

SIMULAÇÃO DINÂMICA E ANÁLISE DE DESEMPENHO DE
CONTROLE DE PLANTA DE PROCESSAMENTO DE GÁS
NATURAL OFFSHORE

GUSTAVO VICTOR KWAK CAMPOS
PEDRO CELES PAULA PINTO

MONOGRAFIA APRESENTADA AO CORPO DOCENTE DO
CURSO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA COMO
PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA OBTENÇÃO DO
GRAU DE ENGENHEIRO QUÍMICO

ESCOLA DE QUÍMICA
UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO

2013

GUSTAVO VICTOR KWAK CAMPOS

PEDRO CELES PAULA PINTO

SIMULAÇÃO DINÂMICA E ANÁLISE DE DESEMPENHO DE
CONTROLE DE PLANTA DE PROCESSAMENTO DE GÁS
NATURAL OFFSHORE

MONOGRAFIA APRESENTADA
AO CORPO DOCENTE DO
CURSO DE GRADUAÇÃO EM
ENGENHARIA QUÍMICA
COMO PARTE DOS
REQUISITOS NECESSÁRIOS
PARA OBTENÇÃO DO GRAU
DE ENGENHEIRO QUÍMICO

Rio de Janeiro, RJ

Setembro de 2013

SIMULAÇÃO DINÂMICA E ANÁLISE DE DESEMPENHO DE
CONTROLE DE PLANTA DE PROCESSAMENTO DE GÁS
NATURAL OFFSHORE

GUSTAVO VICTOR KWAK CAMPOS

PEDRO CELES PAULA PINTO

MONOGRAFIA APRESENTADA AO CORPO DOCENTE DO
CURSO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA COMO
PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA OBTENÇÃO DO
GRAU DE ENGENHEIRO QUÍMICO

Aprovada por:

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

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

Prof. Carlos André Vaz Junior, DSc

Dárley Carrijo de Melo, MSc

Simone de Carvalho Miyoshi, MSc

Resumo

O uso de plataformas *offshore* mais complexas e com maior número de equipamentos com o objetivo de executar, além da extração, o tratamento do petróleo e gás, se torna necessário para atender aos requisitos de exportação, evitando prejuízos como entupimento ou corrosão de equipamentos e tubulações. Porém, sabe-se que nestes ambientes é necessário otimizar o espaço ocupado, minimizando inventário, mas sem abrir mão da meta produtiva. Isso pode gerar problemas de estabilidade da planta, fato que é agravado devido ao perfil altamente oscilatório de cargas advindas de poços. Neste contexto, o controle de processos contribui com a estabilização da planta, promovendo maior segurança, garantia da especificação do produto e redução do desgaste dos equipamentos. O trabalho apresenta uma análise de desempenho de estratégias de controle de uma planta de processamento de gás natural *offshore*, composta pelas etapas de compressão, desidratação e remoção de hidrocarbonetos pesados. A metodologia selecionada baseia-se em (a) concepção de fluxograma de processo definindo-se parâmetros de projeto e operação, (b) síntese de estratégias de controle, e (c) simulação dinâmica para análise de desempenho em cenários dinâmicos de interesse, a saber: regime intermitente de carga promovido por regime de escoamento *slug*, degrau de produção e reciclo de NGL para o separador primário. A sintonia dos controladores utilizando método IMC foi validada frente a um degrau de produção, fornecendo uma resposta mais rápida e menos oscilatória. O controle por bandas se mostrou útil na diminuição das oscilações dos níveis dos separadores e, por fim, o estudo do reciclo de NGL demonstrou a necessidade de uma ação mais rápida dos controladores de pressão a fim de garantir a especificação do produto.

Abstract

The use of more complex and equipped offshore platforms, in order to perform processing and conditioning of oil and gas, in addition to its extraction, becomes necessary to prevent expenses related to pipeline and equipment clog and corrosion. However, in such environment it is extremely necessary to optimize occupied space, minimizing inventory, without giving up production goals. This can cause stability problems in the plant, which are aggravated due to the unstable nature of the stream coming from the well. In this context, process control contributes to achieving plant stabilization, promoting higher security levels, product specification and reducing equipment wear. This study shows a performance analysis of control strategy for an offshore natural gas processing plant, which consists of compression, dehydration and heavy hydrocarbons extraction. The selected methodology is based on (a) conception of a process flow sheet, defining project and operation's parameters, (b) control strategies synthesis and (c) dynamic simulation of the plant for performance analysis, which are made under different scenarios of interest, such as: intermittent feed stream due to slug flow, step of production amount and NGL recycle to primary separator. The tuning of controllers using IMC method was validated face to a production step, resulting in faster and less oscillatory response. The control by bands method proved to be useful in lowering separators level oscillations and, finally, NGL recycle study demonstrated the need for faster action of pressure controllers in order to ensure product specification.

Sumário

1	Introdução	1
1.1	Organização do trabalho.....	6
2	Revisão Bibliográfica.....	7
2.1	Processamento do Gás Natural.....	7
2.1.1	Separação Trifásica.....	7
2.1.2	Compressão.....	9
2.1.3	Desidratação.....	11
2.1.4	Efeito Joule-Thomson.....	14
2.1.5	Remoção de CO ₂	15
2.2	Controle de Processo.....	17
2.2.1	Equipamentos do Sistema de Controle	19
2.2.2	Sintonia de Controladores.....	20
2.3	Cenário Dinâmico: Regime de Escoamento em Golfadas	22
3	Estudo das Simulações Estática e Dinâmica.....	25
3.1	Definição do Caso Base	25
3.2	Estudos de Casos.....	34
3.2.1	Vazão de Gás de Arraste x Fração Mássica de TEG no Fundo da Regeneradora ..	35
3.2.2	Vazão de TEG x Fração Mássica de Água no Gás Seco	35
3.3	Estruturas de Controle.....	36
3.3.1	Vasos Separadores	36
3.3.2	Trocadores de Calor.....	37
3.3.3	Desidratação.....	37
3.3.4	Joule Thomson.....	38
3.4	Dimensionamento dos Equipamentos	38
3.4.1	Vasos Separadores	38
3.4.2	Trocadores de Calor.....	39
3.4.3	Válvulas	40
3.4.4	Colunas	41
3.4.5	Equipamentos Rotativos	41
3.5	Pré-sintonia dos Controladores	42
3.6	Sintonia dos Controladores	44

3.6.1	Identificação do Processo	44
3.6.2	Sintonia IMC.....	45
4	Análise de Cenários	48
4.1	Configurações do Processo	48
4.2	Estratégias de Controle.....	49
4.3	Cenários de Produção.....	49
4.4	Resultados	50
4.4.1	Validação da Sintonia (Caso Base + Controle Básico + Degrau de Produção).....	51
4.4.2	Caso Base + Controle por Bandas + Degrau de Produção	55
4.4.3	Caso Base + Controle Básico + Escoamento em Golfadas	56
4.4.4	Caso Base + Controle por Bandas + Escoamento em Golfadas	57
4.4.5	Reciclo de NGL	58
5	Conclusões e Sugestões	61
6	Referências Bibliográficas	63
	APÊNDICE I	66

Lista de Figuras

Figura 1.1: Projeção do Consumo de energia para diferentes fontes nos Estados Unidos (Kidnay e Parrish, 2006)	2
Figura 1.2: Consumo Mundial de Gás Natural	3
Figura 1.3: Produção Brasileira de Gás Natural	3
Figura 1.4: Reservas Mundiais de Gás Natural (ANP, 2011).....	4
Figura 2.1: Etapas do Processamento de Gás Natural	7
Figura 2.2: Separador Trifásico (Sant’anna, 2005).....	8
Figura 2.3: Detalhamento Interno de um Compressor Centrífugo (Mokhatab, Poe <i>et al.</i> , 2006). 11	
Figura 2.4: Hidratos formados em uma tubulação de processamento de gás natural (Usgs)	12
Figura 2.5: Processo de desidratação com TEG (Christensen, 2009).....	13
Figura 2.6: Comportamento típico do coeficiente de Joule-Thomson para um gás real, em diferentes temperaturas e pressões (Atkins e De Paula, 2010).	14
Figura 2.7: Processo de Refrigeração Joule-Thomson (Cordeiro, 2011).....	15
Figura 2.8: Remoção de CO ₂ Utilizando MEA (Kidnay e Parrish, 2006)	16
Figura 2.9: Funcionamento da membrana (Amaral, 2009).....	17
Figura 2.10: Estruturas de controle <i>feedback</i> clássico (A) e de IMC (B)	21
Figura 2.11: Estrutura do IMC (Vaz, 2008).....	21
Figura 2.12: Ciclo de Formação de Golfadas (Sausen, Sausen <i>et al.</i> , 2012)	23
Figura 2.13: (a) Comparação entre nível e (b) comparação do fluxo de saída do separador utilizando as duas configurações de controlador (Sausen, Sausen <i>et al.</i> , 2012).....	24
Figura 3.1: Fluxograma da Planta de Processamento de Gás Natural	27
Figura 3.2: Alimentações e Vaso Trifásico.....	28
Figura 3.3: Etapas 1 e 2 de Compressão	28
Figura 3.4: Desidratação + Regeneração do TEG	29
Figura 3.5: Esquema da Coluna Absorvedora	29
Figura 3.6: Torre Regeneradora.....	30
Figura 3.7: Envelope de fases temperatura x pressão do gás antes da desidratação.....	31
Figura 3.8: Envelope de fases temperatura x pressão do gás após desidratação	32
Figura 3.9: Processo Joule Thomson	32
Figura 3.10: Envelope de fases temperatura x pressão do gás antes do processo Joule Thomson.....	33
Figura 3.11: Envelope de fases temperatura x pressão do gás após processo Joule Thomson.....	33
Figura 3.12: Vazão Volumétrica de Gás de Arraste x Fração Mássica de TEG no Produto de Fundo da Regeneradora	35
Figura 3.13: Vazão Volumétrica de Gás de Arraste x Fração Mássica de TEG no Produto de Fundo da Regeneradora	36
Figura 3.14: Perfil de temperatura x estágio da coluna esgotadora	38
Figura 4.1: Geração de Golfadas	50
Figura 4.2: Vazões Mássicas (kg/h) de Gás (a) e Líquido (b) em Escoamento Intermitente	50
Figura 4.3: Níveis dos Separadores para Pré-sintonia (a) e IMC (b).....	51
Figura 4.4: Pressões dos Separadores para Pré-sintonia (a) e IMC (b)	52
Figura 4.5: Vazão Molar de TEG	52

Figura 4.6: Nível do Refervedor da T-101.....	53
Figura 4.7: Nível do Separador V-103.....	53
Figura 4.8: Produção de Hidrocarboneto Líquido	54
Figura 4.9: Produção de NGL.....	54
Figura 4.10: Produção do Gás.....	55
Figura 4.11: Níveis sem (a) e com (b) controle por bandas.....	55
Figura 4.12: Pressões sem (a) e com (b) controle por bandas	56
Figura 4.13: Níveis (a) e Pressões (b) dos Separadores.....	57
Figura 4.14: Níveis (a) e Pressões (b) dos Separadores.....	58
Figura 4.15: Níveis (a) e Vazão molar (b) (kmol/h) de TEG pobre	59
Figura 4.16: Níveis (a) e Vazão molar (b) de TEG em kmol/h	60

Lista de Tabelas

Tabela 1.1: Libras de poluentes emitidos por Bilhão de BTU de energia	1
Tabela 3.1: Composição da alimentação de gás em % molar	25
Tabela 3.2: Condições da carga gasosa	26
Tabela 3.3: Composição da alimentação de líquido em % volumétrica	26
Tabela 3.4: Condições da carga líquida	26
Tabela 3.5: Composição do gás de exportação em % molar	34
Tabela 3.6: Condições do gás de exportação	34
Tabela 3.7: Dimensões dos Vasos Separadores	39
Tabela 3.8: Dados dos Trocadores de Calor	39
Tabela 3.9: Dimensões das Válvulas de Controle	40
Tabela 3.10: Dimensões das Colunas	41
Tabela 3.11: Dimensões dos Equipamentos Rotativos	41
Tabela 3.12: Pré-sintonias retiradas do Manual ASPEN Hysys	42
Tabela 3.13: Pré-sintonias retiradas do livro <i>Plantwide Dynamic Simulators in Chemical Processing and Control</i> , de Luyben, W.L.	42
Tabela 3.14: Parâmetros da Pré-Sintonia dos Controladores	43
Tabela 3.15: Sintonia por Síntese Direta	45
Tabela 3.16: Parâmetros dos Processos e dos Controladores	45
Tabela 3.17: Parâmetros dos Controladores com Fator de Dessintonização	47

1 INTRODUÇÃO

O gás natural é um produto conhecido pela humanidade há séculos. Há registros de seu uso na China por volta de 900 A.C. O mesmo era coletado dos poços em tubos de bambu e utilizado para a produção de sal, a partir da salmoura. Na Europa, ele foi descoberto apenas em 1659, entretanto seu uso comercial data só em 1790. No início do século XIX o gás começou a ter uso comercial também nos Estados Unidos, com William Hart sendo o pioneiro das explorações. Durante anos o produto foi usado apenas para fins de iluminação, sua demanda era muito localizada devido à falta da infraestrutura necessária para seu transporte. Seu uso só se tornou abundante após a Segunda Guerra Mundial, quando novas tecnologias foram alcançadas, o que possibilitou o transporte de grandes quantidades e o percorrimto de grandes distâncias (Kidnay e Parrish, 2006).

As fortes oscilações do preço do petróleo (que começaram na década de 70), bem como a forte pressão para o uso de meios de energia menos agressivas ao ambiente fez a demanda de fontes de energia alternativa crescer vertiginosamente nos anos recentes. Entre essas fontes, um potencial substituto dos combustíveis líquidos derivados do petróleo é o gás natural. Ele é uma excelente alternativa à outros combustíveis fósseis devido ao seu baixo teor de emissão de gases NO_x e SO_x , que causam, entre outros malefícios, a conhecida chuva ácida, bem como contribuem para o aquecimento global. Outro fator importante é que o gás natural gera menor quantidade de CO_2 por energia liberada.

Tabela 1.1: Libras de poluentes emitidos por Bilhão de BTU de energia

Poluente	Gás Natural	Petróleo	Carvão
Dióxido de Carbono	117.000	164.000	208.000
Monóxido de Carbono	40	33	208
Óxidos de Nitrogênio	92	448	457
Dióxido de Enxofre	0,6	1.122	2.591
Particulados	7,0	84	2.744
Formaldeído	0,750	0,220	0,221
Mercúrio	0,000	0,007	0,016

Fonte: (Kidnay e Parrish, 2006)

Além de seu uso na indústria energética, o gás também serve de matéria prima para a produção de etileno (primordial em processos de polimerização), bem como tem papel fundamental na produção de amônia, que é de suma importância para a indústria de fertilizantes (Dias e Fernandes, 2006).

Devido a essas características, a demanda desse produto vem aumentando tanto em âmbito nacional quanto internacional, tendo os Estados Unidos como seu maior consumidor. Entretanto, as previsões de crescente demanda de energia para os países emergentes (destes destacam-se Índia e China como principais consumidores) fazem com que a previsão de demanda para tal combustível cresça constantemente nos próximos anos. Atualmente, nos Estados Unidos, ele já possui importância energética semelhante à do carvão. A figura 1.1 demonstra a projeção de consumo crescente de gás nos Estados Unidos, comparado a outras fontes. A figura 1.2 apresenta os principais países consumidores do combustível.

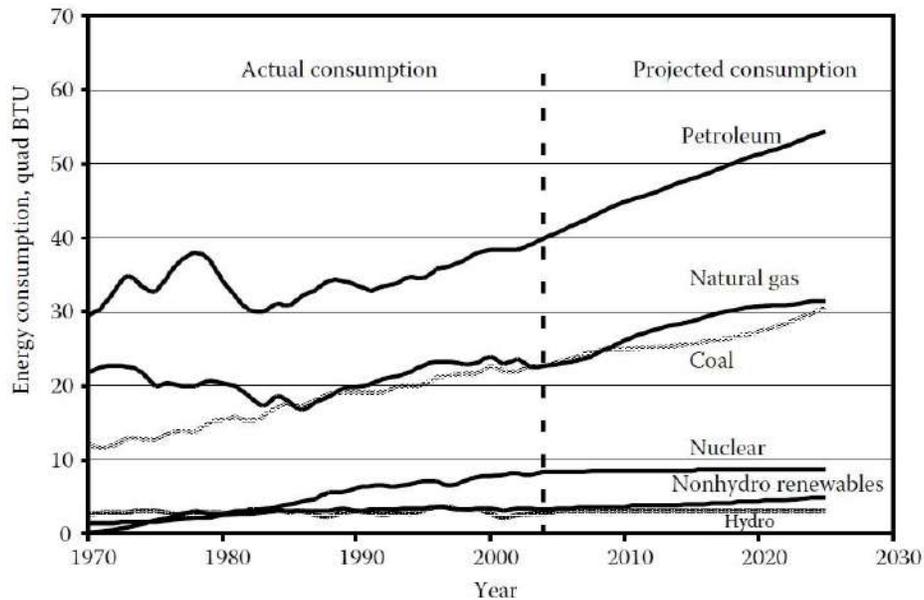


Figura 1.1: Projeção do Consumo de energia para diferentes fontes nos Estados Unidos (Kidnay e Parrish, 2006)

Gráfico 1.9: Participação de países selecionados no consumo mundial de gás natural – 2010

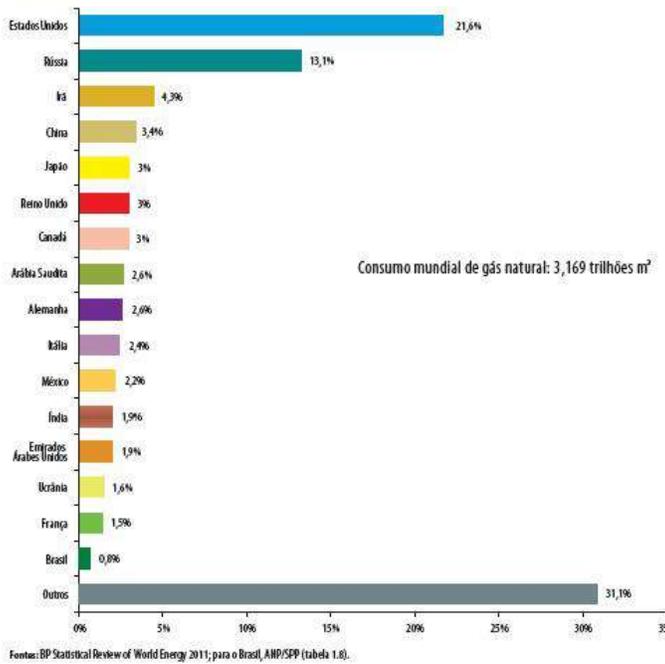
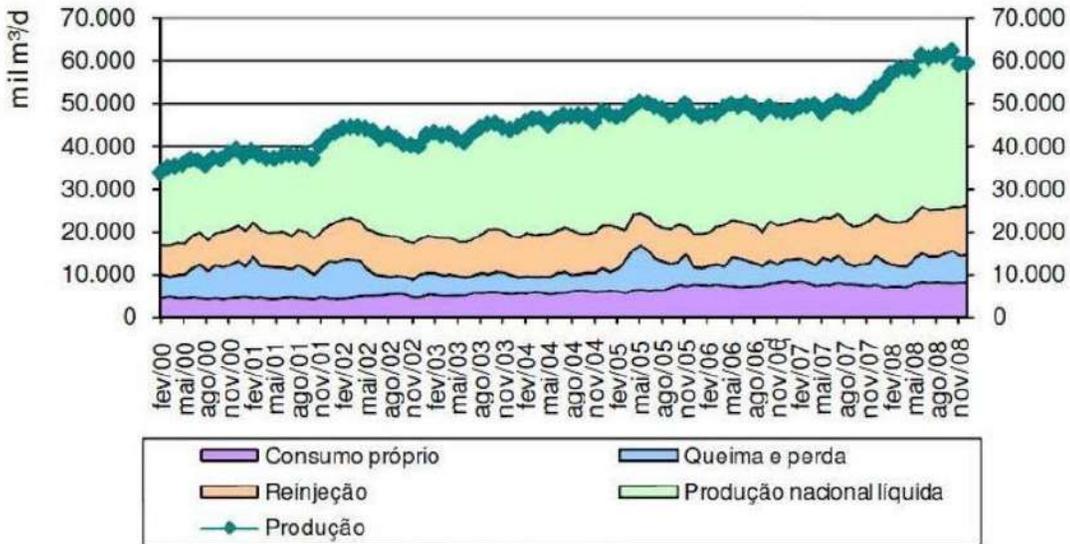


Figura 1.2: Consumo Mundial de Gás Natural

No Brasil, observa-se uma média de crescimento de 7,7% ao ano entre 1970 e 2007 (Peisino, 2009). A Figura 1.3 mostra a produção mensal de gás natural no Brasil entre 2000 e 2008.



Fontes: ANP/SCM; ANP/SDP (Tabela 2.1).

Figura 1.3: Produção Brasileira de Gás Natural

O gás natural pode ser encontrado de diversas formas na natureza. Há reservas terrestres assim como *offshore*. A maior reserva confirmada se encontra na Rússia e a maior concentração de poços se encontra no Oriente Médio. Estimou-se, em 2010, um total de 187 trilhões de m³ de gás natural em reservas pelo mundo (Anp, 2011). A distribuição desta quantidade no mundo pode ser vista na Figura 1.4.



Fonte: BP Statistical Review of World Energy 2011; ANP/SOP (Tabela 1.6).

Figura 1.4: Reservas Mundiais de Gás Natural (ANP, 2011)

De acordo com a sua fonte, o gás natural pode ser classificado como associado e não associado. O gás não associado é encontrado em reservatórios que contêm pouco, se não nenhum hidrocarboneto mais pesado que o metano. Além disso, ele pode conter outros elementos não hidrocarbonetos como dióxido de carbono e sulfeto de hidrogênio (Mokhatab, Poe *et al.*, 2006). O gás natural associado, por sua vez, é extraído de poços onde este se encontra dissolvido no petróleo ou acima dele. Na planta de processamento, a corrente proveniente desses poços é separada em três fases: água, óleo e gás. A corrente gasosa passa então por um complexo processamento, pois o gás oriundo dessas fontes tem concentrações significativas de hidrocarbonetos mais pesados, água e impurezas, que podem causar danos ao meio-ambiente, à tubulação utilizada para o transporte do gás e aos equipamentos do processo.

Outro motivo para seu processamento é sua composição. O gás natural contém predominantemente metano, porém sua concentração exata, bem como a concentração e/ou presença de outros compostos, varia bastante dependendo de sua fonte. Apesar disso, o gás natural que é destinado ao consumo tem uma fiscalização severa, devendo respeitar rígidas regras de composição. Para o cumprimento de tais regras o processamento de gás natural pode ser realizado *offshore*, *onshore*, ou parcialmente em ambos, dependendo das características do ambiente de exploração e do gás que é extraído (Mothamley, Campbell *et al.*, 2004).. No Brasil a responsável por esta fiscalização é a ANP (Agência Nacional do Petróleo). A Tabela 1.2 apresenta a composição típica do gás natural no Brasil.

Tabela 1.2: Composições típicas do gás natural em diferentes partes do Brasil (Vaz, 2009)

Composição (% vol.)	Ceará / Rio Grande do Norte	Sergipe / Alagoas	Bahia	Espírito Santo	Rio de Janeiro	São Paulo	Amazonas
C ₁	74,53	81,32	81,14	88,16	79,69	87,98	68,88
C ₂	10,40	8,94	11,15	4,80	9,89	6,27	12,20
C ₃	5,43	3,26	3,06	2,75	5,90	2,86	5,19
C ₄	2,81	1,84	1,39	1,55	2,13	1,16	1,80
C ₅	1,30	0,74	0,72	0,44	0,77	0,27	0,43
C ₆₊	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	-----

A crescente demanda por petróleo fez com que sua busca alcançasse lugares cada vez mais inóspitos, como em pontos muito afastados da costa. Em tais locais, há a necessidade de se realizar o processamento do gás associado *offshore*, para que o mesmo esteja em condições de transporte. Entretanto, a operação em lugares com características tão singulares, como uma plataforma *offshore*, gera a necessidade de equipamentos diferenciados. Esses equipamentos necessitam de tamanho e peso reduzidos, atributos preciosos no espaço restrito de uma plataforma. Essas restrições, especialmente o tamanho, resultam em inventário reduzido, o que implica em pequena capacidade pulmão para amortecimento de oscilações no processo, as quais são frequentemente encontradas no ambiente de extração de petróleo e gás. Por isso, é de extrema importância o desenvolvimento de um sistema de controle regulatório bem projetado e sintonizado.

No processamento de gás natural, há a necessidade de controle de nível dos tanques, temperatura e pressão para se atingir as especificações de composição de água, hidrocarbonetos e gases ácidos requeridos para o transporte até as UPGNs. Além disso, requer que a planta tenha a sua disposição sensores, válvulas e controladores. No passado, os sistemas de controle eram predominantemente pneumáticos, hoje em dia sistemas eletrônicos fornecem maior confiabilidade e segurança das informações. Entretanto, tanto em plantas antigas quanto novas, ainda se encontram alguns sistemas de controle pneumáticos (Mokhatab, Poe *et al.*, 2006),

O desenvolvimento do controle da planta apresentado neste trabalho foi realizado com base nos objetivos de operação de cada equipamento e não em abordagem *plant wide*. Para cada subconjunto, foram analisados os graus de liberdade disponíveis para controle das respostas do processo de interesse. Isto é, foram selecionadas as variáveis manipuláveis e controladas que atendessem aos objetivos definidos de controle. A seguir, foram definidas as estratégias de controle distribuído (malhas *single input single output*). A análise de desempenho destas malhas foi realizada sob cenários dinâmicos selecionados. O ambiente de simulação adotado foi o software HYSYS versão 7.3 (AspenTech, Inc).

1.1 Organização do trabalho

Este trabalho é organizado em 6 capítulos:

1. Introdução: Este presente capítulo é o introdutório. Ele fornece uma visão geral do consumo e característica do gás natural. Assim como a importância do controle na ambiente *offshore* devido a suas características e restrições únicas.
2. Revisão Bibliográfica: Capítulo que fornece uma visão técnica e acadêmica de cada etapa chave do processamento do gás natural. Nele será exemplificado o embasamento teórico dos equipamentos, bem como fluxograma de operação dos diversos processos presentes na planta.
3. Estudo da Simulação Estática e Dinâmica: Aqui serão demonstradas as condições escolhidas para o estudo em questão. A justificativa das nossas escolhas de sintonia de controladores, variáveis do processo e dimensionamento dos equipamentos.
4. Análise de Cenários: Aqui é apresentado o comportamento da planta em questão, com duas configurações de controle diferente e também duas variações de corrente de entrada diferentes.
5. Conclusões e Sugestões: discute os resultados apresentados no capítulo anterior e apresenta sugestões para estudos futuros.
6. Referências Bibliográficas

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Processamento do Gás Natural

O gás natural empregado no estudo é associado proveniente de poços de petróleo e vem numa corrente trifásica - óleo, água e gás, tornando necessário um esquema de processamento para se obter os produtos a serem exportados da plataforma (óleo e gás natural). A Figura 2.1 mostra, de forma simplificada, as principais etapas do processamento.

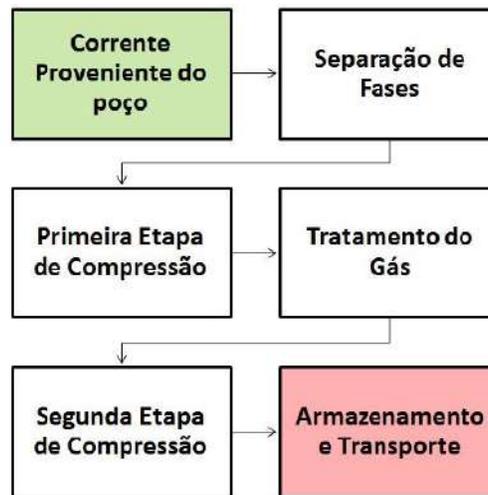


Figura 2.1: Etapas do Processamento de Gás Natural

2.1.1 Separação Trifásica

A corrente vinda do poço é separada em um separador trifásico. Este equipamento é de suma importância, pois ele visa garantir proteção aos equipamentos subsequentes que foram desenhados para receber uma corrente de uma única fase (Kidnay e Parrish, 2006). Ele pode existir em dois *layouts* diferentes: vertical ou horizontal. Foi escolhido o segundo layout devido as seguintes vantagens

- É preferido quando a corrente é muito volumosa
- É preferido quando a separação é trifásica
- Para correntes iguais, o separador horizontal requer menor diâmetro do que o vertical
- Não há contra fluxo da corrente de gás
- A grande área de superfície líquida diminui o efeito de oscilações da corrente de entrada

Entretanto, tal separador requer um maior controle dos níveis dos líquidos e ocupa um maior espaço horizontal na plataforma. (Mokhatab, Poe *et al.*, 2006).

A Figura 2.2 mostra o esquema de um típico separador trifásico horizontal. A corrente entra em contato com um defletor que promove uma mudança de momento da corrente, iniciando a separação de fases. Adicionalmente, o defletor obriga a corrente líquida a entrar abaixo da interface água e óleo do separador. Isso faz com que as fases sofram menos perturbações e melhora a separação das duas fases líquidas. Por último, o defletor também faz com que a menor quantidade possível de gás fique alocada na fase líquida.

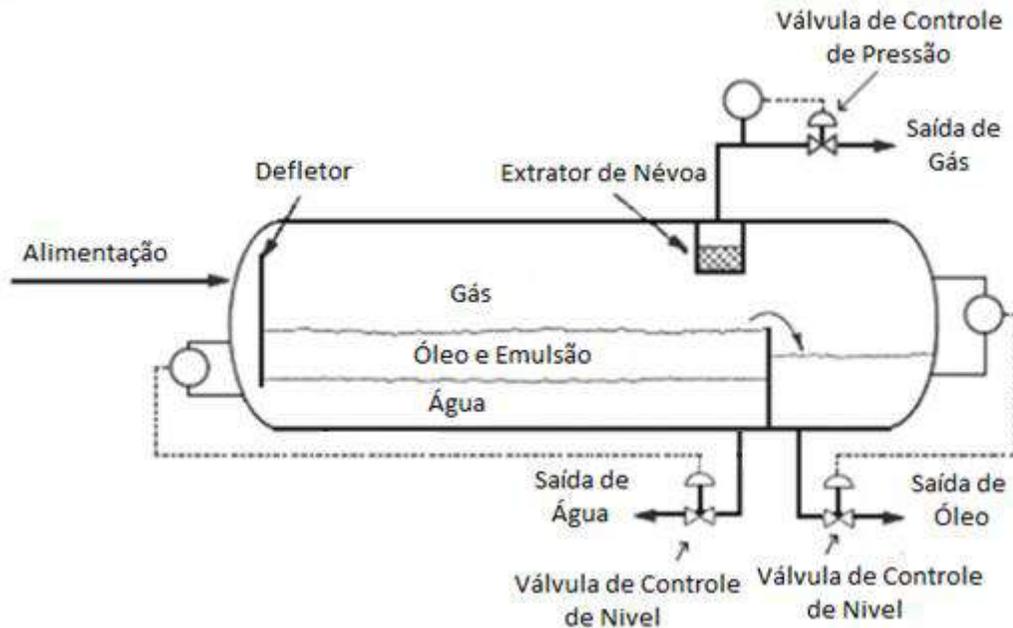


Figura 2.2: Separador Trifásico (Sant’anna, 2005)

Após esta etapa inicial, a fase gasosa segue para um extrator de névoa, que tem como objetivo retirar pequenas partículas da fase líquida que não foram separadas do gás na primeira etapa. As fases líquidas ficam em um compartimento durante tempo suficiente para que seja formada uma interface de separação entre as fases óleo e água. A primeira segue para um segundo compartimento, onde é retirada, já a segunda sai por uma válvula localizada na parte inferior do separador.

Na seção de assentamento gravitacional, as gotículas líquidas irão se depositar a uma velocidade conhecida como velocidade terminal (V_t). Quando a força de arraste das gotículas de água se iguala à força gravitacional, esta não tem aceleração, começando a se depositar no fundo a uma velocidade constante (terminal). As forças gravitacional (F_B) e de arraste (F_D) estão definidas nas equações 2.1 e 2.2 (Mokhatab, Poe *et al.*, 2006):

$$F_B = \left(\frac{\pi}{6}\right) D_d^3 (\rho_L - \rho_V) \left(\frac{g}{g_c}\right)$$

Equação 2.1

$$F_D = C_D (A_p) \left(\frac{\rho_v V_d^2}{2g_c} \right)$$

Equação 2.2

onde:

- D_d é o diâmetro da gotícula (ft)
- ρ_L e ρ_v são as densidades das fases líquida e gasosa, respectivamente (lbm/ft³)
- g é a constante gravitacional (ft/s²)
- g_c é o fator de conversão (lbm*ft/[lbf*s²])
- C_D é o coeficiente de arraste
- A_p é a área projetada da gotícula $\rightarrow (\pi * D_d^2)/4$ (ft)
- V_D é a velocidade da gotícula (ft/s)

A velocidade terminal é obtida igualando-se as duas equações, dessa forma tem-se:

$$V_t = \sqrt{(4/3)D_d(\rho_L - \rho_v)g/(C_D\rho_v)}$$

Equação 2.3

onde C_D é calculado pelas equações 2.4 e 2.5:

$$C_D = \frac{5.0074}{\ln(x)} + \frac{40.927}{\sqrt{X}} + \frac{484.07}{X}$$

Equação 2.4

$$X = \frac{0.95 \times 10^8 D_d^3 \rho_v (\rho_L - \rho_v)}{\mu_v^2}$$

Equação 2.5

A válvula de saída da corrente gasosa controla a pressão do vaso enquanto as outras duas válvulas controlam as vazões de saída das correntes de óleo e água, corrigindo o níveis da fase líquida e da interface entre as fases. Geralmente, utiliza-se uma configuração de controle que estabelece o nível da interface à metade da altura do diâmetro do vaso.

2.1.2 Compressão

A pressão exerce um papel fundamental no processamento de gás natural. A tendência em processos *offshore* é de se operar em pressões cada vez mais altas, pois permite a redução do tamanho de equipamentos. Além disso, o resfriamento entre estágios faz com que o aumento de entropia seja menor, reduzindo a potência necessária em cada compressor. Por último, uma maior pressão permite que o gás seja transportado mais facilmente, sofra menos perdas na tubulação devido ao atrito, ocupe menos espaço de armazenagem. Destaca-se que altas pressões são empregadas nas etapas de resfriamento do gás natural. Por isso, as etapas de compressão

estão presentes em diversas fases ao longo da cadeia do processamento de gás natural. Na construção de uma nova planta de processamento de gás natural, as etapas de resfriamento e compressão correspondem a mais de 50% dos custos (Kidnay e Parrish, 2006).

Cada etapa de compressão é geralmente realizada em estágios múltiplos. Isso é feito para evitar uma temperatura de saída muito elevada, pois, a altas temperaturas, o volume ocupado pelo gás é maior além de que limitações dos materiais utilizados impedem a operação em um nível de temperatura muito elevado. Sendo assim, a corrente de saída de cada estágio é resfriada antes de passar para o próximo. Considerando-se processamento de gás natural em plataformas *offshore*, utiliza-se como agente refrigerante nessas etapas água do mar. Para o menor gasto de energia na etapa de compressão é aconselhável que em cada estágio os compressores tenham a mesma razão entre pressão de saída e entrada. Sendo assim, para uma etapa de compressão tem-se:

$$PR = \left(\frac{P_s}{P_e}\right)^{\frac{1}{n}} \quad \text{Equação 2.6}$$

onde:

- PR: é a razão de pressão em cada estágio
- P_s : é a pressão de saída da etapa de compressão
- P_e : é a pressão de entrada da etapa de compressão
- n: é o número de estágios da etapa de compressão.

Para as etapas de compressão realizadas nesse estudo, foi utilizado um valor máximo de $PR = 3$, definindo-se, assim, o número de estágios de compressão de cada etapa.

Adotam-se na concepção do projeto, compressores do tipo centrífugo, pois (Mokhatab, Poe *et al.*, 2006):

- É ideal para grandes volumes de gás
- Apresenta eficiência aceitável
- Tem baixo custo de manutenção
- Maior capacidade volumétrica por área de equipamento ocupada
- Não há vibrações ou pulsações geradas

O compressor centrífugo tem dois componentes principais: o impelidor e o difusor. O gás entra pelo impelidor que contém pás rotativas, essas fazem com que o gás tenha um grande aumento de sua energia cinética. Após este estágio o fluido segue para o difusor, onde grande parte de sua energia cinética é convertida em energia estática, o que causa um grande aumento na pressão do gás. Para sistemas de compressão com múltiplos estágios esse processo é repetido n vezes. Esses equipamentos podem operar à pressões de até 10.000 psia, em plataformas offshore são tipicamente abastecidos com gás combustível proveniente da extração realizada na plataforma. Operam em faixas que variam de 8.000 a 14.000 rpm, e à potências entre 5.000 a 20.000 hp. A Figura 2.3 mostra, de forma esquemática, um compressor centrífugo.

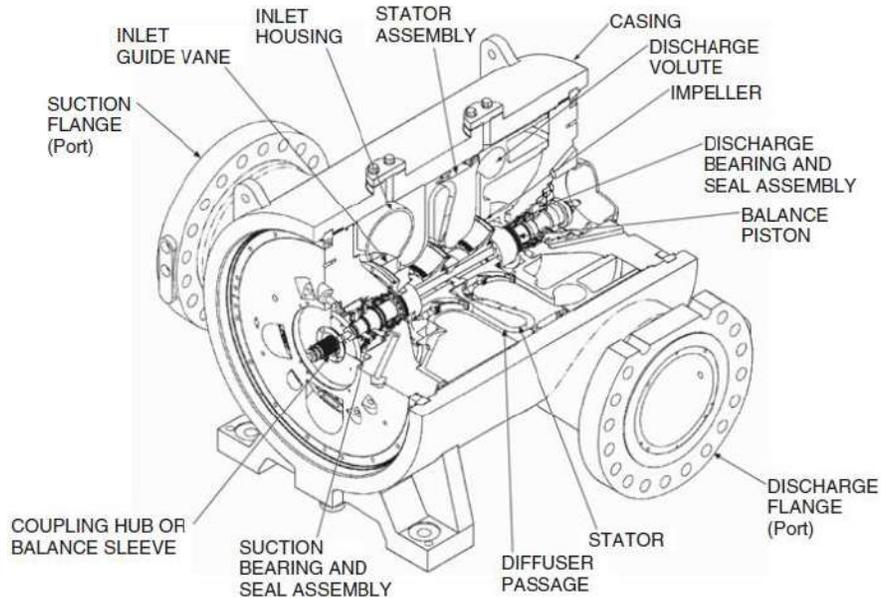


Figura 2.3: Detalhamento Interno de um Compressor Centrífugo (Mokhatab, Poe *et al.*, 2006)

A eficiência isentrópica do compressor (η) é definida por: $\eta = \frac{\Delta h_s}{\Delta h}$, onde Δh_s é o aumento de ‘head’ efetuado pelo compressor e Δh é o aumento teórico do processo de compressão ideal isentrópico. Para as simulações realizadas neste estudo o valor da eficiência variou, dependendo da etapa do processo, entretanto este foi sempre próximo de 75% em todos os compressores.

Para a projeção de cada processo de compressão diversos fatores devem ser considerados. O número de estágios é calculado com base na razão de pressão global do processo. Com base na Equação 2.6, deve-se estabelecer a máxima razão de pressão por estágio e, assim, o número de estágios necessários. Por questões de otimização de energia gasta, é aconselhável que as razões de pressão por estágio sejam as mais próximas possível. Outras grandes preocupações são as temperaturas de entrada e saída das correntes. Como já citado, a compressão realizada a altas temperaturas gera adversidades e está diretamente relacionada à perda de eficiência do equipamento. Para compressores centrífugos, uma temperatura limite de 177°C é requerida por limitações do equipamento (Mokhatab, Poe *et al.*, 2006).

2.1.3 Desidratação

Apesar da separação da água na separação trifásica, a corrente gasosa contém água dissolvida em sua composição. A presença de água pode ser extremamente danosa para a planta, pois pode causar a formação de hidratos, conforme ilustrado na Figura 2.4, que entopem as válvulas e tubulações. Além disso, água na corrente gasosa pode condensar e promover regime de

escoamento com *slugs*, aumentar os índices de corrosão e erosão, como também diminuir a capacidade calorífica do gás.



Figura 2.4: Hidratos formados em uma tubulação de processamento de gás natural (Usgs)

Dentre as diversas formas de desidratação, a mais utilizada é a absorção com glicol, destacando-se o trietilenoglicol (TEG). O TEG exhibe vantagens frente a outros glicóis, destacando-se (Mokhatab, Poe *et al.*, 2006):

- É regenerado mais facilmente devido a:
 - Operar com uma coluna esgotadora a pressão atmosférica.
 - Sua temperatura de decomposição é maior que a dos outros glicóis comercialmente utilizados.
- As perdas por evaporação no processo são menores que em comparação como monoetilenoglicol e dietilenoglicol.
- Os custos operacionais são mais baixos.

O processo é dividido em duas etapas, a absorção, ocorrendo a baixa alta pressão e baixa temperatura, e a regeneração de solvente, a baixa pressão e alta temperatura. A primeira etapa é responsável pela desidratação da corrente gasosa com TEG purificado. A corrente de TEG rico em água que sai do fundo da absorvedora tem sua pressão reduzida para a pressão de operação da regeneradora, em um vaso de *flash*, onde os hidrocarbonetos absorvidos são liberados e separados, conforme indicado na Figura 2.5. A corrente de TEG rico em água segue para a torre regeneradora, onde o TEG é purificado e retorna à absorvedora. O processo utiliza integração energética entre as correntes TEG rica (fria) e TEG pobre (quente, proveniente do fundo da regeneradora), o que visa diminuir a demanda energética do processo, como pode ser visto na Figura 2.5.

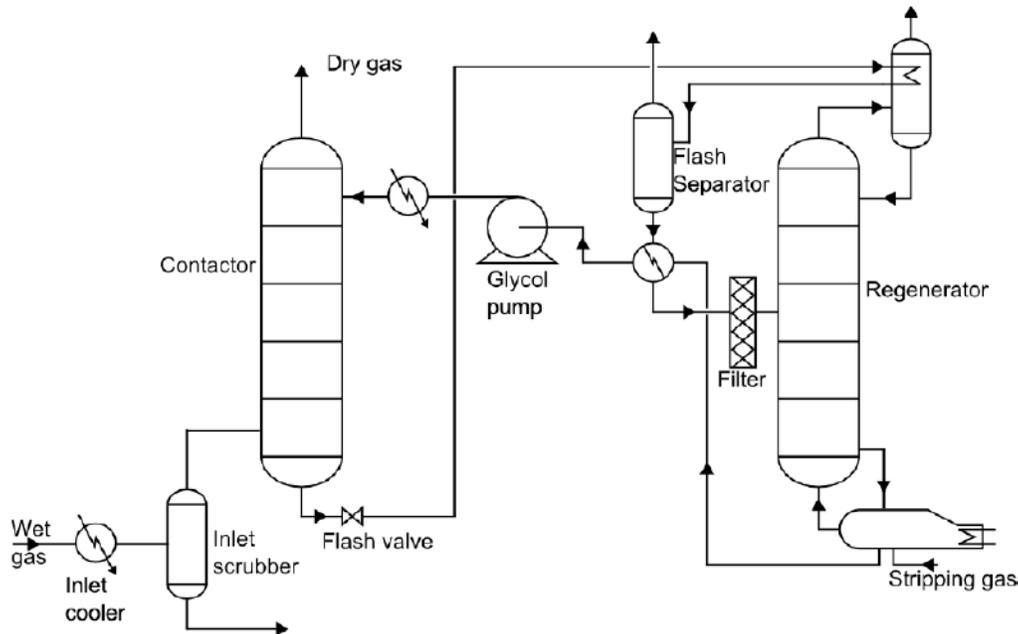


Figura 2.5: Processo de desidratação com TEG (Christensen, 2009)

O objetivo desta etapa do processamento de gás natural é fazer com que a corrente atinja um ponto de orvalho da água requerido para as operações a jusante (e.g., transporte para o continente). Para o dimensionamento da absorvedora, os principais parâmetros são: vazão e temperatura do gás, pressão de operação, ponto de orvalho da água na saída do gás natural purificado. A taxa de recirculação do TEG é diretamente relacionada à quantidade de água a ser removida. Seu valor geralmente se encontra entre 2 a 6 galões de TEG por libra de água, sendo o valor de 3 o mais comumente utilizado. A partir deste ponto, o aumento da taxa de recirculação gera pouco aumento da eficiência da desidratação comparada com o aumento de energia necessária para operar as bombas e trocadores de calor a jusante, assim como pode também prejudicar a etapa de regeneração. Baixas taxas de circulação também trazem problemas, já que diminuem a taxa de remoção de água do gás. Mokhatab *et al.* (Mokhatab, Poe *et al.*, 2006) definem que uma zona de conforto é operar com a taxa de recirculação entre 10 a 30% da taxa mínima. Para G sendo a razão de glicol por água removida em [gal de TEG/lb de água] e W_r sendo a quantidade de água removida em [lb/h], tem-se que a taxa mínima de recirculação ($Q_{TEG,min}$ [gal de TEG/h]) é:

$$Q_{TEG,min} = G * W_r \quad \text{Equação 2.7}$$

A torre absorvedora tipicamente contém de 6 a 12 pratos. Quanto maior a quantidade de pratos maior será a diminuição do ponto de orvalho para uma mesma quantidade de glicol utilizada. Pratos calotados são preferíveis por lidarem melhor com líquidos viscosos, além de se comportarem melhor frente a variações da relação líquido/gás (Mokhatab, Poe *et al.*, 2006).

O TEG rico em água que sai do fundo da absorvedora segue para coluna esgotadora para a regeneração do glicol. Tipicamente, esta coluna é posicionada verticalmente acima do refeedor, para aproveitar a corrente de gás que sai do mesmo. Quanto maior a temperatura do

refervedor, maior a regeneração de TEG, entretanto ela é limitada a 204°C para evitar a degradação do TEG. Isso limita a pureza do produto regenerado a 98,9 %.

As torres absorvedora e a esgotadora operam em temperaturas muito diferentes. Para minimizar o gasto de energia, entre as duas torres é colocado um trocador de calor de integração energética, que aquece a corrente de TEG rica em água que segue para o refervedor e resfria a corrente de TEG purificada oriunda da etapa de regeneração. A utilização deste trocador de calor pode pré-aquecer o TEG a 149°C, fazendo com que haja uma grande economia na utilização de energia pelo refervedor.

2.1.4 Efeito Joule-Thomson

O efeito Joule-Thomson determina que caso o gás tenha um coeficiente Joule-Thomson (μ) maior que zero este gás irá resfriar quando submetido a uma diminuição de pressão. O coeficiente é definido como:

$$\mu = \left(\frac{\partial T}{\partial p} \right)_H \quad \text{Equação 2.8}$$

onde T é a temperatura do gás, p a pressão e H a entalpia.

Para gases ideais o valor de μ é sempre zero. Entretanto, para gases reais esse valor varia dependendo do valor de sua temperatura, pressão, identidade química do gás e forças intermoleculares. As temperaturas em que o valor de μ muda de sinal são conhecidas como temperaturas de inversão. Gases reais tipicamente contêm duas temperaturas de inversão para determinada pressão (Atkins e De Paula, 2010). A Figura 2.6 apresenta o comportamento típico do coeficiente Joule-Thomson para um gás real.

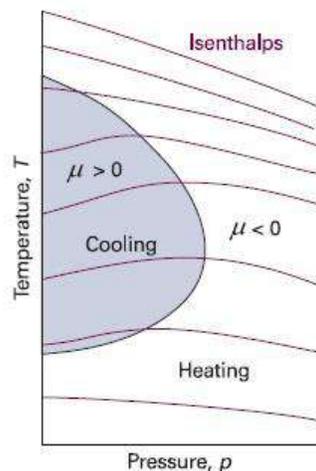


Figura 2.6: Comportamento típico do coeficiente Joule-Thomson para um gás real, em diferentes temperaturas e pressões (Atkins e De Paula, 2010).

O efeito Joule-Thomson é utilizado em plantas de processamento de gás natural para a liquefação de hidrocarbonetos pesados na corrente do gás (Líquidos de Gás Natural, ou LGN), tendo, portanto, a função de especificar o ponto de orvalho de hidrocarbonetos, além de ser utilizado para operações criogênicas. A corrente gasosa que sai do processo de desidratação passa por uma válvula, conhecida como válvula Joule-Thomson, que diminui drasticamente a pressão, fazendo com que o gás esfrie e, conseqüentemente, componentes mais pesados liquefaçam. A corrente, agora bifásica, é então levada a um separador. O gás de saída do separador é direcionado a um trocador de calor que pré-resfria a corrente antes de ser expandida em válvula de Joule-Thomson. Um esquema simplificado pode ser visto na Figura 2.7.

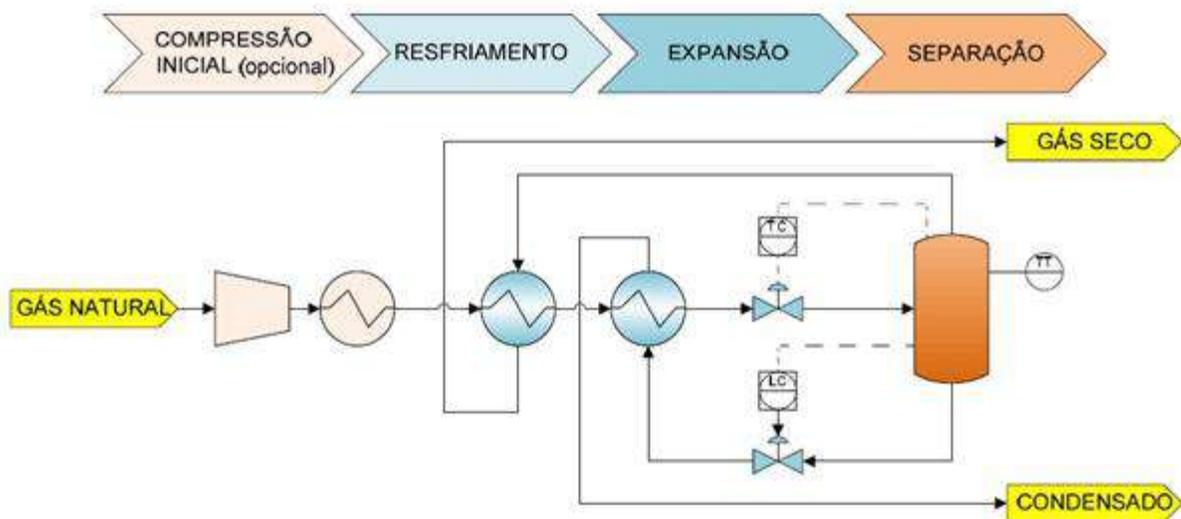


Figura 2.7: Processo de Refrigeração Joule-Thomson (Cordeiro, 2011)

2.1.5 Remoção de CO₂

Para a comercialização do gás natural, a ANP impõe um teor máximo de gás carbônico de 3% no gás natural. Entretanto, existe uma forte tendência da diminuição ou eliminação de etapas de processamento do gás natural *offshore* e transferi-las para *onshore* devido aos grandes riscos e limitações que o ambiente *offshore* oferece (Smiderle, Medeiros *et al.*, 2013). Para tal transferência é necessária uma análise técnica e econômica dos projetos. Levando em consideração a tendência apontada por Smiderle *et al.*, o presente trabalho não considera etapa de remoção de CO₂, adotando que este seja removido *onshore*. Entretanto, a seguir são apresentados dois processos tipicamente utilizados para tal etapa de processamento.

Em plantas *onshore*, a tecnologia mais comum de remoção de CO₂ é a absorção. Neste processo, utiliza-se geralmente alguma amina como agente absorvedor. As de maior uso são: Monoetilamina (MEA), Dietilamina (DEA), Trietilamina (TEA) e Metildietilamina (TDEA). Este processo, de forma análoga à desidratação com glicóis, requer uma coluna de absorção e

outra de regeneração. Ainda são necessários trocadores de calor, válvulas e bombas. A Figura 2.8 apresenta um fluxograma do processo simplificado.

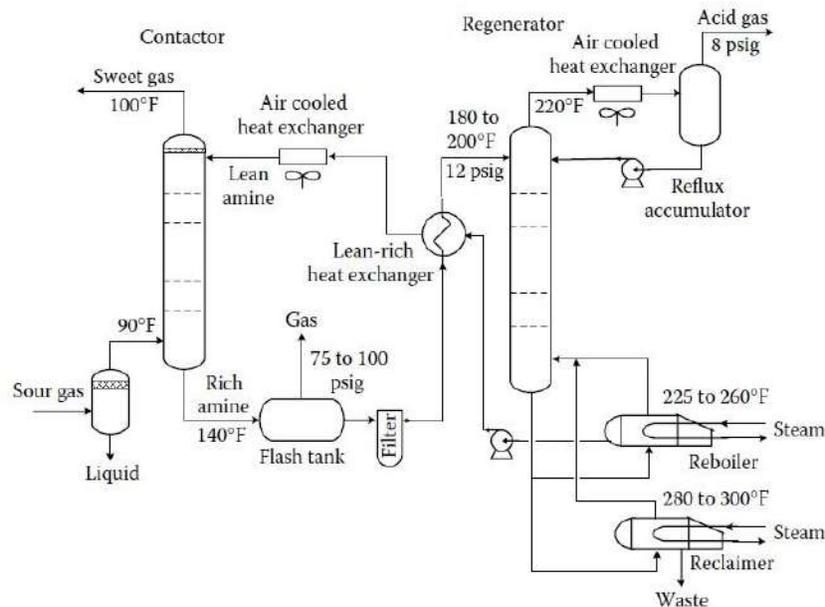


Figura 2.8: Remoção de CO₂ Utilizando MEA (Kidnay e Parrish, 2006)

Este processo pode gerar gás com alto nível de pureza, entretanto sua operação apresenta elevado custo energético devido à etapa de regeneração. Adicionalmente, a necessidade de muitos equipamentos gera uma grande ocupação de espaço e peso, que é um grande problema caso esta etapa seja realizada *offshore*. Isto é agravado ainda mais pelo fato de que o tamanho das torres é proporcional a concentração de CO₂ na corrente a ser tratada, fazendo com que correntes com grandes concentrações de CO₂ exijam maiores equipamentos (Baker e Lokhandwala, 2008).

Uma alternativa promissora para a remoção de CO₂ que vem ganhando bastante popularidade é o processo que se utiliza de membranas. As membranas atuais são sintéticas e feitas de diferentes materiais poliméricos, sendo um dos mais populares a poliamida (Kohl e Nielsen, 1997). Entre as vantagens do processo por membranas sobre o processo por absorção destacam-se (Peisino, 2009):

- Alta eficiência energética
- Estrutura modular (facilita aumento de escala do processo)
- Ocupação de espaço e peso reduzidos
- Flexibilidade operacional
- Processo ambientalmente seguro

O processamento por membrana funciona no princípio que diferentes compostos têm permeabilidades diferentes a um dado material. A corrente a ser purificada passa pela membrana e devido a diferentes velocidades de permeação ela é separada em duas correntes. A corrente que permeia mais facilmente é chamada de permeado, enquanto que a corrente com maior

dificuldade de permeação é o retentado (Amaral, 2009) (ver Figura 2.9). No condicionamento de gás natural, o CO_2 cumpre o papel do permeado, enquanto o resto da corrente de gás natural é o retentado.

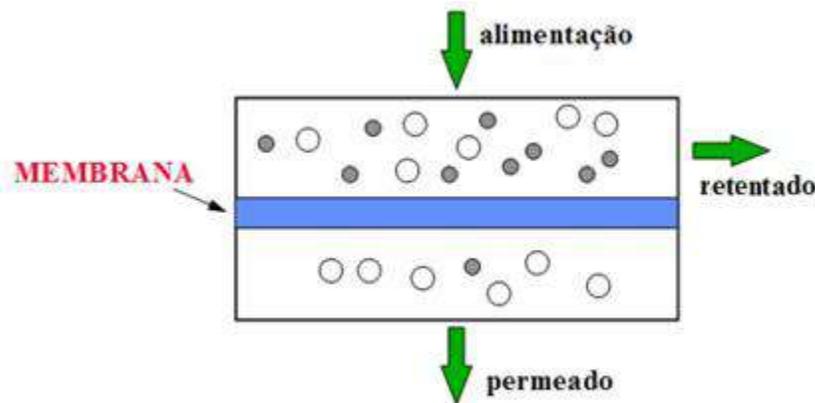


Figura 2.9: Funcionamento da membrana (Amaral, 2009)

Vários fatores influenciam a eficiência da separação, entre eles: morfologia da membrana, material de que é constituída, porosidade e permeabilidade dos compostos da corrente de alimentação. Outro fato importante é a vazão da corrente de entrada, altos valores podem gerar maiores perdas, um permeado mais puro e menor separação do concentrado. Como o foco neste processo é o concentrado, deve-se limitar a vazão para que a mesma não atinja valores suficientemente altos para prejudicar a separação (Kohl e Nielsen, 1997), constituindo-se em gargalo tecnológico. No processamento de gás, isto resulta em unidades paralelas (módulos) em número que totalizem o volume (grande) a tratar.

Destaca-se que o permeado é uma corrente de baixa pressão e envolverá etapa de compressão para destinação final, seja para EOR ou sequestro geológico. Há, portanto, uma penalidade energética (custo operacional) e de capital (estágios de compressão) que são de ordem de magnitude do montante envolvido na fase de separação do CO_2 .

2.2 Controle de Processo

Uma planta de processamento de gás natural contém diversos equipamentos e etapas que requerem estabilidade de operação frente a cenários dinâmicos que enfrentam. Este requisito decorre, por exemplo, de questões de otimização, segurança, especificação do produto, limitações dos equipamentos e/ou matéria prima entre outras. Para que tais variáveis mantenham os valores desejados são utilizadas estratégias de controle que automatizam as ações necessárias sobre o processo.

O controle de processos é utilizado para satisfazer 3 necessidades essenciais (Stephanopoulos, 1984):

- Absorver as influências que perturbações externas podem causar na planta (e.g. as indesejadas golfadas que ocorrem na produção de petróleo)
- Assegurar a estabilidade do processo
- Otimizar o processo

Para a definição de estratégias de controle de processo há a necessidade de se definir objetivos de (controle) do processo e se identificar os graus de liberdade disponíveis para atuação sobre o processo. Desta análise, as variáveis de operação são obtidas em duas categorias:

1. Variáveis de entrada (*Input*)
 - 1.1. Manipuladas (graus de liberdade)
 - 1.2. Perturbações
2. Variáveis de saída (*Output*)
 - 2.1. Controladas (objetivos de controle)
 - 2.2. Não controladas

Variáveis de entrada denotam o efeito da vizinhança no processo a ser controlado, enquanto variáveis de saída denotam o efeito do processo na vizinhança.

Para plantas de processamento, a definição de estratégias de controle enfrenta o desafio de minimizar interações entre malhas de controle em um equipamento e os objetivos de controle entre equipamentos interconectados, frequentemente conflitantes. Portanto, para se avaliar o desempenho de arranjos de controle em uma planta, torna-se necessário simular não apenas um equipamento e sim o conjunto destes como um todo, *i.e.*, a planta, visado a síntese de estratégias de controle que minimizem problema de conflitos entre objetivos locais de controle. Esta é a base da metodologia de controle denominada *Plantwide*. A referência a controle *plantwide* não visa identificar qual deve ser a sintonia dos controladores ou o comportamento dos mesmos. O objetivo é auxiliar na escolha de quais variáveis presentes na planta serão manipuladas e medidas para melhor gerir as variáveis controladas. Esse objetivo é atingido decompondo-se problemas maiores em pequenos problemas (Larsson e Skogestad, 2000). A adoção da metodologia se intensifica com as recentes estruturas dos projetos modernos, que contam com diversos ciclos para a economia de energia, além de um grande foco em economia de recursos. O controle *plantwide* responde às seguintes questões (Larsson e Skogestad, 2000):

1. Quais serão as variáveis **controladas** a serem selecionadas?
2. Quais serão as variáveis **manipuladas** a serem selecionadas?
3. Quais serão as variáveis **medidas**?
4. Qual será a configuração do controlador (e.g. setpoints)?
5. Qual será o tipo de controlador a ser utilizado (e.g. PID)?

As duas primeiras perguntas são respondidas avaliando-se os objetivos de controle e os graus de liberdade disponíveis para atingir esses objetivos. As respostas para as outras perguntas são encontradas achando uma configuração para os controladores que estabilize o processo.

Uma abordagem puramente matemática para a resolução dessas questões é muitas vezes inviável devido à alta complexidade do processo e custo das simulações a serem realizadas. Por isso muitas vezes recorre-se ao desenvolvimento de regras heurísticas baseadas na experiência e no entendimento do processo.

Larsson (2000) define diversas abordagens para a implantação de tais regras heurísticas, entretanto ratifica a falta de estudos que o projeto de uma planta industrial ainda sofre, dependendo, muitas vezes de regras não teóricas. A abordagem escolhida para esse estudo foi a que Larsson (2000) descreve como *unit based approach*. Este processo contém as seguintes etapas:

1. Decompor a planta em estágios menores, representados por suas principais operações unitárias.
2. Estudar o melhor sistema de controle de cada estágio.
3. Combinar todos os estágios para formar a planta.
4. Eliminar, através de ajustes manuais, possíveis conflitos que possam ter surgido na junção dos estágios.

Observa-se que estratégias avançadas de controle que envolvem na lei de atuação sobre os graus de liberdade do processo diversos sensores têm o seu desempenho comprometido pela falha de um único sensor. Em plataformas *offshore*, o confinamento da tripulação em espaço reduzido, e arranjo compacto de layout de equipamentos, processando fluidos combustíveis, tornam segurança e robustez um requisito primordial da estratégia de controle. Portanto, as estratégias desenvolvidas para estas aplicações de controle são majoritariamente do tipo SISO (*single input single output*), baseadas em controladores PID. Destaca-se que, com o número de variáveis controladas e manipuladas, cresce o número de alternativas de emparelhamentos SISO para atender os objetivos de operação, e que regras heurísticas de síntese de estratégia encontram no ambiente *offshore* uma forte aplicação.

2.2.1 Equipamentos do Sistema de Controle

Um sistema de controle é composto por diversos equipamentos que compartilham informações entre si, cada um responsável por uma atividade específica no processo de controle.

- Sensores: equipamentos responsáveis pela medição de alguma característica do processo. São utilizados em conjunto com os transdutores para enviar a informação de forma aceitável pelo controlador. Exemplos de sensores são: termostatos, cromatógrafos e medidores de pH.
- Transdutores: São equipamentos responsáveis por transformar o sinal de um tipo de energia em outro. Esses equipamentos são utilizados na comunicação com o controlador.
- Linhas de transmissão: são utilizadas para realizar a comunicação entre os diversos equipamentos em uma malha de controle. No passado as linhas de transmissão eram

pneumáticas, utilizavam ar ou líquido pressurizado para realizar a comunicação. Hoje em dia as linhas fazem comunicação com sinal elétrico, entretanto devido à sua vasta utilização no passado ainda é possível encontrar diversas plantas com o modelo pneumático.

- Controlador: é o “cérebro” do sistema. Com base em suas configurações e nas informações sobre as variáveis medidas é o equipamento responsável pela tomada de decisão no processo.
- Equipamento Final de Controle: é o equipamento que implementa as decisões tomadas pelo controlador, tipicamente uma válvula, mas também podem ser outros equipamentos como bombas e compressores.

Os controladores de uma planta de processamento de gás natural são tipicamente PID (*proportional-integral-derivative*). O sinal de saída de um controlador é dependente da variável de erro $e(t)$. Define-se o erro como a diferença do *setpoint* do controlador e o sinal medido pelos sensores. Sendo assim temos que a equação do sinal de saída de um controlador PID é (Stephanopoulos, 1984):

$$c(t) = K_c * e(t) + \frac{K_c}{\tau_i} * \int_0^t e(t)dt + K_c * \tau_d * \frac{de(t)}{dt} + c_s \quad \text{Equação 2.10}$$

onde:

K_c : é o ganho proporcional do controlador

τ_i : é a constante integral de tempo

τ_d : é a constante derivativa de tempo

c_s : é o viés do controlador (sinal de saída do controlador quando o erro é zero).

A definição dos valores dos parâmetros envolvidos na Equação 2.10 depende de cada processo a ser controlado e a busca pela definição que mais se adequa a cada processo é uma área de estudo conhecida como sintonia de controladores.

2.2.2 Sintonia de Controladores

A dinâmica e o objetivo de cada equipamento da planta faz com que, mesmo utilizando-se controladores do mesmo tipo seja necessário que cada um deles tenha uma sintonia diferente. Muitos métodos foram desenvolvidos que visam encontrar a sintonia ótima para determinado método com base em suas características. Entre eles destacam-se: Ziegler-Nichols, Cohen-Coon, Åström-Hagglund e Skogenstad (Vaz, 2009).

Dos diversos métodos presentes na literatura, o método escolhido para a sintonia dos controladores nesse trabalho foi o de Controle por Modelo Interno (IMC na sigla em inglês). Tal método foi escolhido porque ele permite uma melhor robustez e desempenho para controladores PID, além dele já estar implementado no simulador utilizado (ASPEN HYSYS).

O método IMC parte de uma modificação do sistema clássico de controle *feedback*. Como pode ser visto na Figura 2.10: Estruturas de controle *feedback* clássico (A) e de IMC (B) adaptado de (Rivera, 1999). O modelo mais classicamente utilizado como aproximação é o modelo é função de transferência de primeira ordem com tempo morto:

$$G(s) = \frac{K * e^{-\alpha * s}}{\tau * s + 1} \quad \text{Equação 2.9}$$

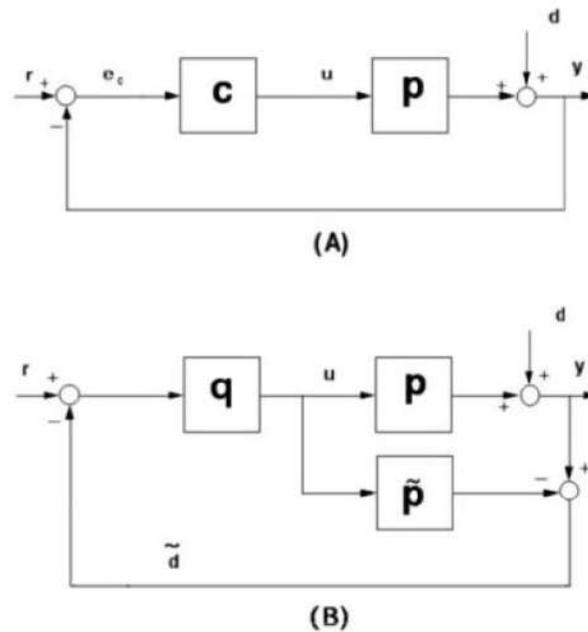


Figura 2.10: Estruturas de controle *feedback* clássico (A) e de IMC (B) (Rivera, 1999)

O modelo parte do princípio que $G_p(s) = G_p(s)$, dessa forma os dois diagramas apresentados são equivalentes.

As estruturas convencional e IMC são apresentadas na Figura 2.11.

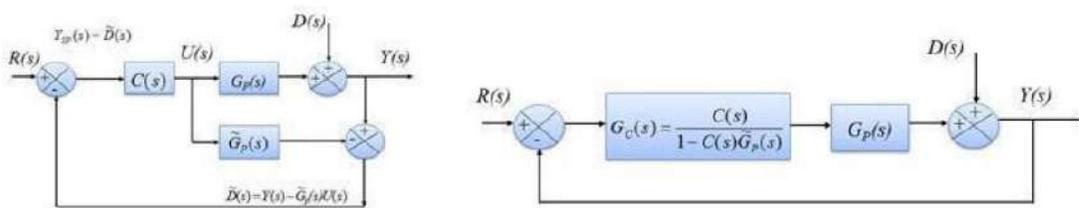


Figura 2.11: Estrutura do IMC (Vaz, 2009)

Tem-se que:

$$U(s) = \frac{C(s)}{1+C(s)*[Gp(s)-G'p(s)]} * (Y_{SP}(s) - D(s)) \quad \text{Equação 2.10}$$

$$Y(s) = \frac{C(s)*Gp(s)*Y_{SP}+[1-C(s)G'p(s)]D(s)}{1+C(s)*[Gp(s)-G'p(s)]*C(s)} \quad \text{Equação 2.11}$$

onde utilização $C(s)$ como $G'p(s)^{-1}$ é geralmente inviável devido a tempos mortos e zeros no semi-plano direito, que são funções de transferência impróprias. Com isso separa-se $G'p(s)$ em duas partes, uma com a parte imprópria ($G'p(s)_+$), que não são inversíveis, e a outra com o resto das funções ($G'p(s)_-$). Sendo assim:

$$G'p(s) = G'p(s)_+ * G'p(s)_- \quad \text{Equação 2.12}$$

O requer a adição de um filtro $f(s)$ cuja forma é tipicamente a exibida na

Equação 2.14 e os parâmetros (λ e n) são definidos de forma a assegurar que a equação $C(s)$ seja fisicamente realizável:

$$C(s) = \frac{1}{G'p(s)_-} * f(s) \quad \text{Equação 2.13}$$

$$f(s) = \frac{1}{(\lambda*s+1)^n} \quad \text{Equação 2.14}$$

Dessa forma, chega-se aos seguintes parâmetros para a sintonia dos controladores PID (Vaz, 2009):

$$K_c = \frac{2*\tau+\alpha}{K*(2*\lambda+\alpha)} \quad \text{Equação 2.15}$$

$$\tau_i = \tau + \frac{\alpha}{2} \quad \text{Equação 2.16}$$

$$\tau_D = \frac{\tau*\alpha}{2*\tau+\alpha} \quad \text{Equação 2.17}$$

onde $\lambda > 0,2\tau$ (para a sintonia dos controladores deste estudo foi utilizado um valor de $0,5\tau$) e K , τ e α são, respectivamente, o ganho, a constante de tempo e o tempo morto do modelo aproximado da

Equação 2.9.

2.3 Cenário Dinâmico: Regime de Escoamento em Golfadas

Um sistema de controle eficiente é de suma importância, especialmente em uma planta de processamento de gás natural *offshore*. Isso porque tal planta recebe uma corrente de entrada extremamente irregular. Tal irregularidade ocorre porque a corrente extraída dos poços de petróleo é multifásica, por isso fluídos com densidades diferentes se comportam de maneiras diferentes ao encontrar pontos de inflexões nas tubulações causando um efeito conhecido como “golfada”. Entre os problemas que a golfada pode causar destacam-se: períodos de pouca

corrente líquida, seguido de inundação do separador, paradas de emergência devido ao alto nível de líquido nos equipamentos, aumento dos custos com manutenção dos equipamentos.

O ciclo de formação das golfadas segue o seguinte padrão (Sausen, Sausen *et al.*, 2012):

1. Formação: gravidade faz com que a fase líquida da corrente acumule na parte inferior da tubulação.
2. Produção: o acúmulo de líquido impede que a corrente de gás passe. Ocorre acúmulo da fase líquida enquanto a pressão exercida pelo gás não for suficientemente grande.
3. Rompimento: quando a pressão exercida pelo gás for grande o suficiente ocorre um “sopro” (ou “golfada”) de gás e líquido que serão empurrados para fora do sistema.
4. Retorno líquido: depois que uma grande quantidade de líquido for direcionada a jusante, parte deste líquido retorna, reiniciando o ciclo de geração de golfadas.

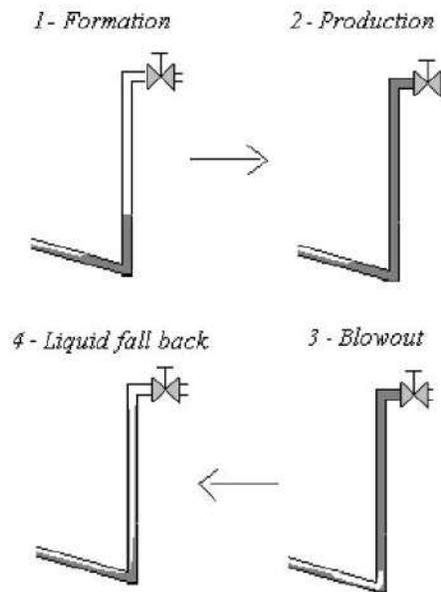


Figura 2.12: Ciclo de Formação de Golfadas (Sausen, Sausen *et al.*, 2012)

Além de um eficiente sistema de controle, uma das principais ferramentas primárias para se combater os efeitos das golfadas é ter um tanque pulmão que receba o fluxo irregular. Na planta simulada no presente trabalho, o separador trifásico exerce essa função. Quanto maior for a capacidade do separador, maior seu poder de amenização dos efeitos das golfadas, entretanto, como um plataforma têm grandes restrições de espaço, um sistema de controle efetivo se torna ainda mais importante.

As correntes de saída do separador têm suas vazões definidas pelos controladores de nível (água e óleo) e pressão (gás), tipicamente controladores PI. Tais controladores irão gerar flutuações nestas correntes de saída. Para reduzir este “efeito dominó”, explora-se a capacidade pulmão do

separador. Isto é, enquanto o nível de líquido permanecer em uma faixa tolerada, a saída do separador trifásico é a média móvel da vazão de entrada. Caso o nível extrapole a faixa estabelecida o controlador tem sua sintonia adaptada para valores mais rápidos. Este controle é denominado “controle por bandas”. A Figura 2.13 exibe a diferença de comportamento do nível do separador e da corrente de saída para os dois tipos de configuração.

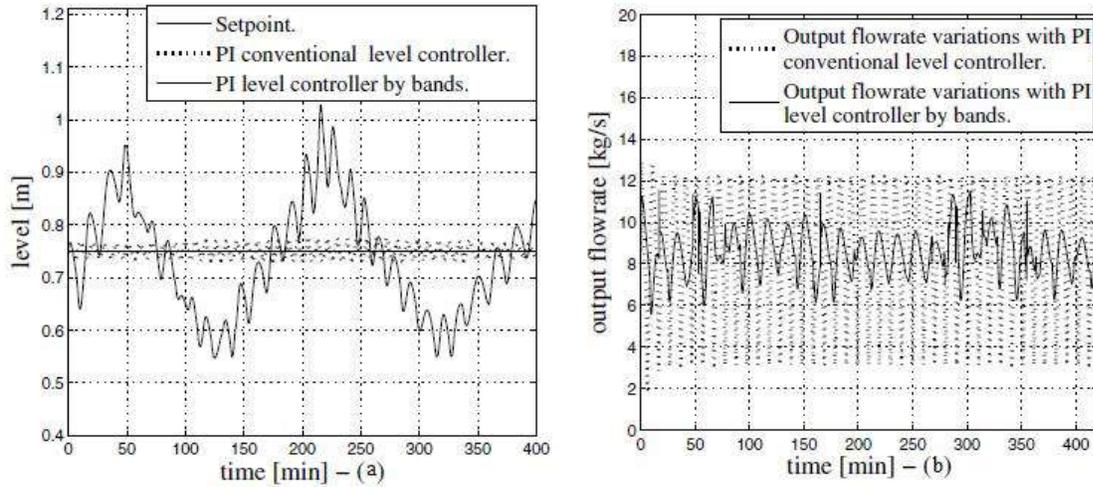


Figura 2.13: (a) Comparação entre nível e (b) comparação do fluxo de saída do separador utilizando as duas configurações de controlador (Sausen, Sausen *et al.*, 2012)

3 ESTUDO DAS SIMULAÇÕES ESTÁTICA E DINÂMICA

Nesta seção, são detalhados os procedimentos, desde a montagem da simulação estacionária até a transição para modo dinâmico. O objetivo da simulação é analisar o impacto de oscilações de carga na seção de processamento de gás de plataforma *offshore*.

O simulador utilizado neste trabalho foi o ASPEN HYSYS versão 7.2 (ASPENTECH, Inc). O pacote termodinâmico utilizado para as etapas de compressão e remoção de hidrocarboneto líquido (Joule Thomson) foi o Peng-Robinson, pois o mesmo lida bem com componentes hidrocarbonetos gasosos e não polares. Para a etapa de desidratação, foi usado o pacote *Glycol Package*, o qual é recomendado para sistemas com TEG limitado a pressões de até 100 bar, valor acima da pressão de trabalho da coluna absorvedora.

A opção que calcula a pressão estática (*enable static head contributions*) não foi utilizada, pois não havia dados de elevação dos equipamentos nem sobre a posição dos bocais de entrada e saída nos equipamentos. A pressão estática calculada leva em conta o nível de líquido nos equipamentos, diferenças de elevação entre os equipamentos e as alturas dos bocais de entrada e saída e deve ser usada sempre que possível, pois fornece uma resposta mais realista.

3.1 Definição do Caso Base

O processo de condicionamento adotado consiste na separação das fases em um separador trifásico, compressão à pressão de exportação, ajuste do ponto de orvalho da água (-45 °C a 1 atm) através de absorção com glicol e ajuste do ponto de orvalho de hidrocarboneto (0 °C a 45 bar) através de processo Joule Thomson. A Figura 3.1 mostra o fluxograma completo, com os controladores e válvulas de controle.

Optou-se por simular uma corrente trifásica composta por frações de óleo, gás e água. As composições e condições de cada uma das fases foram retiradas da tese de VAZ (2009). O componente C₂₀₊ foi modelado como um pseudocomponente, ou hipo-componente, com peso molecular de 526 g/mol e massa específica de 959 kg/m³.

Tabela 3.1: Composição da alimentação de gás em % molar, Vaz (2009)

	Composição (% molar)
H ₂ O	6,40
N ₂	0,43
CO ₂	9,68
H ₂ S	0,02
Metano	64,84

Etano	8,30
Propano	5,71
i-Butano	2,8
n-Butano	0,4
i-Pentano	0,83
n-Pentano	0,18
n-Hexano	0,32
n-Heptano	0,08
n-Octano	0,01

Tabela 3.2: Condições da carga gasosa

Temperatura (°C)	30,00
Pressão (kgf/cm ²)	80,00
Vazão Volumétrica (m ³ /d)	2.150.000,00
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	89.583,33

Tabela 3.3: Composição da alimentação de líquido em % volumétrica, Vaz (2009)

	Composição (% volumétrica)
H ₂ O	20,00
n-Heptano	2,50
n-Octano	3,56
n-Nonano	3,15
n-Decano	3,15
n-C ₁₁	2,77
n-C ₁₂	2,73
n-C ₁₃	3,03
n-C ₁₄	2,67
n-C ₁₅	2,77
n-C ₁₆	2,29
n-C ₁₇	2,19
n-C ₁₈	2,34
n-C ₁₉	2,25
n-C ₂₀₊	44,60

Tabela 3.4: Condições da carga líquida

Temperatura (°C)	30,00
Pressão (kgf/cm ²)	80,00
Vazão Volumétrica (barris/d)	144.000,00
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	953,9

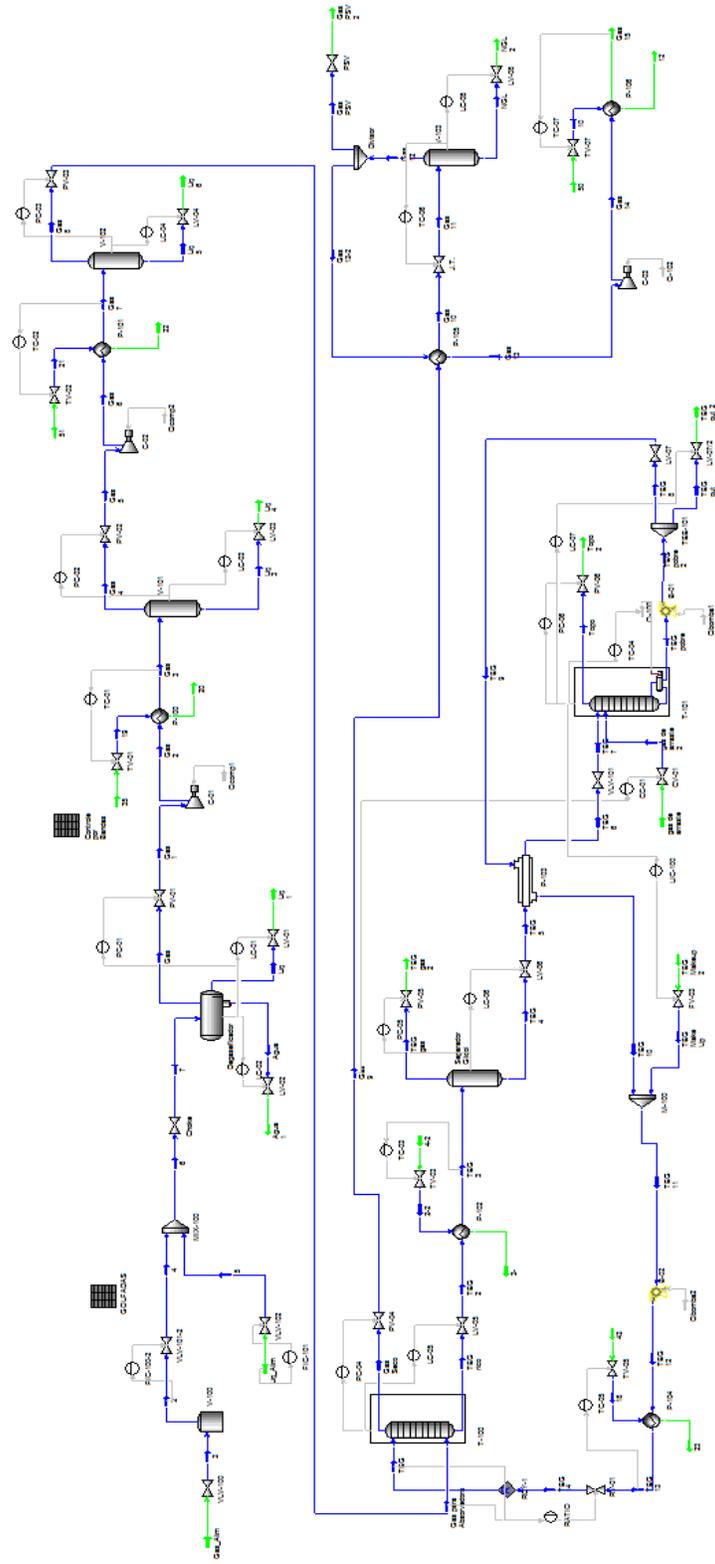


Figura 3.1: Fluxograma da Planta de Processamento de Gás Natural

Devido à compressibilidade do gás, vazões volumétricas são sempre expressas em condições de referência, neste trabalho adotou-se 101325 Pa de pressão e 20 °C de temperatura (Vaz, 2008).

As cargas gasosa e líquida têm a pressão reduzida a 22 kgf/cm² através das válvulas FV-01 e FV-02, são misturadas e têm a pressão reduzida a através da válvula *choke*. A corrente resultante segue para o vaso trifásico Degaseificador, no qual ocorre a separação da fase aquosa, hidrocarboneto líquido e gás. As correntes de líquido e água são encaminhadas para seus respectivos sistemas de tratamento e condicionamento. A corrente de estudo neste caso é o gás, o qual é direcionado para os dois primeiros estágios de compressão.

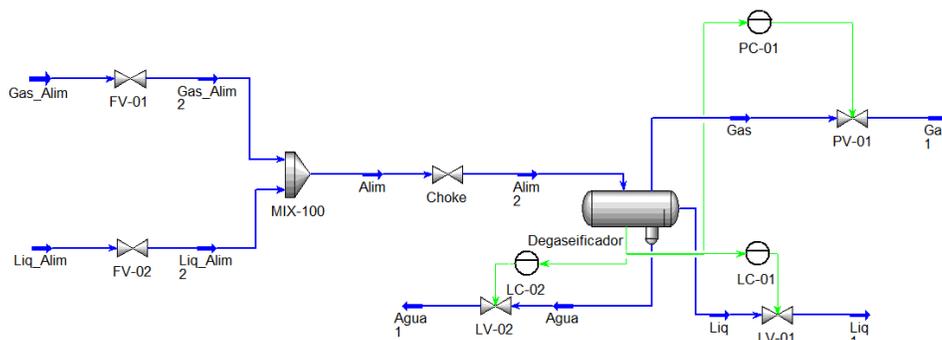


Figura 3.2: Alimentações e Vaso Trifásico

Cada estágio de compressão é constituído por: um compressor centrífugo, o qual eleva a pressão e, conseqüentemente, a temperatura do gás; um trocador de calor para resfriar o gás à temperatura de processo; um vaso separador bifásico para remover os hidrocarbonetos líquidos e água formados. A Figura 3.3 ilustra os dois primeiros estágios de compressão.

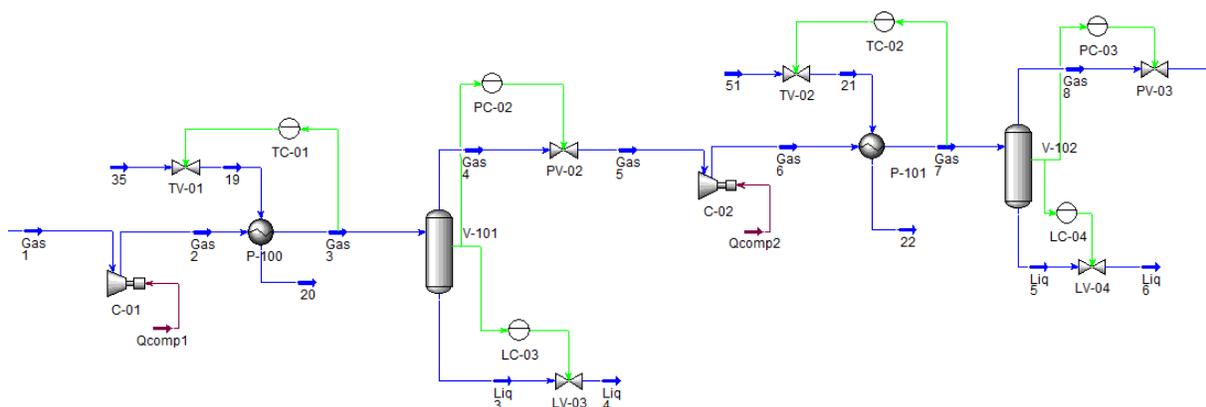


Figura 3.3: Etapas 1 e 2 de Compressão

Após os dois estágios de compressão, a corrente gasosa, agora com menor teor de água e hidrocarbonetos pesados, entra na etapa de desidratação com glicol. Esta etapa tem como

objetivo principal evitar a formação de hidratos nas linhas de transmissão e é composta por uma torre de absorção, um pré-aquecedor, um separador bifásico, um trocador de calor, uma torre regeneradora, uma corrente de TEG de *make-up*, uma bomba e um resfriador. O sistema de desidratação e regeneração de glicol é representado na Figura 3.4.

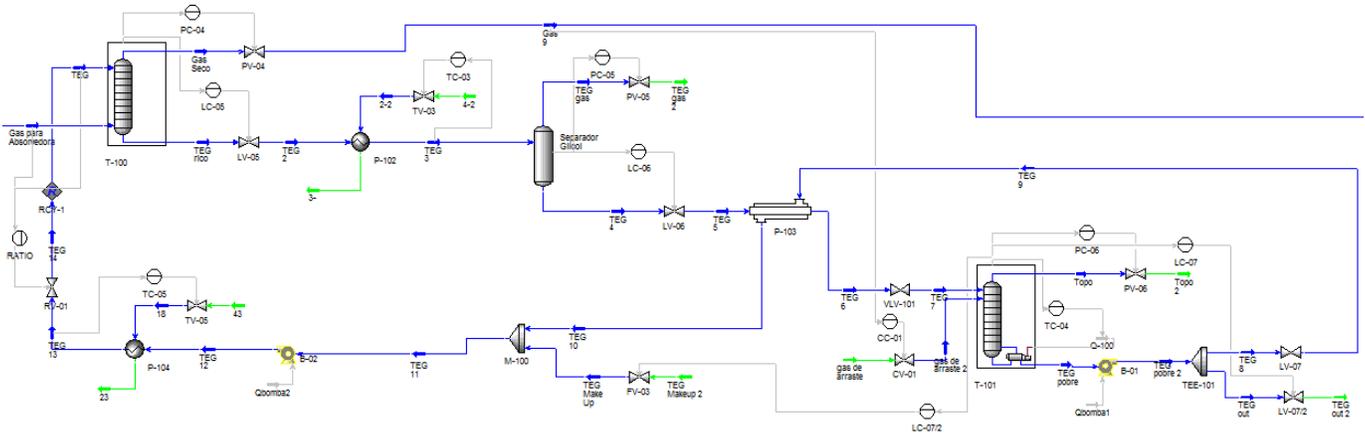


Figura 3.4: Desidratação + Regeneração do TEG

O gás entra na torre absorvedora T-100 pela parte inferior, e é colocado em contato com uma solução de TEG em contracorrente, a qual entra pela parte superior. Adotou-se para este caso uma coluna de pratos com eficiência de Murphree de 0,5 (Pimenta, 2011) e pressão de operação de 80 kgf/cm², com um ΔP entre tangentes de 5 psia, equivalente a 0,3516 kgf/cm². Foram usados 10 pratos para a coluna, observada na Figura 3.5. O fundo da coluna foi modelado como um vaso bifásico, necessário para a convergência da coluna no modo dinâmico.

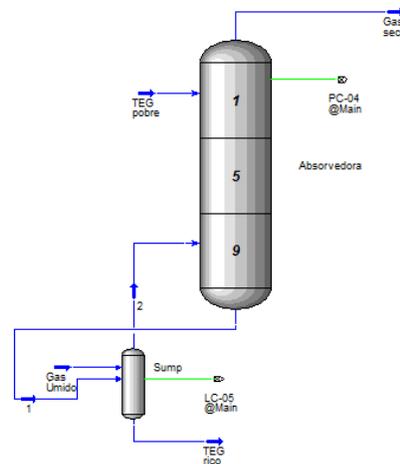


Figura 3.5: Esquema da Coluna Absorvedora

A vazão de TEG de reciclo foi calculada com uma estimativa de 50 L de TEG por kg de água absorvida (Campbell, 2001). Foi usada inicialmente uma corrente de TEG com vazão volumétrica de 982,6 m³/h, a qual é capaz de especificar o gás seco com ponto de orvalho da

igualar as perdas de TEG no processo. Essas perdas acontecem no arraste pelo gás na absorvedora, na saída de gás do separador bifásico e no topo da coluna regeneradora. Portanto, somando-se as vazões mássicas de TEG dessas três correntes chega-se a um valor de 1810,00 kg/h.

Os equipamentos restantes do ciclo são a bomba B-02 para elevar a pressão da corrente à pressão de operação da coluna absorvedora, cerca de 80 kgf/cm², e o trocador de calor P-104, o qual reduz a temperatura para 30 °C. Com isso, fecha-se o ciclo de desidratação do gás, atingindo uma especificação de ponto de orvalho da água de -48,03 °C a 1 atm.

A redução da temperatura de formação do hidrato pode ser observada utilizando a ferramenta *Envelope Utility* do Hysys, a qual apresenta graficamente o envelope de fases do gás, assim como a curva de formação de hidrato. A Figura 3.7 e a Figura 3.8 representam o envelope de fases do gás alimentado à absorvedora e o gás seco (produto de topo da absorvedora), respectivamente. Nota-se claramente que para o gás antes da desidratação haveria formação de hidrato em temperaturas de cerca de 20°C em pressões altas, enquanto que para o gás seco essa temperatura cai para cerca de -20 °C, garantindo que não haverá formação de hidrato nas condições de exportação que podem chegar a -5 °C.

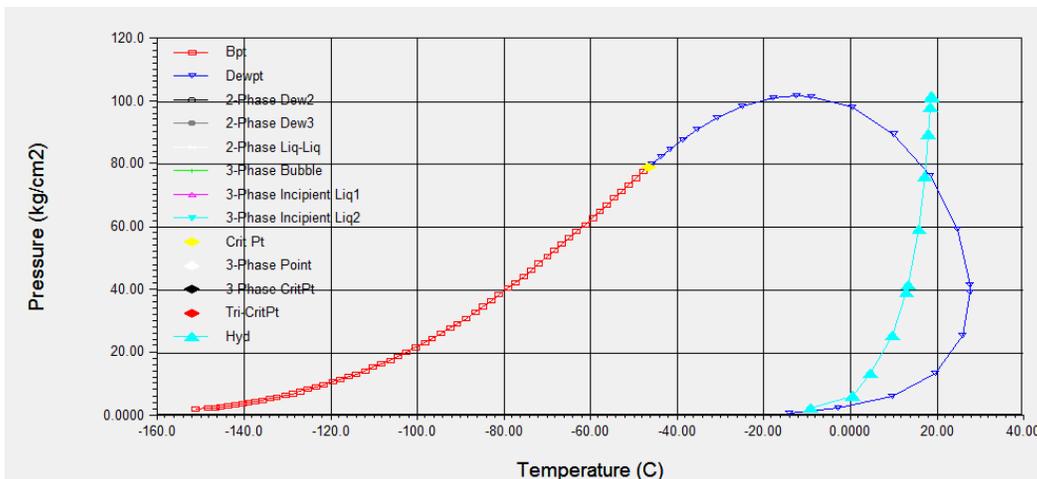


Figura 3.7: Envelope de fases temperatura x pressão do gás antes da desidratação

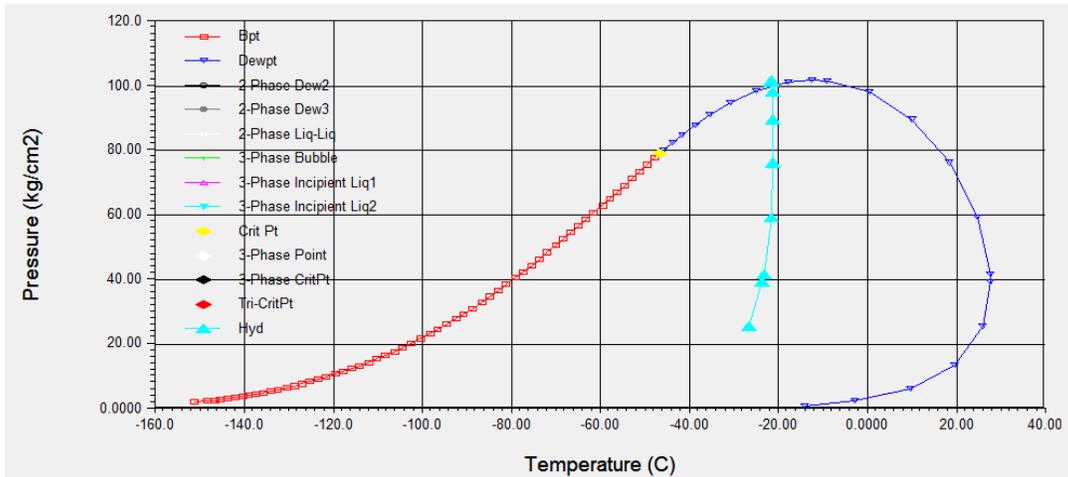


Figura 3.8: Envelope de fases temperatura x pressão do gás após desidratação

O gás seco que sai no topo da absorvedora segue para a próxima etapa que consiste na remoção de hidrocarbonetos pesados através de processo Joule Thomson. Este processo reduz a temperatura do gás por meio de redução da pressão através de uma válvula. Neste caso, adota-se o processo com o objetivo de especificar o gás para exportação. Destaca-se que este processo também é empregado em UPGNs para a especificação do gás para uso como gás combustível e para processos em que se usa membranas para remoção de CO₂. A pressão máxima do vaso é garantida por uma válvula de alívio PSV, a qual abre somente para pressões acima de 100 kgf/cm². A Figura 3.9 mostra o fluxograma do processo.

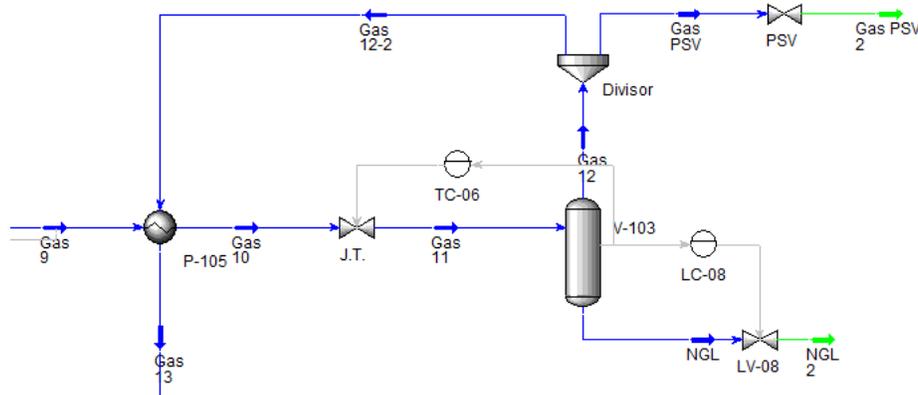


Figura 3.9: Processo Joule Thomson

O gás seco passa pelo trocador de calor P-105 e é resfriado a 6,0 °C. Para atender a especificação do ponto de orvalho de hidrocarboneto, é preciso resfriar o gás a -2,30 °C, e isso é realizado fornecendo um diferencial de pressão de cerca de 16 kgf/cm² na válvula J.T. O cálculo do ΔP necessário foi realizado com a ferramenta *Adjust* do *Hysys*, a qual manipula uma variável, no caso o ΔP da válvula, para atender a uma especificação, no caso o ponto de orvalho de hidrocarboneto de 0 °C na pressão de referência de 45 bar.

Após a válvula, a corrente tem sua fração líquida (NGL) removida no separador bifásico V-103 e a saída gasosa segue para o trocador de calor resfriando a entrada do processo. No item 4.4.5, é estudada a opção de reciclo da corrente de NGL para o separador trifásico inicial, a fim de aumentar a produção de líquido.

Para observar a redução da temperatura de orvalho do gás, foi utilizada novamente a ferramenta *Envelope Utility* do Hysys. A Figura 3.10 e a Figura 3.11 mostram a redução da cricondenterma de cerca de 30 para cerca de 0 °C.

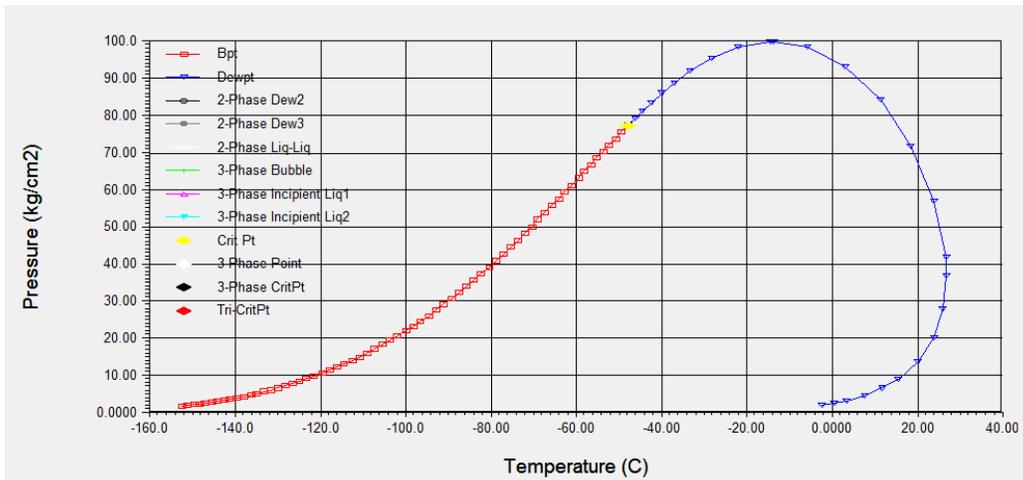


Figura 3.10: Envelope de fases temperatura x pressão do gás antes do processo Joule Thomson

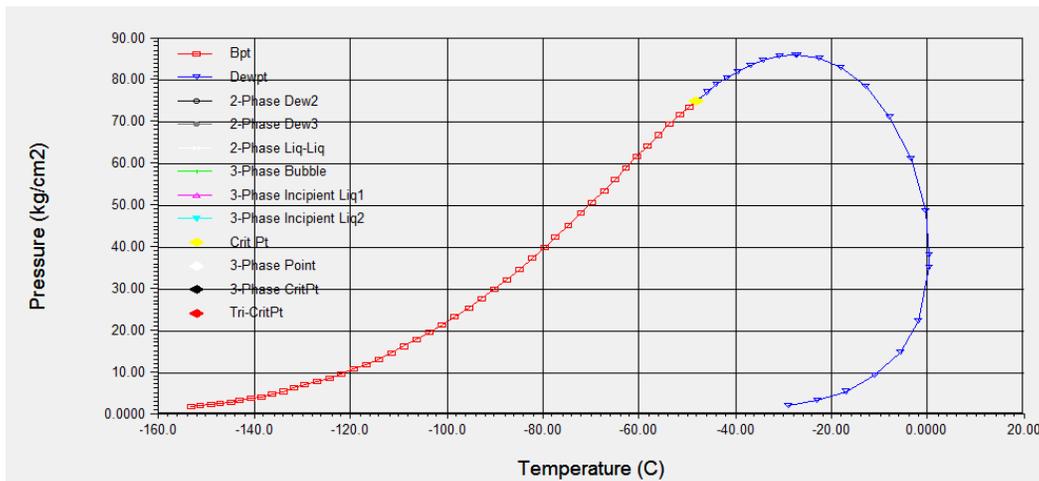


Figura 3.11: Envelope de fases temperatura x pressão do gás após processo Joule Thomson

Por fim, há um último estágio de compressão para elevar a pressão do gás a pressão de exportação de 120 kgf/cm². O gás especificado está pronto para ser exportado por tubulação, suas especificações são apresentadas na Tabela 3.5 e Tabela 3.6.

Tabela 3.5: Composição do gás de exportação em % molar

	Composição (% molar)
H ₂ O	0,00111
N ₂	0,33481
CO ₂	10,02157
H ₂ S	0,00000
Metano	80,88562
Etano	4,62471
Propano	2,58051
i-Butano	0,37919
n-Butano	0,70093
i-Pentano	0,20218
n-Pentano	0,17213
n-Hexano	0,06587
n-Heptano	0,02600
n-Octano	0,00493
n-Nonano	0,00036
n-Decano	0,00002
TEG	0,00006

Tabela 3.6: Condições do gás de exportação

Temperatura (°C)	30,0
Pressão (kgf/cm ²)	120,0
Vazão Volumétrica (m ³ /d)	1,92x10 ⁶

3.2 Estudos de Casos

Nesta etapa, são apresentados os resultados obtidos através da ferramenta *Case Study* do Hysys, a qual permite manipular uma variável e observar a variação de outra. Os resultados foram utilizados para estabelecer valores ótimos de operação no estado estacionário.

3.2.1 Vazão de Gás de Arraste x Fração Mássica de TEG no Fundo da Regeneradora

Neste caso, variou-se a vazão volumétrica de gás de arraste adicionado no refervedor da coluna regeneradora e observou-se a fração mássica de TEG no produto de fundo. A vazão volumétrica foi variada de 0 a 200 m³/h com um passo de 5 m³/h, o resultado pode ser observado no gráfico da Figura 3.12.

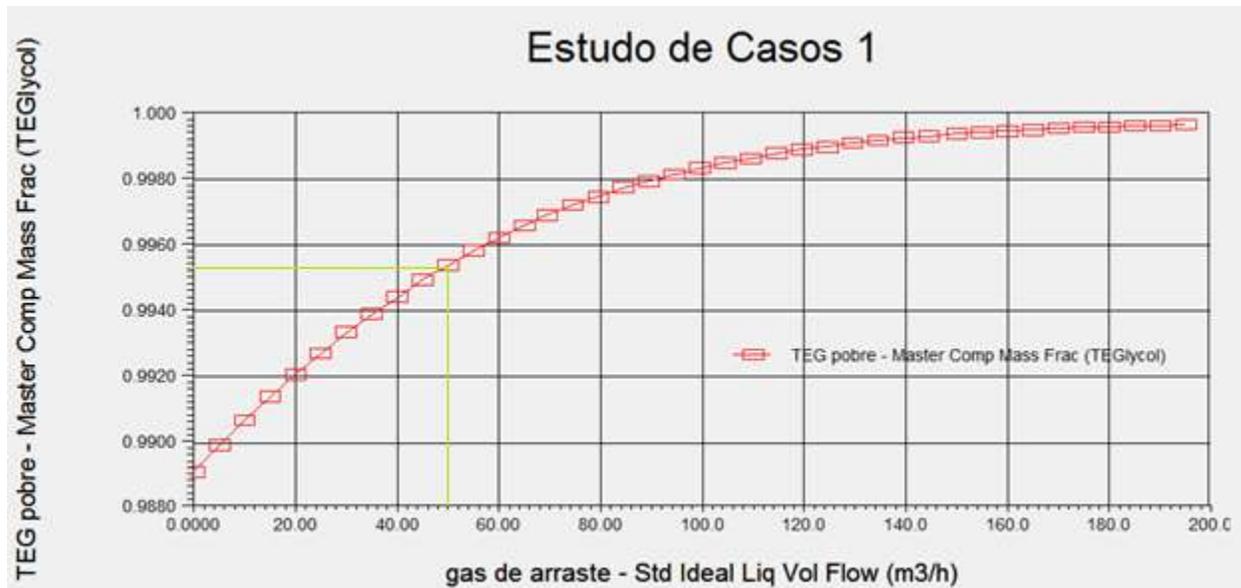


Figura 3.12: Vazão Volumétrica de Gás de Arraste x Fração Mássica de TEG no Produto de Fundo da Regeneradora

Uma fração mássica de aproximadamente 0,995 de TEG na corrente de reciclo já é o suficiente para atender à especificação do ponto de orvalho da água no gás seco, portanto, foi adotada uma vazão volumétrica de 50 std m³/h de gás de arraste.

3.2.2 Vazão de TEG x Fração Mássica de Água no Gás Seco

Mantendo-se fixa a composição do TEG de reciclo achada no item anterior, é possível definir a vazão ótima de TEG para alcançar o teor mínimo de água no gás seco. A vazão volumétrica de TEG foi variada de 200 a 700 m³/h com passo de 10 m³/h. O resultado pode ser observado na Figura 3.13, a qual evidencia a existência de um mínimo de fração mássica de água no gás seco, correspondente a uma vazão de TEG de cerca de 350 m³/h. Foi usada uma vazão de 300 m³/h de TEG, a qual corresponde a uma fração mássica de água no gás seco de $1,336 \times 10^{-5}$, equivalente a um ponto de orvalho de água de -50,79 °C na pressão de referência de 1 atm, abaixo da especificação de -45,00 °C.

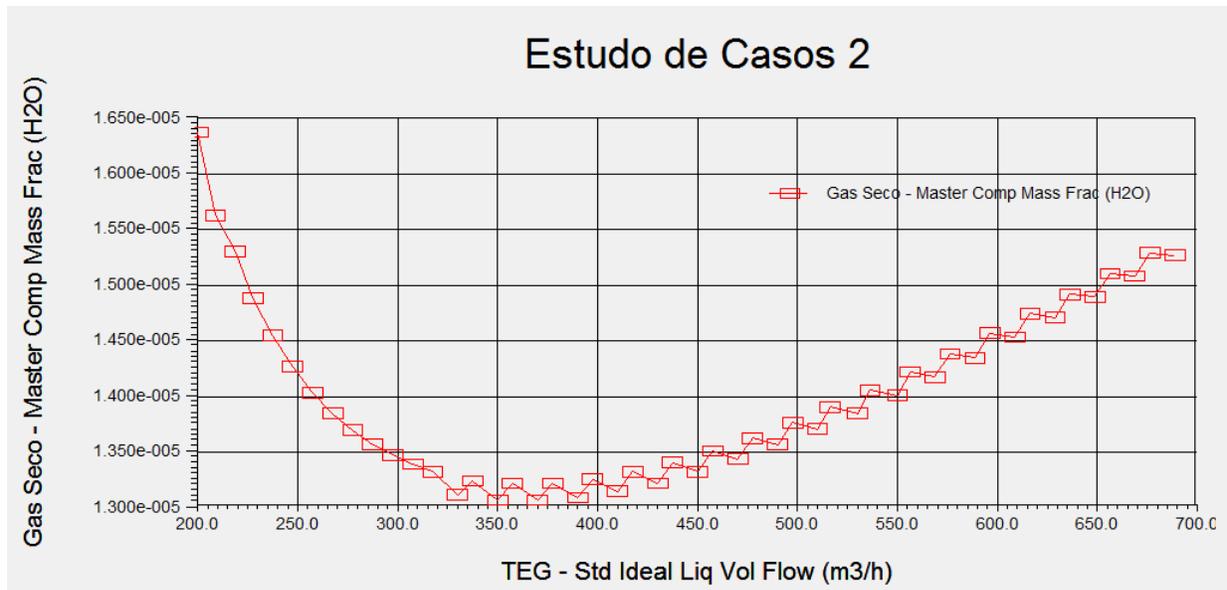


Figura 3.13: Vazão Volumétrica de Gás de Arraste x Fração Mássica de TEG no Produto de Fundo da Regeneradora

3.3 Estruturas de Controle

A estrutura de controle da planta é responsável por sua estabilidade, segurança, pela garantia da especificação, além de auxiliar a convergência da simulação. Como a simulação não trata de uma planta real, as estruturas de controle foram retiradas da literatura. Os parâmetros de sintonia iniciais serão apresentados no item 3.6.

3.3.1 Vasos Separadores

Para os vasos separadores, foi utilizado somente o controle de inventário, ou seja, de pressão e nível. Inicialmente, os controladores de nível foram inicializados com ação puramente proporcional, com um ganho igual a 2,0, o suficiente para manter o nível perto do *setpoint* e ao mesmo tempo amortecer oscilações. Os controladores de pressão foram inicializados com ação proporcional e integral para manter offset nulo.

O separador trifásico Degaseificador tem seu nível controlado por um controlador *split-range*, o qual possui uma medição (nível) e atua em duas válvulas diferentes, as vazões de saída de líquido e água. O Hysys não possui um módulo exclusivo para este tipo de controle, então foram usados dois controladores atuando cada um em uma válvula, porém, com a mesma sintonia.

3.3.2 Trocadores de Calor

As correntes de processo a jusante dos trocadores de calor tiveram suas temperaturas controladas, manipulando a vazão da utilidade.

3.3.3 Desidratação

O controle da coluna absorvedora foi proposto baseado no livro *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*, página 438. Segundo o autor, as variáveis a serem controladas no loop de desidratação são:

- Vazão e temperatura do TEG pobre
- Pressão da absorvedora
- Pressão do separador
- Pressão e carga térmica da esgotadora

Foram propostos os seguintes controles:

- Controle da razão entre vazões mássicas de gás e TEG:

O controle entre as razões foi realizado usando um controlador do tipo *ratio*, que nada mais é do que um *feed-forward*, medindo a perturbação (razão mássica das alimentações) ao invés da controlada (umidade do gás seco). A razão de 90,39 (vazão mássica de gás / vazão mássica de TEG), obtida através do *case study* do item anterior, é mantida constante durante toda a operação.

- Controle da umidade do gás seco manipulando a vazão do gás de arraste:

Uma vez que a vazão de TEG está fixada pelo controlador *ratio*, o único grau de liberdade restante capaz de aumentar a eficácia da absorção é a pureza do TEG de recirculação. Como visto anteriormente, aumentando-se a vazão de gás de arraste da absorvedora aumenta-se a fração mássica de TEG, gerando um absorvente mais puro. Foi usado um analisador de concentração de água (g de água/m³ de gás) na corrente gás seco e manipulou-se a vazão de gás de arraste. As plantas modernas já utilizam medidores *on-line* de ponto de orvalho da água, o que poderia ser representado no ASPEN Hysys, porém, isso acarreta em uma grande lentidão na integração. Portanto, optou-se pelo medidor de concentração.

- Controle da temperatura do refeedor da coluna manipulando sua carga térmica:

A identificação do prato sensível pode ser facilmente realizada no ASPEN Hysys através do perfil de temperatura da coluna, apresentado na Figura 3.14. Analisando-se o perfil, conclui-se que o refeedor apresenta a maior variação de temperatura, o que o torna o melhor candidato para controlá-la. A temperatura do refeedor deve ter controle rígido e não deve passar de 206 °C, temperatura de degradação do TEG.

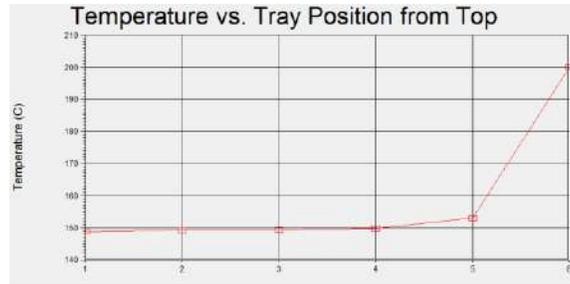


Figura 3.14: Perfil de temperatura x estágio da coluna esgotadora

- As duas colunas tiveram seus níveis e pressões controladas:

Como a vazão de TEG pobre é manipulada pelo controlador de vazão, a mesma não pode ser manipulada para controlar o nível do refeedor. Portanto, para controlá-lo foram manipuladas as vazões de purga de TEG e de TEG de reposição.

3.3.4 Joule Thomson

Para o controle do processo de remoção de hidrocarbonetos líquidos, ou processo Joule Thomson, Vaz (2008) relata que a variável mais importante do processo é a temperatura obtida no vaso separador. 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 ponto de orvalho de hidrocarboneto do gás. Portanto, foi proposto um controle de temperatura do separador bifásico manipulando diretamente a válvula. A pressão máxima do vaso é garantida através de uma válvula de alívio, usualmente chamada de PSV.

3.4 Dimensionamento dos Equipamentos

As dimensões dos equipamentos foram adotadas com base em dados coletados na literatura.

3.4.1 Vasos Separadores

Os dois critérios mais importantes para dimensionamento de vasos separadores são a velocidade máxima do gás, a qual deve ser baixa o suficiente para minimizar o arraste de líquido, e o tempo de residência do líquido, o qual deve ser grande suficiente para promover boa separação e capacidade de amortecimento de oscilações. Quanto à orientação do vaso, separadores verticais são preferidos para a separação de misturas com alta razão gás-líquido enquanto que, para razões baixas, são preferidos separadores horizontais.

Consultando como base as teses de VAZ (2009) e PIMENTA (2011), é possível perceber que os vasos separadores são dimensionados seguindo um critério de tempo de residência de líquido de cerca de 5 minutos, com o vaso 50 a 60% cheio. Seguindo esse critério, cada vaso foi dimensionado baseado na vazão volumétrica de líquido, indicadas a seguir:

- Vaso degaseificador: 1000 m³/h
- Vasos dos estágios de compressão: 10 m³/h
- Vaso separador de TEG: 300 m³/h
- Refervedor da esgotadora: 300 m³/h
- Vaso do processo Joule Thomson: 1400 m³/h

Tabela 3.7: Dimensões dos Vasos Separadores

Vaso	Degaseificador	V-101	V-102	Sep Glicol	Refervedor	V-103
Orientação	Horizontal	Vertical	Vertical	Vertical	Vertical	Vertical
Tempo de Residência (min)	5	5	5	5	5	5
Diâmetro (m)	3,90	2,87	2,87	2,61	2,61	4,35
Comprimento (m)	11,68	8,60	8,60	7,82	7,82	13,06
Volume (m ³)	139,5	55,57	55,57	41,84	41,84	194,10

3.4.2 Trocadores de Calor

Para os trocadores de calor foram utilizados valores de delta P iguais a 0.8 kgf/cm² tanto para o tubo quanto para o casco. As constantes da equação que relaciona vazão e delta P foram calculadas automaticamente pelo ASPEN Hysys e estão apresentadas na Tabela 3.8.

Tabela 3.8: Dados dos Trocadores de Calor

Trocador	P-100	P-101	P-102	P-103	P-104	P-105	P-106
ΔP (casco) (kgf/cm ²)	0,8	0,8	0,5	0,5	0,5	0,8	0,8
ΔP (tubos) (kgf/cm ²)	0,8	0,8	0,5	0,5	0,5	0,8	0,8
K_{casco} (kg(kPa.kg/m ³) ^{0,5} /h)	3,03x10 ⁵	3,03x10 ⁵	3,9x10 ³	1,54x10 ³	6,34x10 ³	3,94 x10 ⁵	1,60x10 ⁵
K_{tubos} (kg(kPa.kg/m ³) ^{0,5} /h)	8,05x10 ⁵	4,65x10 ⁵	2,00x10 ³	1,69x10 ³	1,50 x10 ³	3,85 x10 ⁵	3,47x10 ⁵
Carga Térmica (kJ/h)	7,225x10 ⁹	7,404x10 ⁹	7,726x10 ⁷	5,127x10 ⁷	1,227x10 ⁸	7,736x10 ⁹	4,329x10 ⁹
UA (kcal/°C.h)	4,468x10 ⁷	4,845x10 ⁷	4,026x10 ⁵	2,312x10 ⁵	7,736x10 ⁷	4,468x10 ⁷	4,848x10 ⁷
Volume Tubos (m ³)	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
Volume Casco (m ³)	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5

3.4.3 Válvulas

Para o dimensionamento das válvulas, é sugerido que o ΔP da válvula seja igual a 33% da perda de carga do sistema na vazão de projeto, respeitando um mínimo de 15 psia (Bishop, Chapeaux *et al.*, 2002). Porém, como neste caso não foi adotada a contribuição da pressão estática, optou-se por alocar valores de ΔP intuitivos, aumentando esse valor para os casos nos quais ocorria saturação da válvula. As válvulas foram dimensionadas para a vazão do caso base e abertura de 50%.

É importante ressaltar que o superdimensionamento (C_v alto) das válvulas pode causar instabilidade na planta. A Equação 3.1 mostra o ganho efetivo do processo, ou seja, o ganho do controlador com unidades do processo. É possível notar que o ganho efetivo pode aumentar ou diminuir dependendo do *range* da variável controlada e da manipulada.

$$K_{\text{efetivo}} = \frac{K_c \cdot (Vazão_{\text{max}} - Vazão_{\text{min}})}{PV_{\text{range}}} \quad \text{Equação 3.1}$$

onde, K_c é o ganho do controlador, $(vazão_{\text{max}} - vazão_{\text{min}})$ é o *range* de vazão da válvula e PV_{range} é o *range* da variável controlada. Portanto, o sistema pode ser estabilizado (K_{efetivo} baixo) aumentando-se o *range* da variável controlada ou diminuindo o *range* de vazão da válvula (diminuindo C_v).

Tabela 3.9: Dimensões das Válvulas de Controle

Válvula	C_v (USGPM)	Abertura (%)	ΔP (kgf/cm ²)	Válvula	C_v (USGPM)	Abertura (%)	ΔP (kgf/cm ²)
FV-01	117847,51	50,00	58,00	LV-05	93,82	50,00	74,30
FV-02	260,28	50,00	58,00	TV-03	1651,73	50,00	2,00
Choke	343884,82	50,00	12,00	PV-05	94,83	50,00	2,00
PV-01	842761,72	50,00	1,00	LV-06	579,15	50,00	2,00
LV-01	5332,67	50,00	8,50	CV-01	2111,31	50,00	1,00
LV-02	58,46	50,00	8,50	PV-06	9057,60	50,00	1,00
TV-01	140147,86	50,00	2,00	LV-07	2182,20	50,00	1,00
LV-03	594,70	50,00	2,00	FV-03	9,30	50,00	2,00
PV-02	450660,39	50,00	1,00	TV-05	4638,48	50,00	2,00
TV-02	138293,92	50,00	2,00	RV-01	524,42	50,00	2,00
LV-04	37,85	50,00	2,00	J.T.	87036,41	50,00	16,85
PV-03	187869,91	50,00	1,00	LV-08	5004,32	50,00	50,18
PV-04	187302,11	50,00	4,34	TV-07	148116,53	50,00	2,00

3.4.4 Colunas

As duas colunas foram dimensionadas utilizando-se a ferramenta *Tray Sizing Utility* do ASPEN Hysys. Para o cálculo foram usadas as especificações default do Hysys, sendo a absorvedora com pratos e a esgotadora com recheio.

Tabela 3.10: Dimensões das Colunas

	Absorvedora	Regeneradora (Esgotadora)
Nº de estágios	10	5
P _{Topo} (kgf/cm ²)	79,85	1,03
P _{Fundo} (kgf/cm ²)	80,80	1,12
Tipo de Interno	Pratos	Recheio
Tipo de Recheio	-	Anéis de Ballast
Eficiência de Murphree	0,5	1,0
Diâmetro (m)	15,00	3,20
Altura (m)	20,00	3,55
Volume (m ³)	3534	18,56

3.4.5 Equipamentos Rotativos

O modo mais realístico de retratar o comportamento dinâmico de bombas e compressores é inserir os dados das curvas características fornecidas pelo fabricante, relacionando carga, eficiência e vazão volumétrica. Porém, como esses dados não estavam disponíveis, foram usadas especificações de eficiência (politrópica) de cerca de 75% e ΔP constantes. Os valores estão apresentados na Tabela 3.11..

Tabela 3.11: Dimensões dos Equipamentos Rotativos

Compressor ou Bomba	Eficiência Politrópica (%)	Carga Energética (kJ/h)	ΔP (kgf/cm ²)	Razão de Compressão
C-01	79,00	6,294x10 ⁹	21,00	3,33
C-02	76,00	5,407x10 ⁹	54,50	2,91
C-03	76,00	2,970x10 ⁹	60,60	2,02
B-01	75,00	4,696x10 ⁵	9,03	9,12
B-02	75,00	3,168x10 ⁶	72,99	8,78

3.5 Pré-sintonia dos Controladores

A pré-sintonia dos controladores é essencial para a inicialização dinâmica da planta, uma vez que são responsáveis pela estabilidade da simulação. Os valores sugeridos pela literatura estão apresentados nas Tabelas 3.12 e 3.13.

Tabela 3.12: Pré-sintonias retiradas do Manual ASPEN Hysys

	Kc	T _I (min)	T _D (min)
Nível	2,0	-	-
Vazão	0,4 a 0,65	0,05 a 0,25	-
Pressão (líquido)	0,5 a 2,0	0,1 a 0,25	-
Pressão (gás)	2,0 a 10,0	2,0 a 10,0	-
Temperatura	2,0 a 10,0	2,0 a 10,0	0,0 a 5,0

Tabela 3.13: Pré-sintonias retiradas do livro *Plantwide Dynamic Simulators in Chemical Processing and Control*, de Luyben, W.L.

	Kc	T _I (min)	T _D (min)
Nível	2,0	-	-
Vazão	0,5	0,3	-
Pressão	2,0	10,0	-

Esses parâmetros foram ajustados manualmente para os casos que apresentaram dificuldade na estabilização, de modo a aumentar a estabilidade da operação. Usou-se o algoritmo do tipo velocidade para todos os controladores, o qual evita a saturação da ação integral e não necessita do termo *bias*.

Com exceção dos controladores de temperatura, as malhas de controle não apresentaram problemas durante a inicialização dinâmica da planta. Os controladores de temperatura em geral apresentaram forte oscilação com a sintonia inicial, sendo necessário utilizar um Kc de 0,4 e Ti de 1,0, sem ação derivativa. Foi usada ação integral para o controlador de nível do refeedor, para evitar manipulação excessiva da purga de TEG. Os controles do processo Joule-Thomson também apresentaram dificuldade na inicialização da planta, tanto o de temperatura como o de nível. Para o controlador de temperatura, foi preciso aumentar o *range* da variável controlada e utilizar Kc igual a 2 e Ti igual a 0,2. Para o controlador de nível foi usado um Kc igual a 1,0 para estabilizar o sistema, e em seguida aumentou-se o Kc para 2,0.

Os valores utilizados como pré-sintonia para todos os controladores estão apresentados na Tabela 3.14.

Tabela 3.14: Parâmetros da Pré-Sintonia dos Controladores

Controlador	Var. Controlada	Var. Manipulada	Kc	T _I (min)	T _D (min)	Falha da Válvula	Ação
PC-01	Pressão do Degaseificador	PV-01	2,0	5,0	-	Aberta	Reversa
LC-01/LC-02	Nível do Degaseificador	LV-01/LV-02	2,0	-	-	Aberta	Reversa
TC-01	Temperatura da corrente Gas 3	TV-01	0,4	1,0	-	Aberta	Reversa
PC-02	Pressão do V-101	PV-02	2,0	5,0	-	Aberta	Reversa
LC-03	Nível do V-101	LV-03	2,0	-	-	Aberta	Reversa
TC-02	Temperatura da corrente Gas 7	TV-02	0,4	1,0	-	Aberta	Reversa
PC-03	Pressão do V-102	PV-03	2,0	5,0	-	Aberta	Reversa
LC-04	Nível do V-102	LV-04	2,0	-	-	Aberta	Reversa
PC-04	Pressão da Absorvedora	PV-04	2,0	5,0	-	Aberta	Reversa
LC-05	Nível da Absorvedora	LV-05	2,0	-	-	Aberta	Reversa
TC-03	Temperatura da corrente TEG 3	TV-03	0,4	1,0	-	Fechada	Direta
PC-05	Pressão do Separador Glicol	PV-05	2,0	5,0	-	Aberta	Reversa
LC-06	Nível do Separador Glicol	LV-06	2,0	-	-	Aberta	Reversa
CC-01	Concentração de Água no Gás Seco	CV-01	0,5	2,0	-	Fechada	Reversa
PC-06	Pressão do Refervedor	PV-06	2,0	5,0	-	Aberta	Reversa
LC-07	Nível do Refervedor	LV-07	2,0	1,0	-	Aberta	Reversa
LC-07/2	Nível do Refervedor	LV-07/2	2,0	1,0	-	Aberta	Reversa
TC-04	Temperatura do Refervedor	Q-100	0,4	1,0	-	Fechada	Reversa
TC-05	Temperatura da corrente TEG 13	TV-05	0,4	1,0	-	Aberta	Reversa
RATIO	Razão (gás/TEG)	RV-01	2,0	10,0	-	Fechada	Direta
TC-06	Temperatura do V-103	J.T.	2,0	3,0	-	Fechada	Reversa
LC-08	Nível do V-103	LV-08	2,0	-	-	Aberta	Reversa
TC-07	Temperatura da corrente Gas 15	TV-07	0,4	0,3	-	Aberta	Reversa

A ação do controlador depende do tipo de falha das válvulas, o qual é especificado no simulador. O tipo *default* do simulador é a falha fechada, ou seja, ar para abrir.

3.6 Sintonia dos Controladores

Com a simulação devidamente dimensionada e convergida para ponto de equilíbrio, é possível aplicar perturbações às variáveis manipuladas, analisar a resposta das malhas abertas e utilizar esses dados para estimar os parâmetros de uma função de transferência arbitrária. A identificação do processo será útil, pois o método de sintonia IMC usará os parâmetros do processo em correlações para obter parâmetros de sintonia adequados.

3.6.1 Identificação do Processo

Foi utilizada a metodologia proposta por Ogunnaike e Ray (1994), a qual consiste em perturbar a variável manipulada com um degrau e analisar a resposta da variável controlada. Para isso, deve-se colocar os controladores em modo manual, de modo que este não influencie na resposta do processo. Os dados obtidos são então utilizados para obtenção dos parâmetros do processo, através da utilização de um programa de regressão não-linear.

A regressão não-linear foi realizada com o software Matlab (The MathWorks Inc), com sua rotina de otimização *fminsearch*. Observando o comportamento gráfico da resposta, é possível arbitrar a ela um tipo de função, sendo a maioria uma função de primeira ordem com tempo morto. O otimizador minimiza uma função objetivo, a qual neste caso corresponde ao quadrado do erro, sendo o erro definido como a diferença entre o valor obtido no ASPEN Hysys e a função arbitrada.

$$f_{\text{obj}} = \sum (Y_{\text{HYSYS}} - Y_{\text{ARB}})^2 \quad \text{Equação 3.2}$$

O Apêndice I apresenta as respostas das variáveis controladas às perturbações nas manipuladas. A maioria das perturbações foi de 10%, sendo algumas maiores e algumas menores, dependendo da velocidade do sistema.

Com exceção do nível da absorvedora, todos os outros níveis apresentaram comportamento integrador. Esses processos tiveram seu ganho estimado simplesmente pela razão entre a variação da controlada pela manipulada. As temperaturas controladas apresentaram em sua maioria uma resposta com *overshoot* mas sem oscilação. Optou-se por representar essas curvas através de uma função de primeira ordem com tempo morto, apesar de ser uma aproximação brusca.

3.6.2 Sintonia IMC

Foram utilizadas correlações sugeridas por Rivera, Flores *et al.* (1986), os quais aplicaram o método IMC a modelos típicos de aplicações industriais. As correlações para a função de primeira ordem com tempo morto e para a função integradora estão na Tabela 3.15.

Tabela 3.15: Sintonia por Síntese Direta

Modelo do Processo	Kc	Ti	Td
$\frac{K \cdot e^{-\theta \cdot s}}{(\tau \cdot s + 1)}$	$\frac{2 \cdot \tau + \theta}{K \cdot (2 \cdot \tau_{MF} + \theta)}$	$\tau + \frac{\theta}{2}$	-
$\frac{K}{s}$	$\frac{1}{K \cdot \tau_{MF}}$	-	-

τ_{MF} é um parâmetro de sintonia e pode ter seu valor arbitrado ou manipulado para garantir a performance desejada. Recomenda-se o uso de $\tau_{MF} > 0,2\tau$, portanto, arbitrou-se um valor de $\tau_{MF} = 0,5\tau$. Para os processos integradores, τ_{MF} foi arbitrado como metade do tempo necessário para a variável controlada atingir 63% do seu valor final. Ressalta-se que quanto maior o τ_{MF} mais lenta é a ação do controlador. Os ganhos obtidos através da estimação de parâmetros devem ser transformados em ganhos adimensionais, dividindo pela faixa de variação da controlada e multiplicado pela faixa de variação da manipulada.

A Tabela 3.16 apresenta os parâmetros de sintonia obtidos para cada processo e controlador. Não foi usada ação derivativa para nenhum dos controladores.

Tabela 3.16: Parâmetros dos Processos e dos Controladores

Controlador	K _P (%/%)	Tau _P (min)	Teta _P (min)	Tau MF (min)	Kc	Ti (min)	T _D (min)
PC-01	0,010	0,042922	0,010201	0,021461	179,667448	0,048023	-
LC-01	7,004	2,646667	-	0,3	0,47593797	-	-
LC-02	7,004	2,646667	-	0,3	0,47593797	-	-
TC-01	0,017	0,00056	1,13E-09	0,00028	116,290148	0,00056	-
PC-02	0,031	0,009146	2,93E-08	0,004573	64,9134334	0,009146	-

LC-03	9,248	19,24167	-	9,620833	0,01123983	-	-
TC-02	0,020	0,000547	4,31E-12	0,000273	102,499506	0,000547	-
PC-03	0,02443495	0,005486	0,000186	0,002743	80,5090858	0,005579	-
LC-04	1,10894546	41,24167	-	20,62083	0,04373042	-	-
PC-04	0,31813573	0,504106	-5,1E-10	0,252053	6,28662496	0,504106	-
LC-05	0,56339704	11,06422	0,863148	5,532112	3,42144677	11,4958	-
TC-03	1,10047868	0,204652	0,018405	0,102326	1,74241358	0,213855	-
PC-05	0,06143675	2,346094	0,003045	1,173047	32,5327067	2,347616	-
LC-06	7,40421349	26,64833	-	13,32417	0,01013634	-	-
CC-01	0,00917745	9,945258	0,415453	4,972629	213,556075	10,15298	-
PC-06	0,02102189	0,121999	1,82E-11	0,061	95,1389408	0,121999	-
LC-07	2,97118905	8,21	-	4,105	0,08198918	-	-
LC-07/2	2,97118905	8,21	-	4,105	0,08198918	-	-
TC-04	27,238337	13,37844	1,76E-10	6,689221	0,07342592	13,37844	-
FC-01	0,95349304	0,003099	3,31E-10	0,00155	2,09755059	0,003099	-
TC-05	0,01303857	0,024481	4,93E-10	0,01224	153,391055	0,024481	-
RATIO	0,05022008	0,005392	3,24E-10	0,002696	39,8247095	0,005392	-
TC-06	1,36183314	0,512863	4,03E-10	0,256431	1,4686087	0,512863	-
LC-08	8,84990563	15,85	-	7,925	0,01425811	-	-
TC-07	0,0502397	0,000537	1,91E-12	0,000268	39,8091521	0,000537	-

Como mostra a Tabela 3.16, a sintonia IMC forneceu alguns valores de ganho muito altos e tempo integral muito baixos, provocando instabilidade e alta oscilação no sistema. Isso ocorre pois a sintonia não leva em consideração a interação entre as diferentes malhas do processo. Neste caso, utiliza-se um fator de dessintonização (*detuning factor*) para dividir o ganho e multiplicar o tempo integral por um mesmo fator. A escolha desse fator é puramente experimental, observando a resposta do sistema. A Tabela 3.17 mostra as sintonias dos controladores com o fator de dessintonização.

Tabela 3.17: Parâmetros dos Controladores com Fator de Dessintonização

Controlador	Kc com Detuning	Ti com Detuning	Fator de Dessintonização
PC-01	5,988	1,441	30,0
LC-01	4,759	-	0,1
LC-02	4,759	-	0,100
TC-01	1,163	0,056	100,000
PC-02	2,164	0,274	30,000
LC-03	1,124	-	0,010
TC-02	1,025	0,055	100,000
PC-03	1,610	0,279	50,000
LC-04	0,875	-	0,050
PC-04	4,191	0,756	1,500
LC-05	3,421	11,496	1,000
TC-03	1,742	0,214	1,000
PC-05	8,133	9,390	4,000
LC-06	0,203	-	0,050
CC-01	21,355	101,530	10,000
PC-06	3,171	3,60	30,000
LC-07	10,24864773	-	0,008
LC-07/2	10,24864773	-	0,008
TC-04	0,734	1,338	0,100
TC-05	3,068	1,224	50,000
RATIO	1,991	0,108	20,000
TC-06	0,734	1,026	2,000
LC-08	4,75270474	-	0,003
TC-07	0,159	0,134	250

4 ANÁLISE DE CENÁRIOS

Neste Capítulo, são analisadas duas configurações para o processo, dois tipos de controle para o separador trifásico e dois cenários típicos de produção. Por fim, o item 4.4 apresenta a validação da sintonia IMC e os resultados obtidos para diferentes combinações dos cenários acima.

4.1 Configurações do Processo

A utilização de ciclos de correntes de processo pode significar uma melhoria em termos de produção ou integração energética, porém, também geram maior instabilidade e interação entre malhas. São analisadas duas configurações para o processo.

- Caso Base:

O caso base foi construído e explicado anteriormente e representa a configuração de projeto, composto pela separação trifásica, compressão, desidratação e remoção de NGL. Nesta configuração, a produção de líquido se dá pela corrente de líquido leve do separador trifásico. Foram obtidas as seguintes vazões de produto:

Líquido: $2,197 \times 10^5$ barris/dia ou $1,155 \times 10^6$ kg/h

Gás: $2,081 \times 10^6$ m³/dia ou $3,211 \times 10^7$ kg/h

- Reciclo de NGL:

Visando a máxima recuperação de hidrocarboneto líquido, foi proposto o reciclo da corrente de NGL obtida no processo Joule-Thomson. Essa corrente sai do vaso a uma pressão mais alta de (aproximadamente 60 kgf/cm²), tem a pressão reduzida para 10 kgf/cm² e retorna ao vaso trifásico no início do processo. Foram obtidas as seguintes vazões de produto:

Líquido: $3,533 \times 10^5$ barris/dia ou $1,755 \times 10^6$ kg/h

Gás: $2,066 \times 10^6$ m³/dia ou $3,198 \times 10^7$ kg/h

Constatou-se um aumento de 60,81% em massa ou 51,95% em volume da produção de líquido e uma redução de 0,72% em massa ou 0,40% em volume de gás, tornando essa configuração uma alternativa economicamente atraente para o processo.

4.2 Estratégias de Controle

O controle de nível do separador primário (trifásico) e dos separadores da etapa de compressão é responsável pelo amortecimento das oscilações de carga e deve agir de modo a minimizar a passagem de oscilações para os equipamentos a jusante e ao mesmo tempo controlar o nível de forma eficaz. Com isso em mente, foram analisados dois tipos de controle para o vaso trifásico.

- Controle Básico:

O controle básico consiste em utilizar um ganho constante para o controlador de nível do separador, obtido através da sintonia IMC.

- Controle por Bandas

O controle por bandas, proposto por NUNES (2010), consiste em ajustar o ganho do controlador de acordo com o tamanho do erro. Para erros pequenos usa-se um valor de K_c menor, para aumentar o poder de amortecimento de oscilações, e para erros grandes usa-se um K_c maior para corrigir o erro. Para erros menores que 30%, foi usado $0,5K_c$ como ganho dos controladores. Para erro entre 30 e 50% usou-se K_c e para erros maiores que 50% usou-se $2K_c$ como ganho. Essa estratégia foi implementada com ajuda da ferramenta *SpreadSheet* do ASPEN Hysys, através de lógica *if-then-else*.

4.3 Cenários de Produção

A produção é definida pela alimentação do sistema, a qual pode sofrer perturbações ao longo da vida da planta. Foram analisados dois cenários de produção costumeiros nas plataformas offshore, um mais ameno e outro mais agressivo.

- Degrau de Produção

Um degraú positivo de 20% na produção foi representado através de um aumento de 20% das aberturas das válvulas VLV-101 e VLV-102.

- Escoamento em Golfadas

O escoamento intermitente, conhecido como golfada, ocorre frequentemente nas unidades de exploração de óleo e gás, provocando oscilações de vazão e pressão. Usou-se uma metodologia análoga à usada por VAZ (2009), a qual utilizou um tanque de armazenagem de gás e lógica *if-then-else* para coordenar a abertura da válvula de gás.

A Figura 4.1 ilustra o esquema. Quando a pressão do vaso V-100 atinge 66 kgf/cm^2 a abertura da válvula V-101 recebe um degraú positivo de 20%, provocando queda de pressão no vaso. Quando a pressão atinge 56 kgf/cm^2 , a válvula um degraú negativo de 20% (em cima da abertura

inicial de 50%), criando um *loop* com período diretamente proporcional ao volume do vaso V-100. Para um período de aproximadamente 12 minutos, usou-se um volume de 50000 m³.

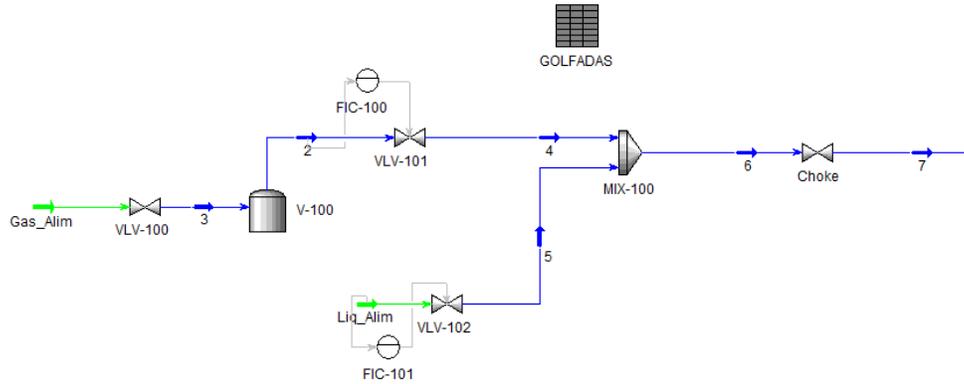


Figura 4.1: Geração de Golfadas

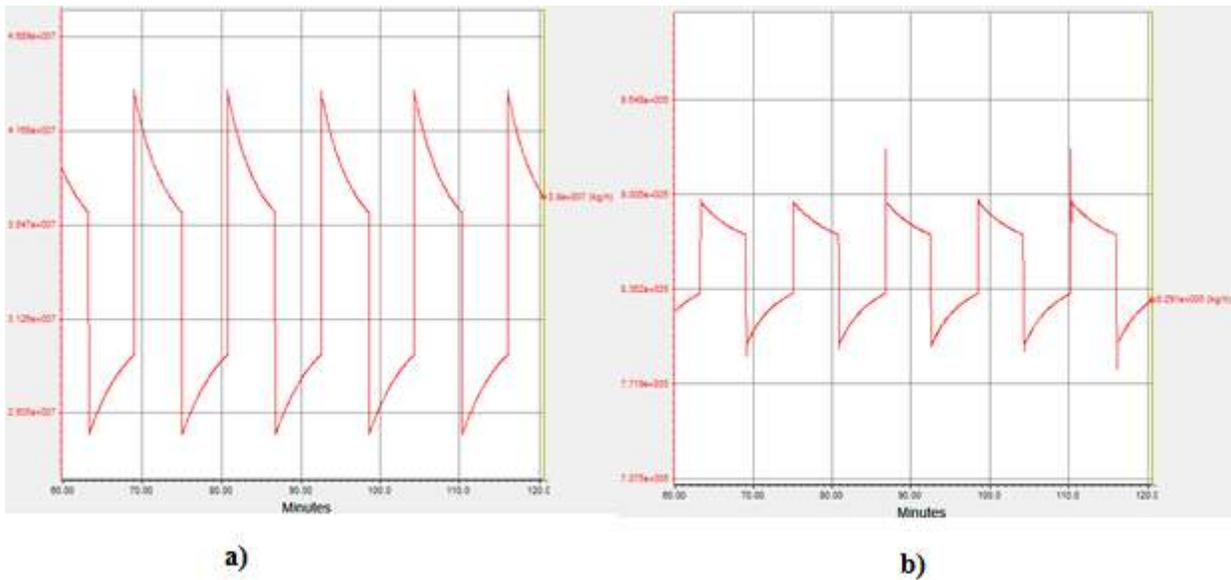


Figura 4.2: Vazões Mássicas (kg/h) de Gás (a) e Líquido (b) em Escoamento Intermitente

4.4 Resultados

Nesta etapa, serão apresentados os resultados obtidos, gráficos das respostas e conclusões a respeito da viabilidade da configuração.

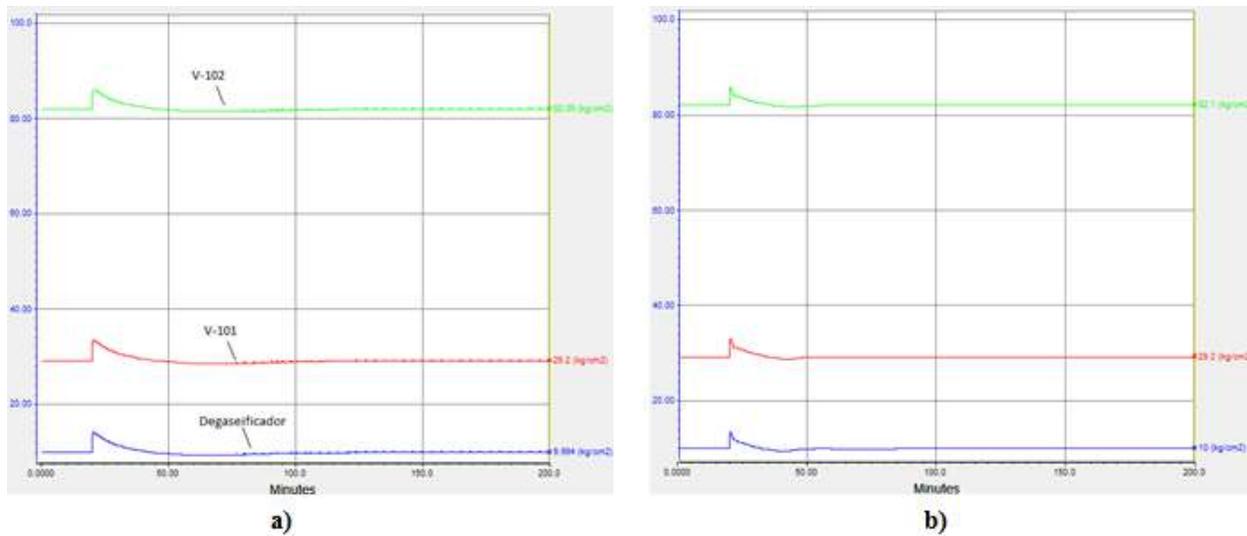


Figura 4.4: Pressões dos Separadores para Pré-sintonia (a) e IMC (b)

- Menor tempo para recuperação da vazão de TEG pobre:

O degrau de produção provoca um aumento na pressão de entrada do gás que entra na torre absorvedora, impactando o perfil de pressão da mesma e provocando uma queda súbita da vazão de TEG. Essa vazão é regulada pelos controles do *loop* de regeneração do TEG, e pode-se perceber claramente que a sintonia IMC proporciona um tempo de resposta muito menor, regulando não só o perfil de pressão, como também a razão mássica, fornecendo um melhor controle da qualidade do gás.

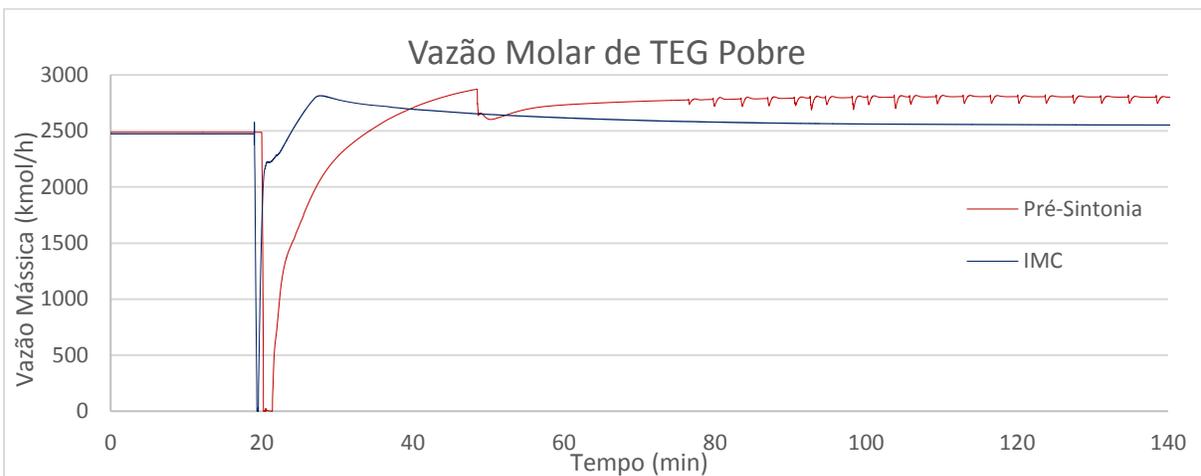


Figura 4.5: Vazão Molar de TEG

- Redução das Oscilações:

Para a pré-sintonia, o vaso refervedor da coluna esgotadora seca e provoca oscilações no resto das variáveis do sistema, fato que é evitado com a nova sintonia, conforme mostrado na Figura 4.6. A Figura 4.7 mostra a redução de oscilações do nível do separador V-103 para o caso da sintonia IMC.

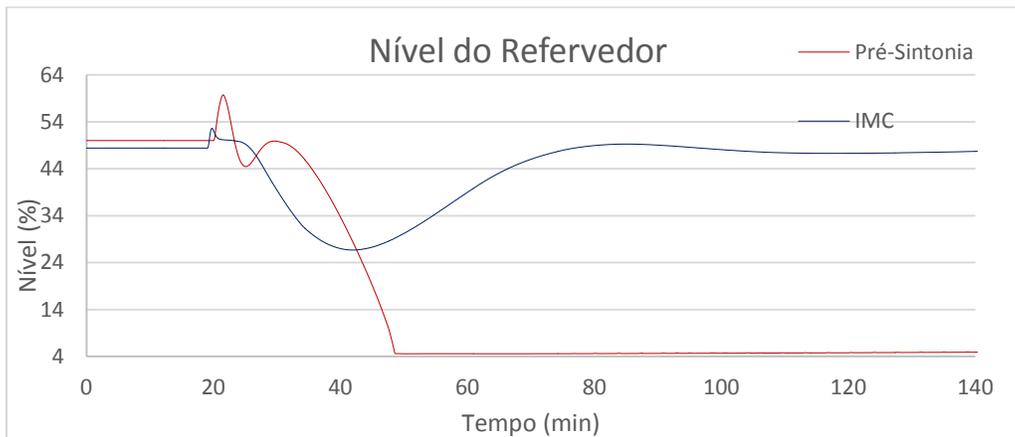


Figura 4.6: Nível do Refervedor da T-101

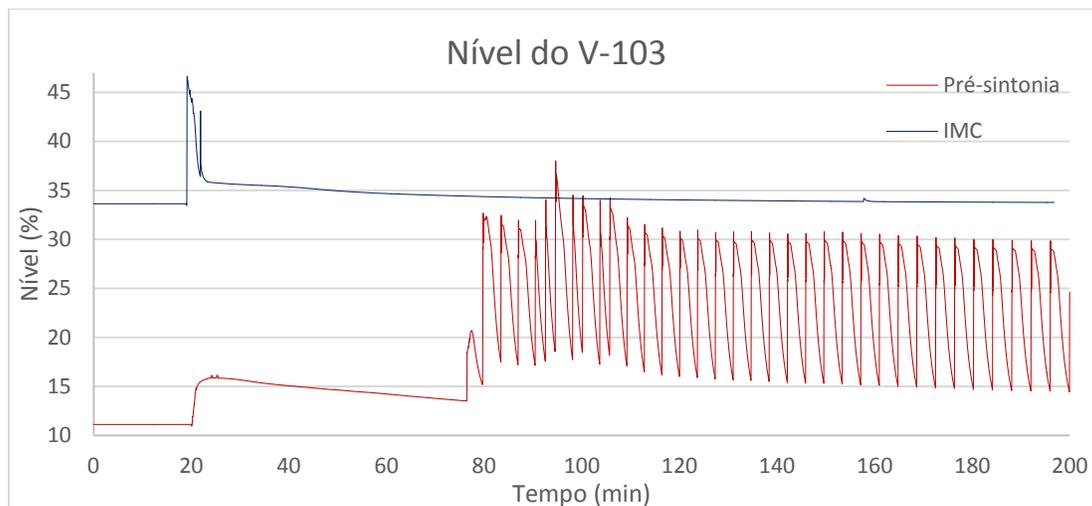


Figura 4.7: Nível do Separador V-103

- Vazões dos Produtos:

A produção de hidrocarboneto líquido, mostrada na Figura 4.8, se mostra superior para o caso com sintonia IMC, além de impedir as oscilações que ocorrem a partir de aproximadamente 75 minutos para a pré-sintonia. As produções de NGL (Figura 4.9) e de gás (Figura 4.10) são muito semelhantes para as duas sintonias, porém, a sintonia IMC evita a ocorrência de oscilações pesadas a partir do tempo de 76 minutos.

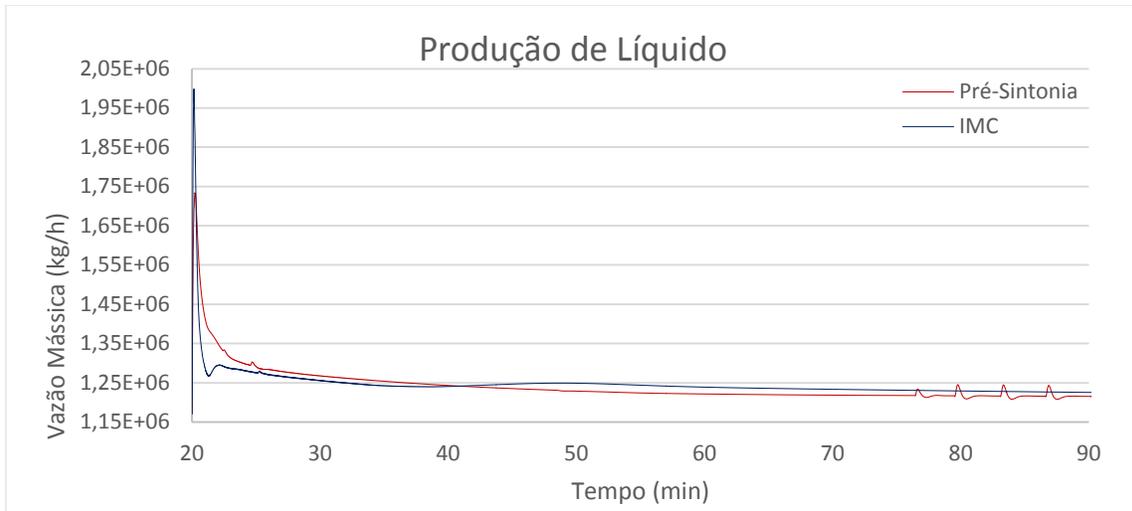


Figura 4.8: Produção de Hidrocarboneto Líquido

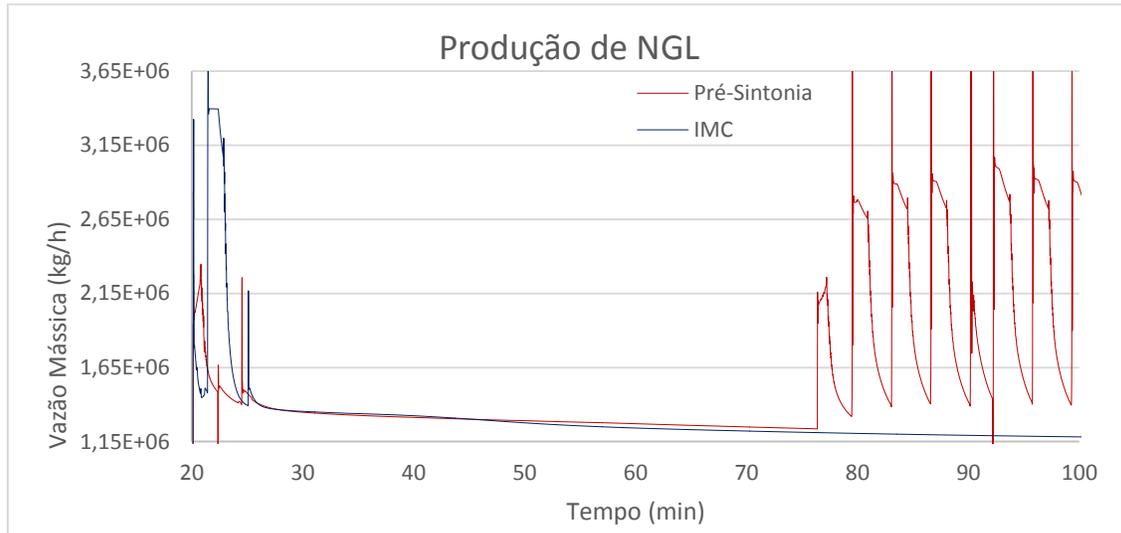


Figura 4.9: Produção de NGL

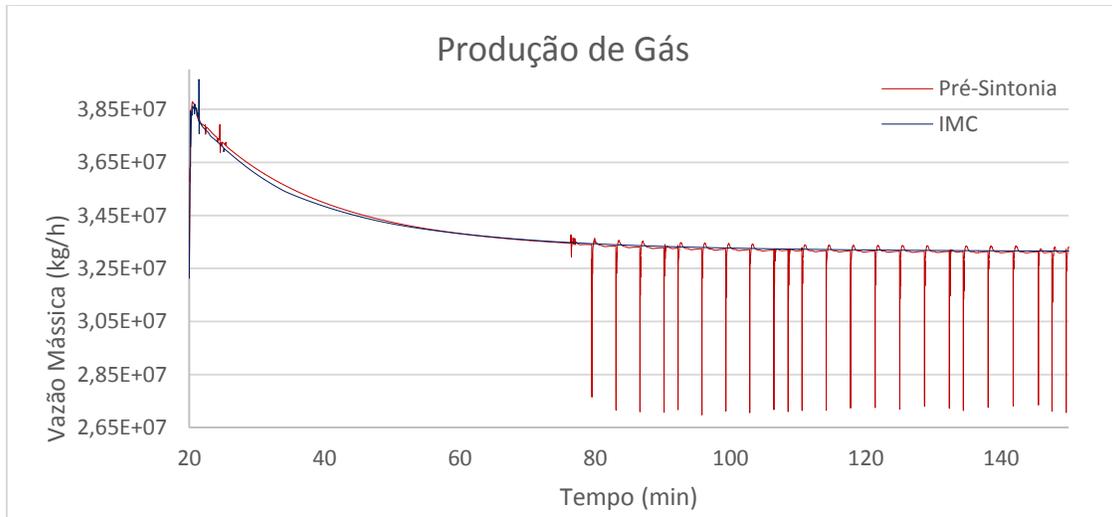


Figura 4.10: Produção do Gás

4.4.2 Caso Base + Controle por Bandas + Degrau de Produção

O controle por bandas demonstrou redução da amplitude de oscilação dos níveis do separador trifásico e dos separadores dos dois primeiros estágios de compressão, especialmente para o V-101, o qual apresentava oscilação considerável com o controle normal. Entretanto, o tempo de estabilização das pressões aumentou cerca de 5 minutos, embora a diferença entre os valores seja bem pequena. As Figura 4.11 e 4.12 comparam os níveis e pressões, sem e com controle por bandas.

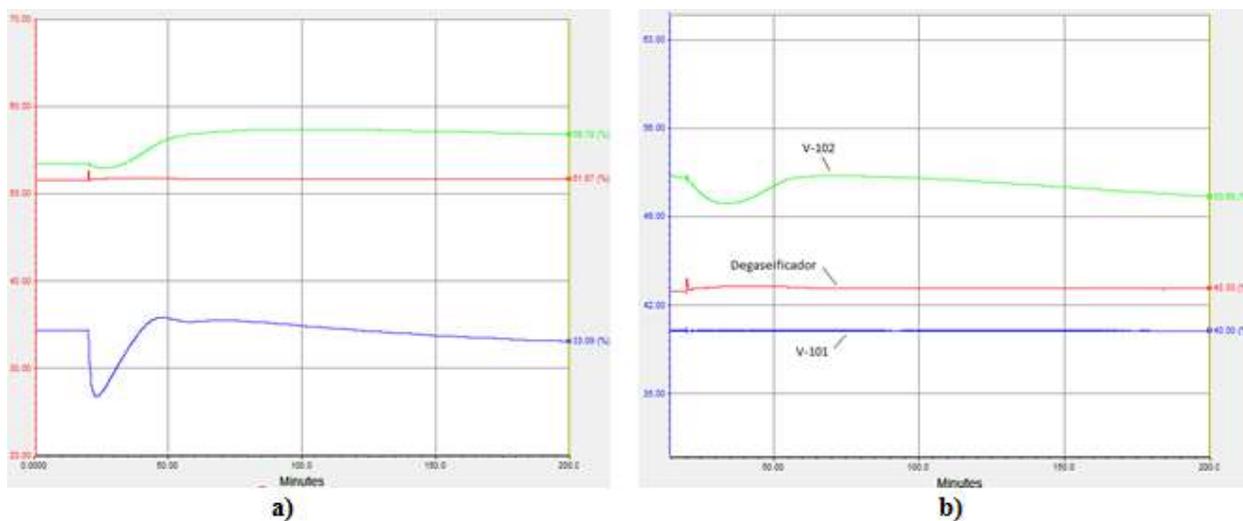


Figura 4.11: Níveis sem (a) e com (b) controle por bandas

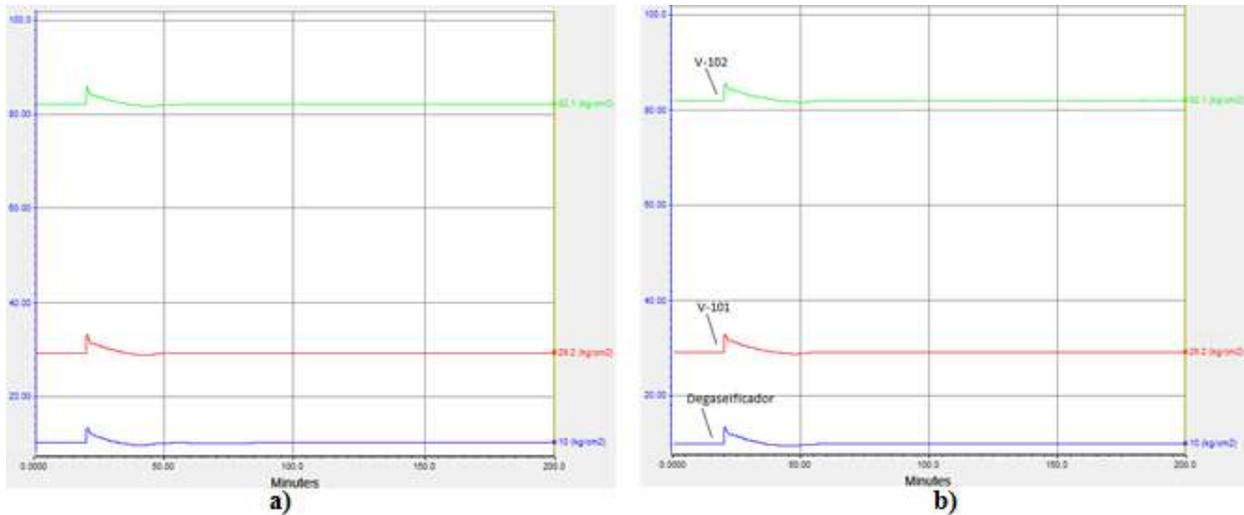


Figura 4.12: Pressões sem (a) e com (b) controle por bandas

O controle por bandas não teve impacto significativo nas variáveis do ciclo de desidratação e no processo Joule-Thomson.

4.4.3 Caso Base + Controle Básico + Escoamento em Golfadas

O escoamento em golfadas foi ativado exportando-se o valor da planilha GOLFADAS para a abertura da válvula de alimentação de gás. Na primeira tentativa, as seguintes variáveis apresentaram instabilidade: vazão de TEG e temperaturas das correntes TEG 13, gás 3 e gás 5. O problema foi solucionado aumentando-se o fator de dessintonização dos controladores dessas variáveis.

Ao ligar a planilha, todas as variáveis do sistema entram em um *loop* com o mesmo período da perturbação, cerca de 12 minutos. A Figura 4.13 mostra os níveis e as pressões dos separadores Degaseificador, V-101 e V-102. Percebe-se que o nível do V-101 oscila muito, apresentando um possível perigo para perturbações maiores.

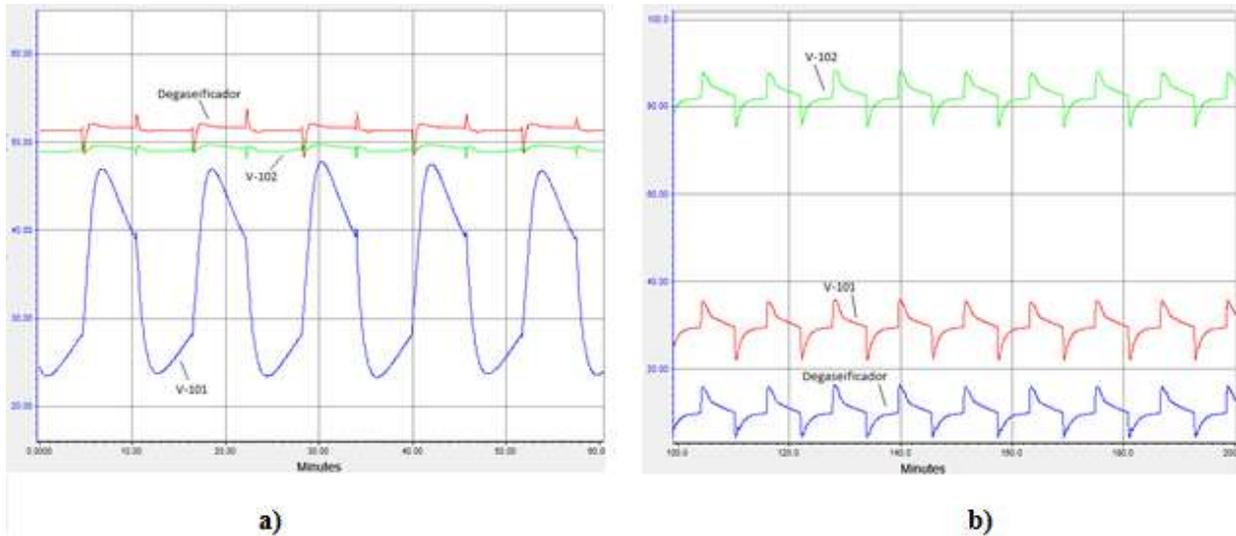


Figura 4.13: Níveis (a) e Pressões (b) dos Separadores

Os seguintes critérios foram analisados para posterior comparação:

- Nível máximo, mínimo e médio do degaseificador (%): 53,72 / 48,34 / 51,38
- Nível máximo, mínimo e médio do V-101 (%): 47,91 / 23,41 / 33,05
- Nível máximo, mínimo e médio do V-102 (%): 49,90 / 47,73 / 49,00
- Pressão máxima, mínima e média do degaseificador (kgf/cm²): 16,34 / 4,33 / 10,09
- Pressão máxima, mínima e média do V-101 (kgf/cm²): 35,96 / 22,03 / 29,66
- Pressão máxima, mínima e média do V-102 (kgf/cm²): 88,36 / 75,54 / 82,64
- Vazão média de H.C. líquido: 1.156.870,0 kg/h
- Vazão média de gás: 35.424.800,00 kg/h
- Vazão média de NGL: 18.770,05 kg/h

Foi considerado um período de 150 minutos para o cálculo das médias.

4.4.4 Caso Base + Controle por Bandas + Escoamento em Golfadas

O controle por bandas se demonstrou eficaz em reduzir a oscilação dos vasos, especialmente do V-101. Porém, não demonstrou muita eficácia em amortecer o impacto das oscilações nos equipamentos a jusante da etapa de compressão. Isso se deve ao fato de que a corrente de gás é menos afetada pelo nível do que a corrente de líquido.

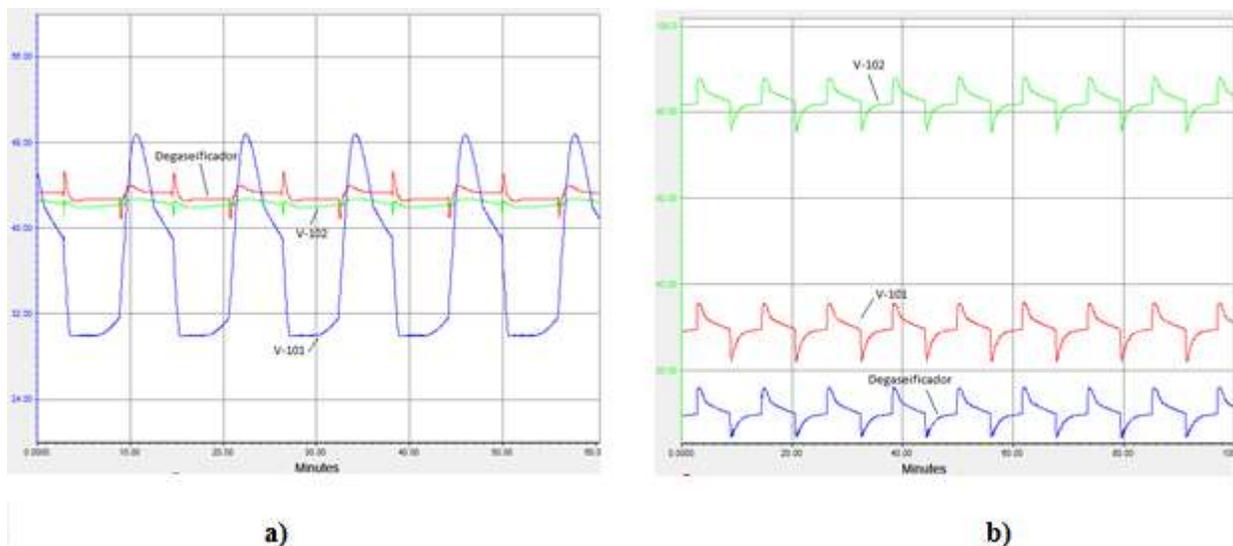


Figura 4.14: Níveis (a) e Pressões (b) dos Separadores

Os mesmos critérios do item anterior foram analisados para este caso:

- Nível máximo, mínimo e médio do degaseificador (%): 45,29 / 40,84 / 42,95
- Nível máximo, mínimo e médio do V-101 (%): 48,86 / 29,89 / 33,33
- Nível máximo, mínimo e médio do V-102 (%): 42,99 / 41,11 / 42,25
- Pressão máxima, mínima e média do degaseificador (kgf/cm^2): 16,16 / 4,36 / 10,16
- Pressão máxima, mínima e média do V-101 (kgf/cm^2): 35,77 / 22,08 / 29,73
- Pressão máxima, mínima e média do V-102 (kgf/cm^2): 88,09 / 75,57 / 82,70
- Vazão média de H.C. líquido: 1.161.665,0 kg/h
- Vazão média de gás: 35.465.350,0 kg/h
- Vazão média de NGL: 18.925,0 kg/h

Analisando-se os resultados, é possível perceber que o controle por bandas foi mais eficiente em todos os critérios. A faixa de oscilação de nível dos três separadores foi reduzida, assim como a faixa de oscilação das pressões (redução menos expressiva). A vazão média de todos os produtos também foi maior.

4.4.5 Reciclo de NGL

Neste caso foi analisado o impacto do reciclo de NGL no restante das variáveis, a partir do tempo de 20 minutos. O controle por bandas foi mantido, dados os bons resultados apresentados. Ao conectar o reciclo, o aumento da vazão de gás que circula pelo processo provoca um aumento de pressão, impactando no perfil de pressão da absorvedora e causando uma queda súbita na vazão de TEG que entra na coluna. Como a vazão de gás aumenta, a vazão de TEG também teria que aumentar para manter a razão mássica ideal. Portanto, é imprescindível que o controle de

pressão da seção de compressão e da absorvedora aja com rapidez e que as válvulas de controle não saturarem, para diminuir as oscilações no perfil de pressão.

Na primeira tentativa, com o controle por bandas e sintonias IMC obtidas anteriormente, observou-se que o controle de pressão não é rápido o suficiente para impedir que as pressões dos vasos aumentem a ponto da vazão de TEG cair, gerando um produto fora da especificação, além de promover instabilidade por toda a planta. A Figura 4.15: Níveis (a) e Vazão molar (b) (kmol/h) de TEG pobre demonstra esse resultado.

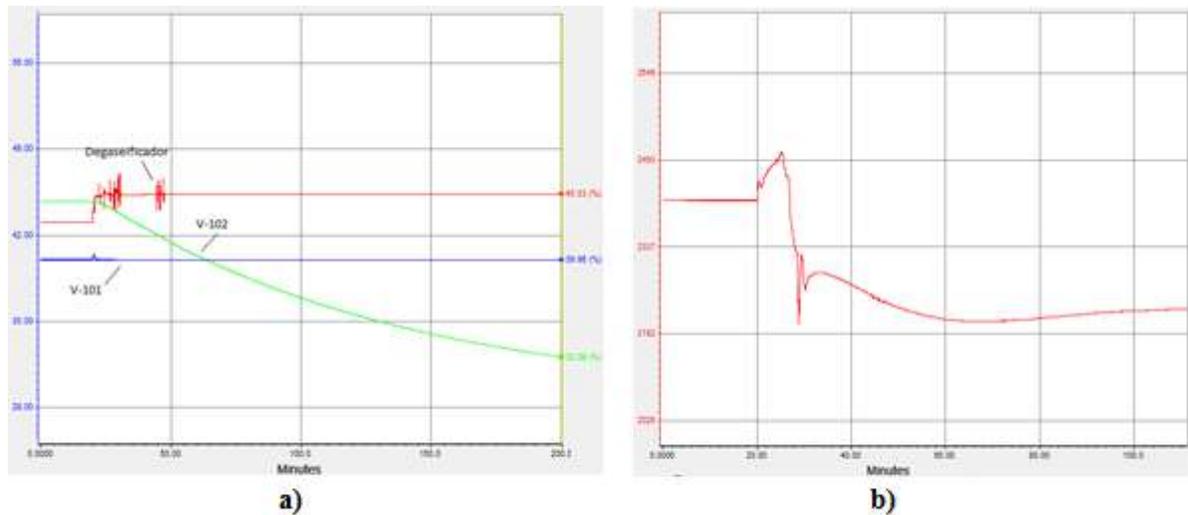


Figura 4.15: Níveis (a) e Vazão molar (b) (kmol/h) de TEG pobre

Para contornar a situação, retirou-se o controle por bandas e aumentou-se a rapidez dos controladores de pressão PC-01, PC-02, PC-03 e PC-04 através do aumento do ganho e redução do tempo integral. Como esperado, os novos parâmetros forneceram uma resposta mais rápida e conseguiram manter a vazão de TEG controlada.

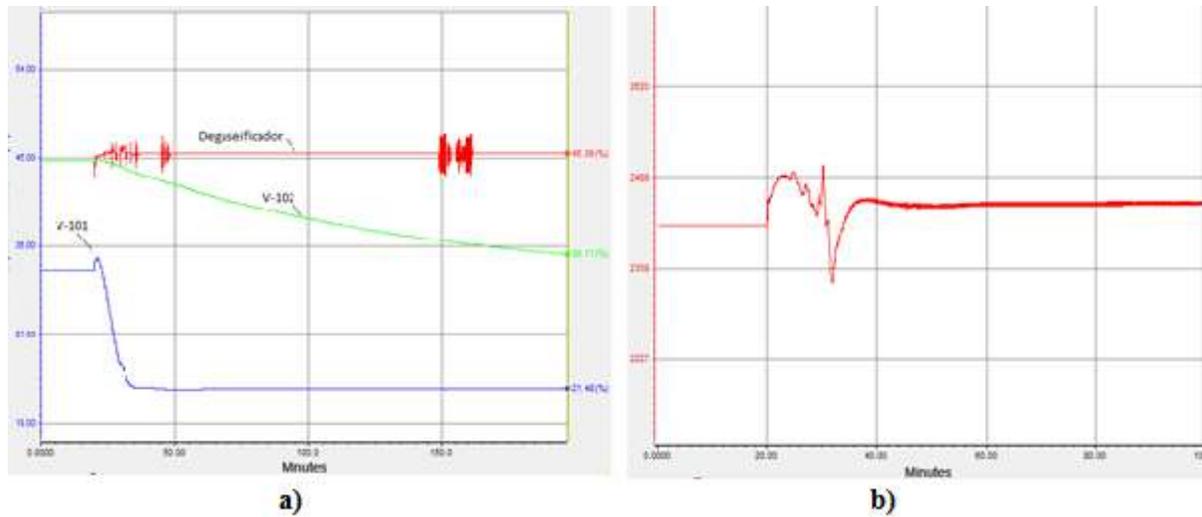


Figura 4.16: Níveis (a) e Vazão molar (b) de TEG em kmol/h

Com esses dados, é possível planejar uma estratégia de controle mais rápida e aplicá-la antes de conectar o reciclo na planta real, impedindo uma possível parada devido à falta de especificação do produto.

5 CONCLUSÕES E SUGESTÕES

A análise de casos abordou situações típicas de uma unidade de processamento e condicionamento de óleo e gás *offshore*, como o aumento da produção representado por um degrau na alimentação e a ocorrência de escoamento intermitente, (golfadas), estratégias simples de controle e alterações na configuração da planta para obter maior produtividade.

Os itens 3.1 e 3.2 abordaram o uso do simulador estático para definir as bases da simulação e encontrar pontos ótimos de operação. Foi confirmado o potencial da ferramenta de fornecer dados precisos sem necessitar de grande esforço.

A aplicação da identificação do modelo do processo e o uso de seus parâmetros para sintonizar os controladores através de correlações IMC apresentou bons resultados, melhorando a resposta dinâmica da planta como um todo, reduzindo o tempo de resposta, a instabilidade e oscilações. Não foi o objetivo otimizar os parâmetros de sintonia dos controladores, e sim obter boas estimativas iniciais.

O estudo de caso 4.4.1 demonstrou que um aumento de 20% da produção seria viável, sem apresentar grandes perigos com relação aos perfis de níveis e pressões dos vasos separadores. Um estudo como esse é um método rápido e fácil de avaliar se variáveis importantes como pressão, temperatura e nível estarão dentro de uma faixa aceitável durante o aumento da produção.

O item 4.4.2 comprovou a eficiência do controle por bandas em reduzir a faixa de oscilação dos níveis e pressões, apesar de não apresentar grande impacto positivo nas respostas dos equipamentos a partir do *loop* de desidratação.

Os itens 4.4.3 e 4.4.4 analisaram um cenário de perturbações severas em forma de golfadas e apresentaram a resposta dinâmica da planta, a qual pode ser utilizada para testar diferentes estratégias de controle. Apesar de não ser uma reprodução precisa do escoamento em golfadas, pode-se obter uma estimativa da resposta, a qual pode ser usada para criação de uma estratégia de controle ou treinamento de operadores.

Por fim, o item 4.4.5 ilustrou o impacto de um reciclo nas variáveis da planta. Concluiu-se que seria preciso um controle regulatório de pressão mais rápido para não impactar no perfil de pressão da coluna e deixar o produto fora da especificação. A análise de viabilidade do reciclo, somente do ponto de vista estático, indicaria um aumento das produções de líquido e gás, porém, não indicaria, por exemplo, uma queda súbita da vazão de TEG deixando o produto fora da especificação.

O escopo do estudo pode ser ampliado posteriormente, portanto, seguem algumas sugestões para estudos futuros:

- Retratar o perfil de altura dos equipamentos e posição dos bocais e habilitar o efeito da altura estática dos fluidos nos holdups no simulador;
- Usar dados de plantas reais e validar a simulação. Muitos problemas relativos à dimensionamento, principalmente de válvulas, podem ser evitados ao usar dados reais;
- Testar perturbações na composição da carga;
- Representar os sistemas de condicionamento de água e óleo para analisar a interação de toda a planta offshore. Para este estudo as pressões das correntes de produto de água e hidrocarboneto líquido foram consideradas constantes, fato que não condiz com a realidade;
- Fazer um estudo de acoplamento de variáveis controladas e manipuladas, o qual seria particularmente útil no loop de desidratação, pois o mesmo possui duas colunas, as quais apresentam forte interação entre malhas;
- Utilizar as curvas de projeto dos equipamentos rotativos e reproduzir o controle anti-surge para os compressores;
- Utilizar um critério mais rigoroso para análise do desempenho dos controladores como, por exemplo, critérios baseados na resposta transiente do processo (ex: IAE, ITAE).

6 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AMARAL, R. A. **REMOÇÃO DE CO₂ E H₂S DO GÁS NATURAL POR CONTACTORES COM MEMBRANAS**. 2009. 104 (MSc). UFRJ

ANP. **Anuário Estatístico Brasileiro do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis**. Rio de Janeiro 2011.

ASPENTECH. **HYSYS Simulation Basis** 2013a.

_____. **HYSYS Tutorials & Applications** 2013b.

_____. **HYSYS Unit Operations** 2013c.

_____. **HYSYS User Guide** 2013d.

ATKINS, P. W.; DE PAULA, J. **Physical chemistry**. 9th. New York: W. H. Freeman and Co., 2010. xxxii, 972 p. ISBN 9781429218122 (hbk.)

1429218126 (hbk.).

BAKER, R. W.; LOKHANDWALA, K. Natural Gas Processing with Membranes: An Overview. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 47, n. 7, p. 2109-2121, 2008/04/01 2008. ISSN 0888-5885. Disponível em: < <http://dx.doi.org/10.1021/ie071083w> >. Acesso em: 2013/07/07.

BISHOP, T. et al. Ease Control Valve Selection. **CEP Magazine**, 2002.

CAMPBELL, J. M. Gas Conditioning and Processing. 2001.

CHRISTENSEN, D. L. **Thermodynamic Simulation of water/glycol mixture**. 2009. Aalborg University Esbjerg

CORDEIRO, A. D. F. **ESTUDO DE SIMULAÇÃO E CONTROLE DE UMA UNIDADE DE PROCESSAMENTO DE GÁS NATURAL**. 2011. (Mestrado). UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO

DIAS, V. P.; FERNANDES, E. Fertilizantes: Uma Visão Global Sintética. **BNDES Setorial**, p. 138, 2006.

KIDNAY, A. J.; PARRISH, W. **Fundamentals of natural gas processing**. Mechanical engineering 200. Boca Raton: CRC Press: 434 p. p. 2006.

KOHL, A. L.; NIELSEN, R. **Gas purification**. 5th. Houston, Tex.: Gulf Pub., 1997. viii, 1395 p. ISBN 0884152200

9780884152200. Disponível em: < <http://www.knovel.com/knovel2/Toc.jsp?BookID=1709&VerticalID=0> >.

LARSSON, T.; SKOGESTAD, S. Plantwide control—A review and a new design procedure. p. 32, 2000.

MOKHATAB, S.; POE, W. A.; SPEIGHT, J. G. **Handbook of natural gas transmission and processing**. Burlington, MA: Gulf Professional Pub., 2006. xxxi, 636 p. ISBN 0750677767

9780750677769. Disponível em: < <http://www.sciencedirect.com/science/book/9780750677769> >.

MOTHAMLEY, M.; CAMPBELL, J. M.; SPE. Offshore Processing Options for Oil Platforms. 2004.

NUNES, G. C.; MEDEIROS, J. L. D.; ARAÚJO, O. D. Q. F. **MODELAGEM E CONTROLE NA PRODUÇÃO DE PETRÓLEO - APLICAÇÕES EM MATLAB**. 2010.

OGUNNAIKE, B. A.; RAY, W. H. Process Dynamics, Modeling, and Control. 1994.

PEISINO, A. L. **MEMBRANAS ANISOTRÓPICAS DENSAS PARA A REMOÇÃO DE CO₂ E H₂S DO GÁS NATURAL**. 2009. 111 (MSc). UFRJ, Rio de Janeiro.

PIMENTA, L. B. **Simulação Dinâmica De Planta De Condicionamento De Gás**

Natural Em Plataforma Offshore. 2011. 108 Dissertação de Mestrado (MSc). UNICAMP, São Paulo.

RIVERA, D. E. Internal Model Control: A Comprehensive View. p. 23, 1999.

RIVERA, D. E.; FLORES, M. E.; S., S. Internal Model Control. 4. PID Control Design. 1986.

SANT'ANNA, A. A. **SIMULAÇÃO DE PROCESSAMENTO DE GÁS NATURAL EM PLATAFORMA OFF-SHORE**. 2005. 126 Dissertação de Mestrado (MSc). UFRJ, Rio de Janeiro.

SAUSEN, A.; SAUSEN, P.; CAMPOS, M. D. The Slug Flow Problem in Oil Industry and Pi Level Control, New Technologies in the Oil and Gas Industry. **New Technologies in the Oil and Gas Industry**, 2012.

SMIDERLE, Á. L. R. S. M.; MEDEIROS, J. L. D.; ARAÚJO, O. Q. F. Economic Performance of Onshore and Offshore CO₂ Removal Coupled to EOR. p. 8, 2013.

STEPHANOPOULOS, G. **Chemical process control : an introduction to theory and practice**. Englewood Cliffs, N.J.: Prentice-Hall, 1984. xxi, 696 p. ISBN 0131286293

9780131286290.

USGS. The U.S. Geological Survey Gas Hydrates Project. Acesso em: 12/06/2013.

VAZ, C. E. M. **Tecnologia da Indústria do Gás Natural**. 2008.

VAZ, J. C. **SÍNTESE DE CONTROLE E ANÁLISE DE CENÁRIOS EM PLANTAS OFFSHORE DE ÓLEO E GÁS**. 2009. (MSc). UFRJ

APÊNDICE I

Gráficos da Estimação de Parâmetros com MATLAB:

