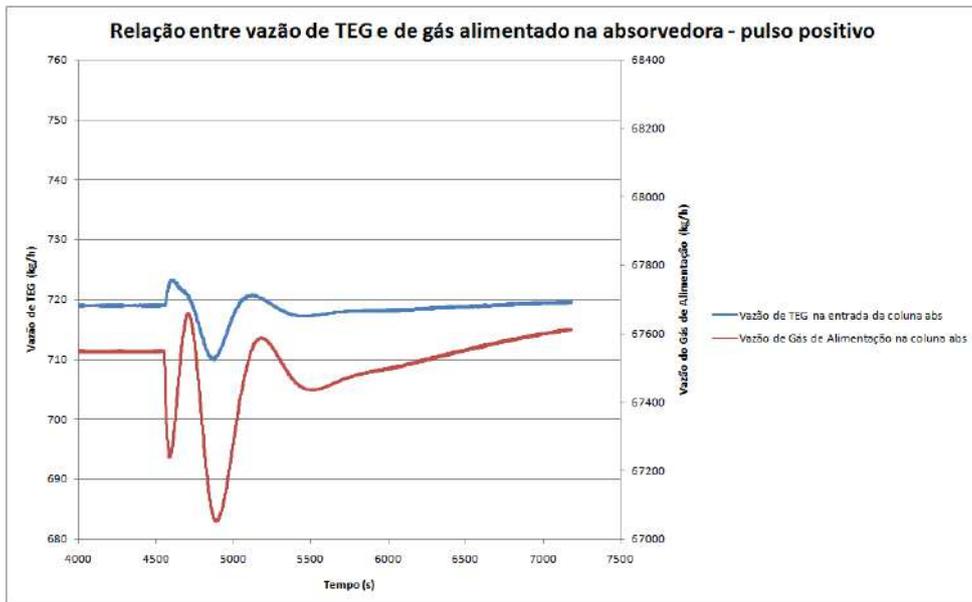


Figura 4. 6 - Relação entre vazões de TEG e de gás de alimentação na absorvedora - pulso positivo

A Figura 4.7 mostra o perfil da vazão de perda de TEG para emissões nos dois casos. O pulso negativo apresenta maiores amplitudes devido à carga mais oscilatória proveniente dos processos anteriores.

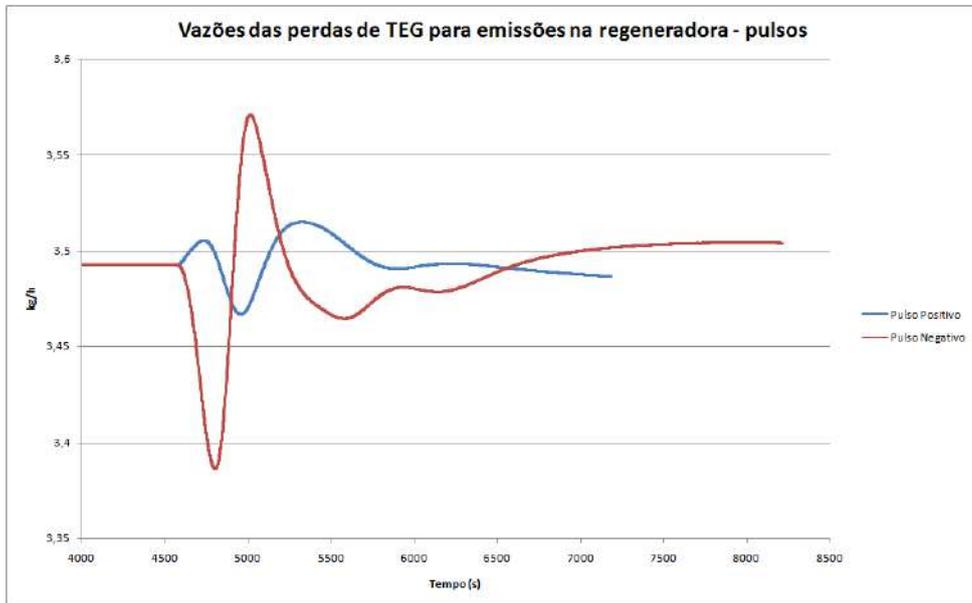


Figura 4. 7 - Perdas de TEG para emissões na regeneradora - pulsos

No processo Joule-Thomson, pode-se evidenciar que, conforme já esperado, o ponto de orvalho de hidrocarbonetos está diretamente ligado à temperatura do vaso de separação a baixas temperaturas, apresentando o mesmo perfil de oscilação, conforme Figuras 4.8 e 4.9.

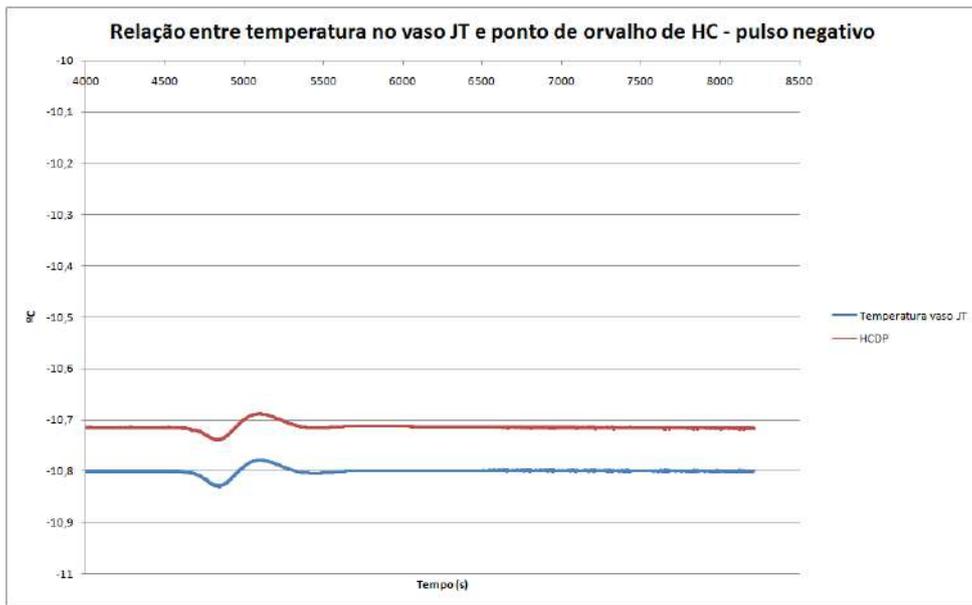


Figura 4. 8 – Relação entre temperatura do vaso V-400 e HCDP - pulso negativo

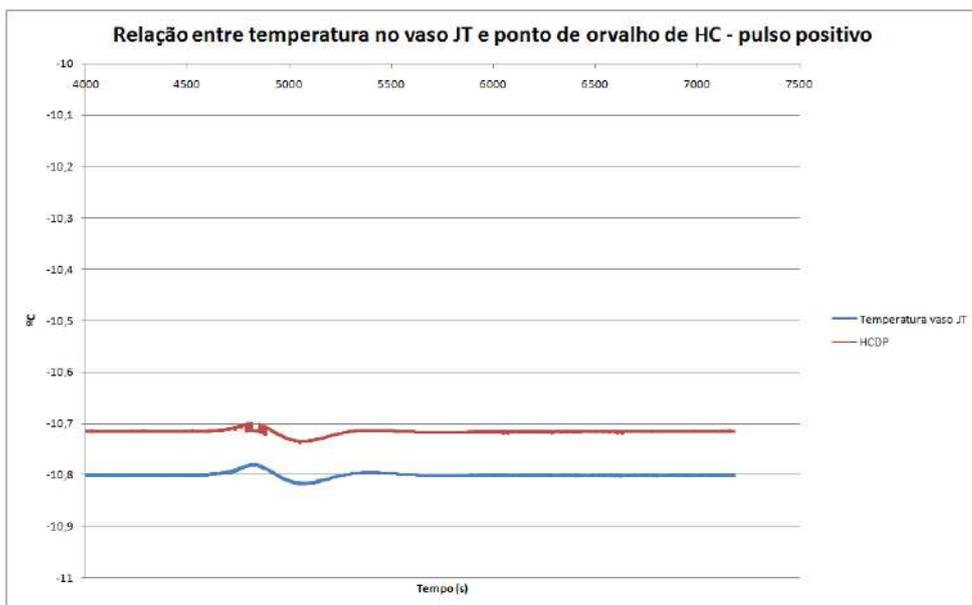


Figura 4. 9 - entre temperatura do vaso V-400 e HCDP - pulso positivo

O gás que será encaminhado para a remoção de CO₂ foi considerado como corrente de saída nos estudos, devido à falta de recursos para simulação dinâmica da operação de separação por membranas. No entanto, a análise do perfil dinâmico desse gás também é válida e serve como referência para a possível produção da unidade. Dessa forma, verificou-se a variação de carga na corrente final da simulação e o perfil de oscilação nas especificações do gás. A vazão da corrente final do processo apresenta maior variação para o pulso negativo, reflexo das maiores oscilações das operações anteriores. No entanto, nota-se que os perfis oscilatórios da vazão final de gás para ambos os pulsos apresentam-se

suavizados com relação aos da vazão de gás de carga da absorvedora apresentadas nas Figuras 4.5 e 4.6, sugerindo que há efetivamente absorção dos impactos ao longo do processo. O ponto de orvalho de hidrocarbonetos praticamente não sofre instabilidades, porém, o teor de água apresentou alguns picos, conforme a Figura 4.11. O cálculo do ponto de orvalho é muito sensível a variações na composição do gás. Dessa forma, os picos são reais devido à oscilação da composição, em função das perturbações.

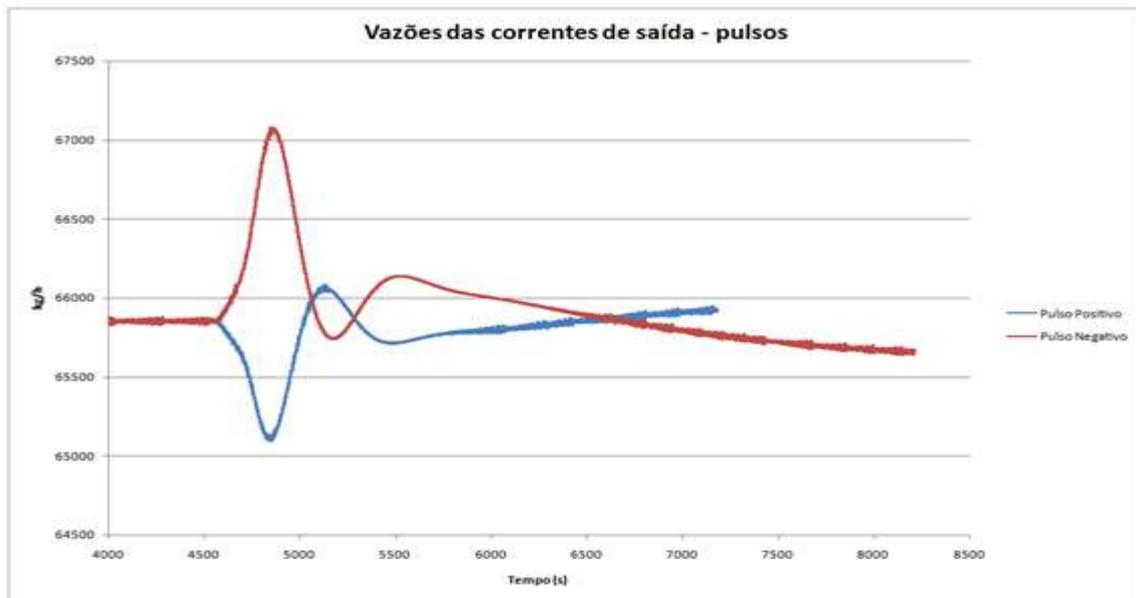


Figura 4. 10 - Vazão de gás final - pulsos

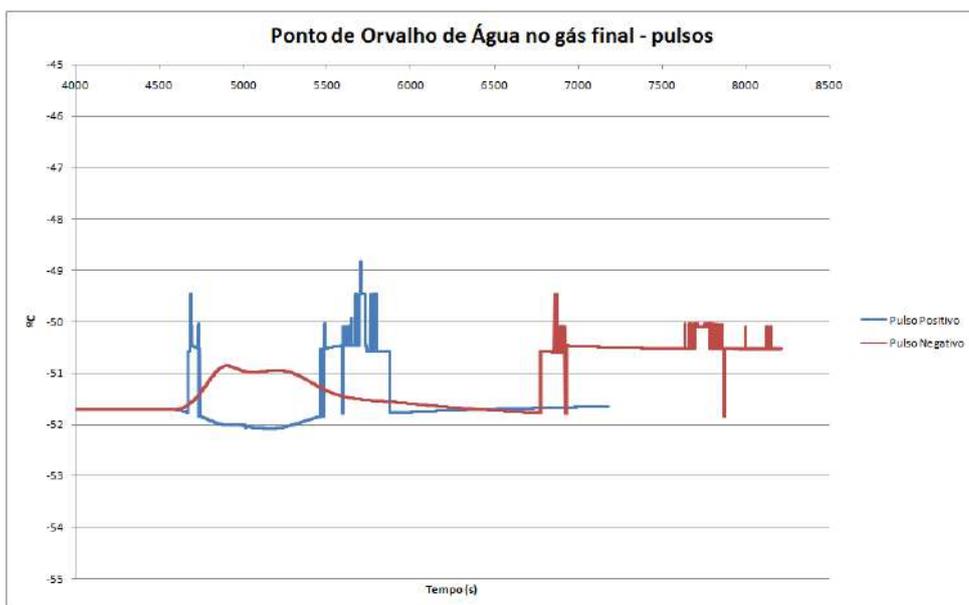


Figura 4. 11–Ponto de Orvalho de Água no gás final (°C) - pulsos

IV.3.2. Cenário 2: perturbações senoidais

A geração de perturbações senoidais na carga de alimentação do processo pode ser realizada pelo gerador de ondas senoidais, opção existente na operação lógica bloco função de transferência (FT). Esse bloco é capaz de representar diversos tipos de FT e é normalmente utilizado para gerar variações de carga ou para modelar a resposta dinâmica de um equipamento que não esteja modelado para modo dinâmico.

Foram realizadas perturbações senoidais suaves na carga, de amplitudes iguais a 10% e de frequências 1,0 e 0,5 ciclos/min. O gerador de sinal senoidal foi desligado ao final, de forma a verificar também o comportamento do processo ao retorno da vazão constante. Após a estabilização da simulação de frequência 1,0 ciclo/min, o gerador de sinal senoidal foi novamente ligado, porém com frequência duplicada para 2,0 ciclos/min. Sendo assim, configuraram-se dois casos de perturbação na carga de alimentação da planta, conforme Figuras 4.12 e 4.13.

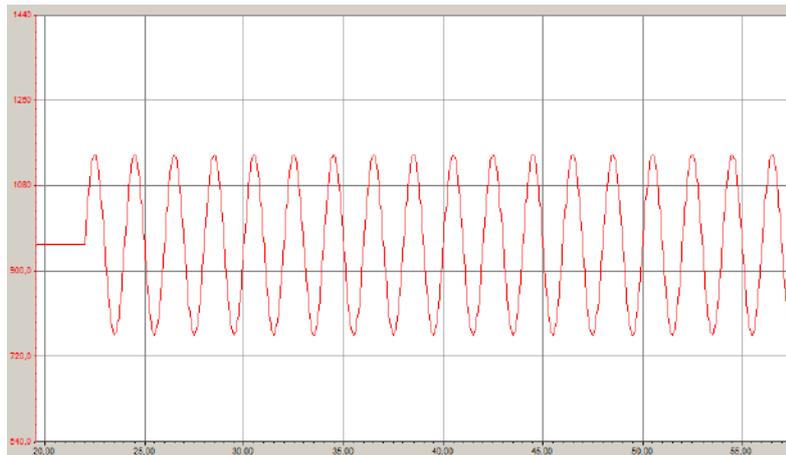


Figura 4. 12 - Sinal senoidal de 0,5 ciclo/min

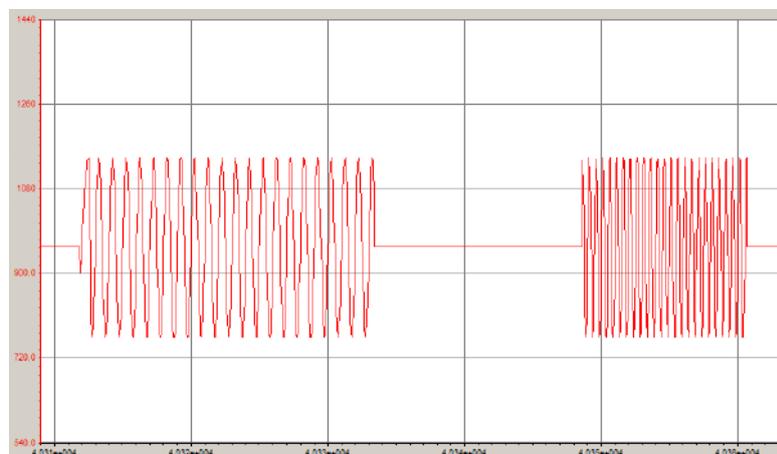


Figura 4. 13 - Combinação de sinais senoidais (1,0 e 2,0 ciclos/min)

O processo em geral não sofreu alterações significativas pelas perturbações senoidais. No entanto, foi possível observar que a menor frequência foi a mais impactante. Novamente o vaso bifásico apresentou instabilidade inicial, atingindo após alguns minutos um perfil oscilatório em resposta à carga senoidal. A partir das Figuras 4.14 e 4.15, nota-se que tanto para o nível do separador quanto para a vazão da corrente final de gás, as curvas iniciais foram similares para as diferentes frequências. Ou seja, a resposta imediata das variáveis de processo aparentemente independem da frequência e só após alguns minutos é que os comportamentos variam de acordo com as características de cada perturbação. Esse fenômeno ocorreu para a maioria das variáveis do processo, entretanto as amplitudes não foram tão significativas quanto nesses dois casos. O ponto de orvalho de água é outro exemplo de parâmetro que seguiu essa característica (Figura 4.16) e, além disso, apresentou picos similares àqueles obtidos através das perturbações pulso, de acordo com o esperado para a propriedade.

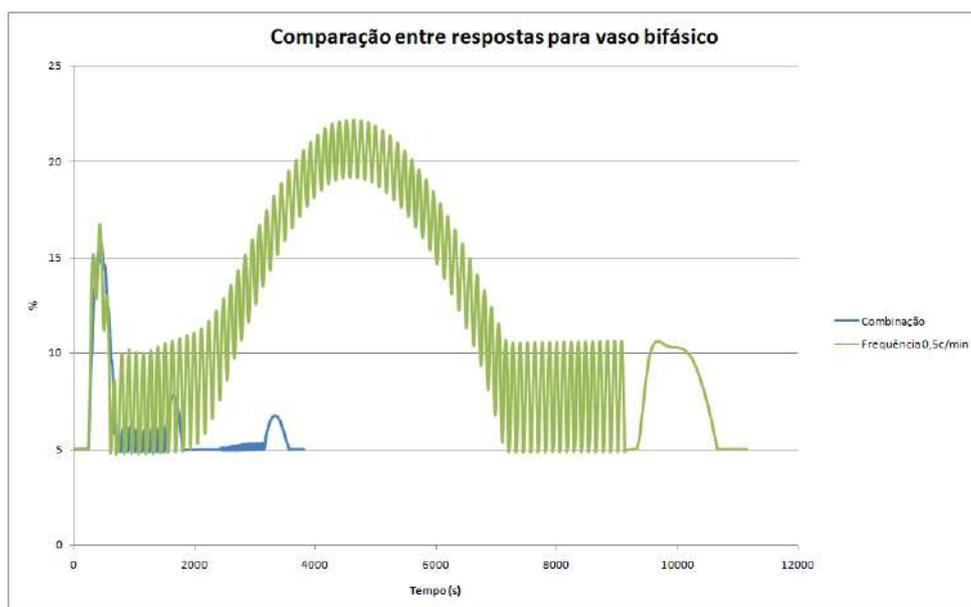


Figura 4. 14 – Comparação entre respostas para o vaso bifásico – sinais senoidais

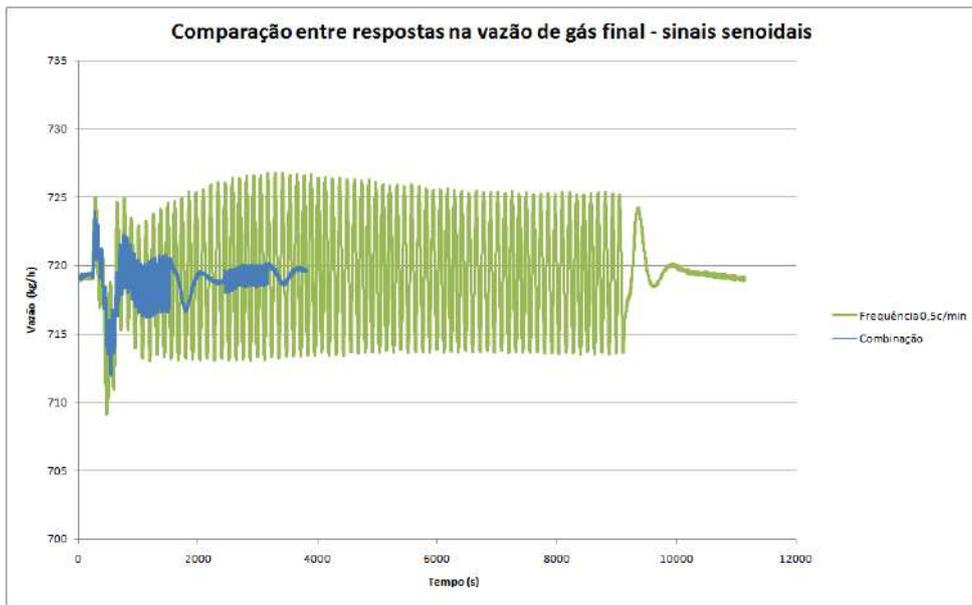


Figura 4. 15 - Comparação entre respostas na vazão de gás final - sinais senoidais

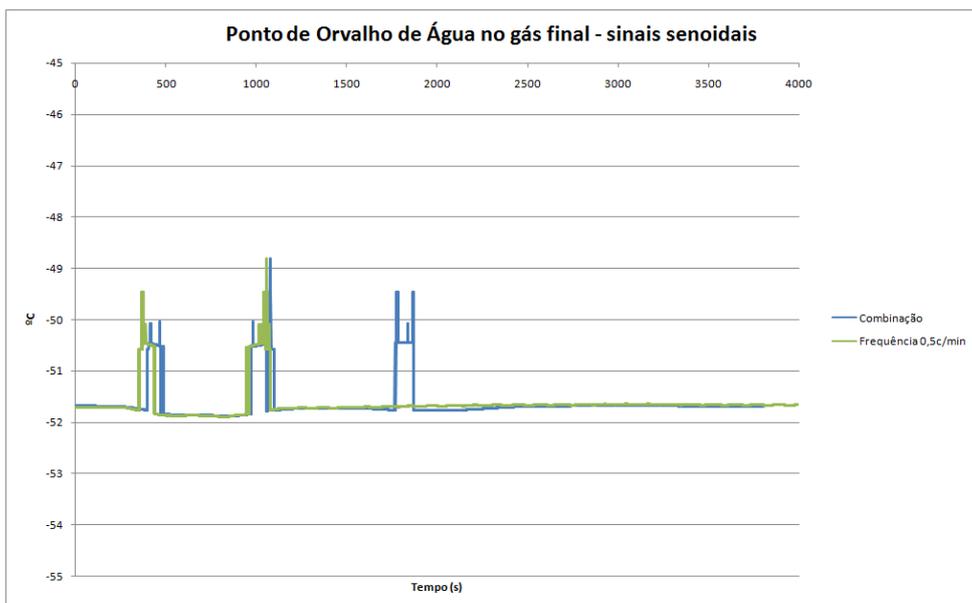


Figura 4. 16 - Ponto de Orvalho de Água no gás final - sinais senoidais

IV.3.3. Cenário 3: regime de escoamento em golfadas

O escoamento intermitente causado pelas golfadas em *risers* de produção é mais severo do que os outros dois analisados. A metodologia de geração de golfadas foi similar às utilizadas por Vaz (2009) e Campos e Pinto (2013), entretanto, optou-se por uma carga de entrada multifásica em um vaso separador bifásico (vide Figura 4.17). As duas correntes separadas no vaso serão misturadas novamente mais à frente, ou seja, o procedimento é apenas um artifício usado para a geração das oscilações.

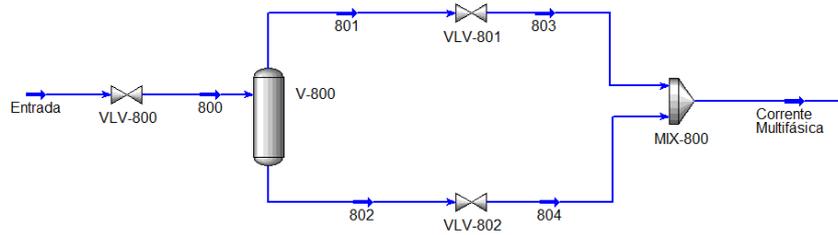


Figura 4. 17 - Gerador de golfadas

Com base em Vaz (2009) e em Campos e Pinto (2013), a duração média de um ciclo de golfadas é de 12 a 15 min. Esse ciclo é gerado pela coordenação de abertura e fechamento das válvulas VLV-801 e VLV-802. No entanto, não foi utilizada a operação lógica de *spreadsheet* com base nas pressões, como no caso de Vaz (2009) e Campos e Pinto (2013). Para realizar a abertura e o fechamento das válvulas foi utilizado o *Event Scheduler* do HYSYS, coordenando as ações necessárias em cada intervalo de tempo. Os gráficos das vazões de gás e óleo com golfadas podem ser observados nas Figuras 4.18 e 4.19. As golfadas foram aplicadas por um período de 220 minutos, com duração de 9 minutos cada.

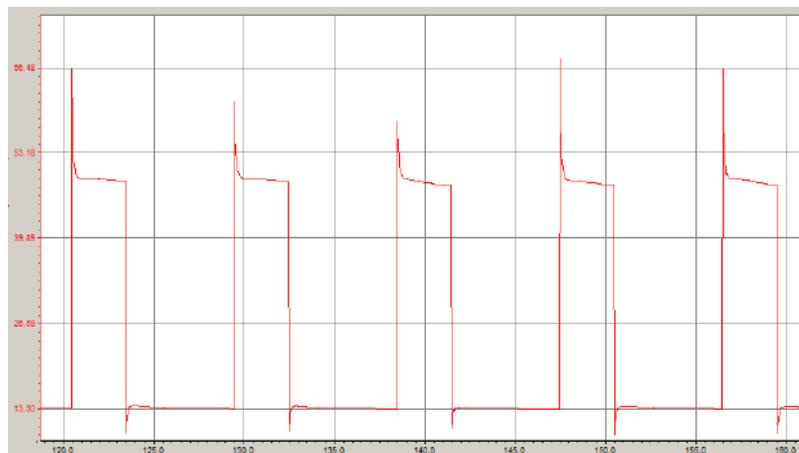


Figura 4. 18 - Golfadas na vazão de gás (t/h)

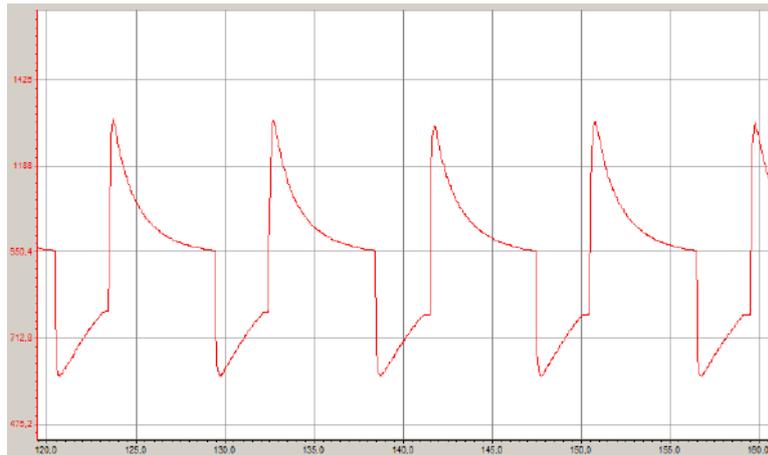


Figura 4. 19 - Golfadas na vazão de óleo (t/h)

Como as golfadas são escoamentos de forte variação, os equipamentos iniciais do processo são bastante impactados. Os separadores trifásico e bifásico têm sua pressão e nível variando constantemente ao longo da aplicação da perturbação, conforme Figuras 4.20 e 4.21. O perfil inicial de nível nos dois separadores é similar devido ao forte impacto das golfadas. Após, os níveis e as pressões dos vasos variam bastante, tentando amortecer as altas amplitudes na vazão de entrada. Essa oscilação pode ser explicada devido ao dimensionamento linear das válvulas frente a um processo altamente não-linear.

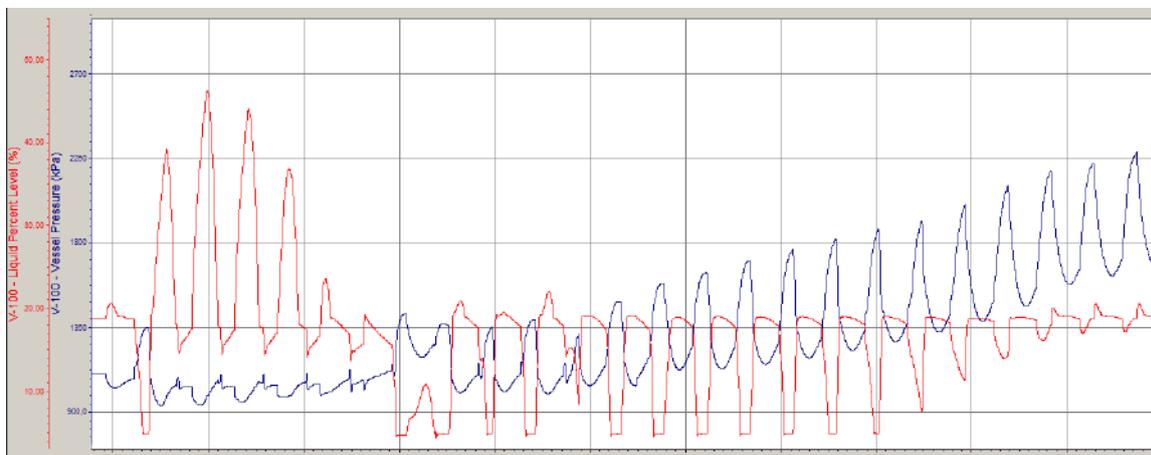


Figura 4. 20 - Vaso trifásico - golfadas

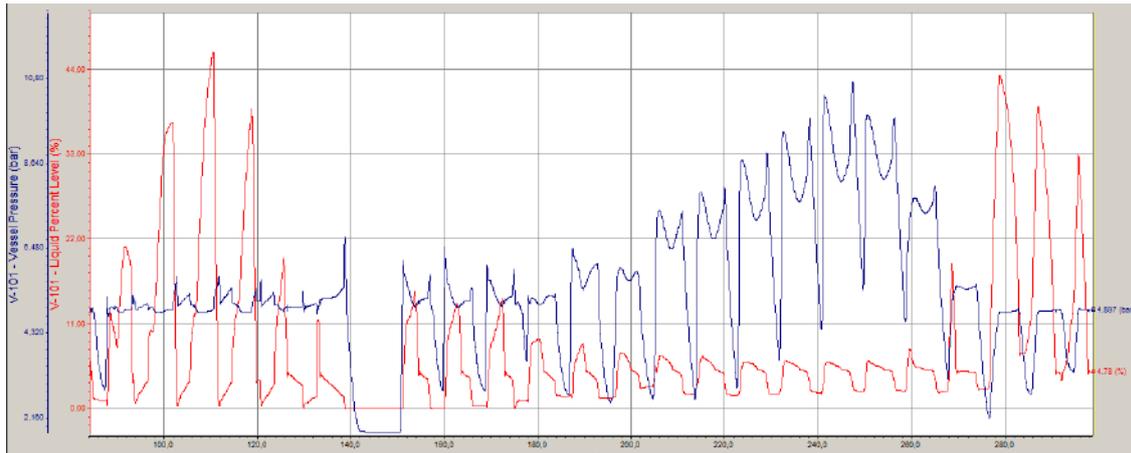


Figura 4. 21 - Vaso bifásico - golfadas

Na absorvedora, os parâmetros mais fortemente impactados foram a vazão de TEG, a fração molar do glicol no solvente e o ponto de orvalho da água. Através da Figura 4.22, pode-se notar que a instabilidade dos dois primeiros fatores foi completamente suavizada após 170 minutos, no entanto, o teor de água no gás seco subiu acentuadamente a partir desse ponto. Como a quantidade de água no gás seco depende da vazão e da pureza de TEG pobre, conclui-se que os valores de estabilidade atingidos não correspondem a uma combinação ótima para a desidratação. O ponto de orvalho do eixo do gráfico foi calculado na corrente 321 (saída de topo da absorvedora) e não pode ser diretamente comparado com os valores referência da ANP. No entanto, nota-se que esse valor chegou a 15°C, que corresponderia a cerca de -33°C a 1,01 bar, ou seja, perderia a especificação nessa corrente.

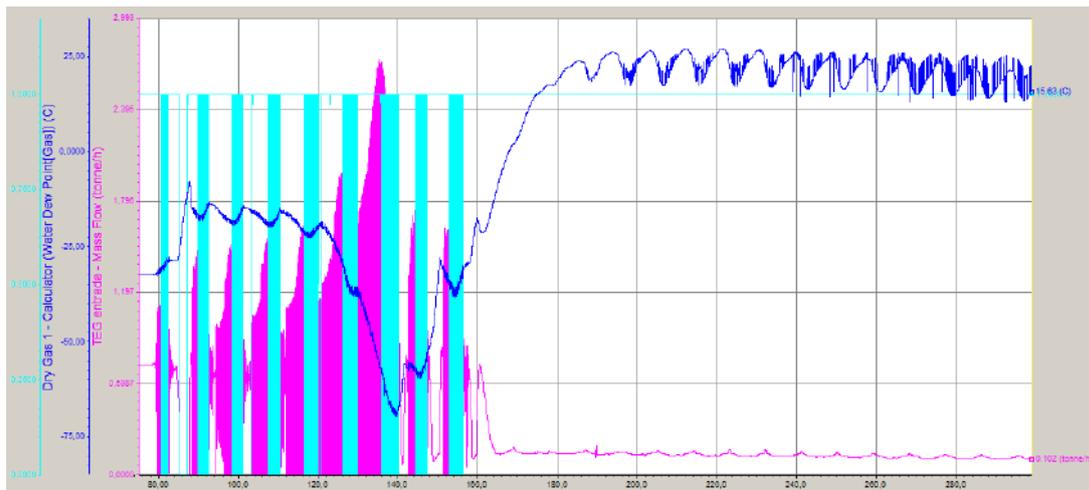


Figura 4. 22 - Vazão de TEG (t/h,rosa) , Fração mássica de TEG na corrente pobre (azul claro) e WDP do gás do topo da absorvedora (°C, azul escuro) - golfadas

Para a coluna de regeneração, a Figura 4.23 mostra uma relação entre o nível do refeedor, sua pressão e a perda de TEG no topo da coluna. De acordo com o gráfico, a partir do momento em que o nível do vaso começa a decrescer, sua pressão passa a ter um perfil menos ruidoso, porém ainda oscilatório. No entanto, a vazão de TEG enviada para emissões, ou seja, perda, aumenta consideravelmente, necessitando de altas vazões de *make-up*. Ainda na regeneradora, a Figura 4.24 apresenta a relação entre a fração mássica de TEG na corrente purificada e a vazão de gás de arraste injetado no refeedor. Nota-se o funcionamento do controle de composição utilizado, pois assim que a pureza de TEG decresce, a vazão do gás aumenta, gerando um impacto quase instantâneo, até que haja a estabilização.

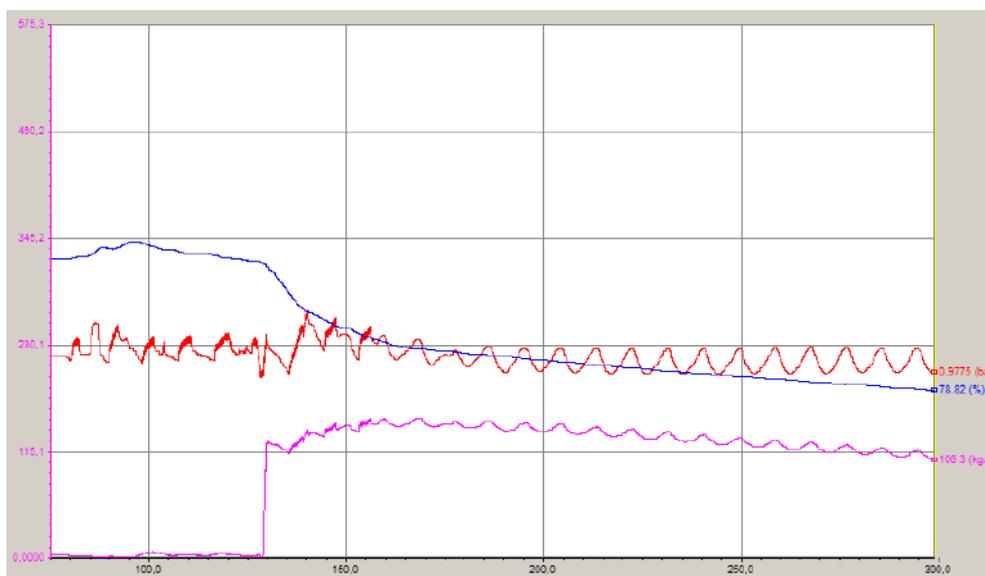


Figura 4. 23 - Nível do refeedor (% , azul) , Pressão do refeedor (bar, vermelho) e vazão de perda de TEG no topo da regeneradora (kg/h, rosa) - golfadas

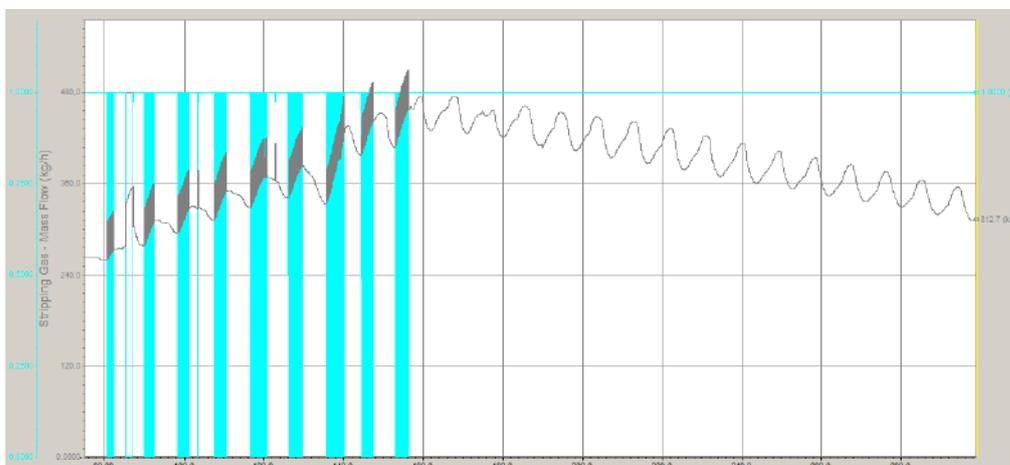


Figura 4. 24 - Vazão de gás de arraste (kg/h, cinza) e fração mássica de TEG na corrente pobre (azul) - golfadas

Novamente no processo Joule Thomson, observa-se a relação entre o ponto de orvalho de hidrocarbonetos e a temperatura do vaso de separação a baixas temperaturas, conforme Figura 4.25. O perfil apresentou-se oscilatório, com alguns picos, no entanto bem menos desregular que os outros parâmetros analisados.

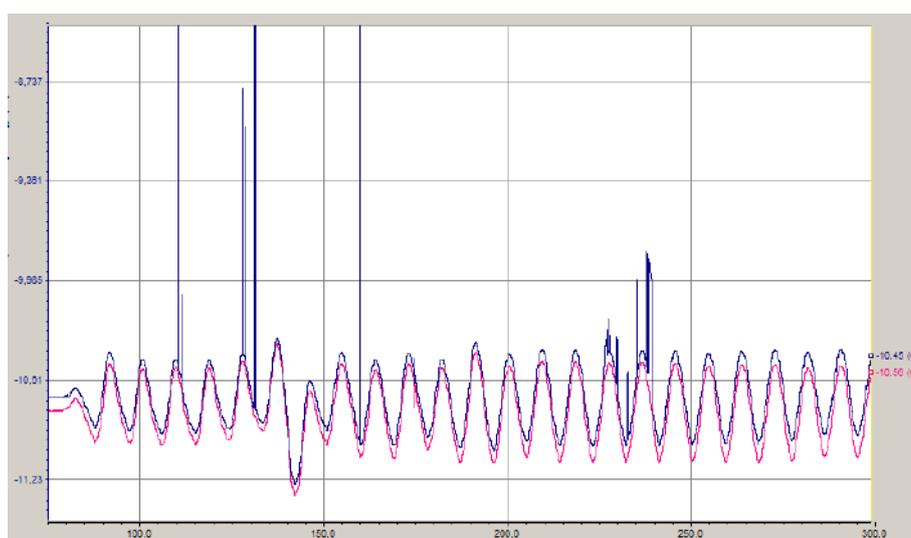


Figura 4. 25 - Temperatura do V-400 (°C,rosa) e HCDP (°C, azul) - golfadas

Por fim, pode-se analisar o perfil de variação na vazão de saída considerada na simulação dinâmica na Figura 4.26. Nota-se um perfil oscilatório, com maiores variações nos 150 minutos iniciais. No entanto, considerando as fortes perturbações das golfadas aplicadas ao processo, a corrente de saída apresenta-se suavizada pelo amortecimento ao longo do processo. O comportamento das especificações do gás podem ser vistas na Figura 4.27. O ponto de orvalho de hidrocarbonetos não sofreu grandes impactos. Já o teor de água foi acentuadamente elevado após os 170 minutos, conforme já verificado na absorvedora. O ponto de orvalho de água tem seu valor próximo de -11°C nas condições da corrente de saída, de cerca de 51,50 bar. O ponto equivalente para pressão de 1,01 bar é aproximadamente -48°C , ou seja, estaria dentro das especificações da ANP. A redução do ponto de orvalho de água ocorre ao longo do processo após a desidratação devido a compressão e resfriamentos, fato já observado no projeto conceitual.

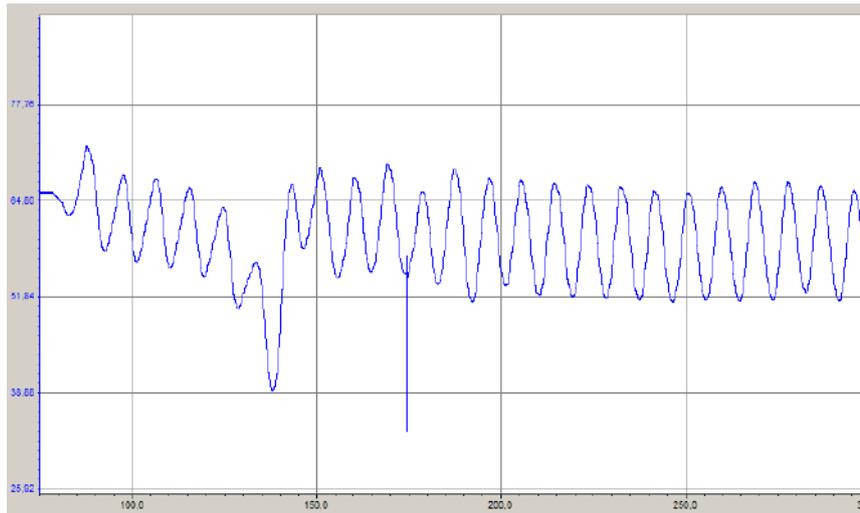


Figura 4. 26 - Vazão de gás final (t/h) - golfadas

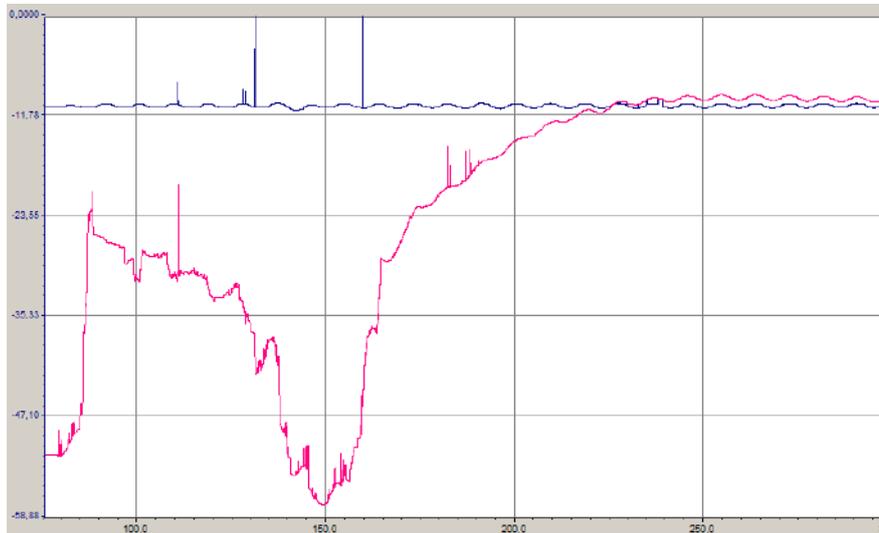


Figura 4. 27 - WDP (°C, rosa) e HCDP (°C, azul) do gás final - golfadas

Capítulo V Conclusões e sugestões para trabalhos futuros

O presente trabalho analisou o impacto de diversos cenários dinâmicos na operação de uma plataforma *offshore* de processamento de gás natural.

No capítulo III, foi abordado o projeto conceitual em estado estacionário, permitindo a obtenção de um caso base consolidado. Foi realizado um estudo de caso, que permitiu verificar os parâmetros ótimos de operação para a planta proposta. O gás natural produzido para exportação apresentou-se especificado em teor de CO₂ e pontos de orvalho de água e de hidrocarbonetos, conforme a regulação da ANP. Conclui-se que o projeto foi capaz de representar um sistema real de condicionamento de gás natural através da ferramenta de simulação. Adicionalmente, o dimensionamento dos equipamentos apresentou resultados compatíveis com a realidade de uma planta *offshore*.

Os itens IV.3.1 e IV.3.2 apresentaram os impactos de perturbações pulso de 20% e de sinais senoidais de 10% de amplitude na carga da planta e mostraram que em geral a malha de controle estava bem sintonizada e que os parâmetros do separador bifásico e seu controle de nível devem ser analisados mais profundamente. Foi possível concluir que os impactos das perturbações senoidais foram menores do que os apresentados a partir das perturbações pulso.

O item IV.3 permitiu a análise da resposta transiente da planta frente a perturbações mais severas, porém frequentes: as golfadas. O gerador de golfadas não é uma representação completamente precisa das oscilações, no entanto, considera-se que se aproximou com sucesso do perfil de escoamento intermitente característico desse fenômeno. Como esperado, o impacto operacional nesse item foi maior, mas as estruturas de controle ainda apresentaram bom desempenho e, na maioria dos casos, foi possível notar uma suavização dos ruídos ao longo do tempo. No entanto, houve aumento do ponto de orvalho de hidrocarbonetos e de água, podendo gerar produto fora de especificação.

Conclui-se que as maiores instabilidades observadas foram causadas devido à não-linearidade da dinâmica do processo, não considerada durante a simulação. Entretanto, o estudo apresentou boas estimativas de respostas transientes da planta de processamento de gás natural proposta, podendo ser utilizado futuramente para prever comportamentos dinâmicos do processo, analisar e testar estratégias de controle e treinar operadores. Adicionalmente, foi observado que a etapa inicial de separação realmente é responsável por absorver grande parte dos impactos causados pelas perturbações em uma plataforma de processamento *offshore*.

Como sugestões para trabalhos futuros têm-se:

- Desenvolvimento do módulo dinâmico de membranas para que as análises dos cenários possam ser estendidas ao processo;
- Análise aprofundada da resposta dinâmica do nível do separador bifásico;

- Utilização de métodos de sintonia encontrados na literatura para aumentar a robustez da malha de controle;
- Análise da influência da não-linearidade do processo;
- Verificação da influência de outros fatores no processo como: composição da carga de alimentação, temperatura, pressão e cenários de entrada e saída de poços e parada e repartida da planta;
- Uso de dados de plantas reais para validar a simulação e torná-la mais realística;
- Realizar análises de risco em cenário dinâmico como estudos de apoio ao HAZOP (*Hazards in Operation*)
- Inserção do controle anti-surge de compressores.

Capítulo VI Bibliografia

- Amaral, Rafael A. *Remoção de CO₂ e H₂S do gás natural por contactores com membranas*. Dissertação de Mestrado (Engenharia Química), Rio de Janeiro: UFRJ - COPPE, 2009.
- ANEEL - Agência Nacional de Energia Elétrica. "Gás Natural." http://www.aneel.gov.br/aplicacoes/atlas/pdf/09-Gas_Natural%282%29.pdf (acesso em 14 de 02 de 2014).
- ANP - Agência Nacional do Petróleo. "Portaria ANP nº 104." Brasília, 08 de Julho de 2002.
- . "Portaria ANP nº 249." Brasília, 1 de 11 de 2000.
- . "Resolução ANP nº 16." Brasília, 17 de 6 de 2008.
- ASPEN TECHNOLOGY INC. "Hysys simulation basis manual." Cambridge: AspenTech, 2005.
- Boroujeni, Mahdi K., Vahid Akbari, Mohd Kamaruddin, e Abd Hamid. "CFD study for CO₂/CH₄ membrane gas separation." *9th World Congress of Chemical Engineering*. Seoul, Korea, 2013.
- Bothamley, Mark. "Offshore Processing Options for Oil Platforms." *SPE Annual Technical Conference*. Houston, 2004.
- Campbell, John M. *Gas Conditioning and Processing - Volume 2: The Equipment Modules*. Norman, Oklahoma: Campbell Petroleum Series, 2004.
- Campos, Gustavo V. K., e Pedro C. P. Pinto. *Simulação dinâmica e análise de desempenho de controle de planta de processamento de gás natural offshore*. Monografia (Engenharia Química), Rio de Janeiro: UFRJ, 2013.
- CENPES - PETROBRÁS. "Seminário sobre Gás." Rio de Janeiro, 2008.
- Coelho, Adão de M. "Simulação e otimização dos processos de adoçamento e desidratação de gás natural e de refinaria." *Dissertação de Mestrado (Engenharia Química)*. Campinas: UNICAMP, 2007.
- Cordeiro, Alexandre de F. *Estudo de simulação e controle de uma unidade de processamento de gás natural*. Dissertação de Mestrado (Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos), Rio de Janeiro: UFRJ - Escola de Química, 2011.
- Dortmundt, David, e Kishore Doshi. *Recent developments in CO₂ removal membrane technology*. Des Plaines, IL: UOP LLC, 1999.
- Ernst & Young Terco. *Perspectivas para a indústria de Petróleo e Gás no Brasil: Uma análise das lições aprendidas no Mar do Norte e da retomada de licitações em 2013*. Ernst & Young Terco Brasil, 2014.

Gaffney, Cline & Associates. *Exame e Avaliação de Dez Descobertas e Prospectos Seleccionadas no Play do Pré-sal em Águas Profundas na Bacia de Santos, Brasil*. CG/JW/RLG/C1820.00/GCABA.1914, ANP, 2010.

Ghiasi, Mohammad M., Alireza Bahadori, e Sohrab Zendehboudi. "Estimation of triethylene glycol (TEG) purity in natural gas dehydration units using fuzzy neural network." *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 2014: 26-32.

Honeywell. "UOP's Russell Technology and Equipment to extract petrochemical feedstocks from natural gas liquids." *Focus on Catalysts*, 2013: 4.

Kidnay, Arthur J., e William R. Parrish. *Fundamentals of Natural Gas Processing*. Boca Raton: CRC Press, 2006.

Lacey, J. W., e W. Y. Svrcek. "Computers and Chemical Engineers." *40th Canadian Chemical Engineering Conference*. Halifax, Canadá, 1990.

Luyben, W. L. *Process Modeling Simulation and Control for Chemical Engineers*. Wiley, USA, 1996.

Luyben, William L. *Plantwide Dynamic Simulators in Chemical Processing and Control*. CRC Press, 2002.

Machado, Priscilla B. "Análise comparativa de tecnologia de separação supersônica para o condicionamento de gás natural." *Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos)*. Rio de Janeiro: Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2012.

MME - Ministério de Minas e Energia. *Balanco Energético Nacional*. Brasília: EPE, 2013.

MME - Ministério de Minas e Energia. "Cartilha sobre o Pré-Sal." Brasília, 2009.

Mokhatab, Saeid, William A. Poe, e James G. Speight. *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*. Burlington: Elsevier, 2006.

Netusil, Michal, e Pavel Dítl. "Comparison of three methods for natural gas dehydration." *Journal of Natural Gas Chemistry*, 2011: 471-476.

News, Industry. "Petrobras selects Honeywell's UOP membrane technology." *Filtration + Separation*, Julho-Agosto de 2013: 4.

Nunes, Giovani C., José L. de Medeiros, e Ofélia de Q. F. Araújo. *Modelagem e controle na produção de petróleo - Aplicações em MatLab*. São Paulo: Blucher, 2010.

Oil and Gas Separator. *Horizontal Three Phase Separator Part 1*. 21 de 08 de 2009. <http://www.oilgasseparator.info/wp-content/uploads/2009/08/horizontal-three-phase-separator.JPG> (acesso em 2014 de 02 de 17).

—. *Horizontal Two Phase Separator Basic Design*. 17 de 08 de 2009. <http://www.oilgasseparator.info/wp-content/uploads/2009/08/horizontal-separator.JPG> (acesso em 17 de 02 de 2014).

Pantoja, Carlos E. *Análise de viabilidade técnica e econômica de tecnologias de processamento de gás natural*. Dissertação de Mestrado (Processos Industriais), São Paulo: IPT, 2009.

Paz, Sidrak J. *Inferência do ponto de orvalho em amostras de gás natural processado*. Dissertação de Mestrado (Engenharia Química), Natal: Universidade Federal do Rio Grande do Norte, 2011.

Peisino, Allan L. *Membranas anisotrópicas densas para a remoção de CO₂ e H₂S do gás natural*. Dissertação de Mestrado (Engenharia Química), Rio de Janeiro: UFRJ - COPPE, 2009.

Petrobrás. "Compressores Centrífugos." Treinamento, Macaé, 2002.

Pimenta, Luciana B. *Simulação dinâmica de planta de condicionamento de gás natural em plataforma offshore*. Dissertação de Mestrado (Engenharia Química), Campinas: Unicamp, 2011.

Pinto, Diego D.D.P., Ofélia de Q.F. Araújo, e José L. Medeiros. "Curso de Membranas." *Módulo I: Conceitos Básicos*. Rio de Janeiro: H2CIN, Novembro de 2009.

Rose, A., Williams, T. J. "Punched card devices for distillation calculations." *Ind. Eng.Chem.*, 1950.

Sausen, Airam, Paulo Sausen, e Mauricio de Campos. "The Slug Flow Problem in Oil Industry and Pi Level Control." In: *New Technologies in the Oil and Gas Industry*, por New Technologies in the Oil and Gas Industry, 103-118. Intech, 2012.

U.S. Geological Survey. *USGS*. 2002.

http://gallery.usgs.gov/images/03_08_2013/fj0Meq5DCw_03_08_2013/large/Mallik_Gas_Hydrate_Sample.jpg (acesso em 17 de 02 de 2014).

Vaz, Célio E. M., João L. P. Maia, e Walmir G. dos Santos. *Tecnologia da Indústria do Gás Natural*. São Paulo: Editora Blucher, 2008.

Vaz, Juliana C. *Síntese de Controle e Análise de Cenários em Planta Offshore de Óleo e Gás*. Rio de Janeiro: Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos), 2009.

APÊNDICE I

Nesse apêndice são abordadas as metodologias de dimensionamento dos equipamentos referentes à planta de processamento considerada no estudo.

- Vasos Separadores

• Separadores Verticais

De acordo com Campbell (2004), o dimensionamento dos vasos bifásicos podem ser baseados na velocidade do gás ou no tempo de retenção do líquido. O autor descreve os procedimentos da seguinte forma:

Método baseado na velocidade do gás

Primeiramente deve-se calcular a velocidade máxima do gás. Para que a separação ocorra, a velocidade do gás deve ser menor ou igual à velocidade terminal das gotículas de líquido. Sendo assim, a velocidade máxima do gás será igual à velocidade terminal das gotículas. Utiliza-se então a aproximação semi-empírica proposta por Souders & Brown (Equação 1):

$$v_G = K \sqrt{\frac{(\rho_L - \rho_G)}{\rho_G}} \quad \text{Equação 1}$$

Onde:

v_G é a velocidade do gás, [m/s]

K é constante empírica de Souders & Brown, [m/s]

ρ_L é a densidade do líquido, [kg/m³]

ρ_G é a densidade do gás, [kg/m³]

A constante K depende do tipo de extrator de névoa presente, da geometria do separador, das vazões e das propriedades do fluido. Alguns valores são indicados na literatura para cada caso específico. Foi considerado valor de K igual a 0,06 m/s para o presente estudo, de acordo com as indicações do autor (Campbell 2004).

A partir da velocidade do gás, pode-se determinar o diâmetro através da Equação 2:

$$D = \sqrt{\frac{4q_a}{\pi v_G F_G}} \quad \text{Equação 2}$$

Onde:

D é o diâmetro do vaso, [m]

q_a é a vazão volumétrica de gás nas condições atuais de pressão e temperatura da corrente, [m³/s]

F_G é fator geométrico

Para separadores verticais, F_G é igual a 1 (Machado 2012).

Para o cálculo da altura do vaso utiliza-se o diâmetro calculado e razão H/D típica. A literatura indica valores de H/D de 2,5 a 5,0. No presente estudo, razão H/D foi considerada igual a 4,0.

Método baseado no tempo de retenção do líquido

O tempo de retenção do líquido é uma forma indireta de determinar o volume do vaso. Para que a separação ocorra satisfatoriamente é necessário um tempo de retenção suficiente para atingir a condição de equilíbrio entre as fases vapor e líquido nas condições de pressão e temperatura da carga. O volume pode ser calculado a partir da Equação 3:

$$V_L = \frac{q_L t_r}{1440} \quad \text{Equação 3}$$

Onde:

V_L é o volume de líquido requerido, [m³]

q_L é a vazão de líquido, [m³/dia]

t_r é o tempo de retenção, [min]

Segundo Campbell (2004), o tempo de retenção típico para separação gás/óleo é de 1 a 3 minutos. Para separação gás/glicol, Mokhatab, Poe e Speight (2006) recomendam tempo de retenção de 5 a 10 minutos. No presente trabalho foram considerados tempos de retenção de 3 minutos para gás/óleo e 10 minutos para gás/glicol.

- **Separadores Horizontais**

Para o dimensionamento dos vasos separadores horizontais, a metodologia de cálculo também se baseia na igualdade entre a velocidade terminal do líquido e a velocidade máxima do gás. A velocidade é primeiramente calculada pela Equação 1 e posteriormente aplicada à Equação 4 a seguir.

$$L = \frac{4q_a}{\pi D v_G} \quad \text{Equação 4}$$

Onde:

L é o comprimento do vaso, [m]

q_a é a vazão volumétrica do gás nas condições atuais de pressão e temperatura da corrente, [m³/s]

D é o diâmetro do vaso, [m]

v_G é a velocidade máxima do gás, [m/s]

A correlação acima permite obter uma relação entre L e D . A Tabela 1 mostra os valores típicos de razão L/D para diferentes pressões de operação do vaso. A partir da relação obtida e de uma razão típica selecionada baseada na pressão do separador, é possível calcular o comprimento e o diâmetro do vaso.

Tabela 1 - Razões L/D típicas – Fonte: Adaptado de (Mokhatab, Poe e Speight 2006)

Razões L/D típicas	
Pressão de Operação do Vaso (bar)	H/D
$0 < P \leq 18,25$	1,5 - 3,0
$18,25 < P \leq 35,49$	3,0 - 4,0
$P > 35,49$	4,0 - 6,0

- **Trocadores de Calor**

Para trocadores de calor casco e tubos, seu dimensionamento pode ser realizado pelo método LMTD (*Log Mean Temperature Difference*)(Machado 2012). A sequência de cálculo é apresentada pelas equações 5, 6 e 7:

$$\Delta T_{ln} = \frac{(T_{eq} - T_{sf}) - (T_{sq} - T_{ef})}{\ln\left(\frac{T_{eq} - T_{sf}}{T_{sq} - T_{ef}}\right)} \quad \text{Equação 5}$$

$$Q = \dot{m}_q Cp_q (T_{eq} - T_{sq}) = \dot{m}_f Cp_f (T_{ef} - T_{sf}) \quad \text{Equação 6}$$

$$Q = UA\Delta T_{ln} \quad \text{Equação 7}$$

Onde:

T é a temperatura de entrada (e) ou saída (s) do fluido quente (q) ou frio (f), [K]

\dot{m} é a vazão mássica do fluido quente (q) ou frio (f), [kg/h]

Cp é a capacidade calorífica do fluido quente (q) ou frio (f)

U é o coeficiente global de transferência de calor, [W/m² K]

A é a área de troca térmica, [m²]

Valores típicos de U podem ser observados na Tabela 2.

Tabela 2- Valores típicos de U (W/m².K) – Fonte: (Machado 2012)

U (W/m ² .K)	Mín.	Máx.	Média
Resfriadores a água			
Gás (até 35 bar)	200	285	242,5
Gás (35-70 bar)	285	455	370,0
Gás (acima de 70 bar)	455	570	512,5
Gerais			
Gás-Gás (até 35 bar)	285	395	340,0
Gás-Gás (até 70 bar)	310	425	367,5
Gás-Chiller a propano	340	510	425,0
Fornos	250	300	275,0

- **Equipamentos Rotativos**

• **Compressores**

A potência requerida por um compressor pode ser calculada pela Equação 8.

$$Pot_c = \frac{\Delta P_c Q_c}{\eta_c} * 100 \quad \text{Equação 8}$$

Onde:

Pot_c é a potência requerida do compressor, [W]

ΔP_c é a diferença de pressão no compressor, [Pa]

Q_c é a vazão volumétrica do fluido, [m³/s]

η_c é a eficiência do compressor, [%]

O cálculo da RC por estágio do trem de compressão é calculado de acordo com a Equação 9.

$$RC = \left(\frac{P_s}{P_e}\right)^{1/n} \quad \text{Equação 9}$$

Onde:

RC é a razão de compressão

P_s é a pressão de saída

P_e é a pressão de entrada

n é o nº de estágios do trem de compressão

- **Bombas**

Analogamente ao procedimento para compressores, a potência requerida por uma bomba pode ser calculada pela Equação 10.

$$Pot_b = \frac{\Delta P_b Q_b}{\eta_b} * 100 \quad \text{Equação 10}$$

Onde:

Pot_b é a potência requerida da bomba, [W]

ΔP_b é a diferença de pressão na bomba, [Pa]

Q_b é a vazão volumétrica do fluido, [m³/s]

η_b é a eficiência da bomba, [%]

- **Colunas**

- **Absorvedora**

De acordo com Campbell (2004), o seguinte procedimento deve ser aplicado para calcular os parâmetros de dimensionamento de coluna de recheio estruturado:

Calcular a velocidade superficial do gás pela Equação 11:

$$v = \frac{F_s}{\sqrt{\rho_G}} \quad \text{Equação 11}$$

Onde:

v é a velocidade superficial do gás, [m/s]

ρ_G é a densidade do gás, [kg/m³]

F_s é parâmetro de dimensionamento

Para recheios esturados considera-se $F_s = 3$, em unidades S.I. (Machado 2012)

Calcular o diâmetro da coluna através da Equação 12:

$$D = \sqrt{\frac{4q_G}{\pi v}} \quad \text{Equação 12}$$

Onde:

D é o diâmetro da torre, [m]

q_G é a vazão volumétrica do gás, [m³/s]

Para a determinação da altura, utiliza-se o método HETP (*Height Equivalent to a Theoretical Plate*), representado pela Equação 13:

$$H_r = N \text{ HETP} \quad \text{Equação 13}$$

Onde:

H_r é a altura do recheio da coluna, [m]

N é o número de estágios teóricos

Segundo Campbell (2004), a altura total típica de colunas absorvedoras fica na faixa de 2,5 a 4,0 m. O autor recomenda então a adição de 3 metros à altura do recheio, a fim de permitir a distribuição do gás e do glicol pela coluna.

- **Regeneradora**

A vazão de TEG é um parâmetro importante na desidratação do gás natural, visto que esse valor está diretamente relacionado com a vazão do gás de carga e a especificação do mesmo. Dessa forma, existem diversas equações na literatura para estimar o diâmetro da coluna como função da taxa de circulação de TEG. A Equação 14 a seguir é baseada em recheio randômico de 25 mm(Machado 2012).

$$D = A(q_{TEG})^{0,5} \quad \text{Equação 14}$$

Onde:

D é o diâmetro da coluna, [cm]

A é constante empírica

q_{TEG} é a taxa de circulação de TEG, [L/h]

Segundo Campbell (2004), o valor de A é de 11,9.

Determinado o diâmetro, pode-se calcular a altura do recheio a partir da razão adotada de H/D igual a 4. Analogamente à torre absorvedora, para a altura total da coluna regeneradora deve-se somar 3 metros à altura do recheio.