



Simulação e Análise de Perda de Trietilenoglicol (TEG) em Unidade de Desidratação de Gás Natural *Off-Shore*

Gustavo Vellinho Manhães de Castro

Hermes Ribeiro Sant'anna

Pedro Gabriel Fortes André

Projeto Final de Curso

Orientadores

Charlles Rubber de Almeida Abreu

Fabício de Lima Medeiros da Costa Silva

Frederico Wanderley Tavares

Fevereiro de 2012

SIMULAÇÃO E ANÁLISE DE PERDA DE TRIETILENOGLICOL (TEG) EM UNIDADE DE DESIDRATAÇÃO DE GÁS NATURAL *OFF-SHORE*

Gustavo Vellinho Manhães de Castro

Hermes Ribeiro Sant'anna

Pedro Gabriel Fortes André

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

Aprovado por:

Danielle Zyngier

Helder Luciano Pereira

Heloísa Laja Sanches

Pedro Henrique Rodrigues Alijó

Orientado por:

Charles Rubber de Almeida Abreu (EQ-UFRJ)

Fabício de L. M. da Costa Silva (Petrobras)

Frederico Wanderley Tavares (EQ-UFRJ)

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

Fevereiro de 2012

Castro, Gustavo Vellinho Manhães de

Sant’anna, Hermes Ribeiro

André, Pedro Gabriel Fortes.

Simulação e Análise de Perda de Trietilenoglicol (TEG) em Unidade de Desidratação de Gás Natural *Off-Shore* / Gustavo Vellinho Manhães de Castro, Hermes Ribeiro Sant’anna, Pedro Gabriel Fortes André. Rio de Janeiro: UFRJ / EQ, 2012.

ix, 88 p.; il.

(Projeto Final) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2012.

Orientadores: Prof. Frederico Wanderley Tavares.

Prof. Charlles Rubber de Almeida Abreu

Dr. Fabrício de Lima Medeiros da Costa Silva

1. Gás Natural. 2. Desidratação. 3. Perda de TEG. 4. Projeto Final (Graduação – UFRJ / EQ). 5. Frederico Wanderley Tavares. 6. Charlles Rubber Abreu. 7. Fabrício de Lima Medeiros da Costa Silva. I. Título.

*"O aspecto mais triste da vida de hoje é que a ciência ganha em conhecimento mais rapidamente que a sociedade em sabedoria."
Isaac Asimov*

Agradecimentos

Agradecemos primeiramente aos nossos familiares por todo apoio incondicional, seja emotivo ou material, ao longo de todos esses anos, permitindo-nos chegar até esse momento tão importante.

Agradecemos também aos nossos orientadores e professores Frederico W. Tavares e Charles R. Abreu pelo conhecimento transmitido e pela paciência, ao longo de toda a orientação ao longo do projeto.

Agradecemos, por fim, ao nosso co-orientador e amigo Fabrício L. M. Costa Silva devido à ajuda ao longo desses meses, ao conhecimento passado e à clara demonstração de competência profissional ao longo de toda a elaboração do presente trabalho.

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

SIMULAÇÃO E ANÁLISE DE PERDA DE TRIETILENOGLICOL (TEG) EM UNIDADE DE DESIDRATAÇÃO DE GÁS NATURAL *OFF-SHORE*

Gustavo Vellinho Manhães de Castro

Hermes Ribeiro Sant'anna

Pedro Gabriel Fortes André

Fevereiro, 2012

Orientadores: Prof. Frederico Wanderley Tavares

Prof. Charlles Rubber de Almeida Abreu

Fabrcício de Lima Medeiros da Costa Silva

O projeto consiste na simulação de uma unidade de desidratação de gás natural por absorção, utilizando glicóis, mais especificamente o TEG, como agente desidratante. Nesse contexto, visa-se à observação e controle das principais fontes de perda de TEG na planta, além da verificação de possíveis aumentos nas perdas em decorrência do aumento da pressão a ser experimentado nos próximos anos por tais processos. Por fim, para se avaliar as condições ótimas de operação da planta, foi realizada uma análise de sensibilidade de modo a determinar as variáveis que mais influenciavam as perdas de glicol na planta, vislumbrando uma modificação nas condições operacionais passíveis de serem realizadas para reduzir esse problema. Aliado a isso, realizou-se também uma análise econômica preliminar comparativa entre uma planta de desidratação de gás natural convencional (processo de absorção) e uma unidade de injeção de inibidores (metanol) de formação de hidrato, de modo a avaliar as vantagens econômicas relacionadas ao uso do glicol como substância removedora da umidade do gás natural.

Sumário

I. Introdução	1
I.1. Motivação e Objetivos do Trabalho	2
I.2. Organização do Estudo	4
II. Revisão Bibliográfica	5
II.1. Condicionamento do Gás Natural	5
II.1.A. Descrição do Processo de Condicionamento	5
II.1.A.1 Separação	6
II.1.A.2 Tratamento do Gás	7
II.1.A.3 Tratamento de Água	9
II.2. O Problema da Água Associada ao Gás Natural	9
II.3. Analisadores de Umidade no Gás Natural	10
II.4. Hidratos de Gás natural	11
II.4.1. Formação de hidratos	12
II.4.2. Dissociação e inibição de hidratos	14
II.5. Sistemas de Desidratação de Gás Natural	15
II.5.1. Desidratação por Absorção.....	15
II.5.1.1 Descrição do processo de desidratação	16
II.5.1.2. Vantagens e Desvantagens da Desidratação por Absorção	18
II.5.1.3. Principais variáveis operacionais	19
II.5.1.4. Principais problemas operacionais	20
II.5.2. Desidratação por Adsorção.....	22
II.5.3. Outros Processos de Desidratação	24
II.5.3.1. Desidratação através de Permeação por Membranas	24
II.5.3.2. Desidratação através de Resfriamento	24
II.6. Possíveis formas de Perda de Inventário de TEG	24
III. Simulação da Unidade de Desidratação	26
III.1. Apresentação do Software Utilizado – HYSYS 2006 (20.0.0.6728)	26
III.2. Pacotes Termodinâmicos	26
III.2.1 Peng-Robinson	27
III.2.2 Pacote de Glicol	29
III.2.3 Sistemas multicomponentes	30

III.3. Validação dos Pacotes Termodinâmicos	31
III.4. Descrição do Sistema	38
III.5. Simulação do Processo no HYSYS	43
III.5.1 Fluxograma e Considerações	43
III.5.2 Variáveis Especificadas	45
III.5.3 Resultados da Simulação	47
IV. Cálculos.....	51
IV.1. Número de Pratos das Torres.....	51
IV.2. Perdas Mecânicas de TEG	54
IV.2.1 Eliminador de Névoas.....	55
IV.2.2 Condição de Inundação	56
V. Análise de Sensibilidade	60
V.1. Discussão dos resultados.....	66
VI. Análise Econômica:.....	67
VI.1. Estratégia de Análise	69
VI.2. Avaliação de uma Planta de Desidratação por Absorção com TEG.....	70
VI.3. Avaliação de uma Planta de Injeção de Metanol.....	71
VI.4. Discussão dos Resultados.....	77
VII. Conclusão	78
VIII. Bibliografia	79
Anexo I – Tabelas e diagramas da análise de sensibilidade.....	81
Anexo II – Diagrama de McKetta.....	88

I. Introdução

Primeiramente, é válido conceituar o objeto do presente projeto de acordo com os termos legais. Assim sendo, segundo definição da lei nº 9478/97, gás natural consiste em “todo hidrocarboneto que permaneça em estado gasoso nas condições atmosféricas normais, extraído diretamente a partir de reservatórios petrolíferos ou gaseíferos, incluindo gases úmidos, secos, processados e gases raros”.

Nesse mesmo contexto, pode-se considerar o gás natural como sendo um combustível fóssil passível de ser encontrado em rochas porosas no subsolo. Ele pode estar associado ou não ao petróleo, denominando-se gás associado e gás não-associado para cada uma das categorias. Quanto à composição, é válido ressaltar que apresenta principalmente hidrocarbonetos leves, tais como metano (C1), etano (C2) e propano (C3), podendo apresentar até traços de decano (C10). Por fim, vale ressaltar que não costuma apresentar elevados teores de contaminantes, que quando presentes, se restringem ao nitrogênio, dióxido de carbono, água e compostos de enxofre.

O gás natural, inicialmente visto como um produto de natureza pouco nobre, uma vez que por ser extraído conjuntamente com o petróleo, reduzia sua pureza e demandava processos de separação muitas vezes onerosos e difíceis, passou a ser visto com outros olhos tanto no Brasil quanto no mundo. Isso ocorreu ao ser interpretado não apenas como uma potencial e viável fonte energética alternativa, mas como matéria-prima para diversos processos petroquímicos [13].

Desta forma, pode-se exemplificar a importância do gás natural de diversas formas, devido à sua potencial aplicabilidade como substituto de muitos derivados de petróleo, sendo passível de utilização em automóveis, como alternativa à gasolina e ao etanol hidratado. Outros usos consistem na substituição ao óleo combustível, diesel, carvão mineral e vegetal, podendo ser empregado nas usinas termoelétricas a gás, em substituição às usinas nucleares que utilizam urânio. Por fim, pode ser usado como alternativa à nafta, sendo uma matéria-prima de extrema importância para a indústria petroquímica.

Nesse sentido, também é válido ressaltar que o emprego alternativo do gás natural traz importantes benefícios ambientais. Em um país como o Brasil, onde a lenha e o carvão vegetal são utilizados em larga escala, o gás natural pode evitar o desmatamento de milhares de quilômetros quadrados do seu território. No setor automotivo, a eficiência do seu emprego já está devidamente comprovada, além de ser mais barato e não suscetível de adulteração como a gasolina. Desta forma, o GNV teve seu consumo aumentado, tendendo a se universalizar. Além disso, o gás natural é praticamente isento de enxofre, acarretando maior durabilidade aos equipamentos e

instalações (menor corrosão), e sua queima não emite particulados (cinzas, nitratos, anidridos etc), causadores das deletérias chuvas ácidas [13].

No entanto, para que possa ser utilizado pelo consumidor final com segurança e eficiência, o gás natural precisa sofrer uma série de processos de tratamento e condicionamento de modo a se enquadrar nas especificações legais de comercialização. Desde o momento em que é extraído do reservatório, seja associado ou não ao petróleo, até chegar ao consumidor final, uma série de operações unitárias são responsáveis por essas sucessivas transformações. Tais operações geralmente contemplam etapas de separação, depuração, adoçamento, desidratação, compressão, remoção de condensáveis etc.

O condicionamento considera o conjunto de operações unitárias realizadas desde a separação primária do gás natural bruto até o gasoduto de exportação. É nessa etapa em que se realiza a especificação do gás para transferência e usos internos. Por sua vez, o processamento é composto pelo conjunto de operações unitárias existentes entre os gasodutos de transferência e de transporte. A especificação do gás para venda é garantida nessa fase da cadeia produtiva através das Unidades de Processamento de Gás Natural (UPGNs).

O presente trabalho foca em uma parte específica das atividades desenvolvidas ao longo da etapa de condicionamento, que são as operações referentes à etapa de desidratação do gás natural advindo da etapa prévia de compressão.

I.1. Motivação e Objetivos do Trabalho

O trabalho apresenta como ponto inicial as constatações recorrentes dos operadores de plantas de desidratação de gás natural em plataformas *off-shore* quanto às elevadas perdas de TEG no processo, agente utilizado na absorção da umidade presente no gás natural. Tais perdas ocorrem em escalas maiores que as fornecidas pela literatura e demandam estudos mais avançados no tocante às possíveis fontes de perda de glicol nas plantas em operação.

Aliado a esse fato, é igualmente importante para o presente projeto a recente descoberta de reservas gigantescas de petróleo e gás natural na costa brasileira em águas ultraprofundas, o denominado pré-sal. A chamada camada pré-sal é uma faixa que se estende ao longo de 800 quilômetros entre os Estados do Espírito Santo e Santa Catarina, abaixo do leito do mar, e engloba três bacias sedimentares (Espírito Santo, Campos e Santos). O petróleo encontrado nesta área está a profundidades que superam os 7 mil metros, abaixo de uma extensa camada de sal que, segundo geólogos, conservam a qualidade do petróleo [18].

Nesse sentido, é válido ressaltar que o projeto das unidades de condicionamento necessárias para processar o gás natural extraído dessas reservas deverá ser ampliado e repensado, tendo em vista que as pressões de operação dessas unidades serão muito maiores do que as experimentadas na atualidade.

Os pontos acima apresentados direcionam para uma necessidade crescente e relevante de análises e estudos acerca das razões que explicariam as elevadas perdas do agente absorvente em plantas que operam em elevadas pressões, cerca de 180 bar, bem como de avaliar se as perdas observadas para plantas que operam atualmente em menores pressões (cerca de 80 a 100 bar) irão apresentar piora nesse cenário de perda, em decorrência das condições visivelmente mais drásticas de operação da planta de desidratação do gás provenientes das reservas do pré-sal.

Nesse contexto, uma vez que o trabalho envolve estudos de caso complexos envolvendo uma das etapas de condicionamento do gás natural, além de muitos cálculos iterativos para fechamento de balanço de massa e energia e realização de extensivos cálculos de propriedades físico-químicas do gás e condensado, é útil lançar mão dos programas comerciais de simulação de processos. No caso do projeto em questão, utilizou-se o software de simulação *HYSYS*, que opera a partir de princípios da engenharia de processo, como balanços de massa e energia, utilizando modelos termodinâmicos (equações de estado, equações para coeficiente de atividade) de forma a efetuar a série de cálculos requeridos para o estudo da planta.

O presente trabalho envolveu a simulação do sistema de desidratação e a realização de subseqüentes análises de sensibilidade de modo a possibilitar a identificação das variáveis de operação que mais influenciam as perdas de TEG na planta de desidratação. Sendo assim, o foco do trabalho desenvolvido está na simulação e análise das perdas de TEG de uma unidade de desidratação de gás operando em elevadas pressões, condições estas esperadas para serem encaradas nas próximas décadas com a descoberta do pré-sal.

É importante destacar que o presente projeto realiza análises novas e pioneiras no ramo da desidratação de gás natural por processos de absorção ao se antecipar ao advento das plantas de processamento de óleo e gás provenientes do pré-sal, uma vez que compreende a realização de estudos e análises acerca das perdas de TEG em unidades que operam em pressões elevadas (180 bar), bem acima das plantas convencionais que trabalham com pressões de até 100 bar, e que, portanto, não apresentam dados disponíveis na literatura.

Os objetivos desse trabalho são:

- Simulação de uma Unidade de Desidratação de Gás Natural, segundo o princípio de absorção e utilizando o TEG como agente de absorção.

- Comparação dos valores de perda de glicol obtidos com os valores disponíveis na literatura, de modo a entender as principais fontes de perda.
- Análise de Sensibilidade com as principais variáveis envolvidas no processo, visando a obtenção de uma condição ótima de operação da planta.
- Análise Econômica da Unidade em comparação com outras alternativas de remoção da umidade presente no gás (injeção direta de metanol).

I.2. Organização do Estudo

O conteúdo deste trabalho foi dividido em sete capítulos, a saber:

Capítulo I: Fornece uma breve introdução para inteirar o leitor sobre a temática principal do projeto, incluindo uma apresentação acerca dos objetivos e da organização do trabalho, além da motivação relacionada à realização do mesmo;

Capítulo II: Engloba os conceitos teóricos e descrições de processos que serão objeto de estudo do trabalho, consistindo numa revisão bibliográfica acerca da temática de processamento e desidratação de gás natural;

Capítulo III: Descreve o procedimento de simulação da unidade de desidratação e seus respectivos resultados e observações críticas relacionadas ao tema;

Capítulo IV: Apresenta e explica os cálculos realizados no presente relatório no tocante à obtenção do número de estágios teóricos das torres recheadas, bem como discorre sobre as condições de inundação e o projeto do *demister* (ou eliminador de névoas) das torres;

Capítulo V: Apresenta a análise de sensibilidade realizada em determinadas variáveis de operação e explica os resultados que podem ser extraídos do estudo realizado;

Capítulo VI: Apresenta uma análise econômica comparativa da planta de desidratação por absorção e uma planta de inibição de formação de hidratos por injeção de metanol através de uma estimativa de custo da planta baseada no custo dos equipamentos e nos custos de reposição dos agentes dos processos citados;

Capítulo VII: Apresenta as considerações finais sobre o trabalho realizado e a sugestão de possíveis assuntos a serem explorados em projetos futuros.

II. Revisão Bibliográfica

II.1. Condicionamento do Gás Natural

O condicionamento de gás visa seu enquadramento às características necessárias ao seu transporte em gasodutos, de forma que possa ser realizado sem prejuízo para as instalações utilizadas nessas operações (tubulações, compressores, etc.). Como comentado anteriormente, o gás natural bruto contém hidrocarbonetos e vapor d'água que podem passar do estado gasoso para o líquido com as variações de temperatura e/ou pressão, mesmo que estas ocorram em pequenas intensidades. Isso provoca o acúmulo destes líquidos em linhas e dutos, o que gera problemas de escoamento, corrosão e até entupimento pela formação de hidratos. Para evitar esses problemas, o gás deve ser condicionado para atender as especificações de transporte.

O principal parâmetro a ser controlado no condicionamento é o ponto de orvalho (*dew point*) dos hidrocarbonetos e do vapor d'água. Pode-se conceituar o ponto de orvalho como sendo a temperatura na qual, a uma determinada pressão, começa a ocorrer a condensação de líquidos. Geralmente, o ajuste de tal temperatura é de 5°C abaixo da mínima temperatura de operação do gasoduto, na pressão de trabalho, para garantir que não ocorra formação de hidrocarbonetos líquidos ou água líquida. No Brasil, para a comercialização do gás, o ponto de orvalho da água é limitado ao máximo de -45°C a 1 atm, admitindo-se, no entanto, o valor de -39°C nas regiões Norte e Nordeste. Em alguns casos, é recomendável que se proceda com o tratamento do gás para enquadrar os teores de ácido sulfídrico (H₂S) em, no máximo, 20 ppm e de dióxido de carbono (CO₂) em, no máximo, 2% vol. A portaria da ANP que trata da especificação do gás a ser comercializado no Brasil é a de nº 16 de 17/06/2008 [19].

II.1.A. Descrição do Processo de Condicionamento

Nas plataformas *off-shore* de exploração de óleo e gás natural, o principal objetivo consiste em processar o fluido proveniente do reservatório submarino, de modo a obter óleo, gás e água. O processamento deve ser realizado de tal forma que os produtos se enquadrem nas especificações antes que o óleo e o gás sejam exportados e a água liberada no mar. Nesse sentido, as especificações do óleo podem consistir em faixas de valores determinadas para: pressão de vapor, de modo que não haja formação de vapor na tubulação durante o transporte, enquanto o gás pode apresentar exigências quanto ao teor de umidade, fração de metano e capacidade calorífica. Nesse sentido, o óleo e o gás também devem atingir a pressão da tubulação em que serão exportadas antes de transportados. Por fim, a água, enquanto subproduto do processo, deve ser tratada antes de se proceder com a sua disposição final adequada [10].

Nesse contexto, de modo a separar o fluido efluente do reservatório e garantir que as especificações sejam atendidas para as três fases, deve-se processar o fluido por meio de processos que podem ser divididos em:

- 1) Separação, incluindo tratamento do óleo e exportação;
- 2) Tratamento do gás, incluindo exportação de gás;
- 3) Purificação da água.

II.1.A.1 Separação

A primeira etapa de processamento do fluido consiste em separá-lo nas suas três fases constituintes. Tal tarefa é realizada em separadores trifásicos em série, cujo número depende da pressão de entrada do fluido do reservatório. O primeiro separador divide o fluido do reservatório nas suas três fases constituintes, sendo os separadores subsequentes utilizados para aumentar a pureza do óleo e a fração de recuperação do gás.

Ao término da primeira etapa de separação, ainda haverá gás dissolvido no óleo, bem como certa quantidade de água, especialmente caso o tempo de retenção no equipamento seja pequeno demais para garantir a separação total entre as duas fases líquidas. Antes de entrar na próxima etapa de separação, a pressão do óleo é reduzida com auxílio de uma válvula, liberando uma maior quantidade de gás dissolvido. Além disso, teores adicionais de água também serão separados nas etapas posteriores de separação. Esse procedimento será realizado até que o óleo atinja a pureza desejada, que é alcançada geralmente com 2 ou 3 separadores. Quando a qualidade requerida é atingida, o óleo é bombeado até que atinja a pressão em que será exportado para a costa por meio de uma tubulação. Enquanto isso, o gás liberado do óleo nos separadores subsequentes necessita de compressão antes de ser enviado para o sistema de tratamento de gás. A figura a seguir ilustra um sistema com 2 separadores e compressão de gás [10].

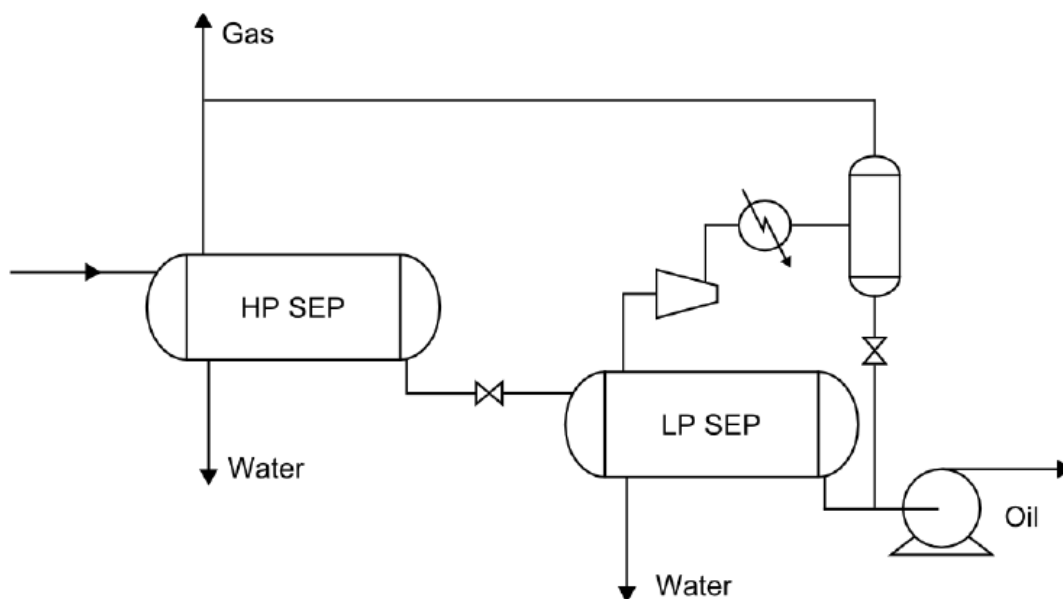


Figura II.1 – Sistema de Separação e Exportação de Óleo (Adaptado de [10])

Após ser comprimido, o gás precisa ser resfriado e separado de quaisquer condensáveis. Em caso de necessidade de utilização de mais separadores que os representados acima, cada novo separador também será equipado com um compressor. Por fim, vale ressaltar que também haverá reciclo de parte do líquido proveniente da unidade de tratamento de gás e de purificação de água, mas essas correntes não foram representadas a título de simplificação.

II.1.A.2 Tratamento do Gás

O principal objetivo consiste em retirar do gás quaisquer impurezas indesejáveis, aumentando a sua qualidade, evitando danos à planta de processo ou à tubulação (tal como, corrosão) e deixando-o nas condições desejadas para sua exportação. A composição do gás é um fator decisivo na seleção das etapas de tratamento de gás a serem utilizadas. As etapas mais comumente utilizadas consistem na purificação do gás, desidratação e recuperação de hidrocarbonetos, podendo-se adicionar uma etapa de remoção de compostos inorgânicos (mais raro). A seguir, detalham-se as etapas.

- **Purificação do Gás**

Visando minimizar a corrosão, é necessária uma etapa prévia para remoção componentes ácidos do gás, tais como CO_2 e H_2S , além de outros compostos derivados de enxofre que também podem estar presentes no gás e precisam ser removidos nessa etapa. O processo mais comum de purificação consiste na absorção dos gases ácidos, por meio da utilização de soluções aquosas de aminas. Feito isso, a solução rica de amina é regenerada antes de ser reutilizada. Nesse sentido, uma vez que a amina se encontra numa solução aquosa, o gás tratado estará saturado de água, devendo a

etapa de purificação ser conduzida impreterivelmente antes da desidratação do gás. Por fim, vale ressaltar que, além da absorção, outros processos, como a permeação por membranas, também podem ser utilizados na remoção de gases ácidos, caso se queira remover apenas o CO₂ presente no gás [10].

- **Desidratação**

Objeto principal do estudo a ser realizado, será tratado com maior detalhe nos itens subsequentes. Sendo assim, apenas a título introdutório, é geralmente realizada por meio de processos de absorção, embora outros processos como adsorção, permeação por membranas e refrigeração também possam ser utilizados [10].

- **Recuperação de hidrocarbonetos**

Em gases com elevadas concentrações de hidrocarbonetos C₂₊, há risco de formação de gás natural liquefeito, que deve ser removido de modo a evitar a presença de líquidos nos dutos, bem como possibilitar a venda do GNL de forma separada e, portanto, por preços maiores em virtude da maior pureza, evitando que seja vendido incorporado ao gás natural comum. A etapa de recuperação de hidrocarbonetos ocorre por meio de resfriamento do gás, com auxílio de trocadores de calor, abaixo da temperatura de ponto de orvalho, condensando os hidrocarbonetos mais pesados do gás e removendo o líquido condensado por meio de separadores [10].

Porém, esse processo pode não atingir a pureza desejada dependendo da composição inicial do gás. Nesses casos, pode-se reduzir ainda mais a temperatura do gás, passando o gás por uma válvula Joule-Thompson ou por um turbo-expansor, nos quais ele sofre *flash*. Em virtude das reduzidas temperaturas atingidas nesses processos, é necessário que a umidade presente no gás seja mínima para evitar a formação de gelo [10].

- **Remoção de componentes inorgânicos**

A maioria dos componentes está presente em concentrações bem reduzidas (componentes-traço), sendo o contaminante mais comum, o nitrogênio, uma vez que pode advir tanto de fontes naturais, bem como de processos de injeção de N₂ no reservatório para aumentar a recuperação de hidrocarbonetos. A remoção de nitrogênio pode ser feita por meio de destilação criogênica, adsorção ou separação por membranas. Além disso, pode haver presença de radônio (Rn) no gás, caso este seja radioativo, porém com um tempo de meia-vida de 3,8 dias, os efeitos nocivos à saúde são mínimos. O problema, no entanto, consiste no fato de que ele decai a chumbo radioativo que pode eventualmente se transformar em chumbo não-radioativo. O resultado consiste no fato de que materiais com baixo teor radioativo irão sedimentar nos equipamentos e tubulações, acarretando lixo tóxico quando houver lavagem dessas unidades [10].

- **Liquefação de gás**

O gás natural liquefeito consiste numa vantagem no tocante ao transporte e armazenamento do gás. Nesse sentido, a liquefação do metano demanda refrigeração intensiva para temperaturas mais baixas do que -161°C , demandando desta forma teores bem reduzidos de água presentes no gás [10].

II.1.A.3 Tratamento de Água

Diferente do tratamento do óleo e do gás, o tratamento de água é realizado de modo a evitar danos ao meio ambiente, uma vez que ela consiste num subproduto da exploração de óleo e gás. Desta forma, ela é descartada no mar ou usada para injeção no poço de modo a aumentar seu rendimento e sua recuperação.

Quando a água é separada na separação trifásica, ela ainda apresenta um reduzido teor de hidrocarbonetos acoplados. Essa fração de hidrocarbonetos não constitui problema quando a água é utilizada para injeção no poço, mas sim quando esta é usada para descarte no ambiente marinho. Nesse sentido, em virtude de preocupações ambientais, deve-se remover os hidrocarbonetos presentes, de modo a enquadrar a água descartada nos limites ambientais definidos pela legislação [10].

Os hidrocarbonetos presentes na água consistem em parte do óleo que não foi separada nos separadores e gás dissolvido. A remoção de óleo é feita por meio do uso de hidrociclones, sendo enviado de volta para o sistema de separação. O gás, por sua vez, é removido por meio de redução da pressão da mistura o que acarreta redução da solubilidade do gás na água, sendo separado antes que a água seja lançada ao mar.

II.2. O Problema da Água Associada ao Gás Natural

A presença de água no gás advindo dos reservatórios submarinos consiste num problema importante, seja no processamento de gás, seja no transporte através da tubulação. Podemos considerar que qualquer gás natural produzido, seja associado ou não, está saturado com vapor d'água, isto é, contém a máxima quantidade possível de água no estado vapor. Quantidades adicionais que tendem a vaporizar voltarão a condensar, exceto em caso de alteração nas condições de pressão e/ou temperatura do gás.

O teor de água de saturação do gás é função de 3 parâmetros: pressão, temperatura e presença de contaminantes (ou gases ácidos) que têm capacidade de elevar esse teor. Quanto menor a pressão e maior a temperatura, maior a capacidade do gás de reter água no estado vapor.

Os principais problemas advindos da presença de água no gás natural consistem em: corrosão, possibilidade de condensação de água na tubulação,

formação de hidratos e de gelo. Caso o gás esteja úmido, o problema pode ser facilmente combatido. Caso esse fato seja diagnosticado na fase de projeto, a tubulação pode ser projetada com materiais resistentes à corrosão ou com maiores espessuras dos materiais constituintes da tubulação. Porém, caso a identificação do problema ocorra somente durante a operação, a minimização do problema pode ser feita por meio da injeção de inibidores no gás. Caso a umidade presente no gás não seja descoberta, podem ocorrer problemas mais sérios, devido ao fato da tubulação não ter sido projetada para suportar tais condições [10].

A formação de gelo no interior da tubulação só consiste em um problema quando a temperatura é consideravelmente baixa para que haja solidificação da água presente. Tal fenômeno consiste num problema especialmente para equipamentos de processo e válvulas, devido à possibilidade de formação de bloqueios, que só ocorrem para processos de tratamento de gás que exijam baixíssimas temperaturas, como a liquefação do mesmo. Além disso, é de fundamental importância evitar que haja o fenômeno de condensação de água nas tubulações, passível de causar redução na área de passagem com aumento da perda de carga e redução da vazão de gás que poderia fluir pelas mesmas.

Por fim, vale ressaltar que a formação de hidratos consiste no problema mais comum e complexo no processamento de gás natural, motivo pelo qual foi abordado em detalhes na Seção II.4.

II.3. Analisadores de Umidade no Gás Natural

A determinação da umidade existente no gás natural é um fator fundamental no controle de operações de processamento, distribuição e consumo do gás natural. Com a determinação do ponto de orvalho, poderemos saber se o gás está seco o bastante para não formar hidratos após a sua refrigeração ou água líquida em dutos. As unidades mais utilizadas para se expressar a umidade no gás natural são temperatura de ponto de orvalho (mais usual) e ppm(v). Existem vários tipos de medidores: espelho refrigerado, óticos, eletrolíticos, capacitores de óxido metálico e piezoelétricos. Dentre esses, os mais utilizados são o espelho, o capacitor de óxido metálico (Al_2O_3) e piezoelétricos (cristal de Quartzo).

- **Medidor Tipo Espelho Refrigerado:**

Consiste num aparelho de medida direta da umidade e seu princípio está baseado na determinação da temperatura do ponto de orvalho pela condensação da umidade sobre a superfície de um espelho. Foi o primeiro sistema de medida de

umidade utilizado para o gás natural. O gás circula por dentro de uma câmara que contem o espelho que é resfriado por um sistema auxiliar enquanto esse espelho reflete um fecho de luz infravermelha. No momento em que o gás atinge a temperatura do ponto de orvalho, a umidade se condensa no espelho atrapalhando a reflexão da luz infravermelha. Neste momento, um sensor receptor da luz infravermelha detecta a condensação e determina a temperatura do ponto de orvalho.

- **Medidor Tipo Capacitor de Óxido Metálico (Al_2O_3):**

É um medidor indireto e seu princípio está baseado na determinação da umidade pela variação da capacitância do sensor. Uma camada de óxido de alumínio (dielétrico) fica entre uma camada muito fina do ouro e uma placa de alumínio (condutores) formando um capacitor. O vapor de água atravessa a camada de ouro entrando nos poros da camada do óxido, alterando a constante dielétrica e mudando a capacitância. A variação em relação à calibração do sensor é relacionada com a umidade.

- **Medidor do tipo piezelétrico:**

É um medidor do tipo indireto e seu princípio está baseado na determinação da umidade pela variação da frequência natural do cristal de quartzo. O sensor é formado por um cristal de quartzo coberto por película fina de um material higroscópico e dentro de uma pequena câmara. Quando o cristal é exposto ao fluxo de gás, o material higroscópico adsorve as moléculas de água contidas no gás, aumentando a massa do sensor e diminuindo a frequência de oscilação do cristal. A umidade do gás é medida através da comparação da frequência do sensor “seco” e “úmido”.

II.4. Hidratos de Gás natural

A presença e acúmulo de hidratos, seja em dutos ou nos próprios equipamentos de uma planta de processamento de gás natural, pode exigir a parada da planta. Tais paradas representam grandes perdas de receita, tempo e um aumento do risco operacional, sendo, portanto, de suma importância evitar a formação destes para otimizar o aproveitamento do gás natural e óleo produzidos nos campos de produção.

A formação dos hidratos é causada fundamentalmente pela presença de água livre ou em equilíbrio com o gás. A preocupação com a formação de hidratos cresce com a busca de petróleo e gás natural em águas profundas, em que a temperatura do fundo do mar atinge valores baixos e as pressões de escoamento são superiores a 15 MPa. Devido a este fato, com o grande número de novos sistemas de produção em águas profundas, a preocupação com tal problema aumenta [1].

Pode-se definir hidrato como uma solução sólida, de aparência semelhante ao gelo, com composição variada entre água e hidrocarbonetos. Estes últimos, componentes do gás natural, ficam encapsulados em uma estrutura cristalina de moléculas de água, como é ilustrado na Figura II.2. A formação de hidratos é favorecida com moléculas de pequeno tamanho, como metano e etano. Gases de maior peso molecular, contendo hidrocarbonetos maiores como butano e pentano, têm menor tendência a formar hidratos, enquanto gases com elevados teores de H₂S e CO₂ apresentam uma maior tendência [1].



Figura II.2 – Molécula de metano aprisionada na estrutura do hidrato [23]

II.4.1. Formação de hidratos

A formação do hidrato se dá por um processo de solidificação, congelamento, sendo portanto favorecida com a diminuição da temperatura e aumento da pressão. Logo, o gás natural, quando submetido à alta pressão e baixa temperatura, tal como em gasodutos submarinos e linhas de *gas-lift*, favorece a formação de hidratos.

Na Figura II.3, pode-se ver um diagrama de pressão e temperatura (PT) de um gás natural, em que está apresentada, além da curva de equilíbrio de fases, a curva de formação hidrato. É interessante observar que a temperatura para formação de hidrato cresce quando há maiores pressões (para pressões muito elevadas tal aumento se torna desprezível).

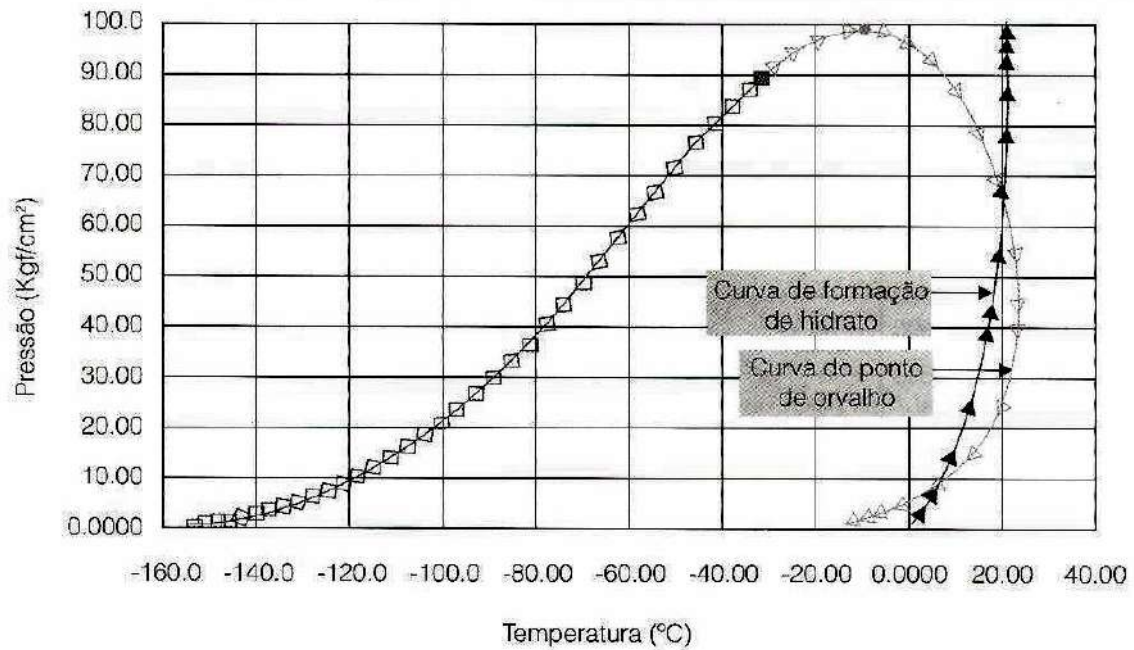


Figura II.3 – Envelope de fases com curva de formação de hidrato (Diagrama PT) ([1]).

Pontos em que ocorre acúmulo de água, como curvas em tubulações, conexões e válvulas, são locais de maior probabilidade de haver ocorrência de hidratos. Quando a temperatura do interior do equipamento ou tubulação for inferior a de formação de hidrato, inicia-se a formação dos cristais que vão se acumulando nos pontos de estagnação do equipamento ou duto, podendo atingir inclusive a completa obstrução destes (como pode ser visto na Figura II.4). O hidrato pode ser removido, durante as operações de limpeza de gasodutos, por meio do uso de *pig* (ilustrado na Figura II.5)



Figura II.4 – Hidrato no interior da linha [21]



Figura II.5 – Pig com hidratos [22]

É possível identificar ou prever a formação de hidrato através do conhecimento das condições operacionais da planta de processo e seus limites referentes à temperatura de formação (dependente da pressão, densidade do gás e composições das fases presentes). À medida que há acúmulo na tubulação, com a restrição da área de escoamento, ocorre aumento da pressão a montante dos cristais e queda a jusante destes, e como consequência redução da vazão. Pode-se, portanto, identificar previamente os problemas através do acompanhamento dessas variáveis (com indicadores de pressão e vazão), antes destes se tornarem mais significativos e irreversíveis [1].

II.4.2. Dissociação e inibição de hidratos

Uma vez formados os hidratos, devem ser usadas técnicas para sua dissociação, dentre as quais podemos citar descompressão, aquecimento e injeção de inibidores.

O método de aquecimento é o mais usado em unidades de processamento de gás natural devido à sua elevada eficiência. No entanto, este não é utilizado em plataformas marítimas em razão da inexistência de ferramentas ou técnicas para aquecimento localizado em dutos submarinos.

A técnica de descompressão é amplamente utilizada para dissociar o hidrato presente em gasodutos, não sendo muito usual em unidades de processamento de gás. Consiste simplesmente em baixar a pressão até atingir valores inferiores à de formação do hidrato. A decomposição dos cristais se dá lentamente, sempre ficando pequenos resíduos no sistema.

O inibidor é injetado como medida preventiva, tendo melhor efeito quando a injeção é realizada antes do início da formação do hidrato. Inclusive, independente do método de dissociação aplicado, é necessário o uso de inibidores antes de retornar à

operação normal do sistema, evitando que volte a se acumular hidratos uma vez que o gasoduto é colocado novamente em condições de operação. Os inibidores agem se combinando com a água livre e reduzindo a temperatura de congelamento e de formação de hidrato, de tal modo que seja inferior à mínima temperatura de escoamento nos dutos. Estes são injetados através de bicos nebulizadores, que permitem uma maior dispersão na massa gasosa e um melhor contato inibidor-água [1].

Os inibidores mais utilizados são álcool, usualmente metanol ou etanol, e glicol, dentre eles trietilenoglicol (TEG), dietilenoglicol (DEG) ou monoetilenoglicol (MEG). O uso de álcoois é efetivo a qualquer temperatura, enquanto os glicóis não são uma boa escolha para baixas temperaturas por causa de sua alta viscosidade. O inibidor de hidrato mais utilizado no Brasil em unidades marítimas de produção é o etanol, por questões mercadológicas [1].

II.5. Sistemas de Desidratação de Gás Natural

Como visto no capítulo anterior, o maior problema associado à presença de água líquida é a formação de hidratos e as inerentes consequências sobre o transporte do gás. Além disto, a água é indesejável também por restringir o fluxo de gás e poder formar mistura corrosiva pela absorção de H_2S e CO_2 . Devido a esses fatores requer-se a desidratação do gás.

Existem quatro métodos principais utilizados na desidratação de gás natural, que variam quanto à eficiência e ao custo. Os métodos utilizados consistem na absorção, adsorção, processos de membrana e refrigeração e podem ser utilizados de forma separada ou combinados de modo a atingir os teores desejados de água.

II.5.1. Desidratação por Absorção

O método de desidratação de gás mais comumente aplicado é o de absorção com glicol, envolvendo contato direto entre 2 fases, uma gasosa (gás natural úmido) e outra líquida (glicol). Em se tratando da desidratação por absorção, o glicol é comercializado em 3 formas: MEG, DEG e TEG. O primeiro é comumente utilizado em unidades de processamento por absorção refrigerada; o TEG é o indicado para absorção de umidade de gás natural em unidades de produção marítimas e em sistemas de produção de gás associado; enquanto o DEG tem algumas aplicações isoladas. Dentre as características que tornam o glicol a escolha ideal de agente desidratante podemos citar:

- Alta solubilidade em água;
- Baixa volatilidade;
- Baixa viscosidade;

- Não inflamável;
- Grande capacidade higroscópica.

A capacidade higroscópica do glicol é diretamente proporcional a sua concentração em solução, refletindo em uma maior quantidade de água removida da corrente gasosa, como observado na prática.

II.5.1.1 Descrição do processo de desidratação

O processo pode ser dividido em 2 subsistemas principais. Primeiramente, o subsistema de absorção que, operando à alta pressão e baixa temperatura, promove a partir do glicol a remoção de certa quantidade de umidade do gás natural, atendendo especificações técnicas. Há também o subsistema de regeneração (baixa pressão e alta temperatura), responsável por remover a água absorvida pela solução de glicol, tornando possível seu reciclo.

O gás úmido, saturado em vapor d'água, vindo das unidades de compressão entra no sistema de absorção. Este é injetado no fundo de uma torre, ascendendo e entrando em contato em contracorrente com a solução de glicol (vinda do sistema de regeneração) adicionada no topo. O contato gás-líquido ocorre de forma efetiva através de bandejas ou leito (randômico ou estruturado), com absorção da umidade do gás à medida que a solução desce pela torre. A pressão elevada favorece o processo de absorção. No topo da torre, o gás passa por um eliminador de névoas, que tem como finalidade principal a remoção de partículas líquidas de glicol que tenham sido arrastadas pela corrente gasosa. O gás seco obtido normalmente apresenta um teor de umidade entre 40 e 150 cm^3/m^3 , e é então distribuído entre seus consumidores como *gas-lift*, gás combustível e gás para exportação. Pode-se visualizar o esquema do subsistema de absorção na Figura II.6.

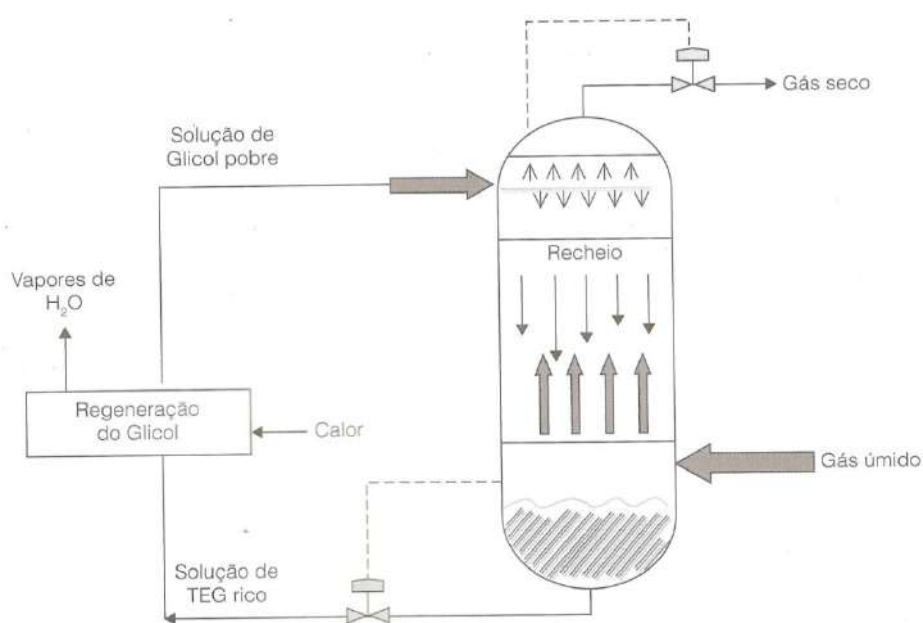


Figura II.6 – Esquema do sistema de absorção de umidade do gás natural [1].

O subsistema de regeneração (ilustrado na Figura II.7) tem como objetivo transformar o TEG rico em água em TEG pobre. Isto se dá pela manipulação das propriedades físico-químicas da solução de TEG de forma inversa a do sistema de absorção, com redução de pressão e aumento da temperatura (diminuem consideravelmente a capacidade higroscópica da solução).

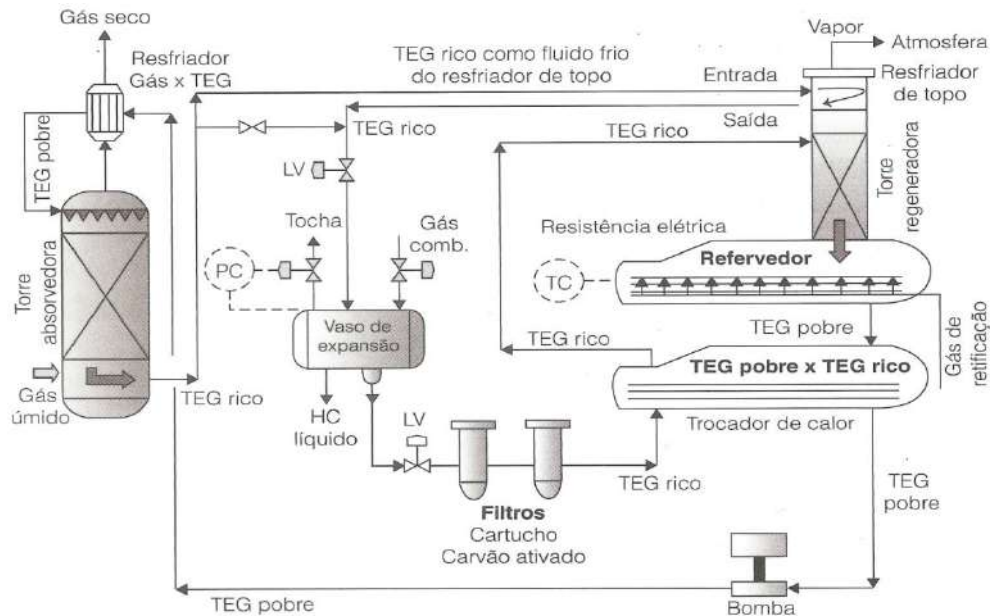


Figura II.7 – Esquema do sistema de regeneração do TEG [1].

O TEG rico acumulado no fundo da seção de absorção escoo para o sistema de regeneração, passando pela válvula controladora de nível da torre (reduzindo sua pressão para 300-500 kPa) e entrando em um vaso de expansão (Figura II.8). Este vaso tem como finalidade separar gravitacionalmente, com auxílio de chicanas, as 3 fases presentes na corrente: o gás dissolvido, a fase líquida de hidrocarbonetos e a solução de TEG. A fase gasosa é queimada no sistema de *flare*; a corrente líquida de HCs é drenada periodicamente; e a fase de glicol rico é acumulada no fundo e enviada ao sistema de filtração por meio de controle de nível.

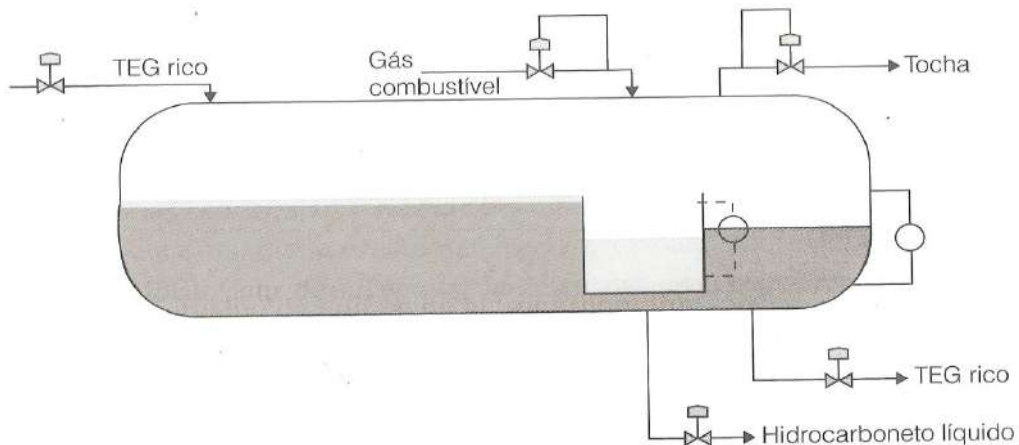


Figura II.8 – Vaso de expansão [1].

A corrente de TEG passa por dois filtros: o primeiro com finalidade de remover eventuais partículas sólidas em suspensão; e o segundo, contendo carvão ativo, com a finalidade de remover contaminantes químicos oriundos majoritariamente da degradação do TEG. O glicol então passa por recuperadores de calor para um pré-aquecimento, trocando calor com o glicol pobre regenerado, e entra no topo da torre regeneradora.

Na torre, a solução de glicol descendente encontra vapores quentes provenientes do refulvador. Parte da solução de glicol vaporiza, enquanto a fração líquida desce até atingir o refulvador (mantido a temperatura de aproximadamente 204°C, acima da qual ocorre degradação do glicol). Neste ocorre vaporização da solução, reconcentrando-a até 98,7% em massa, ou mais quando há injeção de gás de esgotamento (*stripping gas*). Os vapores quentes sobem pela torre encontrando o TEG líquido mais frio descendo, acontecendo mais vaporizações e condensações. No topo da coluna regeneradora há um permutador de calor com intuito de evitar perdas de TEG na fase vapor, no qual há troca de calor com o TEG rico proveniente da absorvedora. No topo da torre obtém-se então uma fumaça branca, vapor d'água, que é liberada na atmosfera por um sistema de alívio. Já o TEG pobre que deixa o refulvador vai para um vaso acumulador, direcionado aos trocadores de calor TEG rico versus TEG pobre, que aquecem o TEG saturado a entrar na regeneradora, e bombeado até a torre absorvedora, completando o ciclo.

II.5.1.2. Vantagens e Desvantagens da Desidratação por Absorção

Dentre as vantagens das plantas de desidratação com glicol podemos citar:

- Baixo custo inicial de equipamentos;
- Pequena queda de pressão ao longo das torres de absorção;
- Operação contínua;
- Reposições necessárias podem ser adicionadas sem pausa da operação;
- Planta pode ser usada satisfatoriamente na presença de materiais que normalmente causariam problemas a sólidos adsorventes.

No entanto, tais plantas podem apresentar alguns problemas operacionais como:

- Material suspenso, como poeira e óxidos, pode contaminar a solução de glicol;
- Superaquecimento da solução pode provocar decomposição do glicol;
- Presença de sulfetos pode acarretar problemas de corrosão (formação de ácido na solução de glicol);
- A presença de contaminantes pode provocar formação de espuma e o conseqüente arraste de líquido na torre absorvedora (perda de glicol no topo);
- Soluções altamente concentradas de glicol tendem a se tornar muito viscosas a baixas temperaturas, dificultando o bombeamento.

II.5.1.3. Principais variáveis operacionais

O processo, de razoável complexidade operacional, pode ter algumas variáveis destacadas. Inclusive são estas normalmente levadas em consideração em análises de sensibilidade da planta (estudo feito neste trabalho). São elas:

- **Teor de TEG na solução pobre**

É a variável mais influente sobre o teor de água residual no gás tratado, cuja qualidade é indicada por esta concentração ou ponto de orvalho do gás. A capacidade higroscópica da solução de TEG está diretamente associada à concentração do glicol nesta, logo quanto maior este teor mais eficiente é a absorção de umidade do gás natural. A concentração da solução de TEG pode ser elevada através de ajuste da temperatura do refeedor da torre regeneradora e da vazão de gás de esgotamento

- **Vazão da solução de TEG circulante**

Existe uma faixa ideal para vazão operacional de TEG. Esta tem de ser superior a um limite mínimo de forma a garantir a molhabilidade completa do recheio ou bandejas da torre de absorção. Por outro lado, tal vazão não pode ser elevada demais pois acarretaria em uma maior demanda térmica na etapa de regeneração, podendo levar à consideráveis perdas de produto.

- **Temperatura do gás de entrada na torre absorvedora**

Quanto maior é a temperatura do gás natural alimentado, maior é seu teor de água nas condições de saturação. Além disto, temperaturas elevadas levam a uma redução do poder higroscópico do glicol, prejudicando uma eficiente absorção.

- **Temperatura do refeedor da torre regeneradora**

A concentração da solução de TEG se dá no refeedor da etapa de regeneração, cuja fonte de aquecimento é usualmente um conjunto de resistências elétricas. No caso da desidratação com TEG esta temperatura é monitorada por um controlador de temperatura a fim de mantê-la dentro da faixa de 200°C - 204°C. Valores maiores podem levar à degradação do glicol.

- **Diferença de temperatura TEG pobre x gás tratado**

É importante que a diferença entre a temperatura do TEG pobre, entrando na torre absorvedora, e a do gás seco saindo no topo, seja mantida na faixa de 6°C - 8°C. Tal cuidado é essencial para evitar a condensação de frações pesadas do gás, que levaria à contaminação da solução de glicol e formação de espuma.

- **Vazão do gás de esgotamento**

Como visto anteriormente, a injeção de gás de esgotamento é interessante quando se almeja teores de TEG regenerado superiores a 98,7%. O sistema de injeção é normalmente aplicado, através de distribuidores internos, no refeedor da torre regeneradora, tornando possível atingir concentrações de até 99,2%. Pode-se explicar a ação do gás de esgotamento por conceito de pressões parciais:

$$P_{total} = p_{TEG} + p_{\acute{a}gua} \rightarrow \text{sem stripping gas}$$

$$P_{total} = p_{TEG} + p_{\acute{a}gua} + p_{g\acute{a}s} \rightarrow \text{com stripping gas}$$

Com a injeção do gás, uma vez que a pressão do sistema mantém-se constante (igual à atmosférica), ocorre uma queda da soma das pressões parciais da água e do glicol, permitindo assim uma maior vaporização da água, removida no topo, e aumentando a pureza do TEG regenerado. Existe um limite para tal vazão de gás de esgotamento, pois pode haver problemas de arraste de glicol pelo topo da torre e perda de inventário.

- **Temperatura do topo da torre regeneradora**

É uma variável que influencia na perda de TEG por vaporização. Normalmente, no topo da torre existem serpentinas de troca térmica pela qual passa a solução de TEG rico, antes de ir para o vaso de expansão. O objetivo principal desse permutador é controlar a temperatura dos vapores da tubulação de alívio da coluna, resfriando os vapores d'água que sobem pela torre em direção ao topo, minimizando perdas de TEG pelo topo. Tal temperatura é mantida em torno de 100°C - 104°C.

II.5.1.4. Principais problemas operacionais

Uma vez que a finalidade da unidade de desidratação é especificar o gás tratado, para atender requisitos de escoamento, a eficiência do processo é medida principalmente pelo teor de umidade residual deste. Trata-se portanto do principal parâmetro de controle, estando relacionado com diversas variáveis operacionais, que, se não corretamente especificadas, podem trazer alguns problemas para a operação da planta como um todo. A seguir são listadas as variáveis principais e os problemas relacionados.

- **Pressão da torre absorvedora**

É definida na fase de projeto para dimensionamento da torre absorvedora e determinação da capacidade de absorção do sistema. Contudo, em alguns casos, a pressão de operação é diferente da projetada, por possível falha nas premissas consideradas na etapa de projeto, levando a diferentes velocidades dentro da torre e podendo comprometer a performance desejada do sistema.

- **Vazão da solução de TEG circulante**

Como comentado na seção anterior, a vazão de solução de TEG deve estar entre um valor mínimo e um valor máximo, estabelecidos em projeto e ajustáveis após testes operacionais. A redução da vazão pode comprometer a molhabilidade do recheio, favorecendo os caminhos preferenciais e regiões livres de contato líquido-vapor.

- **Temperatura do gás**

O aumento da temperatura do gás ocorre ao longo da operação do sistema de produção, principalmente pela redução da eficiência de troca térmica dos resfriadores de gás da unidade de compressão. Maiores temperaturas reduzem o poder higroscópico do glicol, comprometendo a eficiência do subsistema de absorção e, conseqüentemente, aumentando o teor de água residual do gás tratado.

- **Alta taxa de reposição de TEG**

Taxas normais de reposição de TEG no sistema variam com a capacidade da unidade e da pressão do sistema. Taxas elevadas indicam problemas na unidade e perda de inventário. Os principais fatores que geram perda de glicol são:

- ✓ Perda de vapores de TEG pelo topo da torre regeneradora devido à temperatura alta;
- ✓ Arraste na torre absorvedora;
- ✓ Formação de espuma;
- ✓ Drenagem de TEG em vez de hidrocarbonetos no vaso de expansão;
- ✓ Vazamentos nas bombas da unidade.

- **Descontrole do pH da solução de TEG circulante**

Os problemas de pH da solução de TEG pobre estão relacionados aos fenômenos de corrosão e emulsão. Valores de pH abaixo de 5 levam a formação de ácidos livres na solução aumentando seu caráter corrosivo. Por outro lado, valores elevados de pH podem ocasionar a formação de espuma na interface entre as fases líquido-vapor ou líquido-líquido no interior dos equipamentos, dificultando o controle de nível destes e causando perdas de glicol na torre absorvedora. A faixa ideal de pH é 7-8, devendo a solução ser neutralizada com TEA (trietanolamina, no caso do pH estar ácido) ou ácido acético (no caso de pH básico).

- **Aumento da pressão da torre regeneradora**

A saída dos vapores da regeneradora normalmente é direcionada para um sistema de alívio instalado em local seguro. Há casos em que este se encontra muito distante da torre, exigindo que o encaminhamento da tubulação seja projetado para

evitar acúmulo de líquido em pontos baixos, dificultando a passagem dos vapores e, conseqüentemente, pressurizando de modo indevido a torre.

- **Vazão de gás de esgotamento**

Uma redução da vazão de *stripping gas* pode ser causada por entupimentos na válvula que controla a injeção deste ou falhas da válvula redutora de pressão de gás combustível. Com vazões menores, não se consegue atingir teores de TEG na solução regenerada tão altos e nem uma absorção tão eficiente de umidade do gás natural.

Em contrapartida, altas vazões também podem trazer problemas operacionais, principalmente relacionados a arraste de glicol pelo topo da torre.

- **Eficiência do refulvedor da torre regeneradora**

No caso de falha de uma ou mais resistências elétricas do refulvedor, ou do próprio sistema de controle de temperatura, pode-se ter uma temperatura insuficiente para promover a regeneração adequada da solução de TEG, reduzindo seu poder higroscópico e levando a maiores teores de umidade residual no gás tratado. No caso da temperatura exceder o limite de 204°C, pode ocorrer degradação do glicol.

II.5.2. Desidratação por Adsorção

Pode-se definir a adsorção como sendo a fixação de moléculas de uma substância, denominada de adsorvato na superfície de outra substância, o adsorvente. Nesse contexto, entende-se por adsorção qualquer processo em que moléculas de um gás são condensadas e retiradas na superfície de um sólido por meio de forças de atração superficiais. Cabe mencionar que o processo de adsorção se aplica a correntes líquidas e que além da adsorção física o processo pode ser químico envolvendo uma reação entre o adsorvente e os compostos adsorvidos. A adsorção física encontra aplicação na desidratação de gás natural, podendo-se atingir com este processo teores de água na corrente efluente menores que 1 ppm.

Um material para ser um bom adsorvente deve apresentar uma série de características sendo as mais importantes: grande área superficial (entre 500 a 800 m²/g); afinidade pela água; seletividade; elevada resistência mecânica; pequena resistência ao fluxo de gás; facilidade de regeneração ou reativação; alta capacidade de preservação das características com o tempo.

De um modo geral, os adsorventes industriais adsorvem tanto hidrocarbonetos quanto água, apresentando, no entanto, uma preferência ou seletividade pela água. O adsorvente saturado deve ser reativado ou regenerado o que é feito normalmente pela ação do calor que causa a liberação dos líquidos absorvidos. O adsorvente sofre, portanto, aquecimentos e resfriamentos cíclicos correspondentes às etapas de adsorção e regeneração, e este ciclo de temperatura juntamente com a presença de

óleo, glicóis ou líquidos livres na corrente gasosa influenciam a vida útil do adsorvente que varia de 3 a 5 anos.

Os materiais que satisfazem os requisitos listados anteriormente e de uso frequente no tratamento de gás natural são: sílica gel (basicamente composta por SiO_2), alumina ativada (composta por óxido de alumínio hidratado, $\text{Al}_2\text{O}_3(\text{nH}_2\text{O})$) e peneira molecular (consistem em aluminossilicatos metálicos, também conhecidos como zeólitas, de estrutura cristalina). A eficiência do processo de adsorção depende do adsorvente utilizado, sendo os mais eficientes as peneiras moleculares, que são compostas de aluminossilicatos modificados de modo a ampliar sua capacidade de adsorção, permitindo que se atinjam teores de água inferiores a 0,1 ppmv.

Quanto ao processo, a desidratação por adsorção é realizada num sistema com 2 leitos de adsorção em paralelo, sendo utilizados como adsorventes a sílica-gel na maioria dos casos. O gás é enviado ao adsorvedor que estiver operando no momento, onde a água será removida. Ao mesmo tempo, o outro adsorvedor estará passando pela etapa de regeneração por meio da utilização de gás seco quente que será bombeado em contra-corrente para o interior do leito. O gás é resfriado acarretando a condensação da água que será removida em um vaso flash, enquanto o gás é recirculado para a corrente de entrada de gás úmido conforme representado na Figura II.9.

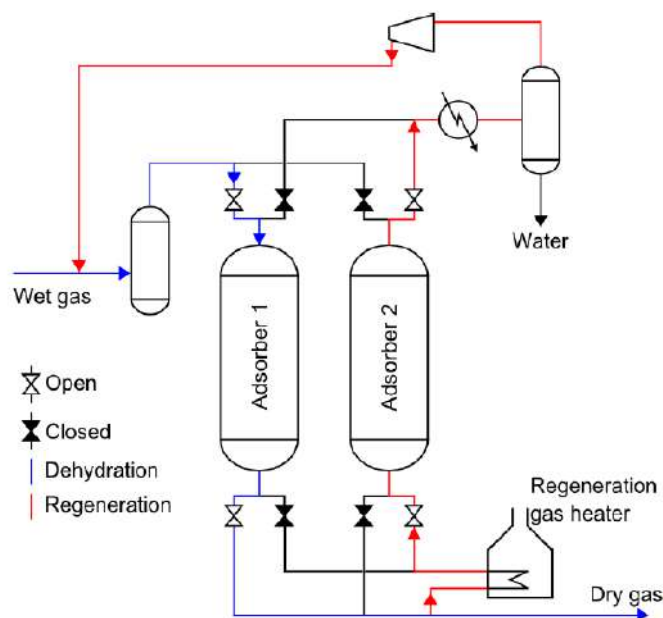


Figura II.9 – Esquema Representativo da Desidratação por Adsorção [10].

II.5.3. Outros Processos de Desidratação

II.5.3.1. Desidratação através de Permeação por Membranas

Em processos de membrana, o gás passa por meio de membranas que separam a água. Não consiste num processo muito eficiente, ao reduzir a umidade presente no gás para apenas 20-100 ppmv. O principal problema consiste no seu elevado custo, uma vez que só apresentam viabilidade econômica se comparado ao processo de absorção com glicol para vazões de escoamento inferiores a $1,5 \times 10^6$ Nm³/dia, de acordo com [11].

II.5.3.2. Desidratação através de Resfriamento

A desidratação de gás por refrigeração consiste num método muito barato de desidratação. Tal método se vale do fato de que a solubilidade da água no gás natural decai à medida que a temperatura é reduzida (a uma pressão constante).

Durante o processo de resfriamento, o excesso de água no estado de vapor se condensa com o resfriamento do gás, sendo removida num separador. O método é considerado uma interessante e econômica opção nos casos em que o gás se encontra em temperaturas e pressões elevadas, porém a quantidade de água removida em processos de refrigeração é geralmente insuficiente. Desta forma, esse processo é utilizado antes de outros métodos mais eficientes de desidratação de gás.

II.6. Possíveis formas de Perda de Inventário de TEG

De acordo com [7], as perdas de glicol na unidade de desidratação de gás natural podem ser agrupadas em 3 categorias: vaporização, solubilização e perdas mecânicas (arraste). As duas primeiras fontes de perda apresentam razões termodinâmicas, envolvendo o equilíbrio químico dos componentes, enquanto as perdas mecânicas podem ser explicadas por ocorrência de arraste na torre absorvedora, em virtude de formação de espuma, mau dimensionamento do eliminador de névoas do topo ou inundação da coluna.

Vale ressaltar que a formação de espuma na absorvedora e na regeneradora advem primeiramente dos contaminantes presentes no gás de entrada, degradação térmica do glicol e produtos de processos corrosivos que circulam no sistema juntamente com o glicol. Esses contaminantes são carregados juntamente com o TEG rico para o refeedor em caso de não terem sido removidos do glicol nos sistemas de filtração. No refeedor, alguns compostos metânicos podem sofrer degradação e são recirculados para a torre absorvedora.

Observa-se que as perdas advindas da vaporização ocorrem tanto na torre absorvedora quanto na regeneração de glicol. Vale ressaltar que as perdas por vaporização na coluna absorvedora consistem em razão de problemas de equilíbrio,

conforme já mencionado, representando cerca de 5% das perdas totais e se devendo principalmente às elevadas temperaturas da corrente de entrada de gás úmido. Por sua vez, as perdas por vaporização na regeneradora se devem as elevadas temperaturas de operação da coluna e altas vazões de *gas stripping*.

As perdas por solubilização ocorrem, sobretudo, devido ao aumento eventual da solubilidade do glicol no gás, por variações bruscas de temperatura e pressão, acarretando que parte do glicol se dissocie na fase gasosa e seja perdido no topo da torre absorvedora.

No caso das perdas mecânicas, além das razões já citadas para explicar o arraste de partículas de glicol pela corrente gasosa, pode-se ressaltar que as elevadas velocidades de escoamento sejam do gás úmido de entrada na torre absorvedora, sejam do *gas stripping* utilizado na torre regeneradora para aumentar a recuperação do TEG, também acarretam perdas significativas no processo.

Assim sendo, os estudos a seguir têm como objetivo a identificação das principais fontes de perda de TEG na unidade de desidratação. As perdas podem ser classificadas como de fonte termodinâmica (vaporização e solubilização), que poderiam ser contornadas por meio da alteração de determinadas variáveis de operação, ou como de fonte hidrodinâmica, podendo-se nesse caso instalar equipamentos de separação gás-líquido para minimizar os problemas advindos da perda de TEG por arraste nas correntes gasosas de saída do sistema.

III. Simulação da Unidade de Desidratação

III.1. Apresentação do Software Utilizado – HYSYS 2006 (20.0.0.6728)

O *HYSYS* consiste em uma poderosa ferramenta que permite a simulação e dimensionamento de processos diversos que ocorrem em plantas químicas e refinarias de petróleo. Esse software combina uma estratégia modular com algoritmos de solução não sequencial. O simulador disponibiliza uma grande diversidade de operações unitárias, pacotes termodinâmicos, componentes químicos e suas respectivas propriedades, permitindo o dimensionamento de equipamentos e a estruturação, inclusive, de malhas de controle. Também é válido ressaltar que substâncias que não estão presentes no programa podem ser alimentadas pelo usuário.

Em sua configuração, está incluso um gerenciador para a definição das espécies químicas envolvidas, pacotes termodinâmicos, compostos hipotéticos etc. Cada lista de componentes possui um pacote termodinâmico que alimenta a simulação. Caso haja alteração de uma propriedade no gerenciador, toda a simulação é automaticamente recalculada de acordo com o novo pacote de dados.

III.2. Pacotes Termodinâmicos

A seleção do pacote termodinâmico a ser utilizado na simulação tem por objetivo a determinação de todas as propriedades das espécies químicas envolvidas. Tais propriedades são requeridas para o software proceder com os cálculos envolvidos no processo, como, por exemplo: consumo de energia; relações entre pressão, temperatura e volume; equilíbrio de fases; etc.

Para escolher adequadamente qual pacote deve ser usado ao longo da simulação devem-se levar em consideração alguns fatores, dentre os quais merecem destaque: o tipo de componentes químicos envolvidos e as condições operacionais (pressão e temperatura) às quais o processo está submetido.

O software *HYSYS* disponibiliza uma diversidade de pacotes termodinâmicos, proporcionando uma boa precisão para determinação de propriedades além de uma vasta base de dados, com mais de 1500 componentes e mais de 1600 pares de coeficientes binários. Vale ressaltar que cada pacote é representado por uma variedade de equações de estado, havendo tipos distintos para aplicações específicas, conforme é apresentado na Tabela III.1.

Tabela III. 1 – Relação entre Sistemas e Pacotes Termodinâmicos Recomendados [2]

Tipo de Sistema	Pacote de Propriedades Recomendado
Desidratação com TEG	PR
Água Ácida	PR, Sour PR
Processamento Criogênico de Gás	PR, PRSV
Separação de Ar	PR, PRSV
Torres de Destilação Atmosférica	PR, PR options, GS
Torres de Destilação a Vácuo	PR, PR options, GS <10mmHg, Braun K-10, Esso K
Torres de Etileno	Lee Kesler Plocker
Sistemas com H ₂	PR, ZJ ou GS
Sistemas de Reservatórios	PR, PR Options
Sistemas a Vapor	Steam Package, CS ou GS
Inibição de Hidrato	PR
Sistemas Químicos	Modelos de Atividade, PRSV
Alquilação HF	PRSV, NRTL
Desidratação de Aromáticos com TEG	PR

Como se pode observar na referida tabela, o modelo Peng-Robinson é recomendado, no manual do próprio software, justamente para simulação de sistemas de desidratação de gás natural com TEG.

Também é importante ressaltar que o *HYSYS* possui alguns pacotes específicos para alguns sistemas. Dentre estes há o Pacote de Glicol, segundo [2], específico para processos de desidratação com TEG.

Por este motivo, apesar de na etapa de validação do pacote termodinâmico a ser usado (explicada mais detalhadamente em item posterior), terem sido considerados uma maior variedade de pacotes, a escolha ficou principalmente entre estes 2 candidatos. Portanto, estes são mais bem explicitados a seguir.

III.2.1 Peng-Robinson

Para aplicações na indústria petroquímica, o modelo Peng-Robinson (PR) é geralmente recomendado, por oferecer modelagem termodinâmica apropriada para processos cujos componentes envolvidos são o óleo, água e gás. O modelo é indicado para descrever equilíbrio líquido-vapor (ELV) e para cálculo de densidade de hidrocarbonetos. Este pacote resolve a maioria dos sistemas monofásicos, bifásicos e trifásicos com um alto grau de eficiência e confiabilidade.

O modelo possui alguns aprimoramentos em relação à equação de estado de PR original, de forma a permitir cálculos mais precisos para uma maior diversidade de sistemas. A Equação de Estado Peng-Robinson [2], suas regras de mistura e as constantes envolvidas são apresentadas a seguir.

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b)+b(V-b)} \quad (\text{Equação III.1})$$

$$Z^3 - (1 - B)Z^2 + (A - 2B - 3B^2)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad (\text{Equação III.2})$$

Onde:

P = Pressão da mistura

V = Volume da mistura

R = Constante dos gases

T = Temperatura

Z = Fator de compressibilidade ($Z = PV/RT$)

$$b = \sum_{i=1}^N x_i b_i$$

$$b_i = 0,077796 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}}$$

T_{ci} = Temperatura crítica do componente i

P_{ci} = Pressão crítica do componente i

$$a = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j (a_i a_j)^{0,5} (1 - k_{ij})$$

$$a_i = a_{ci} \alpha_i$$

$$a_{ci} = 0,457235 \frac{(RT_{ci})^2}{P_{ci}}$$

$$\alpha_i^{0,5} = 1 + m_i (1 - T_{ri}^{0,5})$$

- Para $\omega_i \leq 0,49$:

$$m_i = 0,37464 + 1,54226\omega_i - 0,26992\omega_i^2$$

onde: ω_i é o fator acêntrico

- Para $\omega_i > 0,49$:

$$m_i = 0,379642 + (1,48503 - (0,164423 - 1,016666\omega_i)\omega_i)\omega_i$$

$$A = \frac{aP}{(RT)^2}$$

$$B = \frac{bP}{RT}$$

III.2.2 Pacote de Glicol

O software *HYSYS* possui o pacote de glicol para uso especificamente em modelagem de processos de desidratação usando TEG. Este pacote é baseado na equação de estado de TST (Twu-Sim-Tassone), contendo os componentes puros normalmente encontrados em processos de desidratação de gás natural e os parâmetros binários de interação entre eles. O modelo é ajustado para representar com precisão o comportamento de fase de tais componentes, especialmente para o sistema binário TEG/Água.

A equação de estado TST consegue prever:

- Coeficientes de atividade para soluções Água/TEG com desvio relativo médio de 2%;
- Temperaturas de ponto de orvalho dentro de um erro absoluto médio de +- 1°C;
- Teor de umidade no gás dentro de um desvio relativo médio de 1%.

O pacote de glicol é aplicável nas condições normais de temperatura, pressão e composição das correntes em sistemas típicos de desidratação com TEG. Essa gama seria de 15°C a 50°C e 10 atm a 100 atm para a torre absorvedora, e 202°C a 206°C e 1,2 atm para a torre regeneradora.

Todo o equacionamento do pacote de glicol [2] é apresentado a seguir:

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{(V+3b)(V-0,5b)} \quad (\text{Equação III.3})$$

Onde:

a, b - parâmetros dependentes das propriedades críticas do componente.

As propriedades críticas são encontradas igualando a zero a primeira e a segunda derivadas da equação em relação ao volume:

$$a_c = 0,470507R^2 \frac{T_c^2}{P_c} \quad (\text{Equação III.4})$$

$$b_c = 0,0740740R \frac{T_c}{P_c} \quad (\text{Equação III.5})$$

$$Z_c = 0,296296$$

O parâmetro *a* é função da temperatura, sendo calculado por:

$$a(T) = \alpha(T)a_c \text{ (Equação III.6)}$$

Sendo $\alpha(T)$ função da temperatura reduzida ($T_r = T/T_c$)

- Para predição de pressão de vapor da maioria dos componentes:

$$\alpha(T) = T_r^{N(M-1)} e^{L(1-T_r^{NM})} \text{ (Equação III.7) [2]}$$

Onde: L, M, N - parâmetros específicos para cada componente.

- Para frações de petróleo e componentes não presentes na biblioteca do pacote no HYSYS:

$$\alpha = \alpha^{(0)} + \omega(\alpha^{(1)} - \alpha^{(0)}) \text{ (Equação III.8) [2]}$$

$$\alpha^{(0)} = T_r^{N^{(0)}(M^{(0)}-1)} e^{L(1-T_r^{NM^{(0)}})} \text{ (Equação III.9) [2]}$$

$$\alpha^{(1)} = T_r^{N^{(1)}(M^{(1)}-1)} e^{L(1-T_r^{NM^{(1)}})} \text{ (Equação III.10) [2]}$$

Para $Tr \leq 1$:

	$\alpha^{(0)}$	$\alpha^{(1)}$
L	0,196545	0,704001
M	0,906437	0,790407
N	1,26251	2,13086

Para $Tr > 1$:

	$\alpha^{(0)}$	$\alpha^{(1)}$
L	0,358826	0,0206444
M	4,23478	1,22942
N	-0,2	-8

III.2.3 Sistemas multicomponentes

Há uma pequena diferença quando se trata de sistemas multicomponentes, como é o caso do estudo em questão. A diferença está na interação entre os diferentes componentes da mistura. Os parâmetros de interação molecular na mistura (a_m e b_m) são calculados através de relações dos parâmetros individuais a e b.

A regra de mistura mais usual é a de van der Waals definida pelas equações a seguir:

$$a_m = \sum_i \sum_j x_i x_j a_{ij} \text{ (Equação III.11)}$$

$$b_m = \sum_i \sum_j x_i x_j b_{ij} \text{ (Equação III.12)}$$

A regra é baseada nos parâmetros de interação entre os componentes i e j (a_{ij} e b_{ij}). Estes são calculados combinando os parâmetros dos componentes puros (a_{ii} , b_{ii} , a_{jj} , b_{jj}), conforme demonstrado abaixo:

$$a_{ij} = a_{ji} = \sqrt{a_{ii}a_{jj}}(1 - k_{ij}) \quad (\text{Equação III.13})$$

$$b_{ij} = b_{ji} = \frac{1}{2}(b_{ii} + b_{jj}) \quad (\text{Equação III.14})$$

O parâmetro k_{ij} introduzido é conhecido como coeficiente binário de interação. Devido à diferença de precisão das diferentes equações de estado, o valor deste parâmetro é específico para cada equação, sendo estimado por diferentes métodos. No *HYSYS*, uma vez selecionados o pacote termodinâmico e a lista de componentes, é possível manipular o valor de k_{ij} a fim de atender determinada característica termodinâmica. Tal fato foi útil na etapa de escolha e validação do modelo a ser usado, como será melhor explicado no capítulo seguinte.

III.3. Validação dos Pacotes Termodinâmicos

Apesar de terem sido identificados dois pacotes usualmente aplicáveis ao tipo de sistema em questão, para uma adequada seleção de modelo termodinâmico foi essencial realizar a validação destes. Corroborando tal afirmativa, como visto na seção anterior, o Pacote de Glicol é aplicável em determinadas condições, para pressões de até 100 atm (~100 bar), condições estas bem mais brandas do que aquelas às quais a torre absorvedora da planta em estudo é submetida (aproximadamente 180 bar); sendo, portanto, de grande importância verificar o comportamento deste pacote para tais condições mais extremas.

A princípio, foi realizada a validação para pressões mais elevadas, referentes à torre absorvedora e suas respectivas correntes de entrada e saída. Para tanto, utilizou-se como parâmetro de comparação a solubilidade do TEG em gás metano (uma estimativa grosseira da saída de TEG no gás natural seco de exportação da planta). Foram encontrados na literatura [3] alguns resultados experimentais, listados na Tabela III.2:

Tabela III.2 – Dados experimentais de solubilidade de TEG em metano [3].

Sistema	T (K)	P (MPa)	C exp x 100 (g/L)
CH ₄ + TEG	298,15	16,06	0,004
	298,15	32,43	0,006
	298,15	51,32	0,01
	298,15	64,85	0,015
	298,15	74,85	0,021
	298,15	86,12	0,029
	316,75	18,8	0,015
	316,75	33,13	0,022
	316,75	49,03	0,033
	316,75	63,92	0,044
	316,75	75,05	0,055
	316,75	86,97	0,067

Dentre os valores experimentais, utilizaram-se como comparação apenas dois (marcados em vermelho), pois são mais próximos das condições da torre absorvedora (~37°C – 310,15 K / ~ 18 Mpa).

Para obter os valores de solubilidade no *HYSYS*, montou-se um FLASH simples com entrada de uma corrente gasosa de metano puro e outra de TEG líquido puro (previamente misturados), analisando a composição mássica e a densidade da corrente de vapor de saída. O produto dessa fração mássica pela densidade nos dá a concentração de TEG solubilizado no gás metano. A figura abaixo ilustra o esquema elaborado no software:

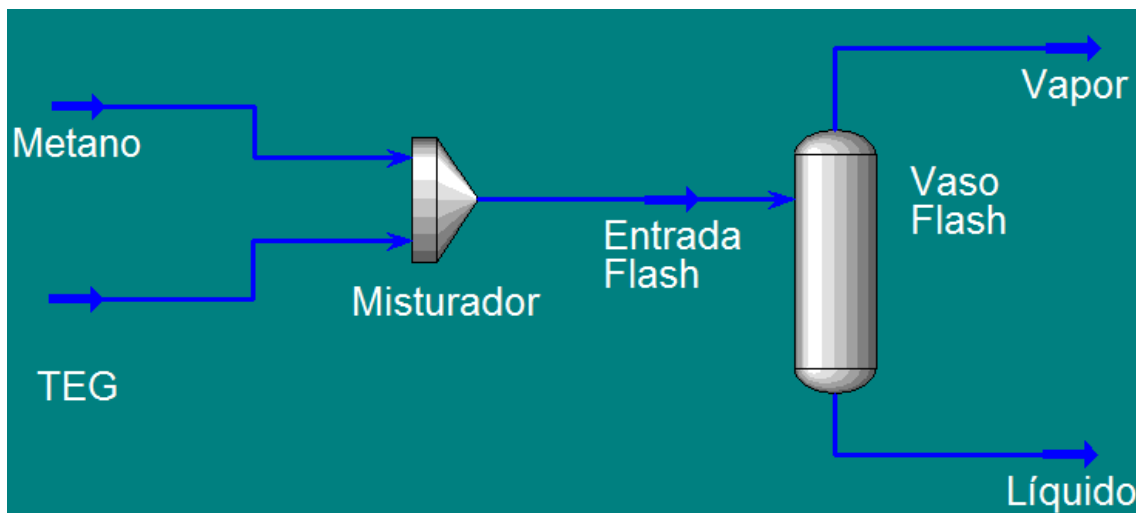


Figura III.1 – Esquema do Flash para análise de solubilidade

Procedeu-se então à simulação nas 2 condições selecionadas, para alguns pacotes termodinâmicos: Pacote de Glicol; Peng-Robinson (PR); PR-Twu; PRSV. Baseando nos valores experimentais, calculou-se o desvio relativo para cada condição e depois uma média destes. Os resultados podem ser verificado na Tabela III.3.

Tabela III.3 – Resultados de solubilidade de TEG em metano para diferentes pacotes termodinâmicos

	T (K)	P (MPa)	C exp (g/L)	C glicol (g/L)	Erro	C PR (g/L)	Erro
Condições	298,15	16,06	4,00E-05	3,40E-03	8400,00%	2,46E-05	-38,50%
	316,75	18,8	1,50E-04	0,0166	10966,67%	1,22E-04	-18,67%
Média					9683,33%		-28,58%

	T (K)	P (MPa)	C exp (g/L)	C PR-Twu (g/L)	Erro	C PRSV (g/L)	Erro
Condições	298,15	16,06	4,00E-05	4,03E-06	-89,93%	8,41E-07	-97,90%
	316,75	18,8	1,50E-04	3,17E-05	-78,87%	8,73E-06	-94,18%
Média					-84,40%		-96,04%

Destes resultados percebe-se um menor desvio para o modelo Peng-Robinson e um extremamente elevado para o pacote de glicol. No entanto, apesar de relativamente pequeno, o erro negativo do pacote PR é não conservador para o caso analisado, pois uma solubilidade menor do que a real levaria a um menor teor de TEG no gás de exportação após a simulação da planta. Portanto, ainda não se pode concluir que este é o modelo ideal, com desvios tão grandes.

Tentou-se então modificar os comentados coeficientes binários (K_{ij}) para o par TEG-metano nos pacotes (dessa vez, apenas os 2 candidatos indicados pela literatura: PR e pacote de glicol) a fim de reduzir o erro obtido para a solubilidade. Essa alteração foi feita por tentativa e erro, tentando obter um erro próximo de zero para 298,15 K e 16,06 MPa. Para o modelo de Peng-Robinson o valor original para tal parâmetro era de 0,8 e foi obtido um resultado satisfatório mudando-o para 0,75 (Figura III.2). Já para o pacote de glicol modificou-se de 0 (valor inicial) para -3,3 (Figura III.3).

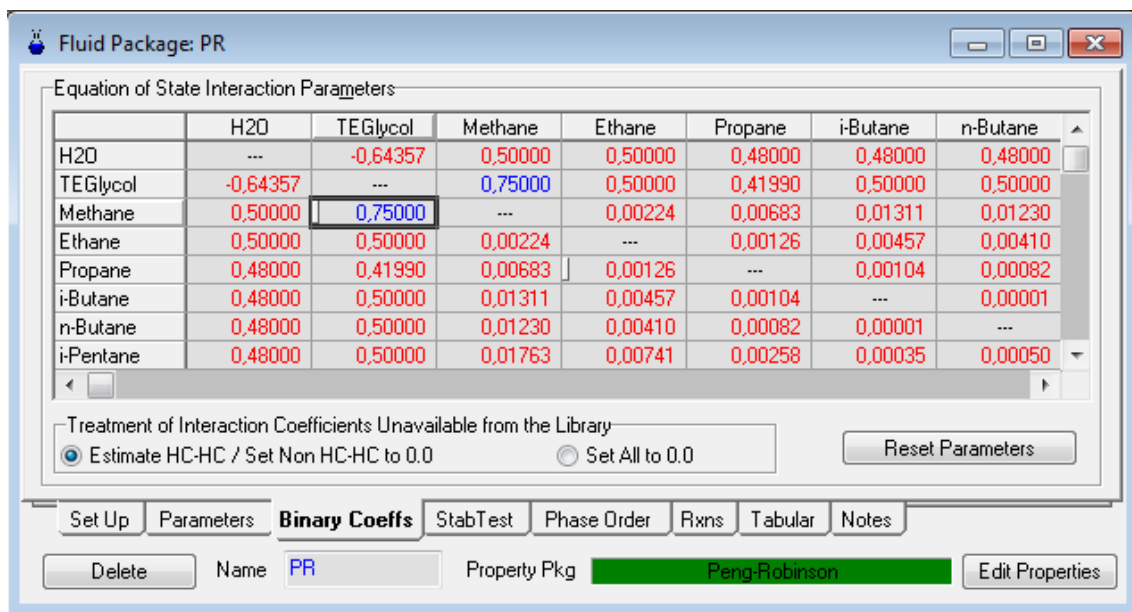


Figura III.2 – Coeficientes binários para o modelo de Peng-Robinson modificado [HYSYS]

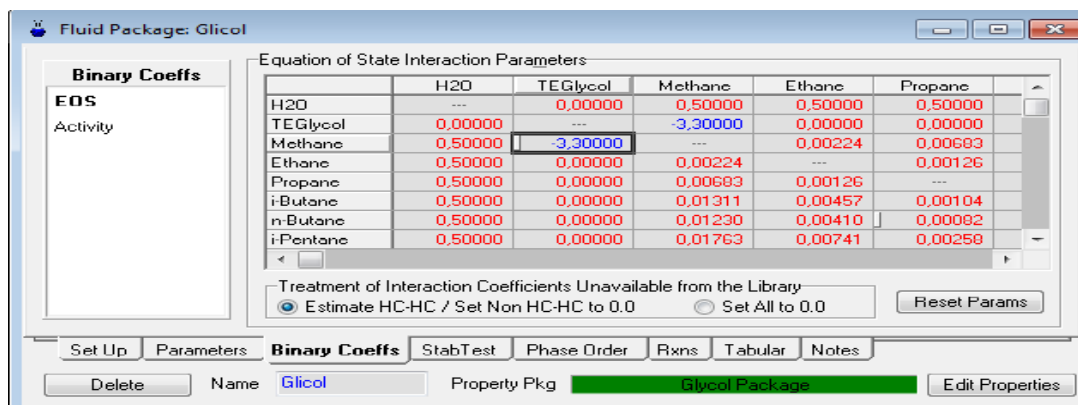


Figura III.3 – Coeficientes binários para o Pacote de Glicol modificado [HYSYS]

Abaixo segue a tabela contendo os resultados após as alterações:

Tabela III.4 – Resultados de solubilidade de TEG em metano para os pacotes modificados

	T (K)	P (Mpa)	C exp (g/L)	C glicol (Kij= -3,3)	Erro	C PR (Kij= 0,75)	Erro
Condições	298,15	16,06	4,00E-05	3,97E-05	-0,75%	4,10E-05	2,57%
	316,75	18,8	1,50E-04	2,55E-04	70,00%	1,94E-04	29,40%
Média					34,63%		15,99%

Os valores passaram a ser conservadores, e com um erro pequeno. Mais uma vez, o modelo Peng-Robinson apresentou melhores resultados. No entanto, ainda é necessário avaliar a resposta desses “novos” pacotes em condições mais brandas (torre regeneradora e restante da planta). Para tal avaliação, utilizaram-se dados experimentais [4] de solubilidade de metano (e outros componentes) em TEG líquido após determinada alimentação em um vaso Flash. Os dados se encontram listados abaixo:

Tabela III.5 – Dados experimentais de solubilidade de metano em TEG líquido a baixas pressões [4]

T (°C)	P(Mpa)	Componentes	Composição alimentação (%)	Composição da fase líquida (%)
25	2,068	TEG	85,76	97,9
		Metano	13,38	1,11
		Benzeno	0,33	0,373
		Tolueno	0,28	0,314
		Etilbenzeno	0,02	0,0279
		o-Xileno	0,24	0,279
50	2,068	TEG	86,75	97,86
		Metano	12,37	1,13
		Benzeno	0,33	0,373
		Tolueno	0,28	0,314
		Etilbenzeno	0,03	0,0279
		o-Xileno	0,25	0,279

Para encontrar essa solubilidade no *HYSYS*, utilizou-se o mesmo fluxograma do vaso Flash, mas dessa vez a análise foi feita sobre a composição da corrente de saída líquida. O resultado para os pacotes modificados e seus respectivos erros são relatados na Tabela III.6.

Tabela III.6 – Resultados de solubilidade, a baixas pressões, de metano em TEG para os pacotes modificados.

Componentes	T(°C)	P (MPa)	Comp. Global	Comp. Fase Líquida Exp.	Comp. Fase Líquida PR	Erro (%)	Comp. Fase Líquida Glicol	Erro (%)
TEG	25	2,068	0,8576	0,979	0,9796	0,06%	0,9892	1,04%
Metano			0,1338	0,0111	0,0105	-5,41%	0,0008117	-92,69%
Outros			0,0086	0,0099	0,0099	0,00%	0,0099883	0,89%
TEG	50	2,068	0,8675	0,9786	0,9778	-0,08%	0,9889	1,05%
Metano			0,1237	0,0113	0,0124	9,73%	0,00114	-89,91%
Outros			0,0088	0,0101	0,0098	-2,97%	0,00996	-1,39%

Também como caráter de validação dos pacotes, foi realizada uma etapa de análise do comportamento da solubilidade, variando-se a pressão. A solubilidade analisada foi mais uma vez a de TEG em metano na fase vapor. O objetivo era avaliar qual pacote responde mais próximo do observado experimentalmente, em que a solubilidade aumenta com pressões mais elevadas, corroborando o fato de que unidades de desidratação que têm seu subsistema de absorção operando a maiores pressões apresentam maiores perdas de glicol. Para tanto, foi feito um estudo com dados a pressões baixas [5], e outro a pressões altas (usando os mesmos dados utilizados anteriormente), ambos os conjuntos a uma temperatura de 298,15K. Os resultados são mostrados nas Tabelas III.7 e III.8, e nos Gráficos III.1, III.2 e III.3.

- **Baixas pressões**

Tabela III.7 – Solubilidade de TEG em metano a pressões baixas [5]

Pressão (MPa)	Fração molar TEG (exp)	Fração molar TEG (PR)	Fração molar TEG (PR modificado)	Fração molar TEG (Pacote de Glicol)	Fração molar TEG (Pacote de Glicol modificado)
1,606	3,63E-07	2,64E-07	2,80E-07	4,89E-08	3,15E-08
3,243	2,87E-07	1,48E-07	1,67E-07	5,40E-08	2,19E-08
5,132	3,05E-07	1,03E-07	1,25E-07	8,54E-08	2,02E-08
6,485	3,45E-07	8,32E-08	1,07E-07	1,29E-07	2,06E-08
7,485	4,10E-07	7,20E-08	9,62E-08	1,79E-07	2,13E-08
8,612	4,79E-07	6,11E-08	8,55E-08	2,61E-07	2,24E-08

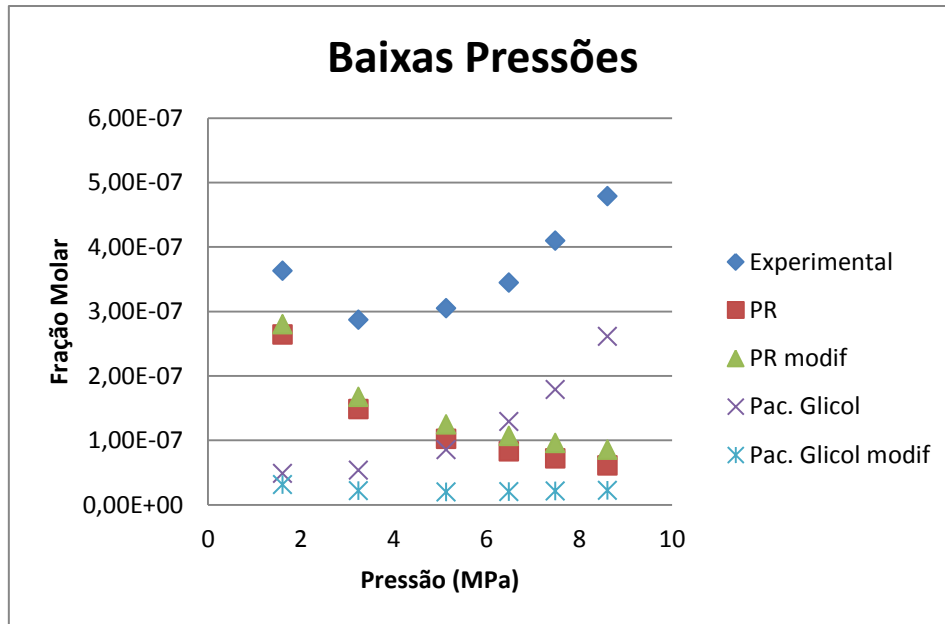


Gráfico III.1 – Gráfico da solubilidade a baixas pressões para os pacotes originais e modificados

- **Altas pressões**

Tabela III.8 – Solubilidade de TEG em metano a pressões altas ([3])

Pressão (Mpa)	Concentração TEG (exp)	Concentração TEG (PR)	Concentração TEG (PR modificado)	Concentração TEG (Pacote de Glicol)	Concentração TEG (Pacote de Glicol modificado)
16,06	4,00E-05	2,74E-05	4,21E-05	3,61E-04	3,97E-05
32,43	6,00E-05	1,43E-05	2,88E-05	1,20E-02	8,62E-05
51,32	1,00E-04	7,28E-06	1,70E-05	6,59E-02	9,88E-05
64,85	1,50E-04	4,99E-06	1,25E-05	1,32E-01	9,78E-05
74,85	2,10E-04	3,95E-06	1,03E-05	1,94E-01	9,52E-05
86,12	2,90E-04	3,13E-06	8,46E-06	2,73E-01	9,18E-05

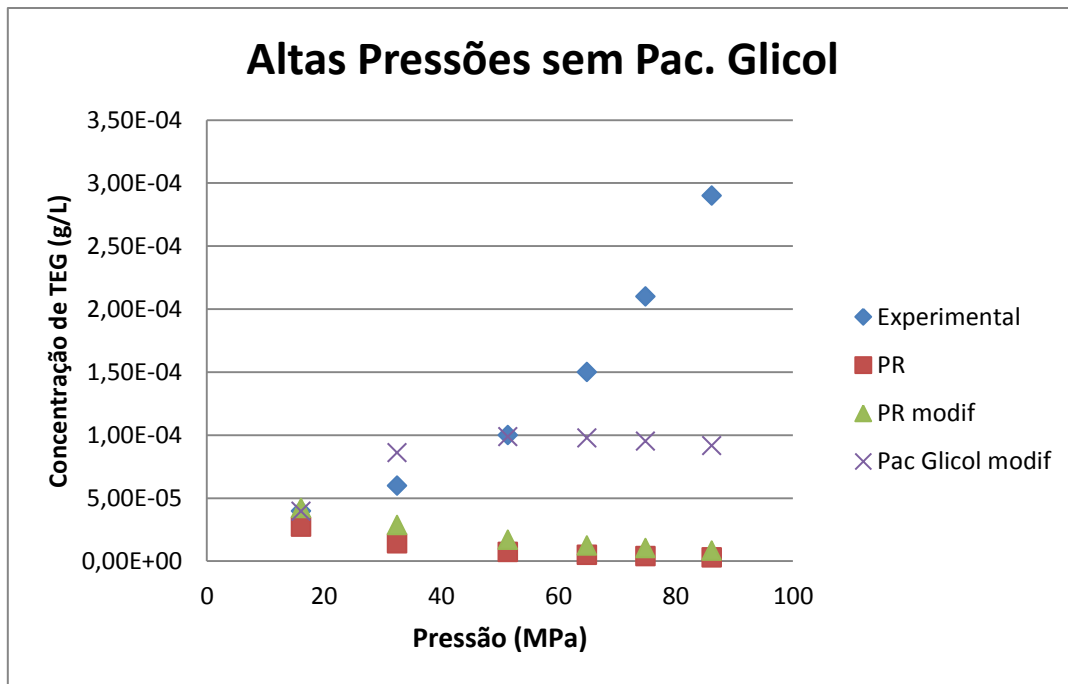


Gráfico III.2 – Gráfico da solubilidade a altas pressões para os pacotes originais e modificados (sem o pacote de glicol original)

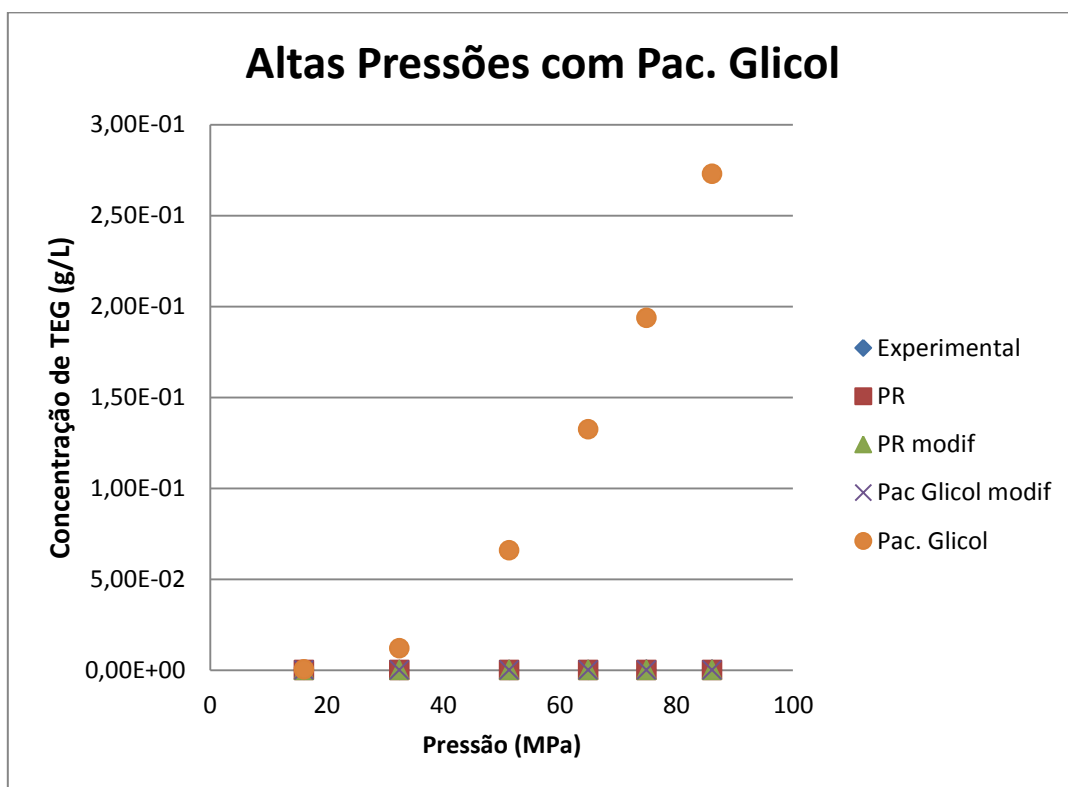


Gráfico III.3 – Gráfico da solubilidade a altas pressões para os pacotes originais e modificados (com o pacote de glicol original)

Foram traçados dois gráficos para altas pressões, alternando apenas a presença dos valores obtidos para o Pacote de Glicol, com intuito de realçar o quão discrepante dos outros é este pacote termodinâmico nestas condições. Analisando os gráficos

obtidos percebe-se que, para baixas pressões, o modelo Peng-Robinson modificado é o que mais se aproxima dos dados experimentais; enquanto que, para altas pressões, apesar de nitidamente não haver um modelo ideal que represente com fidelidade a solubilidade, o Pacote de Glicol modificado é o que apresenta resultados mais próximos. No entanto, nenhum dos 2 pacotes é qualitativamente consistente com os dados experimentais, ao não descrever o aumento de solubilidade para elevadas pressões.

Assim conclui-se que o modelo ideal para a planta em questão, na verdade seria um modelo híbrido. Na seção de alta pressão, composto basicamente pela torre absorvedora, foi escolhido o Pacote de Glicol alterado (coeficiente binário de interação alterado para -3,3); na seção de baixa pressão, subsistema de regeneração, o pacote selecionado foi o Peng-Robinson ($K_{ij} = 0,75$). A aplicação conjunta dos 2 pacotes foi utilizada para a simulação principal e sua subsequente etapa de análise de sensibilidade, mas como caráter qualitativo (analisar se a simulação está superestimada ou subestimada) foi realizada também a simulação para cada pacote separado (originais e modificados). No entanto, é importante ressaltar a dificuldade em obter um pacote termodinâmico adequado para pressões elevadas, bem como dados experimentais disponíveis para pressões superiores a 100 bar, o que representa um empecilho para uma satisfatória previsão da perda de glicol para a unidade em questão.

III.4. Descrição do Sistema

O serviço executado consiste basicamente na redução do teor de água de uma corrente de gás natural à 177 bar proveniente de uma unidade de compressão [6]. Para cumprir esta tarefa, utiliza-se TEG como agente desumidificante em duas torres com recheio. A torre de absorção opera a alta pressão e baixa temperatura e utiliza TEG pobre em H_2O para reduzir a umidade do gás. Já a torre de regeneração evapora a água do TEG rico à alta temperatura e baixa pressão para o recircular de volta à torre absorvedora na forma de TEG pobre.

Na Figura III.4, pode-se ver o fluxograma da planta enviado pelo cliente. Nela, o gás proveniente da unidade de compressão entra na torre absorvedora (T-TEG-01) escoando em contracorrente com o TEG proveniente da torre regeneradora (T-TEG-02). Após esta operação, o gás segue para exportação ou para a unidade de *gas lifting*. A torre em questão é constituída de dois módulos, conforme apresentado na Figura III.5. O módulo inferior consiste de um vaso depurador para efetuar a remoção de qualquer fase líquida que possa estar contida na corrente de entrada, sendo ela destinada ao início da planta para o separador trifásico. Já o módulo superior consiste de uma coluna de leito empacotado com recheios estruturados do tipo B1-200, conforme informações do cliente, para promover o contato entre o TEG e o gás natural de modo a promover sua desidratação.

O TEG rico em água passa então por uma série de operações unitárias com o intuito de condicioná-lo para a entrada na torre de regeneração. Primeiramente, a corrente passa por uma descompressão na válvula LV-TEG-01, sendo então aquecida por troca de calor com os gases provenientes do topo da torre T-TEG-02. Em seguida, este segue para o permutador de calor P-TEG-01 elevando sua temperatura por troca térmica com a corrente de TEG pobre, sendo então enviado para o separador trifásico V-TEG-01.

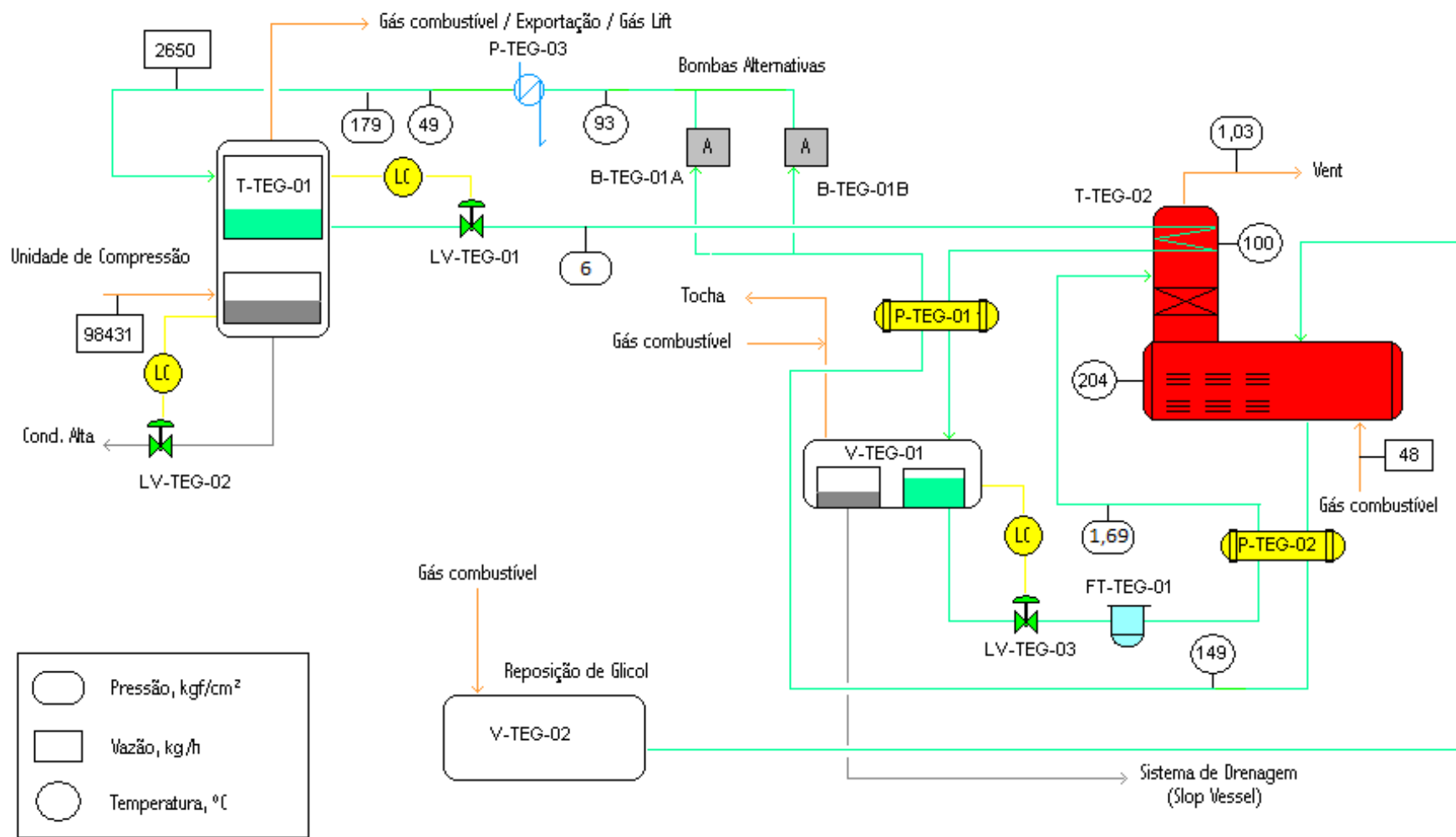


Figura III.4 - Fluxograma da Unidade de Desidratação de Gás Natural.

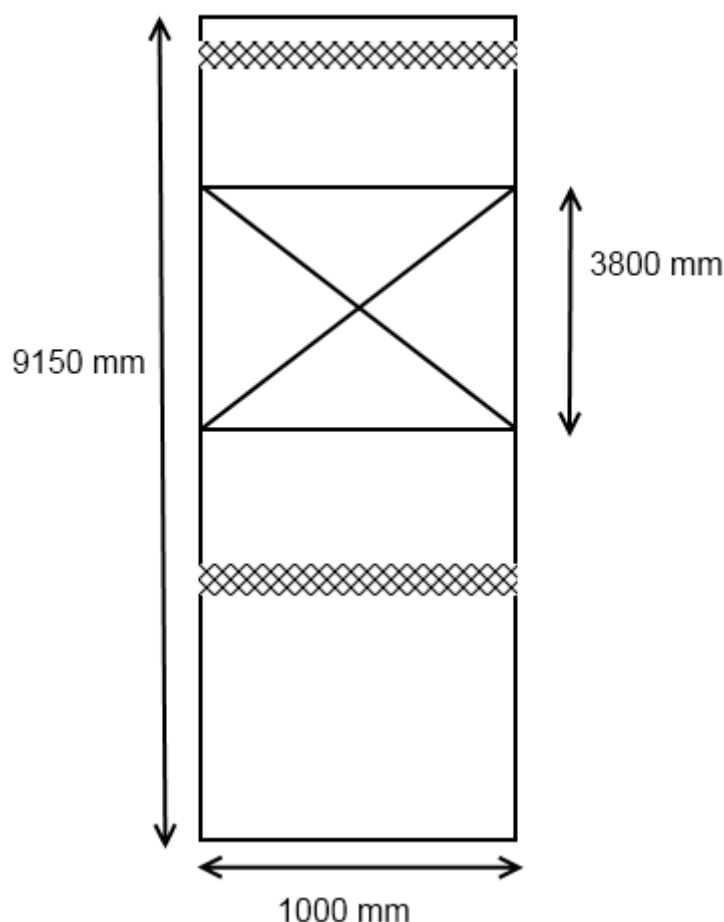


Figura III.5 – Esquema da T-TEG-01.

Este separador possui a função de remover os hidrocarbonetos leves e parte da água absorvidos na T-TEG-01 após estes serem vaporizados nas etapas de descompressão e aquecimento. Já a fase líquida leve contida na corrente é também removida para evitar a contaminação do glicol, o que causaria problemas de ineficiência na planta. A fase líquida pesada, contendo o TEG rico segue então para descompressão, filtragem e aquecimento na P-TEG-02 sendo posteriormente destinado à torre regeneradora T-TEG-02.

Tal equipamento consiste de três módulos sobrepostos conforme se pode visualizar na Figura III.6, também fornecida pelo cliente. A porção inferior consiste de um forno aquecido por resistências elétricas, mantendo a fase líquida a 203,7°C, com a finalidade de vaporizar a água e as pequenas quantidades de hidrocarbonetos restantes. O controle desta temperatura é de suma importância, pois se excedido dito valor, pode ocorrer a decomposição térmica do TEG, que acarretará na formação de espuma causando perdas de inventário de TEG e diminuição da eficiência do processo [7]. Ainda nesta seção, é injetada uma corrente de gás natural com a finalidade de promover o *gas stripping* que auxilia a remoção da água por deslocamento do equilíbrio líquido vapor.

Já o módulo intermediário, consiste em um leito recheado para promover o contato entre o TEG rico líquido descendente e o vapor proveniente do forno elétrico em ascensão de modo a promover um prévio aquecimento da corrente líquida e a transferência de água para a corrente gasosa. O gás ascendente segue então para a seção superior, que consiste em um permutador térmico, para resfriá-los até uma temperatura de 100°C por troca térmica com a corrente de TEG rico proveniente da T-TEG-01. Uma fração desta corrente então condensa e retorna à torre e o vapor segue para exaustão.

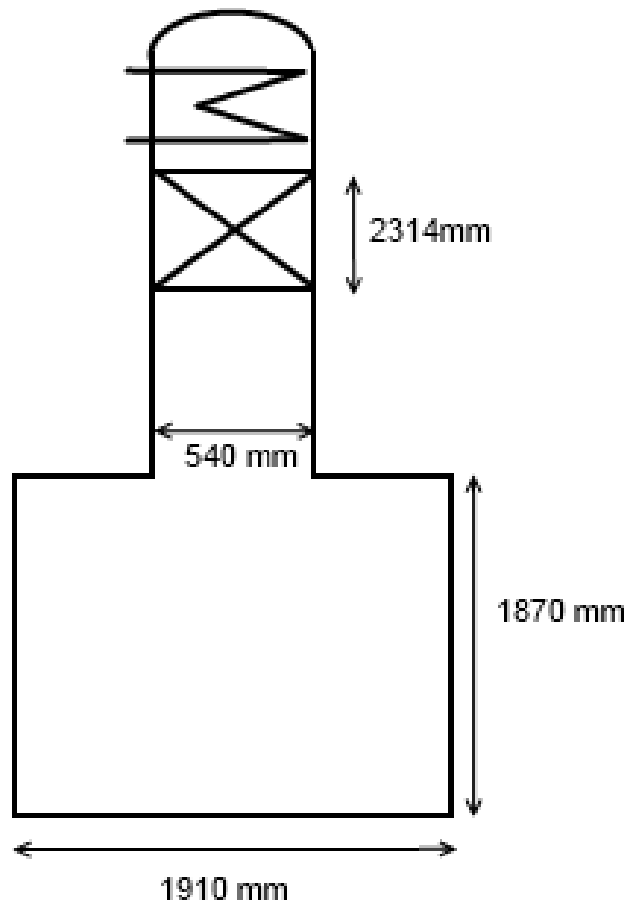


Figura III.6 – Esquema da T-TEG-02.

No processo de regeneração, o glicol perde uma quantidade apreciável de água e hidrocarbonetos, se transformando então em TEG pobre. Do fundo da T-TEG-02 sai uma corrente de tal líquido, que é resfriado por passagem nos permutadores de calor (P-TEG-01/02/03) sendo também comprimido por bombas alternativas. Após este processamento, o glicol retorna à torre absorvedora para promover a desidratação do gás.

Além de tais equipamentos, o processo conta também com um vaso de reposição de glicol V-TEG-02. Tal equipamento consiste em um tanque de armazenamento de glicol, mantido sob pressão por injeção de gás combustível.

III.5. Simulação do Processo no HYSYS

III.5.1 Fluxograma e Considerações

A Figura III.7 apresenta o fluxograma do processo elaborado no HYSYS. Para a realização de uma simulação a mais próxima possível do caso real, algumas considerações se fazem necessárias. Primeiramente, torres absorvedoras como a T-TEG-01 não estão disponíveis na base de dados do HYSYS. Portanto, a coluna foi simulada como um vaso flash e uma coluna absorvedora em série. Além disto, o programa não realiza a simulação de coluna de recheios, apenas colunas de pratos. Deste modo, houve a necessidade de se realizar cálculos de altura equivalente a um prato teórico (HETP, sigla em inglês) para estimar o número de pratos necessários para reproduzir a torre recheada em sua altura real. Os cálculos indicaram a necessidade de uma torre contendo dezesseis pratos. Tais cálculos são apresentados mais adiante na Seção IV.1.

Assim como a absorvedora, foi necessário representar a T-TEG-02 por dois equipamentos distintos, que são a torre de destilação completa (com condensador e refeedor) T-TEG-02A e o trocador de calor T-TEG-02B. Conforme apresentado anteriormente, a seção inferior do equipamento, que compreende um forno aquecedor, está presente na simulação na forma do refeedor de tal coluna. A seção intermediária do equipamento, que consiste originalmente em um leito empacotado, está representada por uma torre de pratos. Novamente, um cálculo de HETP foi realizado, indicando a necessidade de cinco pratos teóricos para representar a altura do recheio, conforme o cálculo apresentado na Seção IV.1.

A porção superior do equipamento real é simulada pelo condensador da T-TEG-02A e pelo aquecedor T-TEG-02B. Estes dois equipamentos estão conectados, na simulação, por uma corrente de calor que retira a energia da corrente gasosa no topo da coluna de destilação, mantendo-a a 100°C, enviando-o para o aquecimento da corrente de TEG úmido no permutador em questão.

Foi necessário fazer outra consideração, ao simular o vaso V-TEG-02. De modo a realizar uma simulação em regime permanente, foi necessário considerar que o vaso repõe constantemente o glicol, compensando em tempo real a perda de TEG sofrida em outros pontos da planta. No entanto, na planta real, a reposição de glicol ocorre durante inspeções periódicas, sendo esta então uma operação em batelada. Portanto, ao invés do equipamento original, que consiste em um tanque de armazenamento de glicol, o V-TEG-02 opera na forma de uma corrente contínua de TEG puro. Vale salientar que a perda de TEG na planta equivale, portanto, à vazão mássica de tal corrente.

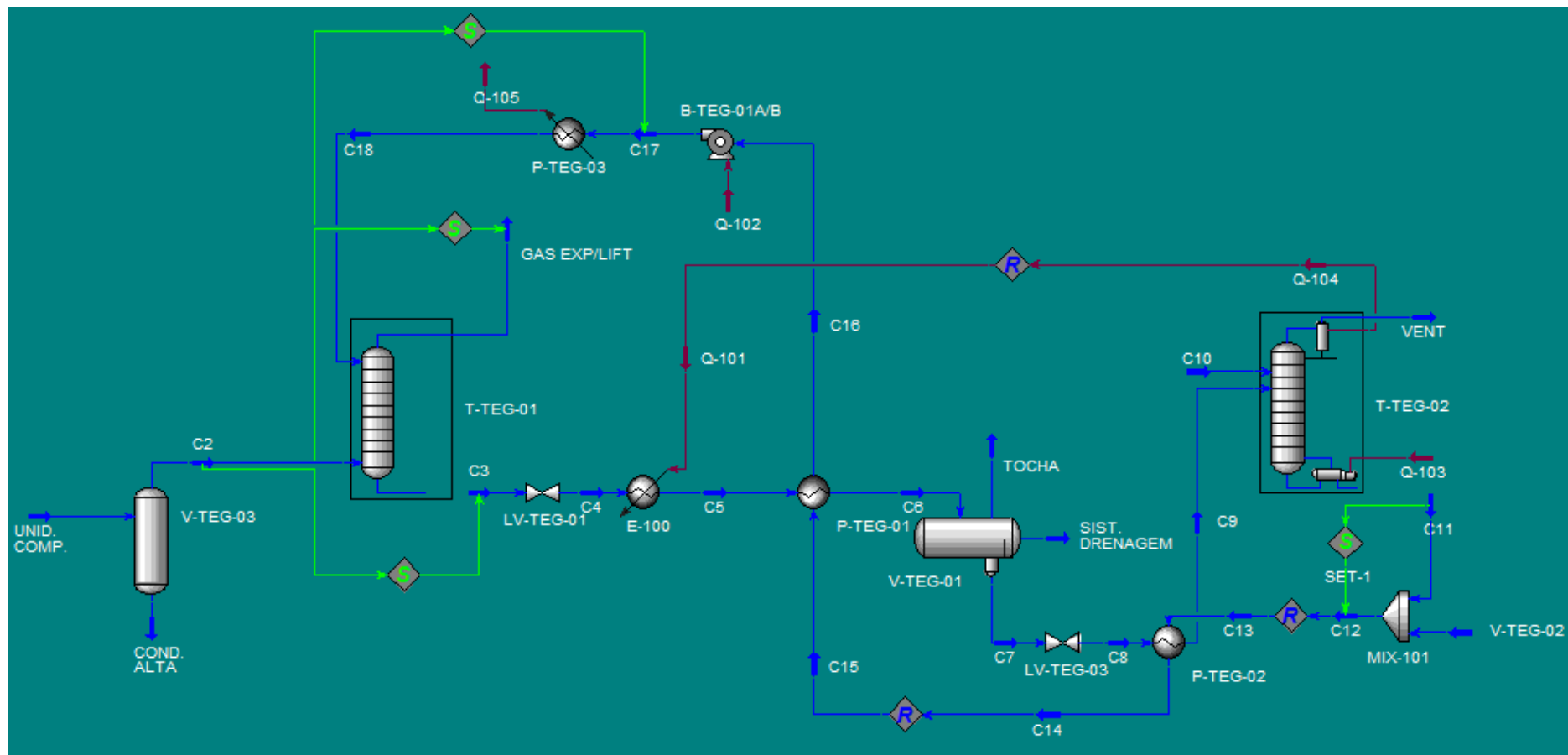


Figura III.7 – Fluxograma da Simulação no HYSYS

No fluxograma apresentado, os blocos indicados com um R no interior de um losango correspondem a uma operação lógica de reciclo. Tais operações são necessárias para garantir a convergência de uma simulação que contenha correntes materiais e de calor recirculando na planta. Outra operação lógica utilizada foi a “Set”, o S no interior de um losango. Tais operações são utilizadas quando se deseja designar o valor de uma determinada propriedade em uma corrente com base no valor desta mesma propriedade presente em outra corrente. No caso atual, os três blocos de “Sets” provenientes da corrente C2 são utilizados para manter a pressão das correntes de destino C3, C17 e GAS EXP/LIFT iguais à pressão da corrente de origem. Já o “Set” à direita iguala a temperatura da C12 à da C11.

À parte disto, todos os demais equipamentos originais, tais como bombas, trocadores de calor e válvulas, possuem seu modelo no HYSYS e foram inseridos sem nenhuma alteração estrutural.

III.5.2 Variáveis Especificadas

Para a realização de uma simulação, é necessário fornecer um número adequado de parâmetros igual ao número de equações do sistema para que o problema atinja grau de liberdade igual a zero, tornando-se possível a determinação matemática das demais incógnitas do problema. A Tabela III.9 e a Tabela III.10 apresentam as variáveis especificadas, que foram pressões, temperaturas, vazões mássicas, coeficientes globais de troca térmica vezes área de troca térmica (UAs) e frações molares.

As frações molares da corrente proveniente da unidade de compressão foram retiradas da literatura [6] no qual foi simulada a unidade de compressão que precede esta unidade de desidratação de gás natural. Já a composição do gás de *stripping* foi fornecida pelo cliente.

Quanto aos permutadores de calor P-TEG-01 e P-TEG-02, primeiramente foram especificadas as temperaturas das correntes C14, C15 e C16 com os valores apresentados na Figura III.4. Com a realização da simulação, os valores do UA para cada trocador foram calculados pelo programa. De posse desses valores, tornou-se interessante especificar o coeficiente global de transferência de calor e deixar as temperaturas de tais correntes como incógnitas do problema. Isto se torna interessante, pois na análise de sensibilidade realizada posteriormente, tais temperaturas poderão sofrer livre variação, aproximando a simulação da situação real, admitindo-se que esses valores de UA sejam independentes da temperatura.

Tabela III.9 – Variáveis especificadas.

Parâmetro	C3	C5	C8	C10	C12
Temperatura (°C)	-	-	-	204,00	203,70
Pressão (kPa)	1766,00	588,00	165,00	165,00	-
Vazão Mássica (kg/h)	-	-	-	48,00	2650,00
UA (kJ/°C.h)	-	-	-	-	-
Parâmetro	Reb. T-TEG-02	Cond. T-TEG-02	P-TEG-01	P-TEG-02	C17
Temperatura (°C)	203,7	100	-	-	-
Pressão (kPa)	-	-	-	-	1766,00
Vazão Mássica (kg/h)	-	-	-	-	-
UA (kJ/°C.h)	-	-	10827,08	10404,34	-
Parâmetro	C18	UNID. COMP.	V-TEG-02	GAS EXP/LIFT	
Temperatura (°C)	49,00	47,50	-	-	
Pressão (kPa)	-	1766,00	101,30	1766,00	
Vazão Mássica (kg/h)	-	5577,00	-	-	
UA (kJ/°C.h)	-	-	-	-	

Tabela III.10 – Composições Especificadas.

Frações Molares	UNID. COMP.	C10	V-TEG-02
H2O	0,001175	0,000000	0,000000
TEG	0,000000	0,000000	1,000000
Metano	0,872263	0,891422	0,000000
Etano	0,055023	0,050490	0,000000
Propano	0,030784	0,027195	0,000000
I-Butano	0,006846	0,005799	0,000000
N-Butano	0,013969	0,011598	0,000000
I-Pentano	0,003231	0,002400	0,000000
N-Pentano	0,004842	0,003499	0,000000
N-Hexano	0,003524	0,002000	0,000000
N-Heptano	0,002463	0,001200	0,000000
N-Octano	0,000459	0,000300	0,000000
N-Nonano	0,000025	0,000100	0,000000
N-Decano	0,000000	0,000000	0,000000
N-C11	0,000000	0,000000	0,000000
N-C12	0,000000	0,000000	0,000000
N2	0,003694	0,002599	0,000000
O2	0,001703	0,001400	0,000000

III.5.3 Resultados da Simulação

O processo de desidratação apresentado na seção anterior foi simulado com cinco pacotes termodinâmicos diferentes para que se pudesse analisar a diferença de resultados obtidos com cada um deles. Os pacotes ou conjunto de pacotes utilizados foram:

- *Glycol Package* com valores de k_{ij} do par metano-TEG ajustado
- *Glycol Package* original
- Peng-Robinson com valores de k_{ij} do par metano-TEG ajustado
- Peng-Robinson original
- Peng-Robinson Modificado na T-TEG-02 e Glicol Modificado no restante

Com as variáveis especificadas acima descritas, os resultados das simulações foram:

Tabela III.11 – Resultados Das Simulações Em Diferentes Pacotes.

Pacote	Teor H2O Teg Rico (m/m)	Teor H2O Teg pobre (m/m)	Perda TEG T-TEG-01 (Kg/h)	Perda TEG T-TEG-02 (Kg/h)
Glicol Modificado	0,049136	0,009591	0,379491	0,126156
Glicol	0,048806	0,009516	19,489737	0,125880
Peng-Robinson Modificado	0,029581	0,004394	0,144195	0,516217
Peng-Robinson	0,029606	0,004393	0,083243	0,515330
PR mod. + Gly mod.	0,030591	0,002697	0,073796	0,123434
Pacote	Perda Global Glicol (Kg/h)	Teor H2O Gas Exp. (m/m)	Teor de H2O Gas Exp. (lb/MMSCF)	
Glicol Modificado	0,505794	0,000064	3,334317	
Glicol	19,616522	0,000080	4,130974	
Peng-Robinson Modificado	0,721354	0,000019	0,977832	
Peng-Robinson	0,656429	0,000019	0,978616	
PR mod. + Gly mod.	0,521787	0,000012	0,648840	

Para que se possam fazer comparações entre a simulação e a planta real, são apresentados alguns dados reais da planta fornecidos pela contratante. A Tabela III.12 apresenta variáveis de processo, enquanto a Tabela III.13 apresenta valores de perda de glicol para sistemas de remoção de TEG em diferentes plataformas.

Tabela III.12 – Valores Reais De Variáveis De Processo.

	Teor H2O no TEG (%w/w)		Temp. entrada da T-TEG-01 (°C)		Temp. Reboiler T-TEG-02 (°C)	Vazão de gás na entrada da T-TEG-01 (Nm³/h)
	TEG pobre	TEG rico	TEG	Gás úmido		
1	1,3	4,8	51,1	44,4	203,7	86296
2	1,2	4,9	52,4	45,2	203,2	86062
3	1,3	5,5	53,6	46,5	204,0	86779
4	1,5	5,2	53,2	45,9	202,9	85961
5	1,2	4,8	51,8	44,6	203,6	86420
6	1,2	4,7	50,7	44,1	190,5	82991
7	2,4	5,8	51,1	44,1	182,7	83795
8	1,9	5,1	51,6	44,8	202,9	84442
9	3,4	4,5	52,0	45,4	202,8	82856
10	2,4	4,4	53,3	46,1	203,6	81611
11	1,5	4,3	52,2	45,4	202,7	80349
12	1,3	4,3	54,9	47,7	203,7	90512
13	1,7	4,8	54,0	46,8	200,9	89373
14	1,6	4,8	56,4	48,5	203,7	93027
15	1,5	4,7	59,3	52,1	203,2	88247
16	1,5	4,5	50,4	43,4	203,9	97806
17	1,4	4,2	50,5	43,8	202,5	99026
18	1,4	4,8	51,9	45,4	199,9	101017
19	1,6	5,1	52,3	45,0	200,8	101153
20	1,5	5,2	51,4	44,3	203,6	101596
21	1,5	4,8	53,1	46,4	203,8	99040
22	1,6	5,1	52,7	45,8	204,0	94007
23	1,6	5,7	52,6	45,7	200,2	101823
24	1,5	5,2	52,7	45,6	200,8	101099
25	1,8	5,3	52,6	45,6	203,1	101146
26	1,6	4,1	51,9	45,2	203,0	100937
27	1,3	3,3	51,9	44,9	204,1	96749
28	1,2	4,2	56,5	49,0	203,8	97669
29	1,3	5,5	56,2	49,2	201,7	89840
30	1,3	4,9	52,0	44,9	203,1	93116

Tabela III.13 – Perdas de Glicol em Diferentes Plataformas.

Plataforma	Perda de TEG L/mês	Vazão de Gás (Sm³/d)	Perda de Glicol L/MMSCM
A	2083	1500000	46
B	3833	1500000	85
C	2333	110000	707
D	4417	2000000	74
E	1667	2000000	28
F	8083	1930000	140
G	833	2000000	14
H	3750	3000000	42
I	2417	2250000	36
J	3250	3600000	30
K	7917	3000000	88
L	1333	3000000	15
M	8833	3000000	98
N	2583	3600000	24
P	11917	4650000	85

De modo a obter um comparativo com as variáveis da Tabela III.12, seguem na Tabela III.14 os resultados da simulação para diferentes pacotes, utilizando as variáveis de processo apresentadas em tal tabela. Deste modo, foram modificados os valores da temperatura de entrada do Gás Úmido e do TEG pobre na torre T-TEG-01, a

temperatura do refeedor e a vazão de entrada do gás, para os valores apresentados na linha 1 da Tabela III.12, de modo a se comparar o teor de água no TEG rico e no TEG pobre.

Tabela III.14 – Simulação do Processo nas Condições Operacionais da Planta

Pacote	Teor H2O Teg Rico (m/m)	Teor H2O Teg pobre (m/m)	Perda TEG T-TEG-01 (Kg/h)	Perda TEG T-TEG-02 (Kg/h)
Glicol Modificado	0,035442	0,007982	0,441816	0,134589
Glicol	0,034775	0,007575	17,132478	0,133604
Peng-Robinson Modificado	0,028454	0,004322	0,194706	0,512538
Peng-Robinson	0,028486	0,004331	0,117068	0,511649
PR mod. + Gly mod.	0,037272	0,010448	0,432969	0,299084
Pacote	Perda Global Glicol (Kg/h)	Teor H2O Gas Exp. (m/m)	Teor de H2O Gas Exp. (lb/MMSCF)	Perda Global Glicol (L/mês)
Glicol Modificado	0,577097	0,000073	3,780955	446,9
Glicol	17,270557	0,000090	4,670364	13374,8
Peng-Robinson Modificado	0,808643	0,000026	1,370832	626,2
Peng-Robinson	0,716800	0,000026	1,375246	555,1
PR mod. + Gly mod.	0,732071	0,000094	4,862797	566,9

Os resultados apresentados na Tabela III.14 demonstram que tanto a fração mássica de água na corrente de TEG pobre quanto na corrente de TEG rico estão abaixo do valor operacional. Isto pode ser explicado por ineficiências nas hipóteses adotadas na modelagem realizada no simulador de processo quando comparados aos valores experimentais obtidos por pesquisas de campo.

Quanto à perda global de TEG, as condições operacionais utilizadas equivalem a um tratamento de 2000000 Sm³/d e, portanto, devem ser comparados com as plataformas D, E e G da Tabela III.13. Deste modo, todos os resultados, exceto um, apresentaram valores de perda de TEG inferiores às plantas citadas. Isto é um indicativo de que a termodinâmica prevê uma perda por vaporização inferior às ocorridas nas unidades em questão, indicando a ocorrência de perdas de glicol por arraste e por perdas mecânicas.

A discrepância do valor encontrado para a perda mensal de TEG obtida com o pacote do glicol deve-se ao fato de que este pacote superestima a solubilidade do glicol no gás em altas pressões, que é o caso da T-TEG-01. Portanto, este modelo é inadequado para simular tal torre e seu resultado deve ser desconsiderado.

Já em relação à umidade do gás de exportação, ao se minimizar a quantidade de TEG perdido ajustando as variáveis de processo, pode vir a ocorrer um aumento na concentração de água no gás de exportação. Como é muito dispendioso desidratar a corrente gasosa a apenas traços de H₂O, é necessário que sua concentração fique abaixo dos limites máximos estipulados. Nesse contexto, existem dois valores que devem ser respeitados, o valor máximo para evitar a formação de hidratos e a meta estabelecida pelo cliente. Enquanto o primeiro representa uma concentração de 7 lb/MMSCF [7], o segundo é estipulado em 2 lb/MMSCF.

Dentre as simulações realizadas nas condições do fluxograma (Figura III.4), as realizadas com o *Glycol Package* e com o *Glicol Package* modificado ultrapassaram a meta do cliente. Já as simulações realizadas com base nas condições operacionais, a simulação feita com dois pacotes também ultrapassou a meta do cliente. No entanto, nenhum dos valores calculados ultrapassou o teto de formação de hidrato indicado pela literatura.

IV. Cálculos

IV.1. Número de Pratos das Torres

Como comentado no capítulo anterior, a fim de se realizar a simulação, foi necessário realizar um cálculo prévio (aproximado) do número de estágios das colunas absorvedora e regeneradora, uma vez que o *HYSYS* não tem colunas de recheio implementadas. Tal cálculo foi feito através do conceito de *altura equivalente a prato teórico* (HETP, em inglês).

Este procedimento é o mais usado para o cálculo da altura de uma torre de destilação recheada. Nas torres recheadas, a eficiência de transferência de massa está relacionada ao contato contínuo contracorrente e com as taxas de transferência entre as fases, líquida e vapor. Tem-se a relação:

$$Z = (HETP) \cdot N \quad (\text{Equação IV.1})$$

Onde:

Z = altura do leito

N = número de estágios teóricos

A eficiência de uma torre recheada assim como a de uma torre de pratos depende de três conjuntos de parâmetros de projeto:

- Parâmetros do sistema: composição e propriedades
- Condições hidrodinâmicas: vazões e fluxos
- Parâmetros geométricos: dimensões do equipamento de contato

Existem basicamente quatro métodos gerais para previsão da eficiência e HETP de uma torre recheada em escala comercial:

- Comparação com uma instalação similar cujos dados de desempenho estão disponíveis
- Uso de método empírico ou estatístico
- Extrapolação direta de dados experimentais, obtidos em planta piloto
- Através de modelos de transferência de massa teóricos

Para o cálculo das torres absorvedora e regeneradora do processo tratado, utilizou-se a correlação empírica de Lockett [8], específica para previsão de HETP de recheios estruturados. O método estabelece uma relação entre HETP e a área superficial do recheio, operando a 80% da condição de inundação. A equação e suas variáveis são descritas a seguir.

$$HETP = (4,82(\rho_L - \rho_G)^{0,5} \mu_r^{-0,06}) / \alpha \quad (\text{Equação IV.2})$$

Onde:

$$\alpha = a_p(1 + 0,78\exp(0,00058a_p)\left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0,25})^2$$

ρ_L = densidade do líquido (kg/m³)

ρ_G = densidade do gás (kg/m³)

a_p = área superficial específica do recheio (m²/m³)

μ_r = relação entre as viscosidades do líquido na temperatura do leito e da água na temperatura de referência (20°C) - 0,001002 N/s.m²

✓ Estimativa inicial para torre absorvedora

Para realizar a estimativa inicial do número de estágios da torre de absorção, foram considerados:

- Corrente gasosa: gás vindo da unidade de compressão cujos dados de temperatura, pressão e composição são conhecidos;
- Corrente líquida: TEG puro líquido a 49°C e a pressão da torre (176,6 bar)

As variáveis necessárias foram obtidas através do próprio *HYSYS*, criando as correntes isoladamente com suas respectivas condições operacionais. A tabela IV.1 mostra os valores encontrados.

Tabela IV.1 –Dados das correntes da torre absorvedora

Densidade do líquido (kg/m ³)	1140,613
Densidade do gás (kg/m ³)	187,1043
Viscosidade dinâmica do líquido (N/s.m ²)	3,80E-02

Uma vez que a área superficial específica (a_p) do recheio, B1-200, é 200m²/m³, substituindo os valores na equação IV.2:

$$\text{HETP} = 0,247 \text{ m}$$

A coluna de absorção tem uma altura Z de 3,8m, o que, pela equação IV.1 dá:

$$\text{N} = 15,40 \text{ estágios}$$

Adotando uma análise conservadora, estimou-se, portanto, um total de **16** estágios para torre absorvedora.

✓ Estimativa inicial para torre regeneradora

Para realizar a estimativa inicial do número de estágios da torre de regeneração, foram considerados:

- Corrente gasosa: vapor d'água puro a 100°C e 1 atm;
- Corrente líquida: a corrente líquida de TEG úmido vinda da torre absorvedora, em que se simulou somente a torre de absorção, com as correntes e número de estágios da estimativa inicial, foi obtida a corrente líquida de TEG úmido; em seguida, criou-se uma corrente de mesma composição, mas a 100°C e 1 atm – condições da torre regeneradora.

A tabela IV.2 apresenta os valores encontrados.

Tabela IV.2 –Dados das correntes da torre regeneradora

Densidade do líquido (kg/m³)	1066,811
Densidade do gás (kg/m³)	0,592256
Viscosidade dinâmica do líquido (N/s.m²)	7,09E-03

Uma vez que a torre regeneradora é preenchida com o mesmo tipo de recheio, sua área específica também é 200m²/m³. Substituindo os valores na equação IV.2, tem-se:

$$\text{HETP} = 0,544 \text{ m}$$

A coluna de regeneração tem uma altura Z de 2,31m, o que, pela equação IV.1 dá:

$$\text{N} = 4,26 \text{ estágios}$$

Estimou-se portanto um total de 5 estágios para torre regeneradora.

✓ Cálculo com os resultados da simulação

Após a realização da simulação, utilizando as estimativas iniciais, foram refeitos os cálculos com as propriedades das correntes simuladas. A intenção era verificar se os “novos” números de estágios são próximos do estimado, indicando uma boa convergência e um chute inicial efetivo.

Para a torre absorvedora, a principal diferença reside no fato de agora considerarmos como corrente líquida o TEG pobre regenerado, não este totalmente puro. As propriedades das correntes são ilustradas na tabela abaixo.

Tabela IV.3 –Dados das correntes da torre absorvedora obtidas na simulação

Densidade do líquido (kg/m ³)	1138,043
Densidade do gás (kg/m ³)	187,1043
Viscosidade dinâmica do líquido (N/s.m ²)	3,38E-02

Para tais valores, temos como resultado:

$$\text{HETP} = 0,248 \text{ m}$$

$$\text{N} = 15,32 \text{ estágios}$$

Para a torre regeneradora, as propriedades das correntes após a simulação são:

Tabela IV.4 –Dados das correntes da torre regeneradora obtidas na simulação

Densidade do líquido (kg/m ³)	1004,179
Densidade do gás (kg/m ³)	0,788156
Viscosidade dinâmica do líquido (N/s.m ²)	1,70E-03

Para tais valores, temos como resultado:

$$\text{HETP} = 0,562 \text{ m}$$

$$\text{N} = 4,11 \text{ estágios}$$

Observa-se que o resultado obtido para ambas colunas é bem próximo do estimado inicialmente, o que corrobora a escolha de 16 estágios para a coluna de absorção e de 5 estágios para a de regeneração.

IV.2. Perdas Mecânicas de TEG

Como visto anteriormente, o objetivo principal do trabalho é avaliar a perda de inventário de TEG na planta de desidratação. Basicamente são 3 os pontos em que se observa saída indesejável de glicol, conforme observado na simulação:

- Gás desidratado para exportação, saindo no topo da absorvedora;
- Gás residual para tocha, saindo do separador trifásico (vaso de expansão);
- Destilado de topo da coluna regeneradora.

Tais perdas podem ser causadas por efeito termodinâmico ou mecânico, conforme previamente explicitado na seção II.6. As perdas por razões termodinâmicas

podem ser facilmente quantificadas através de simulações com softwares como o HYSYS. No entanto, estas não conseguem prever as perdas mecânicas, sendo necessários alguns cálculos específicos explicitados em seguida.

IV.2.1 Eliminador de Névoas

O eliminador de névoas (*demister*) tem como finalidade principal a remoção de partículas líquidas de glicol que tenham sido arrastadas pela corrente gasosa, evitando assim perdas deste, no gás de exportação que sai do topo da torre absorvedora. A partir de informações relativas à corrente gasosa que entra na torre (vazão, densidade, etc.), pode-se dimensionar a área de eliminador necessária para “tratar” tal corrente. O equacionamento, obtido em [8], e confirmado em catálogos de empresas fabricantes de tais produtos, é descrito a seguir.

- ✓ Cálculo da velocidade máxima (crítica) de separação líquido-vapor - V_{max} (m/s):

$$V_{max} = K \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0,5} \text{ (Equação IV.3)}$$

Onde:

ρ_L = densidade do líquido que entra na torre (kg/m³)

ρ_V = densidade do vapor que entra na torre(kg/m³)

K = fator de capacidade (m/s)

- ✓ Cálculo da área efetiva da seção transversal do eliminador de névoa – A(m²):

$$A = Q / V_{max} \text{ (Equação IV.4)}$$

Onde:

Q = vazão de vapor (m³/s)

Neste trabalho, a partir do diâmetro da torre absorvedora, verificou-se se, para as vazões de processo, a área ideal do eliminador de névoas era inferior à área transversal da torre, uma vez que o *demister* é instalado internamente a esta. Caso não o seja, tal fato representa erro de dimensionamento e utilização de um eliminador menor do que o necessário, o que indica a possibilidade de passagem de glicol líquido por este e sua perda com o gás de topo.

É importante ressaltar que o fator de capacidade K é função de alguns fatores do sistema, como viscosidade do líquido, tensão superficial, estrutura da eliminador, etc. No entanto, no caso em questão foi considerado um valor mínimo conservador, padrão para as indústrias, de 0,11 (retirado de catálogo do produto em questão) [20]. Tal medida é conservadora, uma vez que considera-se quanto menor o valor

considerado para tal parâmetro, maior é a área obtida, ou seja, estando esta corretamente dimensionada para o caso avaliado (menor do que a área transversal da torre), também estará para casos de maior K.

Partindo dos resultados da simulação, indicados na tabela IV.5:

Tabela IV.5 –Dados das correntes da torre absorvedora obtidas na simulação

Densidade do líquido (kg/m ³)	1138,043
Densidade do gás (kg/m ³)	187,1043
Vazão de gás (m ³ /h)	584,3116

Substituindo estes valores nas equações IV.3 e IV.4, calculou-se a área efetiva do eliminador de névoas:

$$A_{demister} = 0,65 \text{ m}^2$$

Sabendo que o diâmetro interno da torre absorvedora (d) é de 1m, a área transversal é obtida por:

$$A_{torre} = \frac{\pi d^2}{4} = 0,78 \text{ m}^2$$

Uma vez que a área efetiva necessária, nas condições do processo, para tratar de maneira eficiente o gás seco é menor do que a área transversal da coluna existente, conclui-se que não há problemas de dimensionamento do *demister* e, a princípio, não há perdas consideráveis de glicol associadas a este. No entanto, é importante ressaltar que as relações usadas são muito aproximadas, e, conseqüentemente, seus resultados não podem ser usados como único parâmetro de análise da existência ou não de arraste de líquidos.

IV.2.2 Condição de Inundação

Para vazões muito elevadas de gás é possível que ocorra um arraste excessivo da fase líquida e a inundação da torre (*jet flooding*). Na condição de inundação, o escoamento gravitacional da fase líquida dificilmente ocorrerá, e qualquer líquido que alimente a torre nesta condição será carregado pela fase gasosa, pelo topo para fora da torre. Além disso, o inventário de líquido na torre aumenta muito, a queda de pressão ao longo desta fica excessivamente elevada e seu controle fica bastante dificultado.

A inundação também pode ocorrer por elevação demasiada da vazão da fase líquida (*downflow flooding*). A necessidade de escoar uma quantidade excessiva de

líquido em uma área limitada pode sobrecarregar os pratos ou recheios, resultando na elevação do inventário de líquido e no aumento da queda de pressão.

Para a boa operação da torre, sem haver perdas excessivas de líquido (na unidade em questão, perda de inventário de TEG), deve-se trabalhar com vazões de líquido e gás que estejam razoavelmente afastadas destas condições limites. A partir dos fluxos mássicos de líquido e gás, e suas respectivas densidades nas condições de processo, é possível calcular a velocidade de gás que causaria inundação na torre. Assim, a coluna é projetada de forma que a velocidade real esteja numa faixa de 40-80% da velocidade limite calculada. Segue abaixo um método gráfico para predição das condições de inundação [9].

$$X = \frac{L}{G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,5} \cdot 100 \quad (\text{Equação IV.5})$$

Onde:

L = fluxo mássico de líquido (kg/(m²s))

G = fluxo mássico de gás (kg/(m²s))

ρ_L = densidade do líquido (kg/m³)

ρ_G = densidade do gás (kg/m³)

A partir do valor de X (adimensional) retira-se do gráfico da Figura IV.1, uma vez sabendo o tipo de recheio da coluna, o eixo Y, que dá o parâmetro de capacidade de Souders-Brown (C_{SB}).

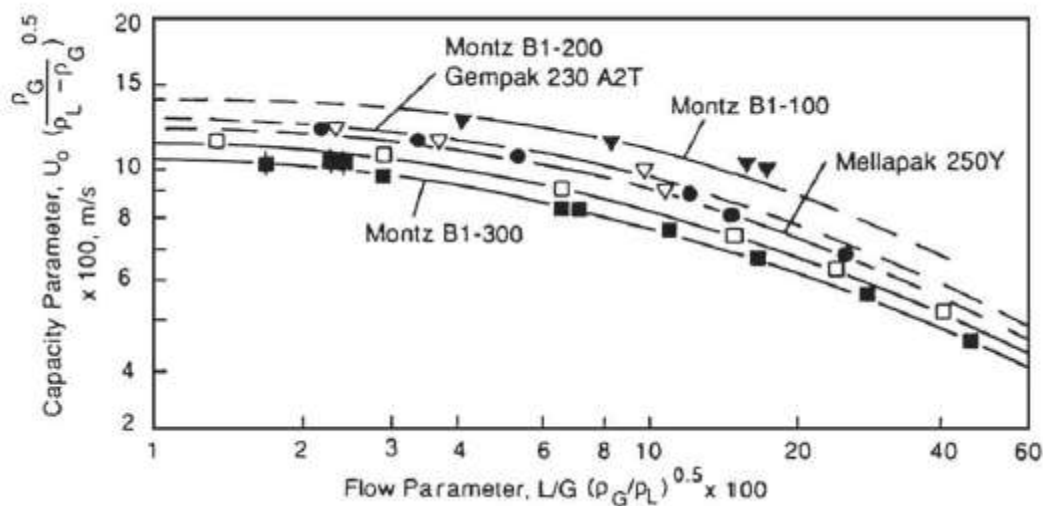


Figura IV.1 –Dados de inundação para recheios estruturados [9]

De posse de C_{SB} , tem-se que:

$$C_{SB} = U_o \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \quad (\text{Equação IV.6})$$

Desta relação, é possível então obter a velocidade do gás na condição de inundação – U_o (m/s).

Para o projeto realizado, em que já se sabe a velocidade operacional de gás entrando na torre, foi realizado o cálculo da velocidade de inundação e uma verificação se a velocidade real está na faixa de 40-80% desta. Em caso negativo, a operação fora da faixa indica problema de dimensionamento e pode trazer problemas tanto de inundação e perda de glicol, no caso de > 80%, ou problemas de vazamento de líquido (*weeping*), no caso de < 40%. Tal fato exigiria uma posterior análise e redimensionamento da coluna.

Dos resultados da simulação, tem-se que:

Tabela IV.6 –Dados das correntes da torre absorvedora obtidas na simulação

Vazão mássica de líquido (kg/s)	0,736111
Densidade do líquido (kg/m³)	1138,043
Vazão mássica de gás (kg/s)	30,36867
Densidade do gás (kg/m³)	187,1043

Os fluxos mássicos de líquido e gás são calculados dividindo suas respectivas vazões mássicas pela área transversal da torre absorvedora ($\pi d^2/4$, com $d=1\text{m}$), e X é obtido através da equação IV.5. Com isso:

$$L = 0,94 \text{ kg/s.m}^2$$

$$G = 38,67 \text{ kg/s.m}^2$$

$$X = 0,98$$

Como o recheio da torre absorvedora da planta estudada é do tipo Montz B1-200, com tal valor de X , encontra-se um Y de aproximadamente 13 pelo gráfico, ou seja:

$$C_{SB} = 0,13 \text{ m/s}$$

E uma velocidade **$U_o = 0,293 \text{ m/s}$** .

A velocidade real do gás (m/s) entrando na torre é calculada por:

$$V_G = G / \rho_G = 0,207 \text{ m/s}$$

$$V_G / U_o = 0,71 = \mathbf{71 \%}$$

Portanto nas condições de planta fornecidas, a torre trabalha com uma velocidade de gás de 71% em relação à sua condição de inundação. Este valor se encontra dentro da faixa ideal, e conclui-se que as perdas de glicol observadas não devem ser causadas por inundação da coluna.

V. Análise de Sensibilidade

É sabido que as variações de alguns parâmetros de processo podem impactar em todas as demais variáveis do processo. Baseado em tal fato, uma análise de sensibilidade foi realizada para avaliar seus efeitos na concentração final de água no gás natural e a perda de glicol na planta. Desta forma, pode-se nortear a busca por condições operacionais mais adequadas de modo a reduzir as perdas de TEG ocorridas, economizando assim recursos financeiros.

A estratégia de modelagem termodinâmica para a realização desta análise consistiu na utilização do pacote Peng-Robinson modificado na T-TEG-02 e o pacote do glicol modificado no restante da planta. Conforme mostrado anteriormente, o primeiro pacote foi o que melhor reproduziu os dados experimentais obtidos em baixas pressões como a da torre regeneradora, enquanto o segundo foi o que mais se aproximou dos pontos experimentais à alta pressão. Portanto, melhores resultados são obtidos quando se utilizam ambos pacotes nas regiões apropriadas.

Neste capítulo serão comentados os resultados presentes nos gráficos obtidos a partir da análise de sensibilidade realizada no HYSYS, gráficos esses que se encontram no Anexo I. Os limites superior e inferior de cada intervalo abaixo foram obtidos por meio de variações de 10 unidades para mais e para menos, a partir do valor do parâmetro em condições operacionais, com intervalos de 5 unidades. As exceções consistem na temperatura do refeedor e na vazão de TEG recirculante, para os quais se analisou apenas a diminuição da variável em questão. Os parâmetros de processo que sofreram variação foram:

1. Temperatura do Gás de Alimentação [27,5°C - 47,5°C]
2. Temperatura da corrente de TEG Pobre [39°C – 59°C]
3. Temperatura do Refeedor (T-TEG-02) [190°C – 203,7°C]
4. Temperatura do Condensador (T-TEG-02) [90°C – 110°C]
5. Vazão do *Gas Stripping* [38 kg/h - 58 kg/h]
6. Vazão de circulação do TEG [2250 kg/h – 2650 kg/h]
7. Pressão do Gás de Alimentação [166,6 bar – 186,6 bar]

Para cada variável perturbada, as seguintes variáveis de resposta foram analisadas:

- a) Teor de água no TEG pobre
- b) Teor de água no TEG rico
- c) Teor de água no gás de exportação
- d) Perda de TEG na absorvedora
- e) Perda de TEG na regeneradora
- f) Perda total de TEG

Abaixo segue a discussão dos resultados obtidos. A Tabela V.1 apresenta um resumo de tais resultados.

- 1) Temperatura do gás de alimentação: Tal variável afeta principalmente o teor de água no gás de exportação e a perda de TEG na absorvedora.
 - a) Gráfico AI-1: Observa-se uma curva com concavidade negativa com ponto máximo em torno de 33°C, indicando que até esta temperatura, o conteúdo de água no gás de exportação aumenta e após este ponto, tal teor diminui. No entanto, a variação desta grandeza é muito baixa, ficando em torno de $8e-7 \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$ para a parte ascendente e $-1,1e-7 \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$ para a parte descendente.
 - b) Gráfico AI-2: Apresenta o mesmo comportamento do teor de água do TEG rico descrito acima com ponto de máxima próximo a 37°C e variações de $1,5e-3 \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$ para a porção ascendente e de $-1,4e-4 \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$ para a porção descendente.
 - c) Gráfico AI-3: O teor de água no gás de exportação é proporcional à temperatura do gás de entrada e sua taxa de variação fica em torno de $3,1e-6 \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$. Logo, menores temperaturas do gás de entrada aumentam a eficiência de remoção de água do sistema.
 - d) Gráfico AI-4: A perda de TEG na torre absorvedora é também proporcional à temperatura de entrada do gás e apresenta uma taxa de variação apreciável que fica próxima a $0,03 \text{ kg}/(\text{h} \cdot ^\circ\text{C})$.
 - e) Gráfico AI-5: Apresenta uma curva com concavidade negativa na região analisada, apresentando um máximo em torno de 36°C e taxas de variação de $0,0134 \text{ kg}/(\text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ para a parte crescente e $2,8e-4 \text{ kg}/(\text{h} \cdot ^\circ\text{C})$ na parte decrescente.
 - f) Gráfico AI-6: Apresenta a perda global de TEG com a variação da temperatura do gás de entrada. Quanto maior a temperatura do gás de entrada, maior a perda de TEG na planta, influenciada principalmente pela perda de TEG na absorvedora. Nesta região, taxa de variação fica em torno de $0,03 \text{ kg}/(\text{h} \cdot ^\circ\text{C})$. Portanto, diminuindo-se a temperatura do gás de entrada, além de se diminuir o teor de umidade do gás de exportação, reduz-se também as perdas de TEG no sistema.

- 2) Temperatura do TEG pobre: Tal como a anterior, esta variável afeta principalmente o teor de água no gás de exportação e a perda de TEG na absorvedora.
 - a) Gráfico AI-7: Apresenta um comportamento errático sem padrão de variação definido.
 - b) Gráfico AI-8: Aumentando-se a temperatura do TEG pobre, diminui-se o teor de umidade do TEG rico. A taxa de variação fica em cerca de $-1,55e-6 \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$.

- c) Gráfico AI-9: O teor de água no gás de exportação é proporcional à temperatura do TEG pobre e sua taxa de variação fica em torno de $4,2e-8 \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$. Logo, menores temperaturas do TEG pobre aumentam a eficiência de remoção de água do sistema.
 - d) Gráfico AI-10: A perda de TEG na torre absorvedora é também proporcional à temperatura do TEG pobre e apresenta uma taxa de variação próxima a $5,25e-4 \text{ kg}/(\text{h}\cdot^\circ\text{C})$.
 - e) Gráfico AI-11: Variação negativa com o aumento da temperatura possuindo taxa de variação em torno de $-2,7e-6 \text{ kg}/(\text{h}\cdot^\circ\text{C})$.
 - f) Gráfico AI-12: Quanto maior a temperatura, maior a perda de TEG na planta, influenciada principalmente pela perda de TEG na absorvedora. Nesta região, taxa de variação fica em torno de $5,2e-4 \text{ kg}/(\text{h}\cdot^\circ\text{C})$. Portanto, diminuindo-se a temperatura do TEG pobre, além de se diminuir o teor de umidade do gás de exportação, reduz-se também as perdas de TEG no sistema.
- 3) Temperatura do refeedor: Esta variável influencia principalmente as perdas de TEG na regeneradora, além do teor de água no TEG pobre.
- a) Gráfico AI-13: Diminuição do teor de água com o aumento da temperatura. Taxa de variação de $-2,4e-4 \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$.
 - b) Gráfico AI-14: Comportamento semelhante ao anterior com taxa de variação de $-1,8e-4 \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$.
 - c) Gráfico AI-15: Comportamento também semelhante aos dois anteriores. Apresenta taxa de variação de $-1,5e-3 \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$. Logo, maiores temperaturas no refeedor aumentam a eficiência de remoção de água do sistema, causada principalmente pela diminuição do teor de água no TEG pobre.
 - d) Gráfico AI-16: A perda de TEG na torre absorvedora é proporcional à temperatura do refeedor e apresenta uma taxa de variação próxima a $6,7e-5 \text{ kg}/(\text{h}\cdot^\circ\text{C})$.
 - e) Gráfico AI-17: Variação positiva com o aumento da temperatura. Taxa de variação em torno de $8e-5 \text{ kg}/(\text{h}\cdot^\circ\text{C})$.
 - f) Gráfico AI-18: Quanto maior a temperatura, maior a perda de TEG na planta. Nesta região, taxa de variação fica em torno de $6,9e-4 \text{ kg}/(\text{h}\cdot^\circ\text{C})$. Portanto, diminuindo-se a temperatura do refeedor, aumenta-se o teor de água no gás de exportação, mas diminui-se a perda de geral de TEG.
- 4) Temperatura do condensador: Esta variável, à semelhança da anterior, influencia principalmente as perdas de TEG na regeneradora e o teor de água no TEG pobre.

- a) Gráfico AI-19: Diminuição do teor de água com o aumento da temperatura. Taxa de variação de $-2e-7^{\circ}\text{C}^{-1}$.
 - b) Gráfico AI-20: Comportamento semelhante ao anterior com taxa de variação de $-1,5e-7^{\circ}\text{C}^{-1}$.
 - c) Gráfico AI-21: Comportamento também semelhante aos das duas variáveis anteriores. Taxa de variação de $-1,3e-9^{\circ}\text{C}^{-1}$. Logo, maiores temperaturas no condensador aumentam a eficiência de remoção de água do sistema, principalmente devido à diminuição do teor de água no TEG pobre.
 - d) Gráfico AI-22: A perda de TEG na torre absorvedora é proporcional à temperatura do condensador e apresenta uma taxa de variação próxima a $6,3e-7\text{kg}/(\text{h}.\text{°C})$.
 - e) Gráfico AI-23: Variação positiva com o aumento da temperatura com taxa de variação em torno de $0,04\text{ kg}/(\text{h}.\text{°C})$.
 - f) Gráfico AI-24: Quanto maior a temperatura, maior a perda de TEG na planta, influenciada principalmente pela perda de TEG na regeneradora. Nesta região a taxa de variação fica em torno de $0,04\text{ kg}/(\text{h}.\text{°C})$. Portanto, diminuindo-se a temperatura do refeedor, aumenta-se o teor de água no gás de exportação, mas diminui-se a perda de TEG global.
- 5) Vazão de Stripping Gas: Esta variável, também influencia as perdas de TEG na regeneradora e o teor de água no TEG pobre.
- a) Gráfico AI-25: Diminuição do teor de água com o aumento da vazão e taxa de variação de $-5,7e-7(\text{kg}/\text{h})^{-1}$.
 - b) Gráfico AI-26: Comportamento semelhante ao anterior com taxa de variação de $-4e-7(\text{kg}/\text{h})^{-1}$.
 - c) Gráfico AI-27: Comportamento também semelhante aos das duas variáveis anteriores com taxa de variação de $-4e-9(\text{kg}/\text{h})^{-1}$. Logo, maiores vazões de stripping gas aumentam a eficiência de remoção de água do sistema, principalmente devido à diminuição do teor de água no TEG pobre.
 - d) Gráfico AI-28: A perda de TEG na torre absorvedora é proporcional à vazão de stripping gas e apresenta uma taxa de variação próxima a $2e-6$.
 - e) Gráfico AI-29: Variação positiva com o aumento da temperatura com taxa de variação em torno de $0,005$.
 - f) Gráfico AI-30: Quanto maior a vazão, maior a perda de TEG na planta. Nesta região a taxa de variação fica em torno de $0,005$. Portanto, diminuindo-se a vazão de gás stripping, aumenta-se o teor de água no gás de exportação, mas diminui-se a perda de TEG global.

- 6) Vazão de TEG Circulante: Esta variável possui influência em toda a extensão da planta e foi feita sua avaliação de modo a verificar qual o impacto da diminuição de seu valor.
- a) Gráfico AI-31: Aumento do teor de água com o aumento da vazão e taxa de variação de $2,1e-8(\text{kg/h})^{-1}$.
 - b) Gráfico AI-32: Decréscimo do teor de água em questão com o aumento da vazão. Taxa de variação de $-2e-5 (\text{kg/h})^{-1}$.
 - c) Gráfico AI-33: Concentração de água proporcional à vazão. Taxa de variação de $4e-10 (\text{kg/h})^{-1}$. Logo, maiores vazões de TEG circulante aumentam a eficiência de remoção de água do sistema, principalmente devido à diminuição do teor de água no TEG pobre.
 - d) Gráfico AI-34: A perda de TEG na torre absorvedora é proporcional à vazão de TEG e apresenta uma taxa de variação próxima a $2e-6$.
 - e) Gráfico AI-35: Variação positiva com o aumento da vazão. Taxa de variação em torno de $7e-6$.
 - f) Gráfico AI-36: Quanto maior tal vazão, maior a perda de TEG na planta. Nesta região a taxa de variação fica em torno de $1e-5$. Portanto, a perda de TEG sofre modificações inexpressivas com a vazão do glicol recirculante pela abordagem termodinâmica. No entanto, perdas mecânicas e por arraste podem ser influenciadas por esta variável.
- 7) Pressão do gás de entrada: Assim como a temperatura do gás de entrada, esta variável influencia principalmente as perdas de TEG na absorvedora e o teor de gás na corrente de TEG rico.
- a) Gráfico AI-37: Ligeiro aumento do teor de água com o aumento desta pressão. Taxa de variação de $3,7e-7\text{MPa}^{-1}$.
 - b) Gráfico AI-38: Curva com concavidade negativa e ponto de máxima em $17,2 \text{ MPa}$. Taxa de variação de $-2e-6 \text{ MPa}^{-1}$ na região de maior variação.
 - c) Gráfico AI-39: Teor de água proporcional à pressão. Taxa de variação de $5e-7 \text{ MPa}^{-1}$.
 - d) Gráfico AI-40: A perda de TEG na torre absorvedora é proporcional à pressão na alimentação apresentando uma taxa de variação próxima a $0,02 \text{ kg}/(\text{h.MPa})$.
 - e) Gráfico AI-41: Variação negativa com o aumento da pressão. Taxa de variação em torno de $7e-6 \text{ kg}/(\text{h.MPa})$.
 - f) Gráfico AI-42: Quanto maior a pressão, maior a perda de TEG na planta. Nesta região, taxa de variação fica em torno de $2,5e-2 \text{ kg}/(\text{h.MPa})$.

Tabela V.1 – Resumo dos Resultados da Análise de Sensibilidade

Variável Modificada	Variável Analisada	Gráfico	Tipo de Variação	Sensibilidade
1) Temp. do Gás na Alimentação	a) Teor de H2O no TEG Pobre	Al.1	Concav. Negativa	$8,00E-7 \text{ } ^\circ\text{C}^1$; $-1,10E-7 \text{ } ^\circ\text{C}^1$
	b) Teor de H2O no TEG Rico	Al.2	Concav. Negativa	$1,50E-3 \text{ } ^\circ\text{C}^1$; $-1,40E-4 \text{ } ^\circ\text{C}^1$
	c) Teor de H2O no Gás de Exp.	Al.3	Ascendente	$3,10E-6 \text{ } ^\circ\text{C}^1$
	d) Perda de TEG na Absorvedora	Al.4	Ascendente	$0,03 \text{ kg}/(\text{h}.\text{ } ^\circ\text{C})$
	e) Perda de TEG na Regeneradora	Al.5	Concav. Negativa	$1,34E-2 \text{ kg}/(\text{h}.\text{ } ^\circ\text{C})$; $2,80E-4 \text{ kg}/(\text{h}.\text{ } ^\circ\text{C})$
	f) Perda total de TEG	Al.6	Ascendente	$0,03 \text{ kg}/(\text{h}.\text{ } ^\circ\text{C})$
2)Temp. do TEG pobre	a)Teor de H2O no TEG Pobre	Al.7	Indefinida	N.D.
	b) Teor de H2O no TEG Rico	Al.8	Descendente	$-1,55E-6 \text{ } ^\circ\text{C}^1$
	c) Teor de H2O no Gás de Exp.	Al.9	Ascendente	$4,20E-8 \text{ } ^\circ\text{C}^1$
	d) Perda de TEG na Absorvedora	Al.10	Ascendente	$5,25E-4 \text{ kg}/(\text{h}.\text{ } ^\circ\text{C})$
	e) Perda de TEG na Regeneradora	Al.11	Descendente	$-2,70E-6 \text{ kg}/(\text{h}.\text{ } ^\circ\text{C})$
	f) Perda total de TEG	Al.12	Ascendente	$5,20E-4 \text{ kg}/(\text{h}.\text{ } ^\circ\text{C})$
3) Temp. do Refervedor	a) Teor de H2O no TEG Pobre	Al.13	Descendente	$-2,40E-4 \text{ } ^\circ\text{C}^1$
	b) Teor de H2O no TEG Rico	Al.14	Descendente	$-1,80E-4 \text{ } ^\circ\text{C}^1$
	c) Teor de H2O no Gás de Exp.	Al.15	Descendente	$-1,50E-3 \text{ } ^\circ\text{C}^1$
	d) Perda de TEG na Absorvedora	Al.16	Ascendente	$6,70E-5 \text{ kg}/(\text{h}.\text{ } ^\circ\text{C})$
	e) Perda de TEG na Regeneradora	Al.17	Ascendente	$8,00E-5 \text{ kg}/(\text{h}.\text{ } ^\circ\text{C})$
	f) Perda total de TEG	Al.18	Ascendente	$6,90E-4 \text{ kg}/(\text{h}.\text{ } ^\circ\text{C})$
4) Temp. do Condensador	a) Teor de H2O no TEG Pobre	Al.19	Descendente	$-2,00E-7 \text{ } ^\circ\text{C}^1$
	b) Teor de H2O no TEG Rico	Al.20	Descendente	$-1,50E-7 \text{ } ^\circ\text{C}^1$
	c) Teor de H2O no Gás de Exp.	Al.21	Descendente	$-1,30E-9 \text{ } ^\circ\text{C}^1$
	d) Perda de TEG na Absorvedora	Al.22	Ascendente	$6,3E-7 \text{ kg}/(\text{h}.\text{ } ^\circ\text{C})$
	e) Perda de TEG na Regeneradora	Al.23	Ascendente	$0,04 \text{ kg}/(\text{h}.\text{ } ^\circ\text{C})$
	f) Perda total de TEG	Al.24	Ascendente	$0,04 \text{ kg}/(\text{h}.\text{ } ^\circ\text{C})$
5) Vazão do Stripping Gás	a) Teor de H2O no TEG Pobre	Al.25	Descendente	$-5,70E-7 \text{ (kg/h)}^1$
	b) Teor de H2O no TEG Rico	Al.26	Descendente	$-4,00E-7 \text{ (kg/h)}^1$
	c) Teor de H2O no Gás de Exp.	Al.27	Descendente	$-4,00E-9 \text{ (kg/h)}^1$
	d) Perda de TEG na Absorvedora	Al.28	Ascendente	$2,00E-06$
	e) Perda de TEG na Regeneradora	Al.29	Ascendente	$5,00E-03$
	f) Perda total de TEG	Al.30	Ascendente	$5,00E-03$
6) Vazão de TEG	a) Teor de H2O no TEG Pobre	Al.31	Ascendente	$2,10E-8 \text{ (kg/h)}^1$
	b) Teor de H2O no TEG Rico	Al.32	Descendente	$-2,00E-5 \text{ (kg/h)}^1$
	c) Teor de H2O no Gás de Exp.	Al.33	Ascendente	$4,00E-10 \text{ (kg/h)}^1$
	d) Perda de TEG na Absorvedora	Al.34	Ascendente	$2,00E-06$
	e) Perda de TEG na Regeneradora	Al.35	Ascendente	$7,00E-06$
	f) Perda total de TEG	Al.36	Ascendente	$1,00E-05$
7) Pressão do Gás na Alimentação	a) Teor de H2O no TEG Pobre	Al.37	Ascendente	$3,70E-7 \text{ MPa}^{-1}$
	b) Teor de H2O no TEG Rico	Al.38	Concav. Negativa	$1,72E-5 \text{ MPa}^{-1}$; $-2e-6 \text{ MPa}^{-1}$
	c) Teor de H2O no Gás de Exp.	Al.39	Ascendente	$5,00E-7 \text{ MPa}^{-1}$
	d) Perda de TEG na Absorvedora	Al.40	Ascendente	$2,00E-2 \text{ kg}/(\text{h}.\text{MPa})$
	e) Perda de TEG na Regeneradora	Al.41	Descendente	$7,00E-6 \text{ kg}/(\text{h}.\text{MPa})$
	f) Perda total de TEG	Al.42	Ascendente	$2,5E-2 \text{ kg}/(\text{h}.\text{MPa})$

V.1. Discussão dos resultados

Com base nos resultados anteriores, pode-se apresentar os parâmetros de processo que mais influenciam a perda de TEG. Portanto, pode-se observar na Tabela V.1 que a perda de TEG é proporcional a todas as variáveis modificadas acima, cada uma delas afetando a perda de TEG em uma extensão diferente.

Logo, a termodinâmica indica que a perda de TEG é reduzida com a diminuição da temperatura de alimentação do gás natural, temperatura da corrente de TEG pobre, temperatura do refeedor, temperatura do condensador, vazão do gás de *stripping*, vazão de TEG e pressão do gás natural na alimentação. Dentre estas variáveis, a vazão de TEG é a que apresenta uma menor influência na perda de glicol.

Vale ressaltar que estas modificações devem ser feitas observando sua influência no teor de água no gás de exportação, de modo que este valor não ultrapasse os limites mencionados anteriormente.

VI. Análise Econômica:

De modo a avaliar economicamente uma unidade de produção industrial, existem diversos fatores que devem ser levados em consideração para que se possa obter um valor razoável e significativo dos custos e receitas advindos da produção. De posse dessas informações, pode-se proceder uma avaliação do lucro esperado e do tempo de retorno projetado para o capital investido no empreendimento, entre outros indicadores econômicos relevantes para que possamos ter uma abordagem econômica completa acerca da unidade.

Dessa forma, para que se tenha uma análise correta dos custos envolvidos no empreendimento, devemos obter valores e informações quanto ao investimento fixo e aos custos de produção. O primeiro item é composto pelo capital investido durante a fase de projeto da planta, antes que comece a ser produzido qualquer produto ou tratado qualquer vazão de gás natural, no caso da unidade de desidratação estudada no trabalho. O segundo item apresenta importância e relevância apenas a partir do momento em que a planta começa a ser operada, demandando investimentos para aquisição de matérias-primas, catalisadores, entre outros componentes a serem explorados mais adiante.

Aprofundando a análise acerca dos custos envolvidos na unidade, sabe-se que o montante dispendido no investimento fixo é composto pelo preço dos equipamentos principais, instalação, tubulação de processos, instrumentação, isolamento, instalações elétricas, prédios e estruturas, aquisição do terreno, entre outros custos. Por sua vez, os custos de produção podem ser divididos em: custos variáveis, que variam com o nível de produção da unidade de processo, e pelos custos fixos, que não variam com o nível de produção.

É válido ressaltar que os custos variáveis são compostos, principalmente, pelos custos de compra de matérias-primas, produtos químicos e reposição de catalisadores (desgaste) consumo de energia e utilidades, pagamento de “royalties” e licença de tecnologia para o caso da tecnologia utilizada não pertencer à empresa que está utilizando-a em seu respectivo processo. Quanto aos custos fixos, pode-se destacar: as despesas com supervisão e mão-de-obra de operação, custos de manutenção, taxas e seguros, dentre outros menos importantes.

Assim, deve-se restringir a análise para o problema em específico. Conforme solicitação do cliente, deve-se proceder uma avaliação acerca dos custos envolvidos na unidade de desidratação de gás natural com uso de TEG, bem como numa unidade de injeção de metanol para inibição de formação de hidrato.

No entanto, de modo a possibilitar a realização de um orçamento completo e detalhado dos materiais, da mão de obra e das despesas indiretas para cada nova

unidade industrial, deve-se ter um conjunto extensivo de dados e especificações de projeto em mãos. Nesse contexto, mesmo que tenhamos disponíveis informações detalhadas, a estimativa passível de ser realizada não é precisa em sua totalidade, uma vez que determinados componentes do custo (mão de obra, despesas no campo, despesas com a engenharia e com a pré-operação) não podem ser mensurados [15].

Além disso, é válido destacar que se sobrepõe aos custos de equipamentos, uma série de outros custos tais como custo de instalação, tubulação, manutenção. A Figura VI.1 constitui uma coleção de dados de custo, expressos como frações percentuais do custo total de uma fábrica a ser instalada, possibilitando que o custo de uma nova unidade de processo possa ser estimada a partir de um conjunto reduzido de dados, como o custo dos equipamento envolvidos.

	Intervalo, %	Mediana, %
Custos diretos		
Equipamento de processo	25-40	32,5
Mão-de-obra do equipamento de processo	1,5-4,5	3,0
Material do processo	8-18	13
Fundações de concreto	1-4	2,5
Tubulação e esgotos	2-8	5,0
Instalação elétrica	1-3	2,0
Isolamento	0,5-1	0,75
Estruturas do processo	2-7	4,0
Instrumentação	1-5	3,0
Pintura	0,1-0,2	0,15
Mão-de-obra do material do processo	4-12	8
Fundações de concreto	1,5-5	3,3
Tubulação e esgotos	1,5-7	4,3
Instalação elétrica	1,5-6	3,8
Isolamento	1-3	2,0
Estruturas do equipamento	1-4	2,5
Instrumentação	0,5-2	1,3
Pintura	0,2-1,4	0,8
Custos indiretos		
Despesas do escritório-matriz, exclusive indiretas	5-9	7
Inclusive indiretas	11-20	15,5
Engenharia	1,5-3	2,3
Desenho	3-6	5,0
Compra	0,15-0,4	0,28
Contabilidade, construção e engenharia de custo	0,15-0,4	0,28
Viagens e diárias	0,1-0,5	0,3
Reproduções, comunicações	0,2-0,4	0,3
Despesas de campo, inclusive indiretas	6-14	10
Construção temporária e operações	1,5-3	2,3
Máquinas de construção e aluguéis	2-6	4,0
Pessoal do escritório-matriz no campo	0,2-2	1,1
Folha de pagamento no campo	0,5-5	2,8
Viagens e diárias	0,1-0,8	0,45
Taxas, impostos e seguros	1,5-2,5	2,0
Material e trabalho da pré-construção	0,5-2	1,3
Comissões do empreiteiro	1,5-5	3,0
Diversos, inclusive condições especiais no campo	0,25-0,75	0,5

Figura VI.1 – Faixas dos Componentes de Custo em Instalações de Processos Múltiplos, a partir do zero [15]

Neste projeto, considerar-se-á uma instalação marítima *off-shore* de exploração e processamento de petróleo e gás natural, na qual o custo percentual de

equipamentos tende a ser reduzido em virtude da utilização intensiva de mão-de-obra nessas localidades que implicam em maiores custos com pessoal, transporte e outras variáveis. Trabalharemos assim com o limite inferior para o custo dos equipamentos em relação ao custo total da planta: 25%.

Assim, será tratado apenas um orçamento preliminar, que residirá em uma estimativa para o custo das plantas com base no dimensionamento de seus equipamentos disponível nos dados de cada um deles presente na simulação realizada no programa HYSYS. Assim sendo, calcular-se-ão apenas os custos associados à compra dos principais equipamentos de cada unidade, bem como os custos envolvidos com os agentes inibidores em cada uma delas, consistindo numa análise preliminar, mas que pode conduzir a resultados interessantes para comparação entre 2 processos diferentes visando combater a formação de hidratos.

VI.1. Estratégia de Análise

Uma vez definido o custo percentual dos equipamentos como 25 % do total da planta, torna-se necessário obter uma estimativa razoável para seu valor. O custo dos equipamentos foi retirado de [14], que permite efetuar o cálculo de custo de equipamentos a partir do dimensionamento dos mesmos, devendo-se fornecer dados acerca das dimensões dos equipamentos, bem como do material constituinte do mesmo.

Nesse tópico, cabe uma ressalva de que todos os custos depreendidos do link mencionado estão baseados no CEPCI (Chemical Engineering's Plant Cost Index) de janeiro de 2002. Desta forma, de modo a atualizar os custos para a data atual e permitir uma análise contemporânea acerca dos custos das unidades de produção, foram utilizadas informações do Chemical Engineering Plant Cost Index de dezembro de 2011.

A conversão dos preços deve ser realizada de acordo com a seguinte expressão:

$$\text{preço ano X} = [\text{preço ano Y}] * [\text{índice ano X}] / [\text{índice ano Y}] \text{ (eq. VI.1)}$$

onde X corresponde ao mês de setembro de 2011 e Y corresponde ao ano de 2003, uma vez que não foram encontradas informações relativas ao ano de 2002 no relatório utilizado para a conversão dos valores

Por fim, os preços relativos ao metanol e ao TEG foram extraídos de [16], que fornece dados acerca dos valores cobrados por fornecedores dos mais diversos produtos químicos, tendo sido atualizado em valores do ano de 2006. No entanto, alguns produtos possuem preços mais recentes, como no caso do metanol, que possui valores referentes ao ano de 2008.

VI.2. Avaliação de uma Planta de Desidratação por Absorção com TEG

A planta a ser avaliada está representada com detalhes na Figura III.7. Nesse sentido, uma vez que não se possui informações detalhadas e confiáveis das dimensões de todos os equipamentos constituintes da planta, serão utilizados para efeito de cálculo os custos associados às torres absorvedora e regeneradora, uma vez que estas realizam os serviços principais do processo e são responsáveis pelos principais custos associados ao processo de desidratação de gás natural.

A torre absorvedora (T-TEG-01), representada na Figura III.5, apresenta como dimensões: 9,15 m de altura e 1 m de diâmetro. Nessa mesma figura, pode-se observar que o recheio apresenta altura de 3,8 m, possuindo aproximadamente o mesmo diâmetro interno da coluna. Como não apresentam condensador e/ou refeedor, os custos referentes à torre de absorção restringem a esses componentes.

A torre regeneradora (T-TEG-02), representada na Figura III.6, apresenta como dimensões: 3 m de altura e 0,54 m de diâmetro. Nessa mesma figura, pode-se observar que o recheio apresenta altura de aproximadamente 2,3 m, com o mesmo diâmetro interno da coluna (0,5 m). No caso da coluna de regeneração, devemos incluir nos cálculos o condensador e o refeedor presentes na mesma. Desta forma, o condensador foi considerado como um trocador de calor casco-e-tubo com múltiplos passes, com área de troca térmica de 60 m² fornecida pelo HYSYS, bem como pressão atmosférica de operação (101,3 kPa). O refeedor, por sua vez, foi considerado como vaporizador com volume de 5,25 m³ como pode ser calculado a partir das dimensões disponíveis na Figura III.6, com pressão máxima até 505 kPa.

Nesse sentido, por meio de consulta à [14], obtiveram-se os seguintes custos para os equipamentos mencionados, representados na tabela VI.1. Vale ressaltar que o material tanto das colunas, dos trocadores, vaporizadores, quanto do recheio foi especificado como sendo de aço inoxidável (sendo o recheio especificado como aço inoxidável 316), tendo em vista que as condições de pressão elevadas e o ambiente altamente corrosivo em que elas se encontram demandam materiais resistentes e, conseqüentemente, mais onerosos para a correta operação da planta.

De modo a trazer os valores para uma escala mais atual (dezembro de 2011), utilizou-se a equação VI.1, considerando o índice anual de 2003 (índice ano Y) como sendo 402,0 e o índice de setembro de 2011 preliminar (índice ano X) para os equipamentos como sendo 727,6.

Tabela VI.1 – Custos dos Equipamentos da Desidratação por Absorção

Equipamento	Preço (US\$) – 2002	Preço (US\$) – Setembro /2011
Coluna de Absorção	129296	234019,33
Recheio da Absorvedora	13293	24059,67
Condensador da Regeneradora	11894	21527,55
Coluna Regeneradora	8596	15558,33
Recheio de Regeneradora	2845	5149,31
Vaporizador da Regeneradora	35110	63547,35
TOTAL		US\$ 363861,54

De posse desse valor, podemos estimar o custo total da planta que será 4 vezes o valor dos equipamentos calculado na Tabela VI.1:

$$\text{CUSTO TOTAL DA PLANTA} = 4 \times 363861,54 = \text{US\$ } 1455446,16$$

Para finalizar a análise, devemos analisar as perdas de TEG presentes na planta de modo a computar os custos envolvidos para reposição do glicol perdido ao longo do processo. Tais informações encontram-se organizadas na Tabela III.14 e serão utilizadas para calcular a perda média de glicol nas diferentes simulações realizadas, com exceção da realizada com o pacote do glicol, que apresenta um resultado errôneo e fora do observado na prática, conforme já discutido em seções anteriores. Assim sendo, temos que a perda média de glicol será de :

$$(0,577097 + 0,808643 + 0,716800 + 0,732071) / 4 = 0,708653 \text{ kg/h}$$

Desta forma, com posse também da cotação do Trietilenoglicol, extraído de [16], que é de US\$ 0,70/lb (f.o.b), podemos estimar os custos anuais advindos das perdas de glicol, que será de:

$$0,708653 \text{ kg/h} \times 8640 \text{ h/ano} \times 0,70 \text{ US\$/lb} \times 1 \text{ lb}/0,45 \text{ kg} = \text{US\$ } 9524,29 / \text{ ano}$$

VI.3. Avaliação de uma Planta de Injeção de Metanol

É válido ressaltar que existem determinadas situações na quais a desidratação do gás natural por processos convencionais não se mostra viável, podendo-se proceder com processos mais simples de inibição de formação de hidratos, como a simples injeção de metanol na linha de gás a ser exportado.

De modo a realizar a análise dos custos envolvidos em tal processo, considerar-se-á a planta de injeção como sendo constituída apenas por um tanque de aproximadamente 5 m³ de capacidade, sendo feito de aço inoxidável 316, de modo a manter a coerência com o raciocínio desenvolvido na seção VI.2, e uma bomba alternativa, com potência capaz de sugar o metanol à pressão atmosférica e descarregá-lo com pressão igual ao do gás úmido de aproximadamente 180 bar (ou 1,8x10⁴ kPa). Com base nessas informações, poderíamos obter os valores dos equipamentos envolvidos na planta, por meio da consulta a [14]. No entanto, como o cálculo do custo da bomba demanda valores para a vazão volumétrica que passa pela bomba, é interessante calcularmos a quantidade de metanol a ser adicionado ao gás úmido de modo a inibir a formação de hidrato.

Esse cálculo será feito com base em [12]. Assim sendo, precisamos definir primeiramente os dados do problema:

- Vazão do Gás a ser Exportado (Vazão de Entrada na Planta de Desidratação): 5577 kgmoles/h
- Pressão do Gás de Entrada: 1,766 x 10⁴ kPa
- Temperatura do Gás de Entrada: 37,5°C
- Demais dados serão utilizados conforme fornecidos no problema em questão, sendo eles: temperatura do gás *on-shore* (40°F), pressão *on-shore* (900 psia), temperatura de formação de hidrato do gás (55°F), produção de condensados associados (10Bbl/MMscf) com 50°API e massa molecular de 140.

- **Cálculo do montante de água condensada por dia:**

Primeiramente, é preciso converter a vazão molar em vazão volumétrica nas condições normais de temperatura e pressão (15°C e 101,3 kPa). O HYSYS calcula automaticamente um conjunto de propriedades termodinâmicas nas mais diversas unidades, com base nas condições da corrente (no caso, a C0). Com posse do valor da vazão volumétrica nas propriedades da corrente, tem-se que:

$$\text{Vazão Volumétrica do Gás} = 1,319 \times 10^5 \text{ S(standard)m}^3/\text{h}$$

Em seguida, é necessário converter a vazão obtida para a unidade utilizada nos cálculos a serem realizados (MMscf/d):

$$1,319 \times 10^5 \text{ Sm}^3/\text{h} \times 1 \text{ ft}^3/0,03\text{m}^3 \times 24\text{h}/\text{dia} = 1,06 \times 10^8 \text{ ft}^3/\text{dia} = \mathbf{106 \text{ MMscf/d}}$$

Por fim, para que se possa calcular a quantidade de água condensada por dia, deve-se converter a temperatura e a pressão do gás a ser tratado para as unidades de

°F e psia, respectivamente, para que se possa lançar mão do diagrama de McKetta (anexo 2). Assim, temos que:

$$\text{Pressão do gás a ser tratado} = 1,766 \times 10^4 \text{ kPa} \times 0,15 \text{ psia/kPa} = \mathbf{2650 \text{ psia}}$$

$$\text{Temperatura do gás a ser tratado} = 37,5^\circ\text{C}/5 = (T(^{\circ}\text{F}) - 32)/9$$

$$T(^{\circ}\text{F}) = 67,5^\circ\text{C} + 32^\circ\text{C} = \mathbf{99,5^\circ\text{C (aproximadamente } 100^\circ\text{F)}}$$

Pode-se prosseguir com o cálculo da quantidade de água condensada por dia, com o auxílio do diagrama mencionado acima.

Quantidade de água no gás na plataforma *off-shore* (100°F, 2650 psia) = 35 lb / MMscf

Quantidade de água no gás on-shore (40°F, 900 psia) = 9,5 lb / MMscf

$$\text{Quantidade de água condensada} = \mathbf{106 \text{ MMscf/d} \times (35-9,5)\text{lb/MMscf} = \mathbf{2703 \text{ lb/d}}}$$

- **Cálculo da Concentração da solução inibidora de metanol:**

De modo a calcularmos a concentração, deve-se utilizar a equação de Hammerschmidt [12]:

$$d = K_h * X_i / M_{W_i} * (1-X_i) \quad (\text{eq.VI.2})$$

onde d corresponde à depressão do ponto de orvalho – 15°F – diferença entre a temperatura do gás on-shore e a temperatura de formação de hidrato

K_h é uma constante igual à 2335 para o metanol

X_i é a fração molar de inibidor na solução

M_{W_i} é a massa molar do inibidor – 32g/gmol

Desta forma, temos que:

$$X_i / (1-X_i) = 15 \times 32 / 2335 = 0,2055$$

$$\mathbf{X_i = 0,2055 / (1-0,2055) = 0,259}$$

- **Cálculo da massa de inibidor necessária na fase aquosa:**

Para efetuar esse cálculo, considera-se que 100% do metanol é injetado no gás, e utiliza-se a expressão abaixo:

$$m_i = X_r * m_{H_2O} / (X_l - X_r)$$

onde m_i consiste na massa de inibidor injetada

X_r é a fração molar do metanol na solução aquosa

m_{H_2O} é a massa de água condensada

X_l é a fração molar do inibidor seco

Desta forma, tem-se que:

$$m_i = 0,259 \times (2703) / (1 - 0,259)$$

$$m_i = 944,77 \text{ lb/dia}$$

- **Estimativa das perdas de metanol por vaporização:**

A estimativa em questão é realizada com base na Figura VI.2, que fornece a razão da composição do metanol presente na fase vapor em relação à composição do metanol na fase líquida, em função da pressão e da temperatura do gás.

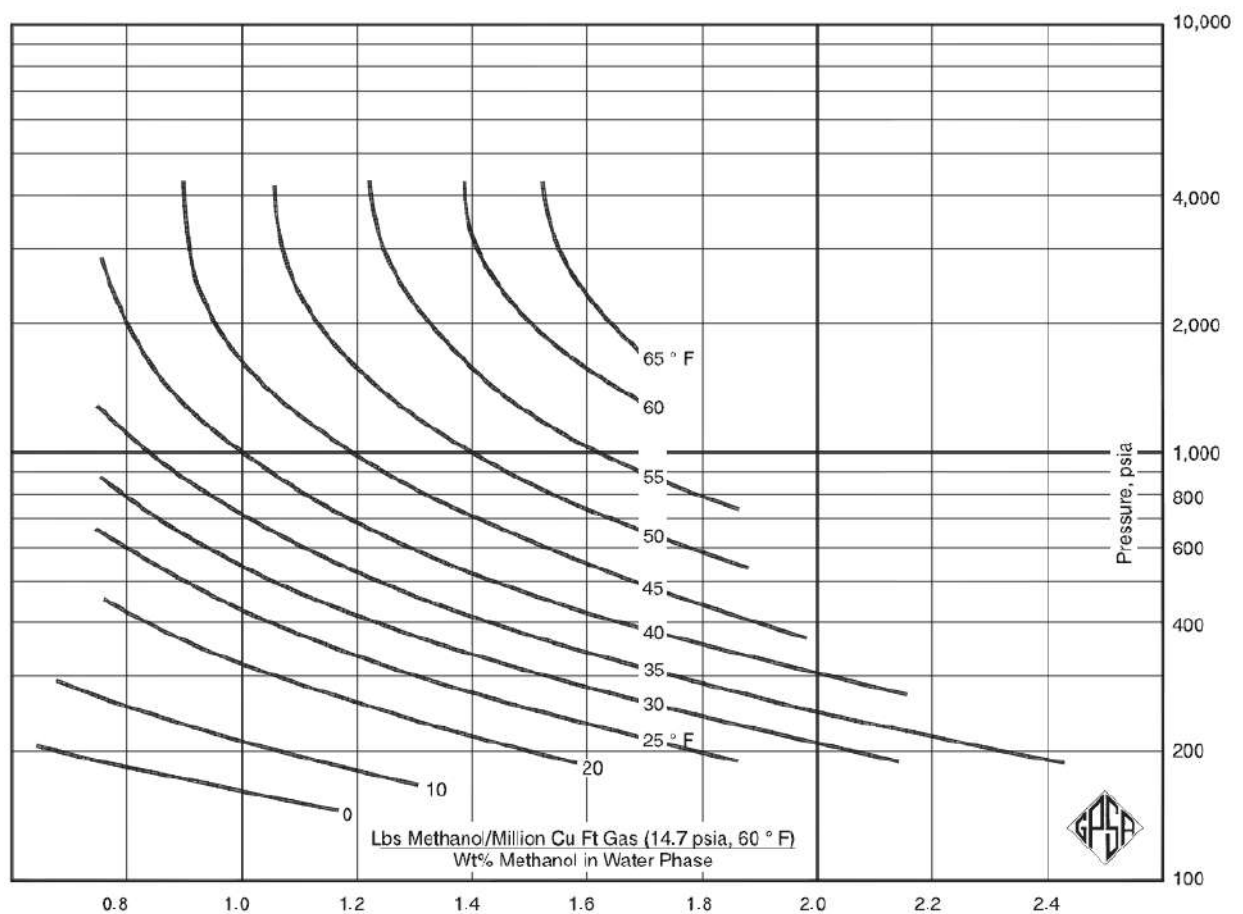


Figura VI.2 – Razão das Composições de Metanol nas fases Líquida e Vapor em função da pressão para diferentes temperaturas[12].

Nesse contexto, podemos extrair da figura a informação desejada. O gás transportado até chegar à costa tem condições de temperatura e pressão de 40°F e 900 psia, respectivamente, apresentando uma razão de aproximadamente **1,05 (lb de metanol/ MMscf)/%MeOH**. Convertendo para lb/dia, chega-se à:

$$\text{Perda diária por vaporização} = 1,05 \times 106 \text{MMscf/d} \times 25,9 = 2882,67 \text{ lb/dia}$$

- **Estimativa das Perdas por Solubilização na Fase Aquosa de Hidrocarbonetos:**

A estimativa pode ser realizada com base na Figura VI.3, que relaciona a porcentagem molar de metanol dissolvido nos hidrocarbonetos em função da temperatura e da concentração de inibidor presente na solução aquosa inicial.

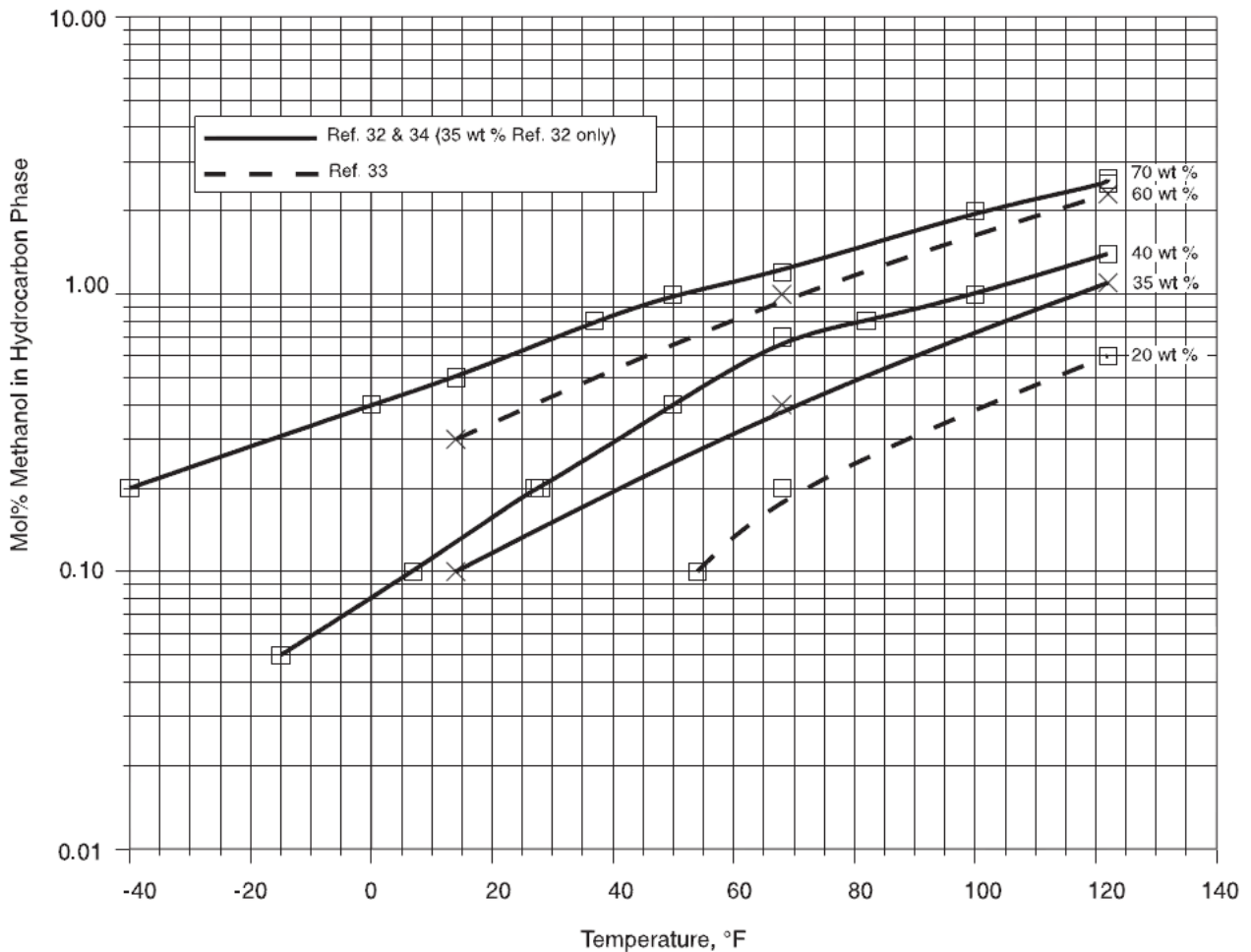


Figura VI.3 – Fração Molar de Metanol dissolvido nos hidrocarbonetos em função da temperatura e pureza da solução aquosa inibidora [12]

Assim sendo, por meio da análise da figura, podemos depreender que a porcentagem molar de metanol dissolvida nos hidrocarbonetos durante o processo de condensação dos mesmos é de **0,15%**, considerando que o gás se encontra numa

temperatura de 40°F e a solução aquosa de inibidor tem fração molar de metanol de 0,259.

De posse desses dados, podemos calcular as perdas de metanol advindas da condensação dos hidrocarbonetos em virtude de problemas de solubilização. Primeiramente, deve-se obter a taxa de condensação de hidrocarbonetos:

$$106 \text{ MMscf/d} \times 10 \text{ Bbl / MMscf} \times (350 \times 0,78) \text{ lb/bbl} \times 1 \text{ lbmol/140lb} = 2067 \text{ lbmol/d}$$

Pode-se calcular a taxa molar de perda de metanol:

$$2067 \text{ lbmol/d} \times 0,0015 = 3,1 \text{ lbmol/d de metanol}$$

Utilizando-se a massa molar do metanol, disponível nos dados do problema, chega-se a conclusão que:

$$\text{Perdas de Metanol por Solubilização} = 3,1 \text{ lbmol/d} \times 32 \text{ lb/lbmol} = 99,2 \text{ lb/dia}$$

- **Taxa total de injeção de metanol para inibição:**

De modo a obtermos a taxa total necessária para realizar o serviço desejado, deve-se somar a massa de metanol necessária na fase aquosa com a reposição necessária em virtude das perdas de vaporização e solubilização. Desta forma, tem-se:

$$\text{Taxa de Metanol Necessária} = 944,77 + 2882,67 + 99,2 = 3926,66 \text{ lb/d}$$

De posse das informações calculadas acima, podemos então retomar a avaliação econômica do processo de injeção de metanol para inibição da formação de hidratos pela presença de umidade no gás natural. Com base na taxa de injeção necessária de metanol, pode-se calcular a vazão volumétrica que deverá passar pela bomba, sabendo-se que a massa específica do metanol é de 0,79 g/cm³:

$$(3926,66 \text{ lb/d} \times 1 \text{ d/24h} \times 1 \text{ d/3600s} \times 0,45 \text{ kg/lb}) / (7,9 \times 10^2 \text{ kg/m}^3) = 2,59 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

Tendo em vista que todos os valores necessários para o cálculo dos custos os equipamentos já foram estimados, pode-se calcular os preços de cada um deles, conforme disposto na tabela VI.2 a seguir.

Tabela VI.2 – Custos dos Equipamentos da Inibição com Metanol

Equipamento	Preço (US\$) – 2002	Preço (US\$) – Setembro /2011
Tanque de armazenamento	26656	48246,03
Bomba Centrífuga de Injeção	16670	30171,87
TOTAL		US\$ 78417,90

De posse desse valor, podemos estimar o custo total da planta que será 4 vezes o valor dos equipamentos calculado na tabela acima:

$$\text{CUSTO TOTAL DA PLANTA} = 4 \times 78417,90 = \text{US\$ } 313671,60$$

Por fim, pode-se calcular o custo relativo ao metanol necessário na inibição, tendo como base o valor da cotação do Metanol, extraído de [16], que varia na faixa de US\$ 0,96-2,11/lb (U.S. Gulf spot export), dependendo do fornecedor. Utilizando-se uma média desses valores, considerou-se um preço de US\$ 1,54/lb, o acarreta num custo total com inibidor de:

$$3926,66 \text{ lb/d} \times 365 \text{ d/ano} \times 1,54 \text{ US\$/lb} = \text{US\$ } 2207175,59 / \text{ano}$$

VI.4. Discussão dos Resultados

Conclui-se que a planta de desidratação de gás natural por meio de processos de absorção mostra-se economicamente mais vantajosa em relação à simples inibição de formação de hidratos com injeção de metanol. Tal constatação advém do fato que os custos relacionados à reposição do glicol perdido são muito inferiores aos custos relativos à utilização de metanol como agente inibidor, que chegam a valores de US\$ 2 milhões.

Nesse contexto, mesmo que os custos da planta de desidratação de gás natural com a utilização de TEG sejam cerca de quatro vezes maiores que os da planta de metanol, tendo em vista a complexidade dos processos envolvidos nas plantas (a injeção de metanol demanda apenas um tanque de armazenamento e uma bomba de injeção), a opção pela desidratação por absorção é economicamente mais viável, devendo ser o processo escolhido para remoção da umidade presente no gás natural, a menos que estejamos diante de um gás extremamente específico que inviabilize a realização dos processos convencionais de remoção da água associada.

VII. Conclusão

Este trabalho apresenta um estudo e uma simulação de uma unidade de desidratação de gás natural operando em pressões elevadas, assim como o estudo das fontes principais da perda de inventário de TEG no processo de absorção. Por fim, foi também realizada uma análise de sensibilidade para identificar as variáveis de operação passíveis de manipulação para otimizar o processo de desidratação, bem com uma análise econômica simplificada de forma a comparar a viabilidade econômica do empreendimento em questão, quando comparado a uma planta mais simples de injeção de metanol para inibição de formação de hidratos. No tocante ao software de simulação utilizado, o HYSYS consistiu em uma importante ferramenta ao longo de todas as etapas compreendidas no projeto.

Quanto ao desenvolvimento dos estudos do projeto, tornou-se possível tomar conhecimento de todas as tecnologias disponíveis para realizar a desidratação do gás natural, bem como dos processos que conjuntamente são utilizados para especificar o gás, tornando-o passível de comercialização e transporte. Nesse contexto, foi possível observar a complexidade das etapas de processamento de gás, que devem ser estudadas e aplicadas conforme o tipo de gás efluente do reservatório submarino.

Com base na análise de sensibilidade, foi possível identificar as variáveis que apresentam maior impacto na redução das perdas de TEG quando manipuladas permitindo selecionar aquelas que podem ser alteradas durante a operação de modo a melhorar as condições operacionais das plantas de desidratação. Além disso, quanto à análise econômica comparativa realizada, foi possível constatar que a utilização das unidades de desidratação com glicol mostra-se uma solução viável e com excelente relação custo/benefício, devendo ser utilizada para esse fim sempre que possível.

Como trabalhos futuros, podem ser realizados estudos mais aprofundados acerca dos impactos da operação em pressões elevadas nos mais diversos processos envolvidos no processamento de gás natural. Além disso, podem-se buscar maneiras de otimizar e reduzir os custos envolvidos nos demais processos de desidratação de gás natural, tornando-os economicamente viáveis e competitivos como os processos de desidratação por absorção nas mais diversas situações.

VIII. Bibliografia

- [1] VAZ, C. E. M., MAIA, J. L. P., SANTOS, W. G; Tecnologia da Indústria do Gás Natural. Editora Blucher e Petrobras. Rio de Janeiro, 2008.
- [2] ASPEN TECHNOLOGY, INC; HYSYS 2004.2 Simulation Basis, October 2005.
- [3] ESLAMIMANESH, A., MOHAMMADI, A. H., YAZDIZADEH, M., RICHON, D.; Chrastil-Type Approach for Representation of Glycol Loss in Gaseous System. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 50, p. 10373-10379, 2011.
- [4] NASSAR, V. L., BULLIN, J. A., LYDDON, L. G.; Solubility of Hydrocarbons in Physical Solvents. Bryan Research and Engineering, Inc, Texas, 2000.
- [5] JERINIC, D., SCHMIDT, J., FISCHER, K., FRIEDEL, L.; Measurement of the triethylene glycol solubility in supercritical methane at pressures up to 9 MPa. *Fluid Phase Equilibria*, Alemanha, 264, p. 253-258, 2008.
- [6] PEREIRA, F. S., LINO, L. S.; Projeto e Simulação de uma Unidade de Compressão de Gás Natural. Projeto Final de Curso, Engenharia Química – UFRJ, 2011
- [7] GUPTA, A., ANSARI, N.A.K.R., RAI, R., SAH, A.K.; Reduction Of Glycol Loss From Gas Dehydration Unit at *Offshore* Platform in *Bombay Offshore* – A Case Study. *Society of Petroleum Engineering*, U.S.A, 36225, p. 549-553, 1996.
- [8] CALDAS, J. N.; LACERDA, A. I.; VELOSO, E; PASCHOAL, L. C. M.; Internos de Torres: pratos e recheios. 2ª ed., Editora Interciência e Petrobras. Rio de Janeiro, 2007.
- [9] LUDWIG, E.E.. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Volume 2, 2010.
- [10] CHRISTENSEN, D.L.; Thermodynamic simulation of the water/glycol mixture, Aalborg University Esbjerg, 2009.
- [11] KIDNAY, A.J.; PARRISH, W.R.; *Fundamentals of Natural Gas Processing*, Taylor & Francis Group. 2006.
- [12] GAS PROCESSORS SUPLIERS ASSOCIATION; *Engineering Data Book* (Twelfth Edition). Gas Processors Association. Oklahoma, 2004.
- [13] MARANHÃO, R.; A importância do gás natural. IE-UFRJ. Rio de Janeiro, 2004
- [14] ESTIMATIVA DE CUSTO DE EQUIPAMENTOS. Disponível em: <http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/ce.html>, acessado em janeiro de 2012.
- [15] PERRY, J.H.; *Chemical Engineer's Handbook*. Londres: McGraw-Hill, 1980.

- [16] ESTIMATIVA DE PREÇOS DE PRODUTOS QUÍMICOS. Disponível em: <http://www.icis.com/chemicals/channel-info-chemicals-a-z/>, acessado em dezembro de 2011.
- [17] ESTIMATIVA DOS ÍNDICES CEPCI PARA ATUALIZAÇÃO DE PREÇOS DE EQUIPAMENTOS. Disponível em: <http://www.che.com.br/>, p. 63-64, acessado em dezembro de 2011.
- [18] http://veja.abril.com.br/idade/exclusivo/perguntas_respostas/pre-sal/, acessado em janeiro de 2012.
- [19] FILHO, D.H.M.; Introdução ao Processamento e Tratamento do Gás Natural. Editora Petrobras. Rio de Janeiro, Dezembro de 2006.
- [20] Koch-Glitsch, LP – Koch-Otto York Separations Technology; Houstons (TX); 2007; acessado em janeiro de 2012. Disponível em http://www.koch-glitsch.com/Document%20Library/ME_ProductCatalog.pdf
- [21] http://www.maxwell.lambda.ele.puc-rio.br/11028/11028_2.PDF, acessado em janeiro de 2012
- [22] http://www.maxwell.lambda.ele.puc-rio.br/11028/11028_2.PDF, acessado em janeiro de 2012
- [23] <http://www.planetseed.com>, acessado em janeiro de 2012

Anexo I – Tabelas e diagramas da análise de sensibilidade

Temperatura alimentação (°C)	Teor de água no TEG pobre (m/m)	Teor de água no TEG rico (m/m)	Teor de água do gás exportação (m/m)	Perda de TEG na absorvedora (kg/h)	Perda de TEG na regeneradora (kg/h)	Perda de TEG total (kg/h)
27,5	1,0467E-02	4,1970E-02	4,4417E-05	0,1730	0,3063	0,4843
32,5	1,0471E-02	4,9127E-02	5,5927E-05	0,2578	0,3186	0,5768
37,5	1,0470E-02	4,9768E-02	6,9694E-05	0,3768	0,3197	0,6970
42,5	1,0467E-02	4,9145E-02	8,6310E-05	0,5437	0,3184	0,8629
47,5	1,0463E-02	4,8395E-02	1,0634E-04	0,7759	0,3169	1,0939

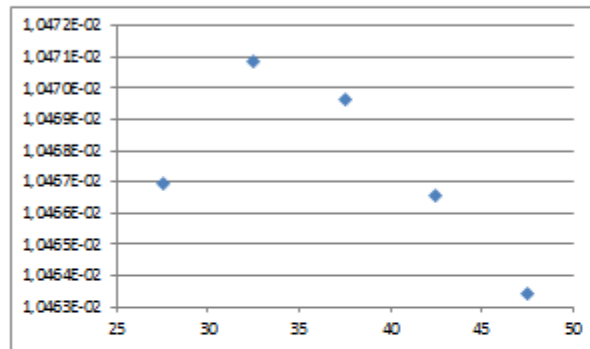


Gráfico AI.1 - Influência da Temperatura de Alimentação no teor de Água no TEG Pobre

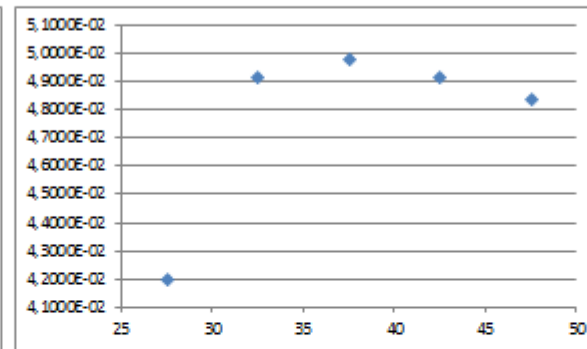


Gráfico AI.2 - Influência da Temperatura de Alimentação no teor de Água no TEG Rico

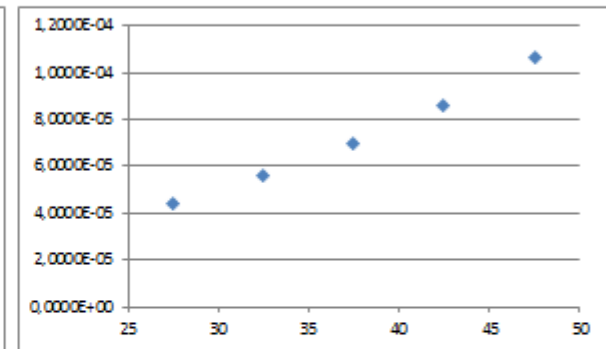


Gráfico AI.3 - Influência da Temperatura de Alimentação no teor de Água no Gás de Exportação

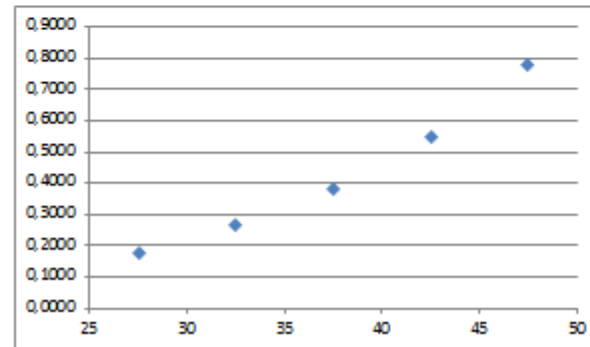


Gráfico AI.4 - Influência da Temperatura de Alimentação na Perda de TEG na Torre Absorvedora

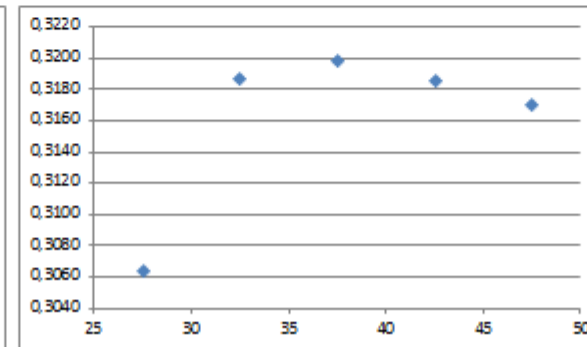


Gráfico AI.5 - Influência da Temperatura de Alimentação na Perda de TEG na Torre Regeneradora

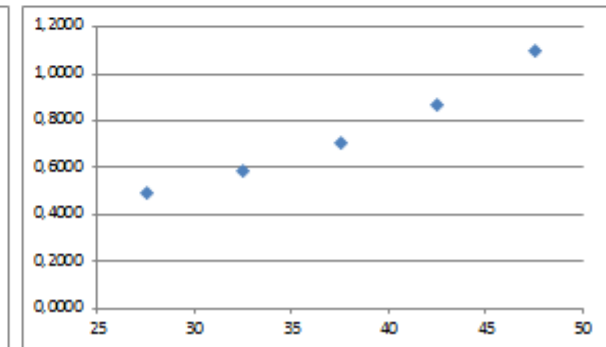


Gráfico AI.6 - Influência da Temperatura de Alimentação na Perda Total de TEG

Temperatura TEG pobre (°C)	Teor de água no TEG pobre (m/m)	Teor de água no TEG rico (m/m)	Teor de água do gás exportação (m/m)	Perda de TEG na absorvedora (kg/h)	Perda de TEG na regeneradora (kg/h)	Perda de TEG total (kg/h)
39	1,0470E-02	4,9784E-02	6,9284E-05	0,3717	0,3197	0,6919
44	1,0470E-02	4,9776E-02	6,9485E-05	0,3742	0,3197	0,6944
49	1,0470E-02	4,9768E-02	6,9693E-05	0,3768	0,3197	0,6970
54	1,0470E-02	4,9761E-02	6,9907E-05	0,3795	0,3197	0,7019
59	1,0470E-02	4,9753E-02	7,0116E-05	0,3822	0,3197	0,7023

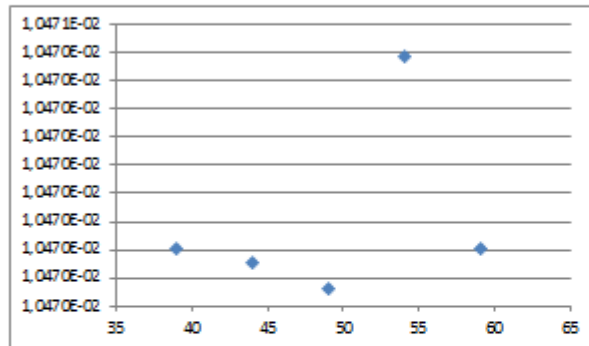


Gráfico AI.7 - Influência da Temperatura do TEG Pobre no teor de Água no TEG Pobre

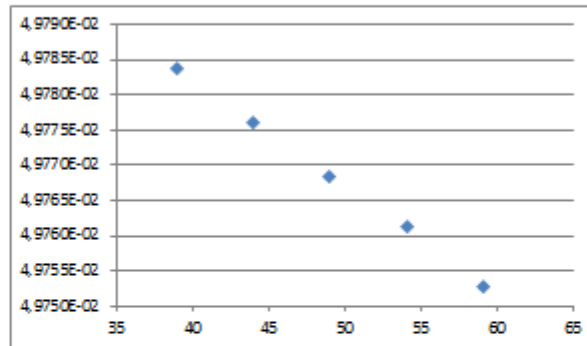


Gráfico AI.8 - Influência da Temperatura do TEG Pobre no teor de Água no TEG Rico

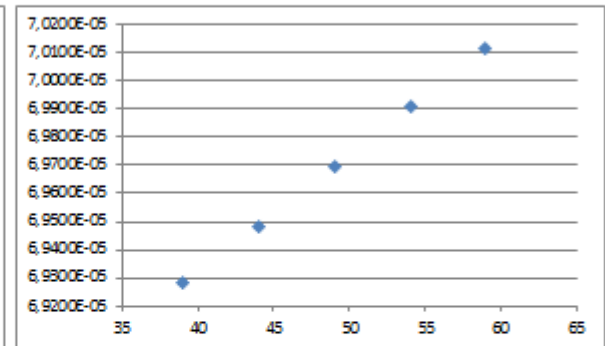


Gráfico AI.9 - Influência da Temperatura do TEG Pobre no teor de Água no Gás de Exportação

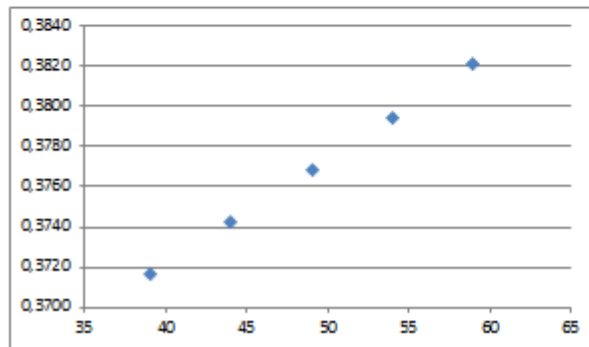


Gráfico AI.10 - Influência da Temperatura do TEG Pobre na Perda de TEG na Torre Absorvedora

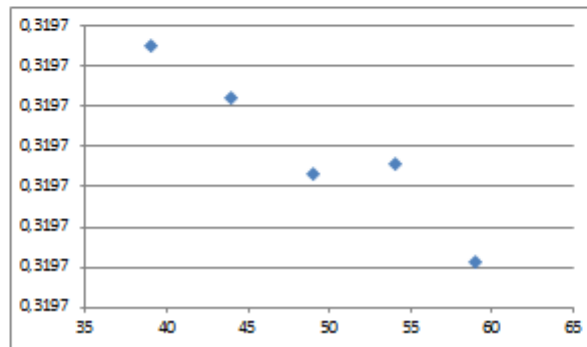


Gráfico AI.11 - Influência da Temperatura do TEG Pobre na Perda de TEG na Torre Regeneradora

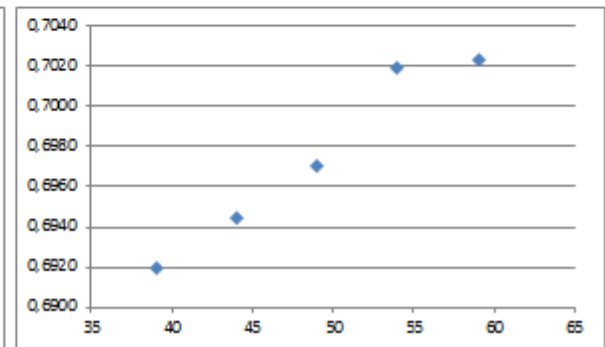


Gráfico AI.12 - Influência da Temperatura do TEG Pobre na Perda Total de TEG

Temperatura refervedor (° C)	Teor de água no TEG pobre (m/m)	Teor de água no TEG rico (m/m)	Teor de água do gás exportação (m/m)	Perda de TEG na absorvedora (kg/h)	Perda de TEG na regeneradora (kg/h)	Perda de TEG total (kg/h)
190	1,4152E-02	5,2441E-02	9,2236E-05	0,3658	0,3185	0,6867
195	1,2655E-02	5,1351E-02	8,3157E-05	0,3703	0,3190	0,6861
200	1,1342E-02	5,0399E-02	7,5098E-05	0,3742	0,3194	0,6941
203,7	1,0470E-02	4,9768E-02	6,9694E-05	0,3768	0,3197	0,6970

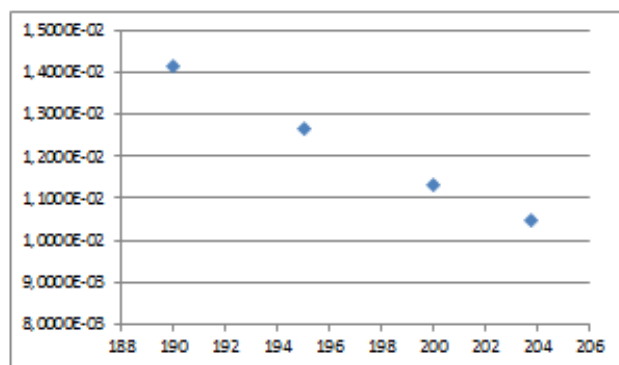


Gráfico AI.13 - Influência da Temperatura do Refervedor no teor de Água no TEG Pobre

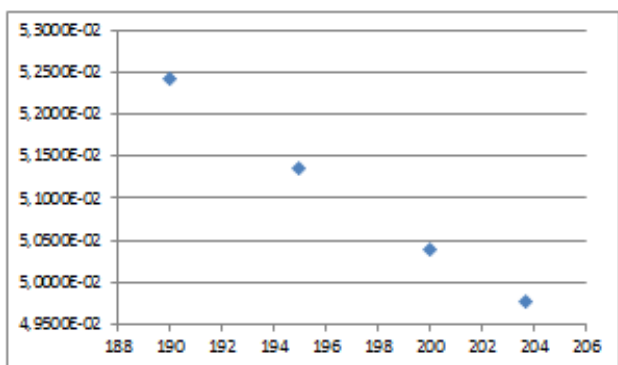


Gráfico AI.14 - Influência da Temperatura do Refervedor no teor de Água no TEG Rico

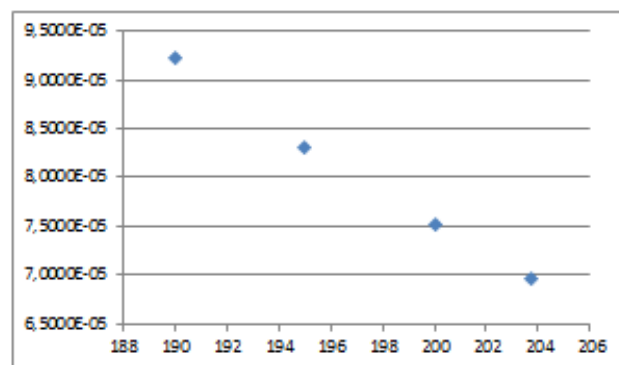


Gráfico AI.15 - Influência da Temperatura do Refervedor no teor de Água no Gás de Exportação

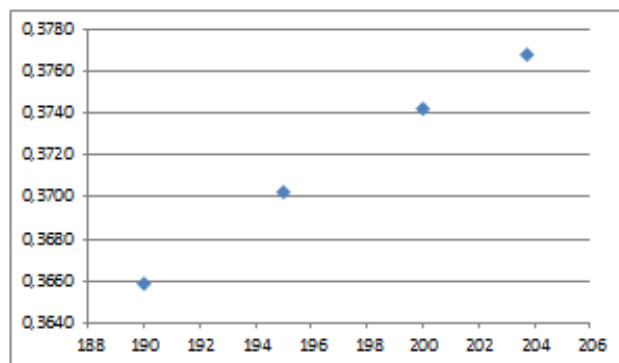


Gráfico AI.16 - Influência da Temperatura do Refervedor na Perda de TEG na Torre Absorvedora

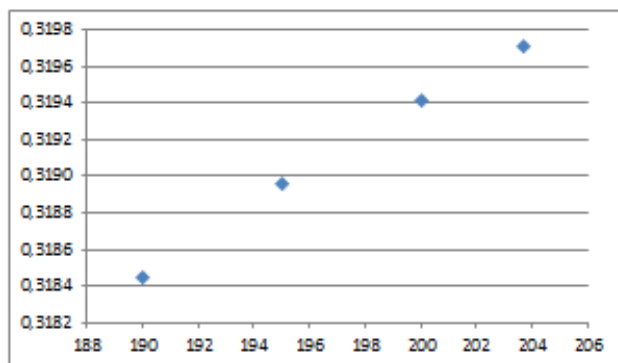


Gráfico AI.17 - Influência da Temperatura do Refervedor na Perda de TEG na Torre Regeneradora

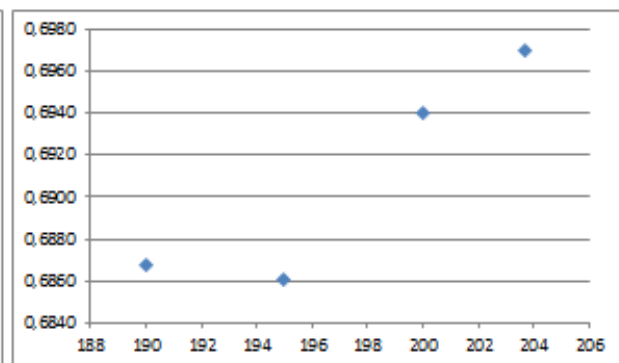


Gráfico AI.18 - Influência da Temperatura do Refervedor na Perda Total de TEG

Temperatura condensador (°C)	Teor de água no TEG pobre (m/m)	Teor de água no TEG rico (m/m)	Teor de água do gás exportação (m/m)	Perda de TEG na absorvedora (kg/h)	Perda de TEG na regeneradora (kg/h)	Perda de TEG total (kg/h)
90	1,0471E-02	4,9769E-02	6,9701E-05	0,3768	0,0713	0,4487
95	1,0470E-02	4,9769E-02	6,9697E-05	0,3768	0,1662	0,5435
100	1,0469E-02	4,9768E-02	6,9692E-05	0,3768	0,3197	0,6971
105	1,0468E-02	4,9767E-02	6,9682E-05	0,3768	0,5504	0,9233
110	1,0467E-02	4,9766E-02	6,9675E-05	0,3768	0,8802	1,2555

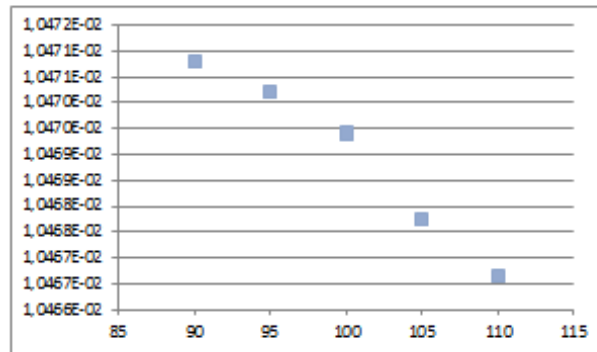


Gráfico AI.19 - Influência da Temperatura do Condensador no teor de Água no TEG Pobre

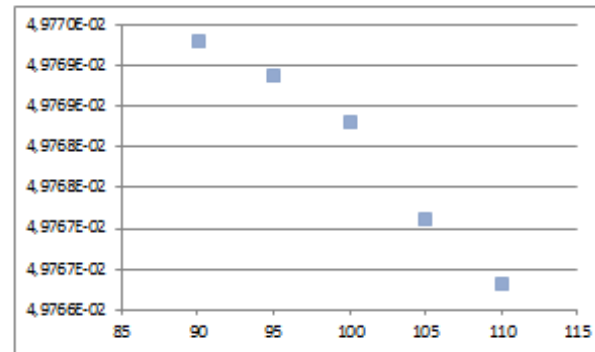


Gráfico AI.20 - Influência da Temperatura do Condensador no teor de Água no TEG Rico

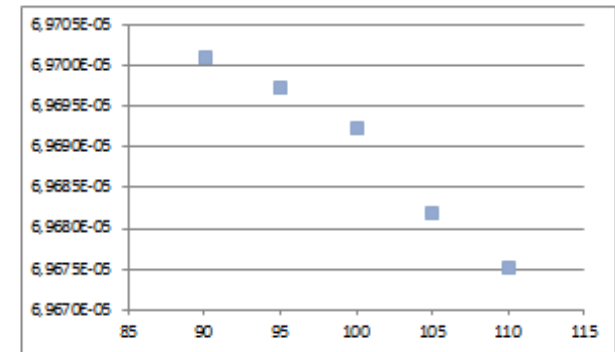


Gráfico AI.21 - Influência da Temperatura do Condensador no teor de Água no Gás de Exportação

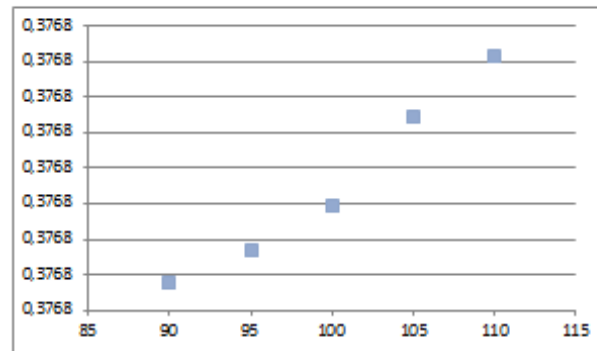


Gráfico AI.22 - Influência da Temperatura do Condensador na Perda de TEG na Torre Absorvedora

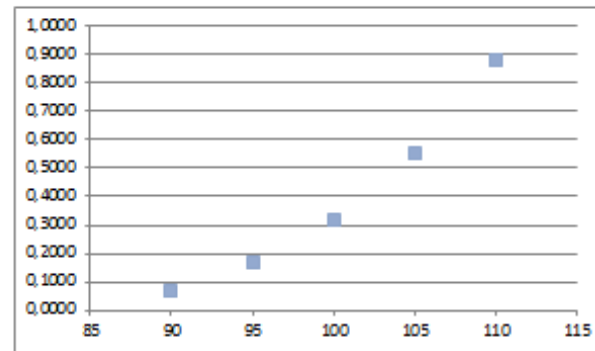


Gráfico AI.23 - Influência da Temperatura do Condensador na Perda de TEG na Torre Regeneradora

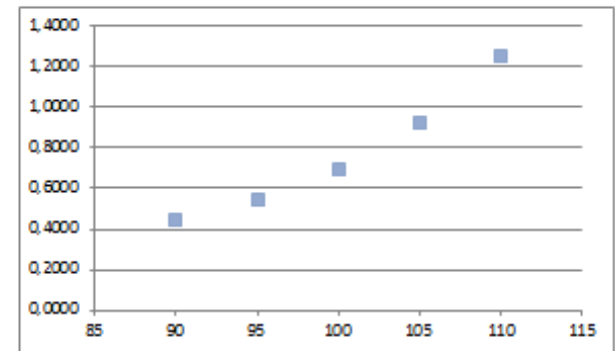


Gráfico AI.24 - Influência da Temperatura do Condensador na Perda Total de TEG

Vazão de stripping gas (kg/h)	Teor de água no TEG pobre (m/m)	Teor de água no TEG rico (m/m)	Teor de água do gás exportação (m/m)	Perda de TEG na absorvedora (kg/h)	Perda de TEG na regeneradora (kg/h)	Perda de TEG total (kg/h)
38	1,0475E-02	4,9772E-02	6,9726E-05	0,3768	0,2726	0,6499
43	1,0472E-02	4,9771E-02	6,9711E-05	0,3768	0,2960	0,6732
48	1,0470E-02	4,9768E-02	6,9693E-05	0,3768	0,3198	0,6971
53	1,0467E-02	4,9766E-02	6,9676E-05	0,3768	0,3438	0,7211
58	1,0464E-02	4,9764E-02	6,9656E-05	0,3769	0,3682	0,7456

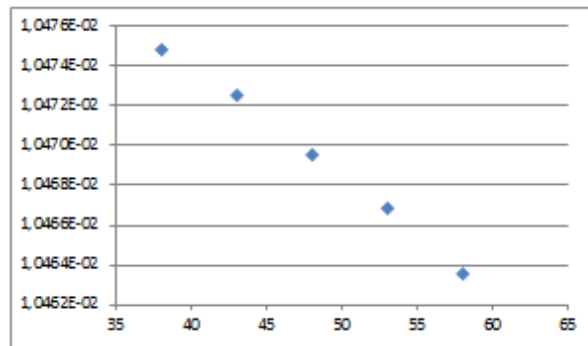


Gráfico AI.25 - Influência da Vazão de Stripping Gas no teor de Água no TEG Pobre

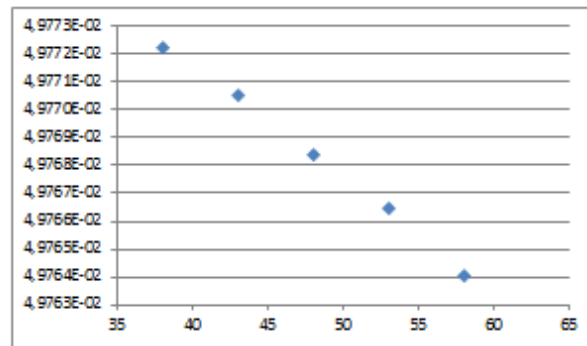


Gráfico AI.26 - Influência da Vazão de Stripping Gas no teor de Água no TEG Rico

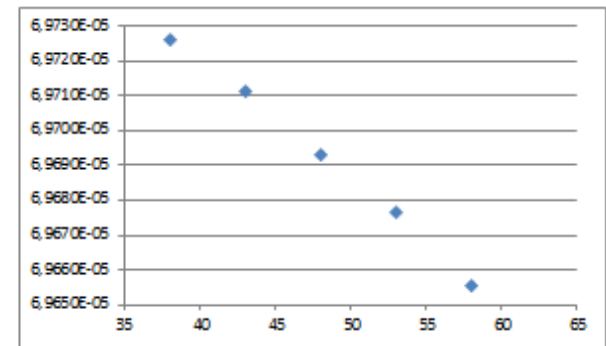


Gráfico AI.27 - Influência da Vazão de Stripping Gas no teor de Água no Gás de Exportação

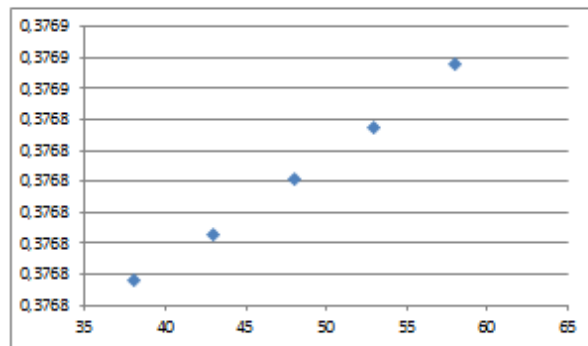


Gráfico AI.28 - Influência da Vazão de Stripping Gas na Perda de TEG na Torre Absorvedora

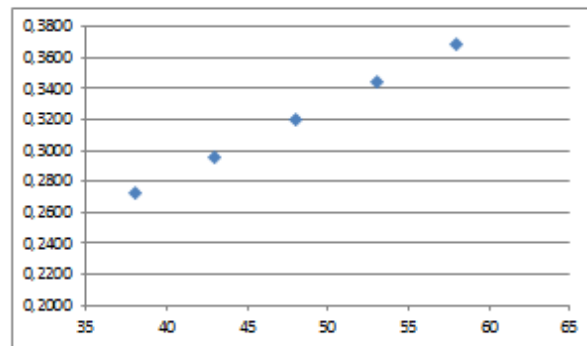


Gráfico AI.29 - Influência da Vazão de Stripping Gas na Perda de TEG na Torre Regeneradora

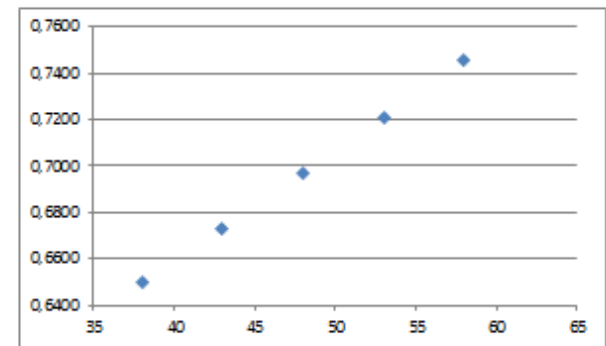


Gráfico AI.30 - Influência da Vazão de Stripping Gas na Perda Total de TEG

Vazão de TEG circulante (kg/h)	Teor de água no TEG pobre (m/m)	Teor de água no TEG rico (m/m)	Teor de água do gás exportação (m/m)	Perda de TEG na absorvedora (kg/h)	Perda de TEG na regeneradora (kg/h)	Perda de TEG total (kg/h)
2250	1,0461E-02	5,6431E-02	6,9552E-05	0,3761	0,3168	0,6932
2350	1,0463E-02	5,4563E-02	6,9589E-05	0,3763	0,3175	0,6941
2450	1,0464E-02	5,2839E-02	6,9617E-05	0,3765	0,3182	0,6932
2550	1,0467E-02	5,1246E-02	6,9656E-05	0,3767	0,3190	0,6939
2650	1,0469E-02	4,9768E-02	6,9694E-05	0,3768	0,3197	0,6970

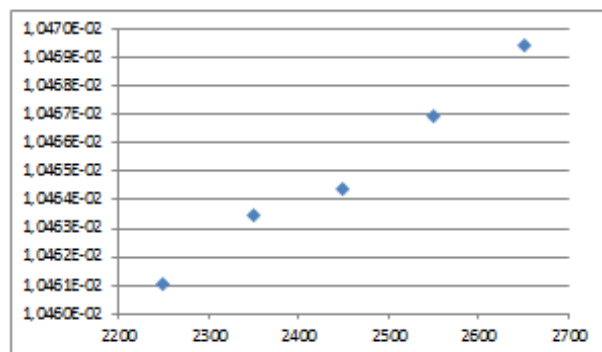


Gráfico AI.31 - Influência da Vazão de TEG Circulante no teor de Água no TEG Pobre

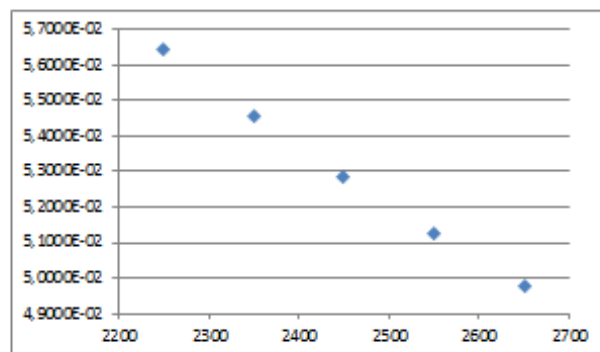


Gráfico AI.32 - Influência da Vazão de TEG Circulante no teor de Água no TEG Rico

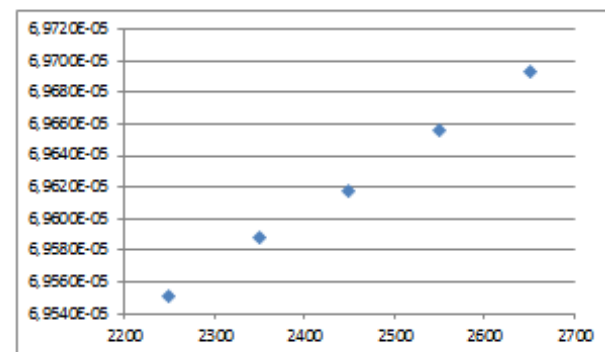


Gráfico AI.33 - Influência da Vazão de TEG Circulante no teor de Água no Gás de Exportação

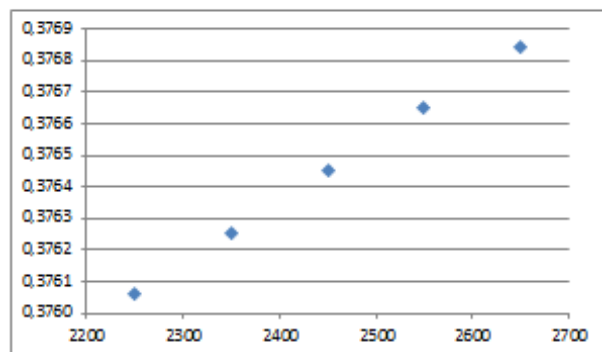


Gráfico AI.34 - Influência da Vazão de TEG Circulante na Perda de TEG na Torre Absorvedora

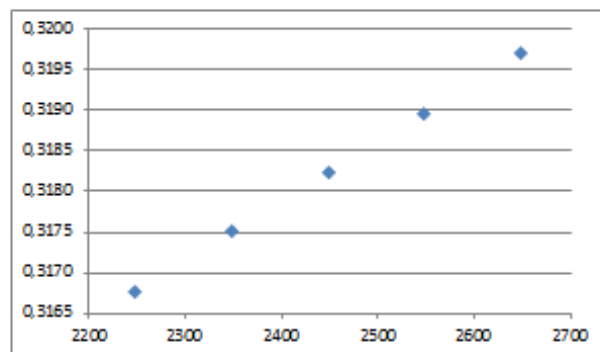


Gráfico AI.35 - Influência da Vazão de TEG Circulante na Perda de TEG na Torre Regeneradora

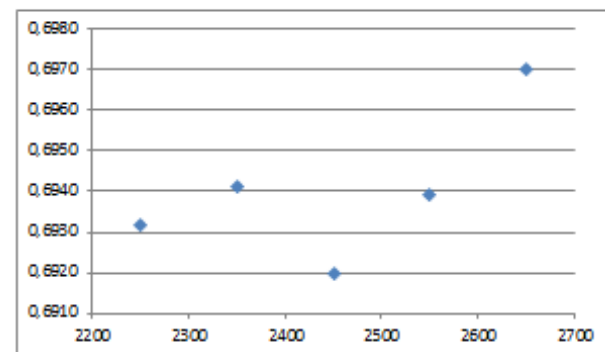


Gráfico AI.36 - Influência da Vazão de TEG Circulante na Perda Total de TEG

Pressão alimentação (kPa)	Teor de água no TEG pobre (m/m)	Teor de água no TEG rico (m/m)	Teor de água do gás exportação (m/m)	Perda de TEG na absorvedora (kg/h)	Perda de TEG na regeneradora (kg/h)	Perda de TEG total (kg/h)
16660	1,0469E-02	4,9767E-02	6,9215E-05	0,3526	0,3210	0,6693
17160	1,0471E-02	4,9769E-02	6,9462E-05	0,3649	0,3203	0,6880
17660	1,0470E-02	4,9768E-02	6,9698E-05	0,3769	0,3197	0,6970
18160	1,0470E-02	4,9767E-02	6,9946E-05	0,3885	0,3191	0,7081
18660	1,0470E-02	4,9765E-02	7,0198E-05	0,3999	0,3186	0,7190

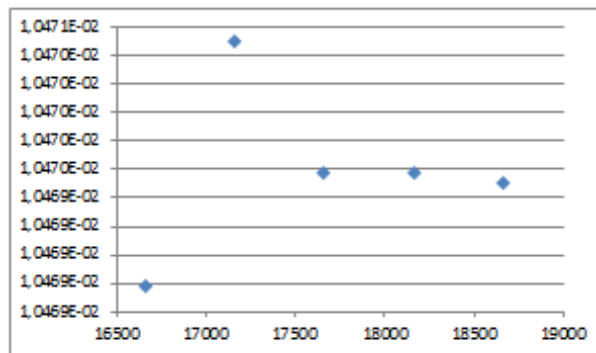


Gráfico AI.37 - Influência da Vazão de TEG Circulante no teor de Água no TEG Pobre

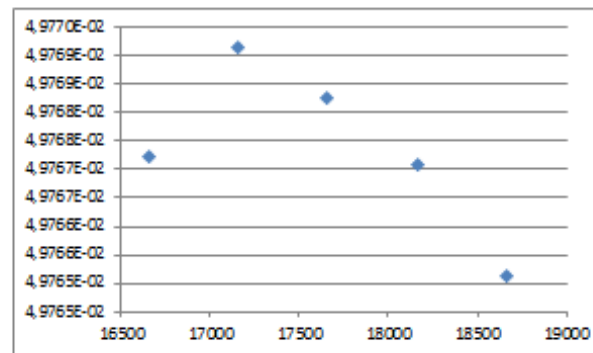


Gráfico AI.38 - Influência da Vazão de TEG Circulante no teor de Água no TEG Rico

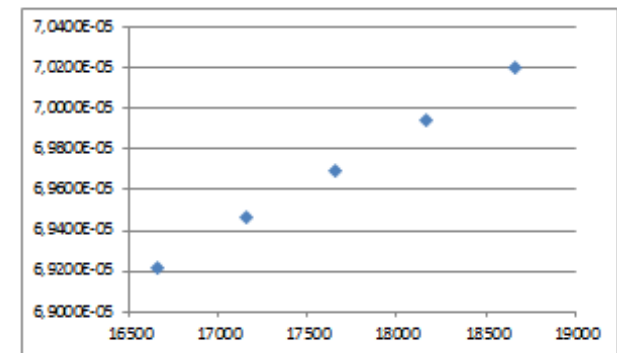


Gráfico AI.39 - Influência da Vazão de TEG Circulante no teor de Água no Gás de Exportação

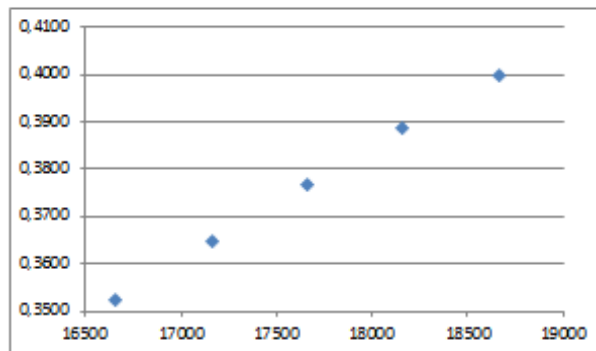


Gráfico AI.40 - Influência da Vazão de TEG Circulante na Perda de TEG na Torre Absorvedora

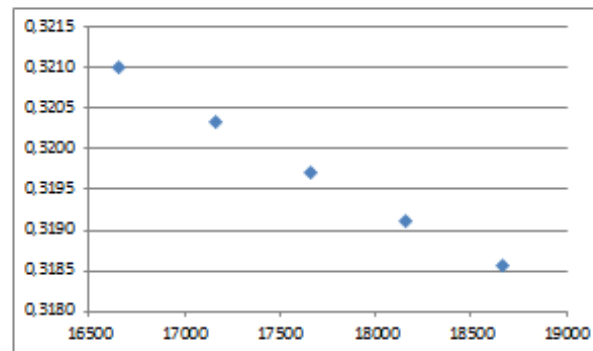


Gráfico AI.41 - Influência da Vazão de TEG Circulante na Perda de TEG na Torre Regeneradora

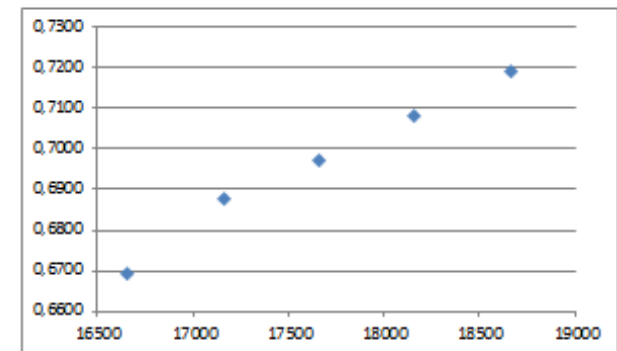


Gráfico AI.42 - Influência da Vazão de TEG Circulante na Perda Total de TEG

Anexo II - Diagrama de McKetta

