



FACULDADE DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
CURSO DE ENGENHARIA QUÍMICA
TRABALHO DE LICENCIATURA

Optimização dos parâmetros críticos do processo de desidratação de gás natural por Tri-etileno-glicol

Autor: Onório Eusério Sigaúque

Supervisor: Prof. Doutor João Fernando Chidamoio, Eng.º

Maputo, Dezembro de 2023



FACULDADE DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
CURSO DE ENGENHARIA QUÍMICA
TRABALHO DE LICENCIATURA

Optimização dos parâmetros críticos do processo de desidratação de gás natural por Tri-etileno-glicol

Autor: Onório Eusério Sigaúque

Supervisor: Prof. Doutor João Fernando Chidamoio, Eng.º

Maputo, Dezembro de 2023

TERMO DE ENTREGA DO RELATÓRIO DO TRABALHO DE LICENCIATURA

Declaro que o estudante Onório Eusério Sigaúque, entregou no dia ___/___/2023 as 5 cópias do seu Trabalho de Licenciatura com a referência: _____, intitulado: Optimização dos parâmetros críticos do processo de desidratação de gás natural por Tri-etileno-glicol.

Maputo, ___ de _____ de 2023

O chefe da Secretaria

DECLARAÇÃO DE HONRA

Declaro sob palavra de honra, que este trabalho é obra original e foi elaborado por mim e que não foi previamente submetido ou publicado parcialmente ou totalmente em nenhuma instituição. Estudos relacionados de outros autores foram usados e devidamente referenciados de acordo com o regulamento de culminação de estudos nos cursos de engenharia da Faculdade de Engenharia da Universidade Eduardo Mondlane.

Assinatura _____ Data: __/__/__

(Onório Eusério Sigáúque)

**“O sucesso é medido não tanto pela posição que se atinge na vida,
mas sim pelos obstáculos que tiveram que ser superados em sua
busca.”**

- Booker T. Washington

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente à Ele, o nosso Deus Todo-poderoso que colocou-me debaixo deste Sol e por cima da Terra, que tem olhado por mim desde o primeiro dia de vida.

Sou extremamente grato a Universidade Eduardo Mondlane pela oportunidade de fazer o curso e a todos professores que me ajudaram no meu progresso académico, e especialmente ao Prof. Doutor João Fernando Chidamoio, Eng.º, que foi o responsável por supervisionar o meu trabalho. Muito obrigado pelo suporte.

Agradeço aos meus pais Eusério Jaime Sigaúque e a Cristina Boane aos meus irmãos, sobrinhos, colegas e amigos Aurélio Luís Bila, Roberto Baptista Come, em especial ao Tibério David Mussavela que foi o meu segundo supervisor. O vosso incentivo me fez chegar à conclusão do meu curso e começo de uma nova carreira.

E por fim a todos que directo ou indirectamente fizeram parte da minha formação, o meu muito obrigado!

RESUMO

No processamento primário do petróleo em unidades *offshore*, cada fluido proveniente dos poços produtores (óleo, água e gás) é tratado em equipamentos de forma a atender aos requisitos legais, normativos e técnicos. Além desses equipamentos, uma unidade de desidratação do gás produzido com trietilenoglicol (TEG) é normalmente empregada na separação da água, reduzindo a humidade do gás. O gás produzido deve atender aos requisitos técnicos de humidade, para que não ocorram problemas de escoamento por formação de hidratos ou corrosão nos gasodutos, durante o transporte desse fluido pelos dutos de exportação e na linha de *gas lift*.

Neste trabalho é analisada a unidade de desidratação de Gás Natural produzido com TEG em uma UEP real. O simulador de processos Aspen HYSYS® v11.0, é empregado para verificar os parâmetros actuais e assim propor melhores condições de operação, de forma a otimizar a etapa de condicionamento do gás, tão importante para a continuidade da produção.

O processo de desidratação com TEG é passível de diversos ajustes que podem promover redução de perdas do fluido absorvente, de gás, redução da emissão de poluentes, redução de energia consumida, aumento da absorção da água, enfim, da eficiência operacional de toda a unidade. O resultado das simulações mostra que a unidade em questão é passível de uma redução de até 70% na redução de perdas de TEG, redução na emissão de metano para a atmosfera de 112,8 toneladas por ano resultante da redução da utilização de gás de stripping de 3000 m³/d para 2500 m³/d, além da redução na demanda energética da unidade em 16%.

O projecto demanda um investimento total de capital de aproximadamente US \$ 11,000,000.00.

Palavras-chave: Desidratação de Gás Natural; Absorção; Aspen HYSYS; Gás Natural; tri-etilenoglicol (TEG); *Gas lift*.

ÍNDICE

LISTA DE SÍMBOLOS.....	7
LISTA DE FIGURAS	8
LISTA DE GRÁFICOS.....	9
LISTA DE TABELAS	10
1. INTRODUÇÃO	11
1.1 Gás Natural como Activo Sustentável de Energia	11
1.2 Gás Natural em Moçambique.....	12
1.3 Problema e Justificativa	13
1.4 OBJECTIVOS.....	13
1.4.1 Geral:.....	13
1.4.2 Específicos:	13
1.5 Metodologia.....	14
2. REVISÃO DA LITERATURA	15
2.1 O Gás Natural.....	15
2.2.1 Características gerais do Gás Natural	15
2.2.2 Contaminantes do Gás Natural	16
2.2.3 Humidade do Gás Natural	18
2.3 Desidratação do Gás Natural	20
2.3.1 Métodos de desidratação	21
2.3.1.1 Absorção como processo de desidratação.....	21
2.3.2 Comparação de Métodos	30
2.4 Descrição do Processo de Desidratação do Gás Natural	31
2.4.1 Refrigerador de entrada.....	33

2.4.2	Purificador de entrada	33
2.4.3	Absorvedor	33
2.4.4	Internos da coluna	33
2.4.5	Bandejas.....	34
2.4.6	Embalagem	35
2.4.7	Válvula instantânea	35
2.4.8	Separador Flash.....	36
2.4.9	Filtro.....	36
2.4.10	Trocadores de calor.....	36
2.4.11	Regenerador.....	36
2.4.12	Reboiler	37
2.4.13	Coluna estática.....	38
2.4.14	Bomba de glicol	38
3.	MODELAÇÃO DO PROCESSO.....	38
3.1	Termodinâmica do processo	39
3.2	Seleção de modelo termodinâmico: Equação de Peng-Robinson (HPR).....	40
3.3	Parâmetros operacionais do processo	42
4.	SIMULAÇÃO DO PROCESSO DE DESIDRATAÇÃO DE GÁS NATURAL ...	44
5.	APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS	47
5.1	Cálculo da eficiência dos pratos.....	47
5.1.1	Na Regeneração de TEG	47
5.1.2	Na Absorção de TEG	53
5.2	Estudos de sensibilidade.....	56
5.2.1	Efeito do caudal de gás de stripping e de circulação de TEG na humidade do gás tratado	59

5.2.2	Efeito da demanda energética da planta	59
5.2.3	Efeito da perda de TEG na planta	60
5.2.3	Efeito da Temperatura de topo na regeneração de TEG.....	62
6.	COMPARAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS	63
7.	CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	66
7.2	Conclusões.....	66
7.3	Recomendações	67
8.	BIBLIOGRAFIA	68
	ANEXOS	70

LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolos, abreviaturas	Definições
°C	Graus Celsius
GN	Gás natural
INP	Instituto Nacional de Petróleo
MMSCF	<i>Million standard cubic feet</i>
MEG	Monoetilenoglicol
DEG	Dietilenoglicol
TEG	Trietilenoglicol
TREG	Tetraetilenoglicol
TCF	<i>Trillion cubic feet</i>
UTG	Unidade de Tratamento de Gás Natural
ELV	Equilíbrio líquido-vapor
UEP	Unidade estacionária de produção

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Plugue de hidrato sendo retirado de uma tubulação de gás pelo receptor de “pig”	17
Figura 2: Teor de água em gás húmido saturado	19
Figura 3: Esquema de uma coluna de Absorção.	22
Figura 4: TEG: (a) glicol limpo, (b) presença de hidrocarboneto, (c) presença de resíduo de corrosão (glicol “grafitado”), (d) contaminação severa por hidrocarboneto.	25
Figura 5: TEG contaminado/degradado: (a) moderadamente, (b) severamente, (c) pouco.	26
Figura 6: Fluxograma de uma unidade típica de desidratação por adsorção.	28
Figura 7: Corte de equipamento Twister® para separação supersônica e desidratação.	29
Figura 8: Unidade de desidratação típica usando TEG.	32
Figure 9: Estrutura típica de embalagem de desidratação.	34
Figure 10: Um tipo de embalagem aleatória	36
Figura 11: Diagrama de fluxo do processo de desidratação de gás natural	46
Figura 12: Fluxograma da etapa de regeneração do TEG.	52
Figure 13: Fluxograma da etapa de absorção do TEG.	56

LISTA DE GRÁFICOS

Gráfico 1: Caudal de TEG x Teor de água no gás	49
Gráfico 2: Caudal de TEG x Potência requerida	50
Gráfico 3: Caudal de TEG x Perda de TEG	51
Gráfico 4: Caudal de TEG x Concentração de TEG pobre	52
Gráfico 5: Temperatura de Topo x Perda de TEG	53

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Hidrocarbonetos normalmente presentes no Gás Natural.	6
Tabela 2: Propriedades dos glicóis mais utilizados na desidratação do gás natural	13
Tabela 3: Propriedades do TEG.	14
Tabela 4: Condições da alimentação do processo.	33
Tabela 5: Composição do gás natural proveniente de uma planta de extração e processamento de gás em Moçambique.	33
Tabela 6: Teor de água médio em TEG rico e TEG pobre	38
Tabela 7: Condições médias de operação da etapa de regeneração	39
Tabela 8: Eficiências ajustadas da etapa de regeneração	41
Tabela 9: Condições médias de operação da etapa de absorção	43
Tabela 10: Eficiências ajustadas da etapa de absorção	45
Tabela 11: Condições de operação do caso base	47
Tabela 12: Resultados do caso base	47
Tabela 13: Optimização de parâmetros	54
Tabela 14: Resultados da optimização	55

1. INTRODUÇÃO

Na produção de petróleo *offshore*, o fluido do reservatório vindo do poço é tipicamente uma mistura de três fases distintas: uma fase aquosa (água produzida), uma fase de hidrocarboneto líquido (óleo) e uma fase gasosa com alguns sólidos suspensos na mistura.

Nessas plataformas de petróleo, ocorre a separação dos fluidos provenientes de poços e as correntes resultantes dos processos de separação são tratadas de forma a atender os requisitos técnicos e legais para o transporte, uso ou descarte no ambiente. O presente trabalho abordará o condicionamento do gás, proveniente do processo de separação e compressão, para a remoção de água do mesmo (Bothamley, 2004).

A tecnologia mais usada para o condicionamento do gás natural produzido nas plataformas *offshore* é a desidratação com o trietilenoglicol (TEG). Esse processo de desidratação é passível de ajustes e otimizações, com a finalidade de se diminuir perdas de energia, do próprio solvente (TEG) e diminuir emissões de hidrocarbonetos para a atmosfera.

1.1 Gás Natural como Activo Sustentável de Energia

O gás natural é o combustível fóssil com maior eficiência energética pois oferece importantes benefícios da economia de energia quando usado em vez de óleo ou carvão. Embora o uso primário de gás natural seja como combustível, ele também é uma fonte de hidrocarbonetos para matérias-primas petroquímicas e uma importante fonte de enxofre elementar, um importante produto químico industrial. Espera-se que sua popularidade como fonte de energia cresça substancialmente no futuro porque o gás natural pode ajudar a alcançar duas importantes metas de energia para o século XXI - fornecer suprimentos e serviços de energia sustentáveis necessários para o desenvolvimento social e económico e reduzir os impactos adversos no clima global e ao meio ambiente em geral (D.A. Wood, 2012).

1.2 Gás Natural em Moçambique

De acordo com o Oil & Gas Journal, Moçambique possui 100 trilhões de pés cúbicos (Tcf) de reservas provadas de gás natural e é o terceiro maior detentor de reservas provadas de gás natural na África, depois da Nigéria e da Argélia.

Em 2016, Moçambique produziu aproximadamente 200 bilhões de pés cúbicos (Bcf) de gás natural. A maior parte da produção de Moçambique foi exportada (cerca de 140 Bcf) para a África do Sul através do Gasoduto Internacional Sasol Petroleum, de 805 milhas, e o restante foi usado para consumo doméstico.

A Anadarko, com sede nos EUA, e a Eni, com sede na Itália, são as operadoras que lideravam as actividades de exploração no offshore de Moçambique na Bacia do Rovuma. A Anadarko fez várias descobertas de gás natural na Área 1 (complexos de Prosperidade e Golfinho / Atum), com recursos recuperáveis de gás natural estimados em 75 Tcf. As descobertas de gás natural da Eni estão na Área 4 (complexo de Mamba e no local de Coral), e os recursos recuperáveis de gás natural são estimados em 85 Tcf. A Anadarko posteriormente vendeu suas acções para a concessionária empresa Total, com a sede na França.

Segundo o INP, Moçambique a partir da plataforma flutuante do Coral Sul FLNG já produz e exporta Gás Natural da Bacia do Rovuma ao mercado internacional. No dia 13 de Novembro de 2022, o Presidente Filipe Jacinto Nyusi anunciou o início da produção massiva de GN, onde Moçambique assinalou um momento revolucionário na história energética nacional, regional e global e do GN em particular com o primeiro carregamento de LNG do Coral Sul FLNG pela British Petroleum, se reposicionando na Geopolítica energética internacional.

1.3 Problema e Justificativa

Com o desenvolvimento de mais campos de gás em todo o mundo e em Moçambique em particular, a remoção de água dos fluxos de gás natural está se tornando um desafio para as plantas de processamento de gás actuais. Os elementos principais são: atender aos padrões regulatórios ambientais, maximizar a produtividade e minimizar os custos totais do ciclo de vida do processo.

No entanto, ainda existem alguns problemas com as unidades de desidratação, pois elas geralmente são super projectadas, resultando em altos custos operacionais ou de capital. De acordo com um relatório da Agência de Proteção Ambiental dos EUA (EPA), o TEG é recirculado duas ou mais vezes mais que o necessário. Para garantir que as opções de projeto atendam aos requisitos necessários para economizar custos de capital, solvente ou energia, é necessário escolher um modelo termodinâmico que seja compatível com as condições de processo e com o qual se possa obter resultados confiáveis para as propriedades das correntes e para o ELV – equilíbrio líquido-vapor e uma visão integral das operações.

Este trabalho discute a modelação, simulação e dimensionamento do processo de desidratação de gás natural para a optimização dos parâmetros críticos empregando a tecnologia Aspen HYSYS na V11.

1.4 OBJECTIVOS

Os objectivos deste trabalho estão descritos em geral e específicos.

1.4.1 Geral:

- Optimizar os parâmetros críticos do processo de desidratação de gás natural por Tri-etileno-glicol

1.4.2 Específicos:

- Modelar e simular termodinamicamente a desidratação de gás natural por TEG;
- Optimizar algumas variáveis do processo: a eficiência dos pratos, a utilização do gás stripping, a demanda energética da unidade de desidratação e a temperatura de regeneração de TEG;
- Dimensionar todos equipamentos envolvidos no processo.

1.5 Metodologia

Para a compilação e materialização do presente trabalho foram levados a cabo os seguintes passos:

a) Pesquisa bibliográfica

Consistiu na busca e síntese de informações sobre o gás natural, modelos termodinâmicos, software's de simulação, absorção como tecnologia usada no seu tratamento.

b) Colecta de dados e trabalho experimental

Consistiu na busca de dados referentes à matéria-prima, dados operatórios no processo de absorção, modelação e simulação da desidratação de gás natural usando o software comercial *Aspen HYSYS V11*.

c) Tratamento e análise dos resultados

Consistiu na apresentação dos resultados obtidos na simulação, sua análise, comparação, discussão dos resultados e apresentação das considerações finais referentes ao tema.

d) Concepção do relatório

Consistiu na compilação de toda a informação obtida e formatação do relatório seguindo as normas definidas no Regulamento de Culminação de Estudos nos Cursos de Engenharia da Universidade Eduardo Mondlane.

2. REVISÃO DA LITERATURA

2.1 O Gás Natural

Das correntes resultantes dos processos de separação do processamento primário, o gás natural é o fluido relevante para esse estudo.

Define o gás natural ou gás como: *“todo hidrocarboneto que permaneça em estado gasoso nas condições atmosféricas normais, extraído directamente a partir de reservatórios petrolíferos ou gasíferos, incluindo gases húmidos, secos, residuais e gases raros.”*

Vale destacar que os termos relativos a “húmido” e “seco” que serão utilizados nesse estudo estarão se referindo à presença ou ausência de água, respectivamente.

Outras bibliografias definem o gás natural de diversas formas, sendo sua caracterização genérica e composição não claramente definida. Segundo (THOMAS, 2004), o gás natural é uma mistura de hidrocarbonetos cuja composição abrange desde o metano (C1) ao hexano (C6) e esse pode estar associado ao óleo ou não (livre) nos reservatórios naturais, podendo ainda conter quantidades de diluentes ou contaminantes.

2.2.1 Características gerais do Gás Natural

O gás natural possui em sua composição a predominância de hidrocarbonetos parafínicos, ou seja, alcanos. Alcanos são hidrocarbonetos saturados de cadeia normal (n-parafinas) ou ramificados (normalmente Iso alcanos ou Iso parafinas) de fórmula geral C_nH_{2n+2} (Brasil, 2011). Parafina é uma classe de compostos orgânicos pouco reativa, derivando seu nome do latim *parum* = pequena e *affinis* = afinidade, de pouca afinidade ou reatividade. Não é esperado que esses hidrocarbonetos promovam maiores problemas no processamento primário. Como é verificado nas operações industriais envolvendo o gás natural, os maiores problemas são devido à presença dos contaminantes no gás, como H_2S , H_2O e CO_2 .

O gás natural possui como molécula predominante o metano (C1), podendo ter em sua composição moléculas de até 12 átomos de carbono (C12). A Tabela 1 mostra os

hidrocarbonetos normalmente presentes no gás natural.

Tabela 1: Hidrocarbonetos normalmente presentes no Gás Natural. (Vaz, 2008)

Nome	Abreviatura	Fórmula química
Metano	C1	CH₄
Etano	C2	C₂H₆
Propano	C3	C₃H₈
Normal butano	nC4	C₄H₁₀
Isobutano ou 2- metilpropano	iC4	C₄H₁₀ C₄H₁₀
Pentano	nC5	C₅H₁₂
Neopentano ou dimetilpropano	neo C5	C₅H₁₂
Isopentano ou metilbutano	iC5	C₅H₁₂
Hexanos	C6	C₆H₁₄
Heptanos	C7	C₇H₁₆
Octanos	C8	C₈H₁₈
Nonanos	C9	C₉H₂₀
Decanos	C10	C₁₀H₂₂
Undecanos	C11	C₁₁H₂₄
Dodecanos	C12	C₁₂H₂₆

É comum no meio industrial de processamento e condicionamento de gás natural utilizar a abreviatura indicada na Tabela 1 para revelar a composição dos hidrocarbonetos constituintes dessa mistura de gases.

2.2.2 Contaminantes do Gás Natural

Além da presença dos hidrocarbonetos, estão normalmente presentes contaminantes que contêm principalmente átomos de oxigênio, nitrogênio e enxofre. Em alguns campos produtores de gás ainda é observada a presença de mercúrio.

Esses contaminantes podem ser divididos nas seguintes categorias (Machado, 2012):

- Água: na forma de vapor, quando presente no gás em determinadas concentrações, pode formar hidratos nas condições de escoamento e dentro de equipamentos (alta pressão e baixa temperatura), bloqueando as tubulações. Além disso, participa também de processos corrosivos nas tubulações e diminui o poder calorífico do gás natural;



Figura 1: Plugue de hidrato sendo retirado de uma tubulação de gás pelo receptor de “pig”. (Vaz, 2008)

- Gases ácidos: contribuem na formação de um meio corrosivo e, quando na presença de água, formam soluções ácidas corrosivas. Os contaminantes mais comuns nessa categoria são o gás carbônico (CO_2), sulfeto de hidrogênio (H_2S), e outros compostos de enxofre, como sulfeto de carbonila (COS), dissulfeto de carbono (CS_2) e mercaptanos (R-SH , onde R é um hidrocarboneto). O H_2S , além de ocasionar problemas de corrosão, contribui para o aumento dos riscos envolvidos no processamento e condicionamento do gás natural, por ser tóxico. O gás carbônico, por não ser combustível, reduz o poder calorífico do gás natural;
- Inertes: são compostos que não apresentam reatividade química nas condições do processo e reduzem o poder calorífico do gás. O gás nitrogênio (N_2) é um composto normalmente presente que se classifica como inerte. Outro gás inerte que pode ser encontrado é o hélio (He).

2.2.3 Humidade do Gás Natural

O gás natural produzido, proveniente de um sistema de separação primária de petróleo, estará virtualmente em condição de saturação. Com isso, considera-se que o gás está com o máximo teor de água para uma pressão e temperatura determinadas. Para uma dada pressão, a temperatura de saturação de água é usualmente chamada de temperatura de orvalho da água. Maiores teores de água no gás são obtidos em condições que favorecem a vaporização de maior quantidade de água, como baixa pressão e elevada temperatura (Vaz, 2008).

A determinação da humidade do gás saturado, ou seja, do teor de água presente no gás natural produzido, depende da temperatura, pressão e da composição do mesmo. Na prática, são utilizados modelos termodinâmicos de equações de estado, equações empíricas, cartas e gráficos empíricos ou análises experimentais.

A carta mais difundida e utilizada para comparação de modelos foi a desenvolvida por McKetta e Wehe (1958) (Figura 2).

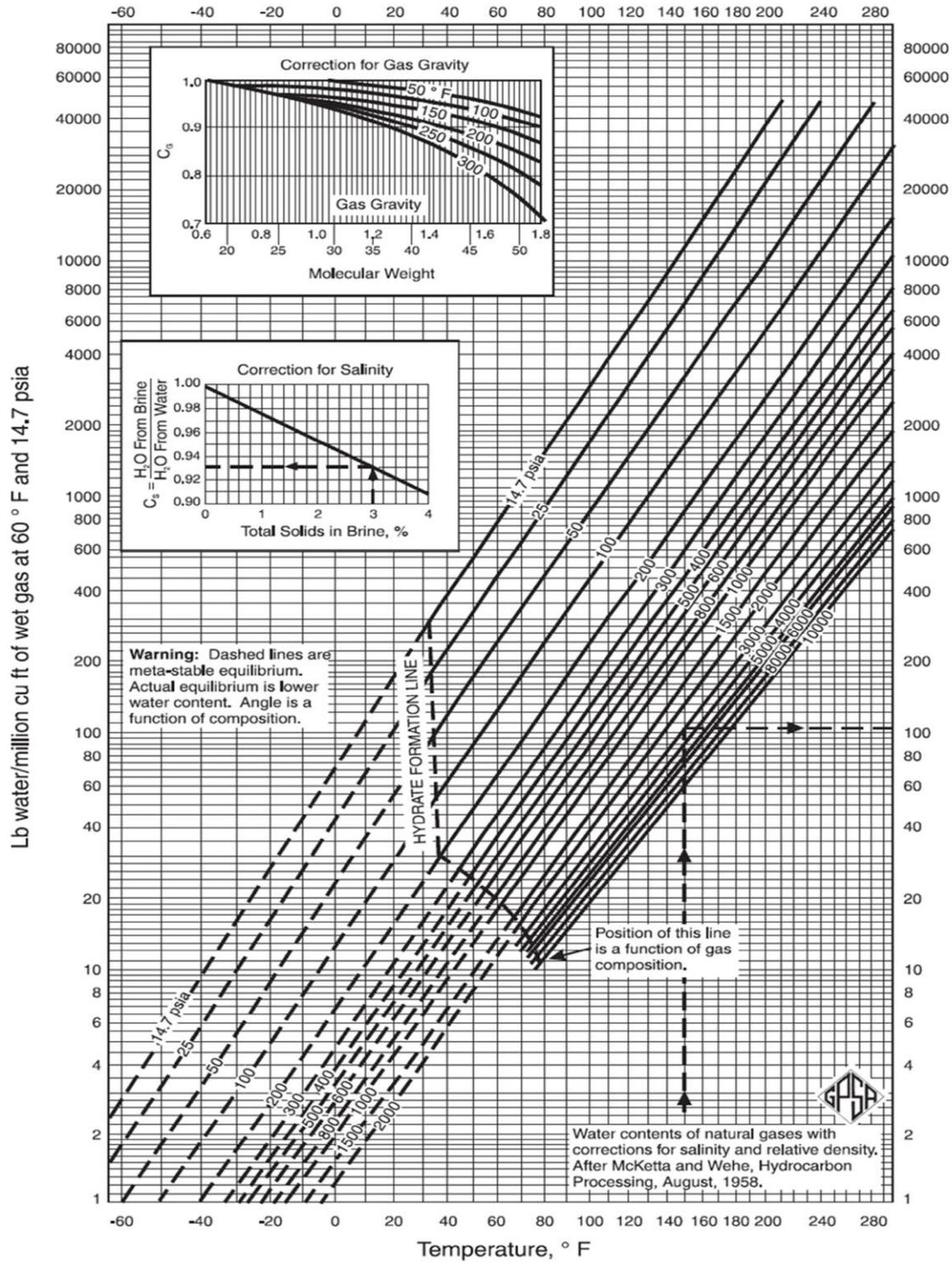


Figura 2: Teor de água em gás húmido saturado. (GPSA, 2004)

Com o gráfico da Figura 2, é possível estimar, com a pressão e a temperatura, o teor de água do gás húmido saturado.

Na indústria do petróleo, normalmente os resultados de teores de água são apresentados nas seguintes unidades (Vaz, 2008):

- lb/MMSCF – libra de água por milhão de pé cúbico de gás na condição padrão americana (60 °F e 1 atm);
- mg/m³ - miligrama de água por metro cúbico de gás na condição padrão americana;
- Para conversão entre as unidades: 1 lb/MMSCF = 16,02 mg/m³.

A presença de contaminantes altera a capacidade do gás em reter água. Componentes como H₂S e CO₂, além de tornarem o gás ácido, aumentam a afinidade do gás pela água, elevando o teor de água no gás saturado para as mesmas condições de temperatura e pressão, quando comparado ao gás sem esses contaminantes.

2.3 Desidratação do Gás Natural

A desidratação é o processo de remoção de água da corrente de gás. Segundo (Campbell, 2004) define desidratação de gás natural como o processo de remoção de água do gás para não haver formação de água condensada no sistema. A desidratação deverá especificar a humidade do gás para que o ponto de orvalho da água no gás esteja afastado da condição de temperatura e pressão dos gasodutos de exportação (para outra unidade ou para terra), para utilização para elevação artificial dos fluidos do poço por *gas lift* e para uso como gás combustível pela própria unidade, evitando a condensação de água nesses locais.

A remoção de água pode ser realizada por vários processos. Os principais motivos para remover a água do gás natural são os seguintes:

- Gás natural, na pressão e temperatura corretas, pode combinar-se com água livre para formar hidratos sólidos que podem obstruir válvulas, conexões, instrumentos e tubulações;

- Vapor de água aumenta o volume do gás, o que diminui o calor de combustão do gás;
- À medida que o gás viaja em um gasoduto, ele é resfriado e a água pode condensar. O fluxo da lesma pode se formar, o que pode causar erosão e corrosão;

2.3.1 Métodos de desidratação

Existem diversos processos para efectuar a desidratação do gás natural. As tecnologias comumente utilizadas para a desidratação são a absorção com glicóis, adsorção com sílica gel, alumina ou peneiras moleculares e, mais atualmente, processos com membranas ou refrigeração do gás. O mecanismo de absorção com líquidos (glicóis), diferentemente do processo com aminas para gases ácidos, não é químico, ou seja, trata-se apenas de absorção física da água pelo glicol. Os processos de adsorção também operam apenas com o princípio de transferência de massa sem reações químicas – água presente no gás é adsorvida na estrutura cristalina do sólido. Membranas funcionam com o mesmo princípio de difusão para os gases ácidos, porém são feitas de materiais selectivos à água presente no gás natural. Em outro processo, o gás natural pode ser refrigerado e a água presente nele condensada para, em seguida, ocorrer a injeção de inibidores de hidrato para não ocorrer formação dos mesmos (Machado, 2012).

2.3.1.1 Absorção como processo de desidratação

A absorção é uma operação unitária na engenharia química, que estuda a separação de um ou vários componentes de uma mistura gasosa por dissolução em um líquido. Nesta operação ocorre o transporte de matéria de um componente presente na fase gasosa para a fase líquida, através do contacto em contra-corrente, concorrente ou ainda em leito fixo da fase líquida. Na absorção, as moléculas do gás são difundidas dentro do líquido, e o movimento na direcção inversa é desprezível. A operação inversa da absorção é de dessorção. Nos casos mais simples de absorção, o gás contém apenas um constituinte solúvel e, atingido o equilíbrio não há mais transferência efectiva de massa, (Treybal, 1980).

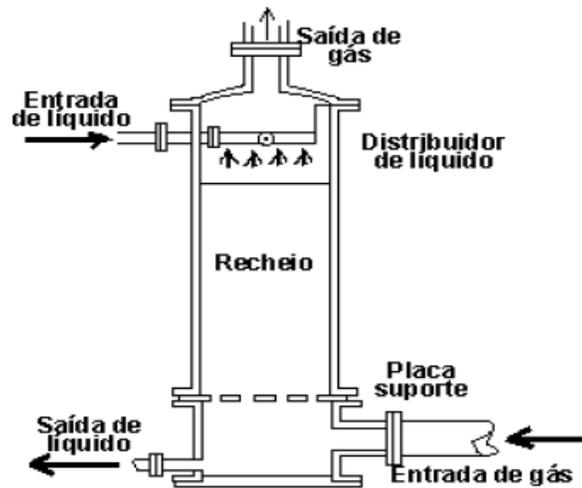


Figura 3: Esquema de uma coluna de Absorção. (Foust et al, 1980)

Durante a absorção, uma mistura de gás é contactada por um solvente líquido para remover selectivamente um ou mais componentes (solutos) da mistura. A absorção é frequentemente associada a um método de regeneração de solvente, que pode ser dessorção, o oposto da absorção, ou destilação. Tanto a absorção quanto a regeneração é realizada em colunas de bandejas de contacto múltiplo, onde as duas fases fluem em contra-corrente.

A absorção com glicóis é o processo mais utilizado em unidades *offshore*, actualmente. O fato dos glicóis serem mais utilizados para o condicionamento do gás natural quanto à humidade se deve a sua elevada higroscopia, estabilidade térmica e química, maior disponibilidade no mercado e por ser economicamente viável.

Os principais factores que definem a escolha do glicol a ser usado são: viscosidade, pressão de vapor e solubilidade em hidrocarbonetos. O glicol utilizado deve ser não corrosivo, com baixa volatilidade, regenerável com baixo consumo de energia, insolúvel em hidrocarbonetos líquidos e não deve ser reactivo com CO₂ e compostos sulfurados. De acordo com (Mokhatab, 2012), os glicóis disponíveis e a suas utilizações são descritas da seguinte forma:

1. Monoetilenoglicol (MEG): Possui equilíbrio de vapor elevado, assim tende a perder a fase gasosa no absorvedor. O uso como inibidor de hidrato pode ser recuperado a partir da separação do gás a temperaturas inferiores a 10°C.

2. Dietilenoglicol (DEG): Possui alta pressão de vapor, levando a perdas elevadas no absorvedor. Possui baixa temperatura de decomposição, que requer baixa temperatura de reconcentração e, portanto não pode ficar totalmente puro para a maioria das aplicações.

3. Tri-etilenoglicol (TEG): É o glicol mais comum, pois possui menor pressão de vapor o que causa menor perda por evaporação. O processo exige menores custos de investimento e de operação. temperatura de reconcentração em 170 – 205 °C em alta pureza.

4. Tetraetilenoglicol (TREG): é mais caro que o TEG e sua temperatura de reconcentração é em 205 – 225 °C.

Para remoção de água das correntes de gás natural por absorção, o TEG é o mais usado pelos produtores, pois exibe a maior parte dos critérios desejáveis de adequação comercial. Normalmente é escolhido porque é mais facilmente regenerável, alcançando teores maiores que 98%, devido a seu maior ponto de ebulição e à sua maior temperatura de degradação térmica, (Mokhatab, 2012).

O presente estudo dedicará um capítulo a parte para a descrição do processo de desidratação do gás natural com trietilenoglicol (TEG). A Tabela 2 apresenta as principais propriedades dos glicóis utilizados no condicionamento da humidade do gás natural.

Tabela 2: Propriedades dos glicóis mais utilizados na desidratação do gás natural (Mokhatab, 2012)

Propriedade	Monoetileno glicol (MEG)	Dietileno glicol (DEG)	Trietileno glicol (TEG)	Tetraetileno glicol (TREG)
Fórmula	C ₂ H ₆ O ₂	C ₄ H ₁₀ O 3	C ₆ H ₁₄ O ₄	C ₆ H ₁₈ O ₅
Massa Molar (g/mol)	62,1	106,1	150,2	194,2
Temp. de Ebulição	197,6	245,5	287,8	325,6

(°C @ 1 atm)					
Temp. De Regeneração (°C)		-	157-171	170-204	204-221
Densidade @ 25°C (g/cm³)		1,11	1,111	1,120	1,123
Viscosidade Absoluta (cP)	25 °C	16,5	25,3	39,4	43
	60 °C	5,2	7,3	10,3	11,4
Temp. Inicial de Decomposição (°C)		165	164+	205,7	238
Calor Específico @ 25 °C (kJ/kg °C)		2,43	2,30	2,18	2,18
Calor de Vaporização @ 101,3 kPa (kJ/kg)		858	545	406	323

As propriedades do TEG são apresentadas na Tabela 3, um solvente polar, que tem alta afinidade por água, não forma espuma, é seguro de usar e em comparação com os outros glicóis tem baixa volatilidade. Por causa da alta viscosidade do TEG, outros glicóis podem ser considerados quando a temperatura ambiente é baixa, (Mokhatab, 2012).

Tabela 3: Propriedades do TEG. (Mokhatab, 2012)

Propriedades do TEG	
Fórmula molecular	C ₆ H ₁₄ O ₄
Peso molecular	150.174 g/mol
Aparência	Líquido sem cor nem odor
Densidade	1.1255 g/cm ³

Ponto de fusão	-7 °C
Ponto de ebulição	285 °C

O trietilenoglicol (TEG) utilizado nas unidades de desidratação pode sofrer decomposição térmica quando submetido a temperaturas superiores a 205,7 °C. Os produtos dessa degradação irão gerar compostos ácidos e corrosivos. Quando as temperaturas de parede das resistências são maiores que esse valor, pode ocorrer a decomposição, mesmo que a temperatura do TEG seja menor.

O glicol pode ser contaminado por hidrocarbonetos condensados ou arrastados através do vaso separador depurador de entrada. As Figuras 3.10 e 3.11 mostram diferenças de coloração entre diferentes graus de contaminação e degradação do TEG circulante.

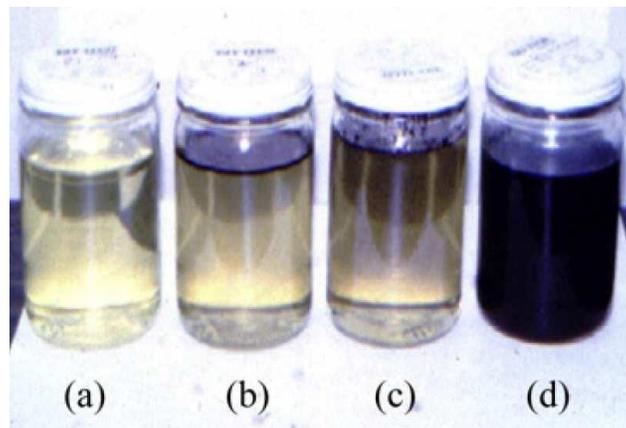


Figura 4: TEG: (a) glicol limpo, (b) presença de hidrocarboneto, (c) presença de resíduo de corrosão (glicol “grafitado”), (d) contaminação severa por hidrocarboneto. (Stewart & Arnold, 2011)



Figura 5: TEG contaminado/degradado: (a) moderadamente, (b) severamente, (c) pouco. (Stewart & Arnold, 2011)

1.3.1.2 Adsorção como processo de desidratação

A adsorção em leito sólido é outro método que está atualmente sendo usado em unidades *offshore* para desidratação do gás natural processado. Nesse processo, um sólido em leito fixo (adsorvente) é usado para retirar água (adsorbato) do gás natural. Quando as moléculas de água aderem à superfície dos sólidos por forças de superfície, ocorre o fenômeno de condensação capilar (Machado, 2012).

As principais propriedades para um bom adsorvente são (GPSA, 2004):

- Grande área superficial para maior capacidade (área superficial específica) – valores comuns entre 500 m²/g e 800 m²/g;
- Possuir afinidade química pela água;
- Alta taxa de transferência de massa;
- Facilmente/economicamente regenerável e baixa taxa de perda de atividade;
- Baixa perda de carga para o escoamento do gás;
- Elevada resistência mecânica;
- Não deve alterar significativamente seu volume com a adsorção.

Os materiais dessecantes adsorventes mais utilizados comercialmente são (GPSA, 2004):

- Sílica gel: nome dado para um sólido amorfo resultado de reação química do ácido

sulfúrico e silicato de sódio, formado basicamente por SiO_2 . Esse material pode desidratar um gás com ponto de orvalho de água de aproximadamente -50°C .

- Alumina: fabricada a partir de Al_2O_3 (bauxita) e activada por calor. Pontos de orvalho de água da ordem de -68°C são atingidos com esse material;
- Peneiras moleculares: formado por zeólitas sintéticas com diâmetros de poros uniformes, compostas por aluminossilicatos e com selectividade para adsorção de alguns componentes presentes no gás natural. Assim como pode ser usado para adsorver selectivamente gases ácidos, pode adsorver água. Com esse material é possível atingir os menores pontos de orvalho de água para o gás natural, da ordem de -100°C .

A seleção do material adsorvente mais adequado para o processo dependerá de diversos factores como a especificação do ponto de orvalho da água, presença de contaminantes (compostos sulfurados), com adsorção de hidrocarbonetos pesados e o custo (Campbell, 2004).

O sistema de adsorção em leito fixo é feito para operar de forma cíclica, alternando ciclos de adsorção e dessorção (regeneração do leito), por isso são necessárias no mínimo duas torres para que o processo de desidratação do gás possa ser contínuo. O fluxo de gás húmido normalmente segue para um depurador para remoção de líquidos e sólidos. Após passar por um depurador, o gás segue para a torre de adsorção, onde entra pelo topo e segue para o fundo, reduzindo sua humidade. O fluxo descendente permite operações em maiores velocidade do gás e, conseqüentemente, menores diâmetros de torre, pois problemas de fluidização e movimentação do leito são evitados (GPSA, 2004). As moléculas de água são primeiramente adsorvidas nas camadas superiores de leito. Alguns hidrocarbonetos são adsorvidos nas camadas inferiores e, à medida que a zona de transferência de massa avança, a água substitui os hidrocarbonetos previamente adsorvidos. Assim, o leito torna-se saturado de água e precisa ser regenerado. A regeneração do leito se dá com parte do gás seco (5 % a 15 % do caudal) que é direccionado para um aquecedor e, posteriormente, para a parte inferior da torre a ser regenerada. A temperatura típica do gás usada nesse processo é de 200°C a 315°C . O gás usado na regeneração é resfriado e depurado (Cavalcanti Filho, 2010).

A Figura 6 mostra um fluxograma simplificado de uma unidade de desidratação com duas torres de adsorção.

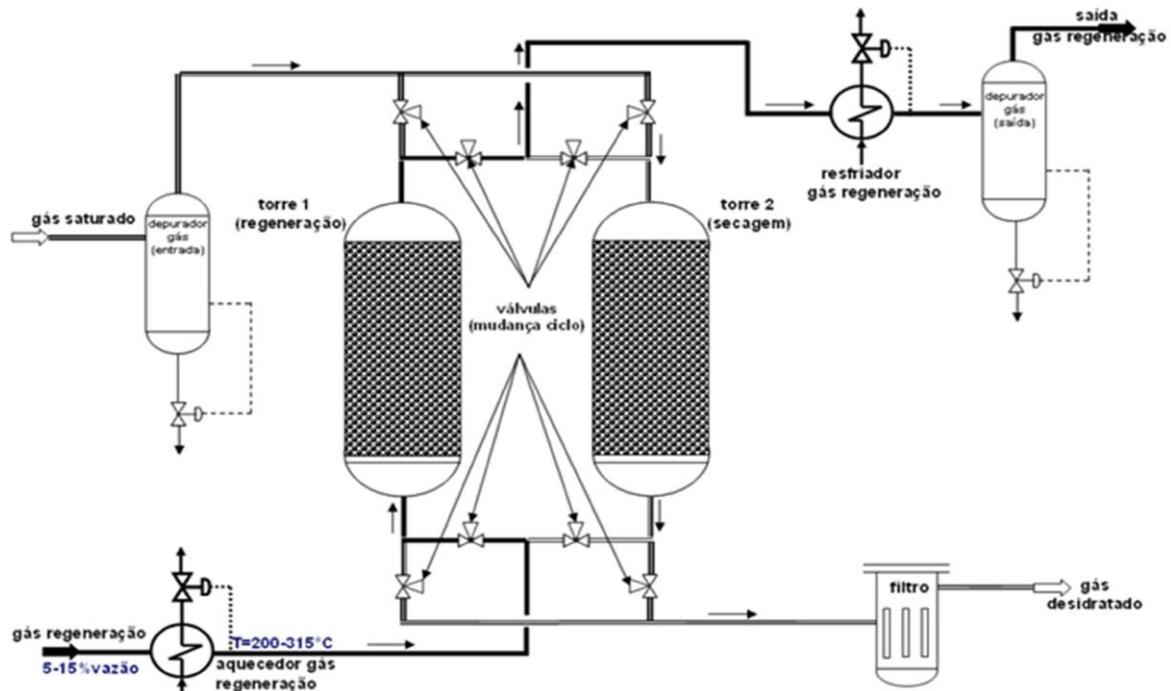


Figura 6: Fluxograma de uma unidade típica de desidratação por adsorção. (Cavalcanti Filho, 2010)

As vantagens do processo de desidratação por adsorção são: os pontos de orvalho muito baixos, maior robustez para mudanças na corrente de carga (alimentação) e possibilidade de recuperação de hidrocarbonetos. Algumas das desvantagens são: a degeneração (desativação permanente) do leito, a necessidade de elevadas temperaturas para a etapa de regeneração, maior peso da unidade e custo maior de investimento capital e operacional em comparação a unidades de desidratação com TEG (Machado, 2012).

2.3.1.2 Desidratação por separadores supersônicos

Outra tecnologia que está em desenvolvimento, porém ainda não está sendo aplicada para desidratação do gás em unidades *offshore* é a que utiliza separadores supersônicos. O primeiro sistema Twister® usado comercialmente em uma unidade de processamento de gás *offshore* foi aplicado em 2003 na plataforma B11 da *Petronas* e

Sarawak Shell Berhad (SSB) na Malásia (Machado, 2012). Essa tecnologia se baseia em um processo de expansão, separação ciclônica gás - líquido e recompressão, que ocorre em um único equipamento difusor especialmente projectado para operar com escoamento de gás supersônico. Esse difusor não possui partes móveis e pode ser empregado para separação de condensado de hidrocarbonetos e da própria água presente no gás natural. Actualmente, apenas duas empresas fornecem esses equipamentos com tecnologia supersônica, são elas: *Melewar Gas Technologies Sdn Bhd*, com o separador supersônico 3S (*SuperSonic Separator*) e a *Twister BV*, com o *Twister Supersonic Separator* (Machado, 2012). A Figura 7 mostra um corte do separador supersônico.

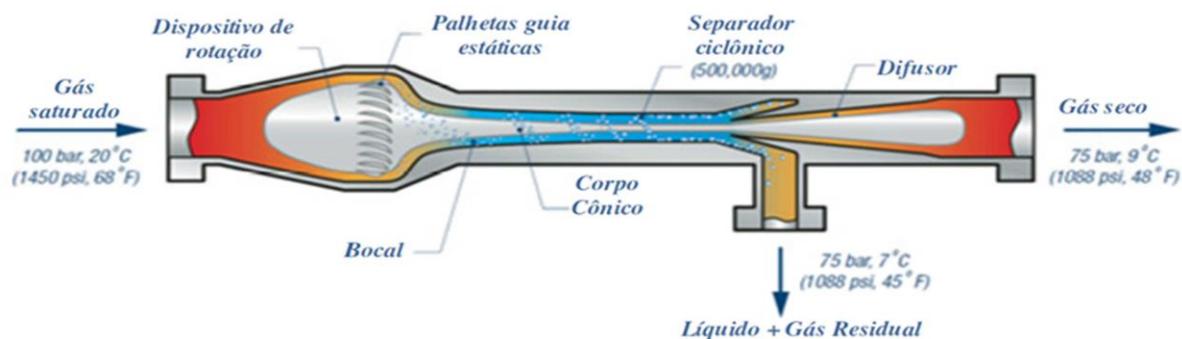


Figura 7: Corte de equipamento Twister® para separação supersônica e desidratação. (Cavalcanti Filho, 2010)

Nesse processo, a corrente de gás saturado entra na região de expansão, onde a energia de pressão é convertida em cinética. Assim, ocorre a redução da temperatura, de forma similar ao que ocorre em uma válvula Joule-Thompson (JT), porém com temperaturas instantâneas em algumas regiões no interior do corpo cônico ainda menores, principalmente no ponto de maior velocidade (Machado, 2012). A baixa temperatura faz com que ocorra a condensação de componentes pesados do gás. As palhetas-guia estáticas promovem a rotação do fluido e a geração de uma força centrípeta ao longo do corpo cônico, fazendo com que as gotículas condensadas sejam deslocadas para a parede do equipamento. A separação se dá pelo separador ciclônico coaxial, por onde o líquido é removido (aproximadamente 1/3 do caudal de gás sai por

esse separador e é recuperado em um vaso depurador). O gás seco escoar pelo difusor, reduzindo sua velocidade e recuperando aproximadamente 75 % da pressão de entrada (Cavalcanti Filho, 2010).

As principais vantagens da tecnologia supersônica em relação às tecnologias anteriormente descritas são (Machado, 2012):

- Menor área ocupada pela planta;
- Menor custo operacional;
- Não emprega produtos químicos;
- Não possui partes rotativas e exige menor manutenção.

Algumas desvantagens dessa tecnologia são (Machado, 2012):

- Eficiência de separação de líquido é limitada pelo curto tempo de residência no equipamento;
- Caudal mínimo limitado por tubo. São necessários vários equipamentos em paralelo;
- Apesar de estar em uso, a tecnologia possui poucos dados de desempenho em campo;
- Elevada perda de carga devido à expansão no bocal.

2.3.2 Comparação de Métodos

(Kidnay & Parrish, 2006) afirmam que a partir dos dois métodos mais comuns utilizados (de absorção e de adsorção), a absorção com glicol é o método de desidratação preferida porque é mais econômica do que a adsorção. Isso ocorre devido às seguintes diferenças entre absorção e adsorção:

- Adsorvente é mais caro que o glicol;
- Requer mais energia para regenerar o adsorvente que o glicol;
- Substituir glicol é muito mais barato do que substituir um leito de adsorção;

- Glicol pode ser alterado continuamente, enquanto a troca de um leito de adsorção requer um desligamento.

2.4 Descrição do Processo de Desidratação do Gás Natural

A desidratação de GN produzido realizada nas unidades estacionárias de produção é, em grande maioria, realizada por plantas de absorção com solvente físico, mais especificamente o trietilenoglicol (TEG). Em ambiente *offshore* essas unidades de desidratação são compactas e devem ser eficientes no processo de remoção de água (humidade) do gás natural produzido.

O processo de desidratação pode ser dividido em duas partes, desidratação gasosa e regeneração de glicol. Na desidratação do gás, a água é removida do gás usando o glicol como solvente e na regeneração, a água é removida do glicol, antes que possa ser reutilizado para a desidratação.

Na Figura 8 é apresentado um fluxograma simplificado, do tipo PFD (*Process flow diagram*), para a unidade de desidratação com TEG normalmente encontrada em unidades de produção *offshore*.

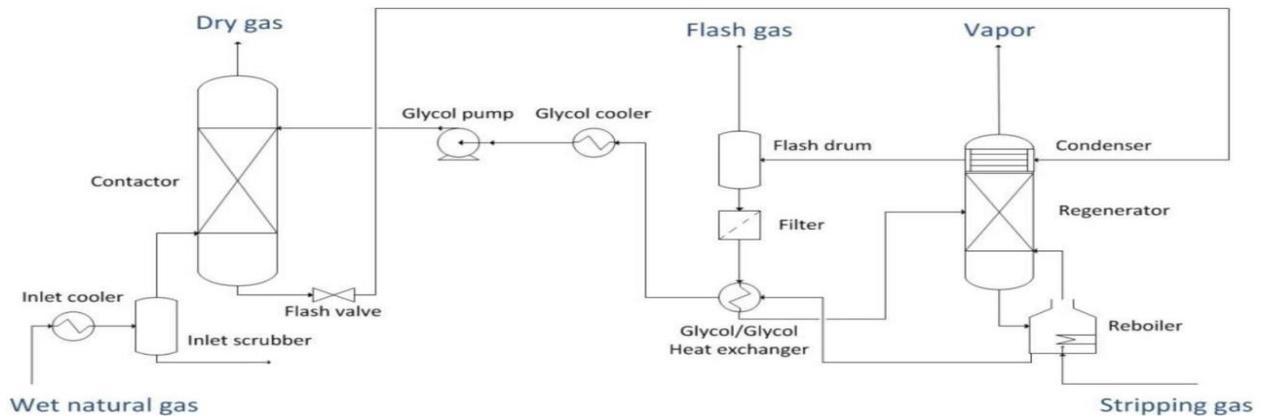


Figura 8: Unidade de desidratação típica usando TEG. (Campbell, 2004)

A unidade consiste em vários outros componentes, como resfriadores, trocadores de calor, lavadores, bombas e filtros (Figura 8). Na desidratação, glicol / gás rico refere-se a uma mistura rica em água. Da mesma forma, um glicol / gás magro refere-se a uma mistura que é magra na água.

O gás saturado (rico em água) é primeiro, se necessário, resfriado até a temperatura desejada do absorvedor (normalmente 30 °C) no resfriador de entrada. Água condensada e hidrocarbonetos pesados são separados em um lavador antes que o gás rico entre no fundo do absorvedor de glicol. O glicol magro entra no topo e flui em contracorrente para o gás. Folhas de gás seco na parte superior para posterior processamento / compressão.

O glicol rico é roteado da parte inferior do absorvedor. A pressão é reduzida em uma válvula de flash antes que o solvente rico seja aquecido por um condensador de refluxo no regenerador. O solvente rico aquecido é então encaminhado para um tambor flash, onde o gás flash é separado. O glicol rico é então filtrado, aquecido pelo glicol magro que sai do tanque de compensação e encaminhado para o regenerador. O reboiler mantém a temperatura da fase líquida em tipicamente 204 °C. Aqui, a água é vaporizada (por exemplo, purificada com glicol) e expelida. Se o gás de *stripping* for utilizado, ele poderá ser alimentado directamente no *reboiler*. O glicol pobre é então resfriado no trocador de calor glicol / glicol antes que a pressão seja aumentada para a pressão do

absorvedor operacional. Ele é resfriado ainda mais em um refrigerador de glicol antes de entrar na parte superior do absorvedor.

2.4.1 Refrigerador de entrada

A temperatura é reduzida para aumentar a eficiência do processo de desidratação e minimizar a água necessária que o solvente precisa absorver. O resfriamento condensará parte do vapor de água, que é separado antes de entrar no contator.

2.4.2 Purificador de entrada

O lavador de entrada protege o absorvedor separando a água líquida e outros líquidos arrastados, como hidrocarbonetos pesados. Os hidrocarbonetos líquidos podem aumentar a tendência dos glicóis a formar espuma e também podem contaminar o glicol, reduzindo a eficiência da desidratação (Kidnay & Parrish, 2006). Quando a água líquida é separada no lavador de entrada, reduz a quantidade de água que deve ser removida no absorvedor. Esse processo de resfriamento e separação é a forma mais barata de desidratação quando água, ar ou outro fluxo de processo frio é utilizado como meio de resfriamento. Diminuir a temperatura e separar o condensado reduz o volume do absorvedor e a quantidade de glicol necessária (Campbell, 2004).

2.4.3 Absorvedor

No absorvedor, ocorre a absorção do vapor de água no glicol. O gás húmido entra na parte inferior da coluna, enquanto o glicol magro é direccionado para o topo. O glicol tem uma temperatura um pouco mais alta que o gás. Isso é necessário porque o resfriamento do gás levará à condensação da água, o que pode causar a formação de hidratos (Seader & Henley, 1998). Pela força da gravidade, o glicol flui para baixo, enquanto o gás natural flui na direcção oposta, deixando no topo da coluna como gás seco. O glicol rico é retirado na parte inferior do contator.

2.4.4 Internos da coluna

A principal função do contator é promover uma área de contato suficiente entre a fase gasosa e o glicol líquido (Seader & Henley, 1998). Bandejas (geralmente tampa de bolha) ou embalagem (geralmente estruturada) são usadas para aumentar a área de contacto (Campbell, 2004).



Figure 9: Estrutura típica de embalagem de desidratação

Três tipos de bandejas são usadas nos contadores: tampa de bolha, válvula ou bandeja de peneira. Até meados da década de 1980, a maioria dos absorvedores possuía bandejas com tampas de bolhas. Desde então, a maioria das unidades de desidratação foi instalada com gaxeta estruturada devido à sua alta capacidade de manuseio de gás. A gaxeta aleatória também é usada em alguns contadores de pequeno diâmetro (menos de 0,6 m), mas a gaxeta estruturada é preferida na maioria dos casos devido à sua maior capacidade e melhor turndown¹ (Campbell, 2004).¹

2.4.5 Bandejas

Em um absorvedor com bandejas com tampas de bolhas, a mistura de glicol flui do *downcome*² na bandeja anterior e atravessa a superfície inundada que é preenchida com tampas de bolhas. Essas tampas distribuem gás rico na solução de glicol, que fornece um bom contacto entre o glicol e o gás. Com uma vazão apropriada, a mistura vapor-líquido se aproximará do equilíbrio em cada bandeja. As taxas de fluxo de líquido devem ser altas o suficiente para impedir que o vapor suba através do descendente e baixas o suficiente para alcançar o equilíbrio. Da mesma forma, as taxas de fluxo de vapor devem ser tais que nenhum líquido seja transportado para a próxima bandeja (passagem) ou para a anterior (choro). Devido à essa configuração de fluxo cruzado / fluxo ascendente, a área da secção transversal deve ser grande para se aproximar do equilíbrio vapor-líquido em cada bandeja. Isso aumenta o diâmetro da coluna, o que para sistemas de alta pressão (como um contactor) resulta em um aumento substancial

¹ Caudal mínimo na qual o equipamento ainda opera adequadamente

² Um canal em que o glicol flui para a bandeja abaixo

de peso devido ao aumento do diâmetro da parede. Uma coluna com 50% menos diâmetro pode ser usada para internos embalados (Kidnay & Parrish, 2006).

2.4.6 Embalagem

Em vez de dividir a corrente de gás por várias tampas, a embalagem aumenta a área de contato líquido-gás, forçando a corrente de glicol a formar um filme líquido em componentes de alta área superficial (Seader & Henley, 1998). Uma coluna empacotada possui empacotamento estruturado ou aleatório. Para embalagem aleatória (Figura 10), é oferecida uma variedade de formas e materiais. A coluna é simplesmente preenchida com esses componentes, que têm uma grande área de superfície em relação ao peso. A gaxeta estruturada (Figura 9) é um pacote de "chapas de metal" que promove a mistura de glicol e gás. Ambos os tipos de embalagem estão expostos a incrustações em sistemas "sujos". A incrustação causa "channeling" ³ no empacotamento aleatório e aumento da queda de pressão no empacotamento estruturado (Kidnay & Parrish, 2006).

Como regra geral, as bandejas funcionam melhor com uma alta proporção de líquido / gás, enquanto as colunas compactadas são ideais em proporções baixas. Os internos da coluna são uma pequena fração do custo total da coluna. Outros factores (taxa de abertura, capacidade de manuseio de gás, peso etc.) são de maior importância na escolha do tipo de coluna. A gaxeta estruturada é preferida no exterior devido ao menor peso e volume (falta de espaço disponível) e à tolerância ao movimento de pequenas colunas (Kidnay & Parrish, 2006).



Figure 10: Um tipo de embalagem aleatória

2.4.7 Válvula instantânea

O glicol rico que sai da parte inferior do contator é despressurizado em uma válvula instantânea. A queda de pressão depende da diferença de pressão entre o contator e o

regenerador. A redução da pressão levará à vaporização da água e / ou hidrocarbonetos que foram transferidos do contator.

2.4.8 Separador Flash

O tanque de flash separa os gases residuais que foram evaporados sobre a válvula de flash. Este é um tanque flash de duas ou três fases. Um tanque trifásico é recomendado se houver uma chance de transferência de hidrocarbonetos do contator. O gás residual separado às vezes é usado como gás combustível para o reboiler (Campbell, 2004).

2.4.9 Filtro

Recomenda-se uma filtragem de fluxo total do glicol rico que entra no trocador de calor. Os hidrocarbonetos aromáticos⁴ estão frequentemente presentes no fluxo rico de TEG, e é desejável usar um filtro que evite o carregamento de tais componentes. Os níveis de absorção dos aromáticos são altos e variam de 5 a 10% para o benzeno e de 20 a 30% para o etilbenzeno e o xileno (Campbell, 2004).

2.4.10 Trocadores de calor

Como o contator e o regenerador apresentam uma diferença de temperatura de aproximadamente 170 ° C, é necessário controlar a temperatura dos fluidos. O glicol rico relativamente frio do separador flash é trocado por calor com o glicol magro quente do regenerador. Isso minimiza a perda de calor no processo. Os trocadores de calor de placas são geralmente preferidos, especialmente para unidades *offshore*, porque são compactos, leves e baratos. Embora sejam adequados, os trocadores de placas são expostos a incrustações. Portanto, é essencial que o glicol rico do contator seja limpo e filtrado (Campbell, 2004).

2.4.11 Regenerador

A unidade regeneradora geralmente consiste em dois componentes principais: reboiler e coluna imóvel. Se o gás de decapagem for utilizado, uma coluna de decapagem também pode ser necessária. O gás de *stripping* também pode ser adicionado directamente ao reboiler. A temperatura operacional do reboiler depende de qual glicol é usado. A temperatura máxima recomendada para o TEG à pressão atmosférica é de 204 °C. Acima dessa temperatura, o TEG começará a se degradar (Kidnay & Parrish, 2006).

A principal função do sistema de regeneração de glicol pode ser dividida em três partes:

1. Atingir as condições ideais de pressão e temperatura para regeneração do glicol rico;
2. Regeneração do glicol;
3. Reajuste da temperatura e pressão do glicol para obter as condições ideais de desidratação no absorvedor.

Além desses três pontos principais, há alguns recursos adicionais a serem considerados ao projetar uma planta de desidratação.

- Instalação de um separador de flash antes da coluna de regeneração. Este separador remove a maioria dos hidrocarbonetos dissolvidos no glicol;
- Filtragem do glicol rico se houver partículas sólidas ou hidrocarbonetos líquidos no glicol;
- Integrar os trocadores de calor, para que o glicol magro seja resfriado, encabeçando o glicol rico, minimizando o consumo de energia;
- Composição de glicol para substituir a perda de glicol, por exemplo em um tanque de armazenamento.

Devido a essas considerações, o design do processo de regeneração varia com o design da planta. A integração dos trocadores de calor é especialmente importante, pois isso reduz o consumo total de energia da planta.

2.4.12 Reboiler

O reboiler aquece a rica solução de glicol e vaporiza a água absorvida. O gás residual do tanque de fulgor às vezes é usado como gás combustível em um rebocador. Outras alternativas são a utilização de fluxos de processo quentes, como vapor ou óleo quente. Um aquecedor elétrico também pode ser usado. A maioria dos reboilers de TEG mantém a temperatura do banho o mais próximo possível dos 204 °C. Este provou ser o melhor compromisso entre decomposição e concentração de TEG magro. Como resultado disso, é necessário manter a temperatura de transferência de calor acima de 204 °C. Isso levará a uma decomposição de TEG perto da área de transferência de calor. Para

manter essa taxa de decomposição local o mais baixa possível, a taxa de fluxo de calor deve ser mantida abaixo de um determinado valor (Campbell, 2004).

2.4.13 Coluna estática

A mistura de vapor ascendente quente sobe através da coluna estática, que é colocada em bandeja ou embalada. A corrente rica de glicol é frequentemente utilizada em uma bobina de condensação no topo da coluna imóvel para condensar o glicol na crescente mistura de vapor (refluxo). Isso purifica o vapor que sai da coluna estática e reduz a perda de glicol. O intervalo da razão de refluxo tipicamente é de 0,1 a 0,2. Em outras palavras, 10 a 20% do vapor é condensado. A mistura que sai da coluna estática é principalmente água e gás de remoção (se aplicável). A água de resfriamento também pode ser usada no condensador, mas a rica corrente de glicol é frequentemente preferida devido à sua simplicidade e eficiência energética (Campbell, 2004).

2.4.14 Bomba de glicol

Como a pressão no regenerador é menor do que no contator, é necessária uma bomba para circular o glicol. As bombas de glicol são acionadas electricamente, movidas a gás ou movidas a gás-glicol. Uma bomba movida a gás glicol é chamada de bomba Kimray e utiliza a rica pressão glicol após o contactor combinado com um suplemento da corrente de gás natural (Campbell, 2004).

3. MODELAÇÃO DO PROCESSO

No nível mais abstrato e simples, um modelo de simulação de processo é uma representação de uma planta de processo para facilitar o design, classificação, monitoramento ou outros tipos de análise do comportamento dessa planta. Na maioria das vezes, isso se refere à criação de uma representação matemática usando um software de computador. Todos os modelos de simulação compartilham vários elementos básicos:

- Um modelo do comportamento termodinâmico de fluidos manipulados na planta
- Modelos para cada equipamento presente na planta de processo
- Conexões entre equipamentos para representar o fluxo de material

Um elemento importante é uma seleção entre modelagem dinâmica e de estado estacionário. Um modelo deve sempre ser adequado ao seu objectivo. Isso significa que detalhes excessivos devem ser evitados, mas também deve-se tomar cuidado para não simplificar demais o modelo e, dessa forma, ignorar possíveis problemas no projecto ou na operação.

Os benefícios da simulação não são exclusivos para plantas de processamento de gás. Eles se aplicam a qualquer planta de processo. Os modelos de simulação agregam valor ao longo do ciclo de vida completo de um processo.

3.1 Termodinâmica do processo

A fim de simular o processo de desidratação de gás natural com TEG, estudar a variação paramétrica, as respostas do processo e otimizar a unidade, é necessário escolher um modelo termodinâmico que seja compatível com as condições de processo e com o qual se possa obter resultados confiáveis para as propriedades das correntes e para o ELV. Para modelar os sistemas da unidade de desidratação, são normalmente utilizadas equações de estado cúbicas, pela sua simplicidade de cálculo em computadores e confiabilidade nos resultados. São frequentemente utilizadas pela indústria do petróleo para a simulação das plantas de processamento primário de petróleo.

Os modelos termodinâmicos mais utilizados nos estudos de unidades de desidratação com TEG se baseiam nas equações de Peng-Robinson (PR) e Soave- Redlich-Kwong (SRK) (Darwish, 2004). No simulador comercial HYSYS® v11.0, existe a opção de um modelo termodinâmico específico para sistemas de glicol, denominado *Glycol Package*, porém o mesmo é aplicado para pressões de até 100 bar e as unidades de desidratação *offshore* operam a pressões maiores, no terceiro ou segundo estágios de compressão.

Christem (2009) utilizou o modelo com equações termodinâmicas do *Glycol Package* de Peng-Robinson para simular uma planta de TEG operando a 70 bar e o *Glycol Package* mostrou resultados mais precisos que o Peng-Robinson. (Twu & al, 2005) apresenta equações de estado para o processo de desidratação para baixas pressões também. Para pressões maiores que 100 bar, os desenvolvedores do *software* HYSYS® afirmam que o modelo Peng-Robinson modificado (HYSYS Peng- Robinson - HPR) deve

ser utilizado, pois apresenta resultados mais próximos de dados reais. Nesse modelo alterado (HPR), foram desenvolvidos parâmetros de interação binária de glicóis com hidrocarbonetos e água mais precisos e regras de mistura mais adequadas. (Coelho, 2007) e (Pimenta, 2011) utilizaram as equações de Peng-Robinson em seus trabalhos em simulação de plantas de desidratação com TEG e consideraram seus resultados satisfatórios para a simulação da unidade de desidratação.

(Polak, 2009) estudou a unidade de absorção com TEG e concluiu que o modelo termodinâmico baseado na equação de estado cúbica de Peng-Robinson modificada (HPR) fornecem resultados coerentes com os dados obtidos em campo e que o HYSYS se mostrou adequado para estudar os parâmetros operacionais da planta de absorção.

(Øi e Selstø, 2002) utilizaram as equações de Peng-Robinson, por serem simples robustas e efectivas, além de possuir valores de coeficientes de interação binária ajustáveis. Os autores consideraram as equações de Peng-Robinson satisfatórias para simular unidades de desidratação com TEG.

Neste trabalho, serão utilizadas as equações de Peng-Robinson (HPR) modificadas, pois as mesmas apresentaram resultados mais confiáveis de acordo com o esperado em diversos trabalhos já desenvolvidos.

3.2 Seleção de modelo termodinâmico: Equação de Peng-Robinson (HPR)

A equação de estado HYSYS Peng-Robinson (HPR) foi desenvolvida pela empresa AspenTech, desenvolvedora do simulador de processos HYSYS®. Essa equação é similar à equação já conhecida de Peng-Robinson, porém com melhorias nos parâmetros binários de assimetria e na regra de mistura, ampliando a aplicabilidade e representando de forma mais confiável o equilíbrio líquido-vapor de sistemas complexos como TEG-água-hidrocarboneto. A equação HPR é representada por (Technology, 2011a):

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

$$Z^3 - (1 - B)Z^2 + Z(A - 3B^2 - 2B) - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad (2)$$

onde:

$$a = a_c a(T) \quad (3)$$

$$a = a_c a(T)$$

$$a_c = 0.45724 \frac{(RT_c)^2}{P_c}$$

$$b = 0.077480 \frac{RT_c}{P_c}$$

$$\sqrt{\alpha} = 1 + S(1 - T_r^{0.5}) \quad (4)$$

$$S = 0,37464 + 1,5422 \omega - 0,26992 \omega^2 \quad (5)$$

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

$$A = \frac{aP}{R^2 T^2} \quad (6)$$

As regras de mistura usadas para a equação HPR são:

$$a = \sum_{i=1}^{nc} \sum_{j=1}^{nc} (x_i x_j a_{ij}) \quad (7)$$

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

$$a_{ij} = (a_{ci} a_{cj} a_i a_j)^{1/2} (1 - k_{ij}) \quad (8)$$

$$a_{ci} = 0.45724 \frac{(RT_{ci})^2}{P_{ci}}$$

$$b_i = 0.077480 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}}$$

$$k_i = \begin{cases} 0,37464 + 1,5422\omega_i - 0,26992\omega_i^2 & \omega_i < 0,49 \\ 0,37464 + 1,48503\omega_i - 0,16442\omega_i^2 + 0,016666\omega_i^3 & \omega_i \geq 0,49 \end{cases} \quad (9)$$

Sendo:

k_{ij} = parâmetro binário de assimetria ($i \neq j$);

ω = fator acêntrico de Pitzer;

R = constante universal dos gases;

V = volume molar;

T = Temperatura;

T_r = temperatura reduzida do componente em questão;

T_c = temperatura crítica do componente em questão;

P = pressão total do sistema;

P_r = pressão reduzida do componente em questão;

P_c = pressão crítica do componente em questão;

x_i = fracção molar do componente i ;

x_j = fracção molar do componente j ;

Z = factor de compressibilidade.

3.3 Parâmetros operacionais do processo

Na configuração do modelo, o pacote de fluidos escolhido foi o das equações de estado de Peng-Robinson (HPR) modificadas, pois foi projectado especialmente para simulação de unidades reais de processamento de gás natural para aumentar a produção e eficiência delas e reduzir custos operacionais, e este deve ser capaz de calcular com precisão todas as propriedades de fluidos dos processos de gás natural, (Luyben, 2002)

Uma composição típica de gás de alimentação, temperatura, pressão e caudal foram seleccionadas para modelar a entrada de gás húmido em Hysys, conforme mostrado na tabela 4, a seguir.

Tabela 4: Condições da alimentação do processo. (Bothamley, 2004)

Entradas	Temperatura (°C)	Pressão (kPa)	Caudal Molar (kg-mole/h)
Gás Natural	40.2	18590	3374
TEG	43.7	18540	16.92

A principal matéria-prima para esta simulação de absorção é o gás natural, que consiste principalmente em metano, pequenas quantidades de etano e propano, traços de butanos e pentanos e alguns contaminantes. Outra matéria-prima necessária neste processo é o solvente TEG. A tabela 5 mostra a composição molar do gás natural como matéria-prima.

Tabela 5: Composição do gás natural proveniente de uma planta de extração e processamento de gás em Moçambique.

Componentes	(mol %)
Água	0.070
Metano	86.15
Etano	3.070
Propano	2.740
i-Butano	0.650
n-Butano	1.680
i-Pentano	0.570
n-Pentano	0.900
n-Hexano	0.950
n-Heptano	1.040
n-Octano	0.420
n-Nonano	0.120

n-Decano	0.030
Oxigénio	0.000
Nitrogénio	0.120
Dióxido de carbono	1.490
Etileno glicol	0.000

4. SIMULAÇÃO DO PROCESSO DE DESIDRATAÇÃO DE GÁS NATURAL

Neste estudo, foi simulado usando o software de simulação Aspen HYSYS © versão 11.0. O HYSYS é o simulador de processos com maior acolhimento nas indústrias de refinação de petróleo e de processamento de gás natural e por isso foi seleccionado para este trabalho.

Abaixo encontra-se a descrição do fluxograma do processo de desidratação de gás natural usando o solvente TEG.

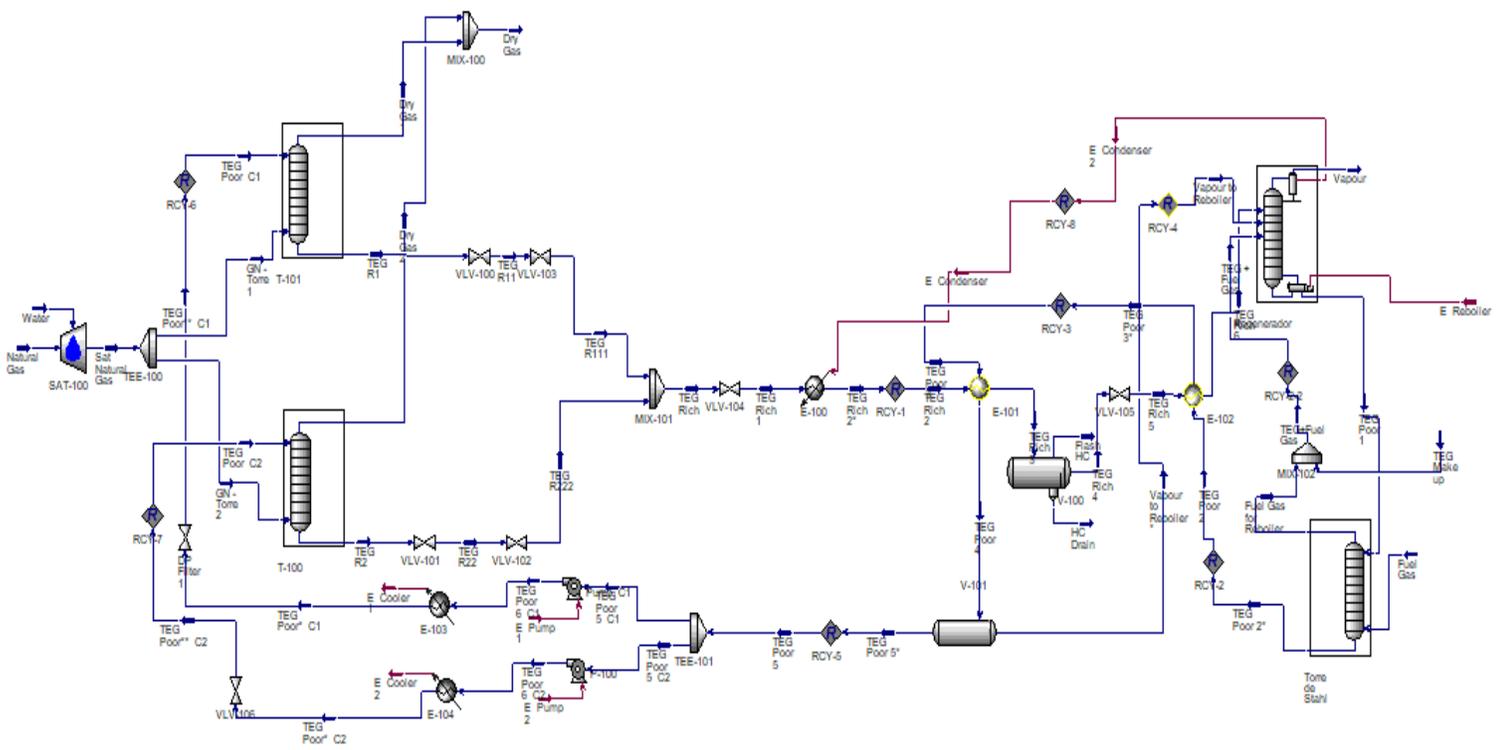


Figura 11: Diagrama de fluxo do processo de desidratação de gás natural

A unidade de desidratação com TEG simulada é similar à unidade descrita no item 3.1, com excepção de que a etapa de absorção é feita em duas (2) torres em paralelo. Conforme a unidade descrita, a etapa de regeneração conta com a injeção de gás de retificação (*stripping*) em uma torre de Stahl (*sparger*).

O caudal do gás proveniente do sistema de compressão é igualmente dividida entre as duas torres, assim como o caudal do TEG pobre circulante. O fluxograma montado para a simulação é mostrado na Figura 11.

A unidade de desidratação do gás natural foi projectada para que o gás natural seco na saída das absorvedoras contenha um teor de água igual ou menor que 2 lb/MMSCF. A unidade é capaz de processar até 6×10^6 m³/d @ 60 °F e 1 atm (3×10^6 m³/d em cada torre absorvedora).

Equipamentos envolvidos na simulação:

- Saturador: é uma operação presente no HYSYS V11.0, que torna o gás natural saturado em água, de acordo com a composição, pressão e temperatura da corrente de entrada;
- Torres de absorção com TEG: as torres T-01A e T-01B são torres contendo 3 pratos teóricos cada, conforme projecto original. O recheio das torres é estruturado, do tipo Montz B1-300Y e possui 1,00 m de diâmetro;
- Torre regeneradora: única torre com refeedor, condensador, 3 pratos teóricos e alimentação feita no prato intermediário (2º prato). Possui 0,7 m de diâmetro e recheio randômico de aço inoxidável Pall Rings de ¾”;
- Torre de Stahl (*sparger*): torre absorvedora com um único prato teórico. A torre possui 0,45 m de diâmetro e é recheada com recheio randômico de aço inoxidável Pall Rings de ¾”;
- Trocador de calor TEG Rico Frio x TEG Pobre: o trocador de calor foi simulado, utilizando a geometria e dimensões de projeto, no modo “Rating” do simulador de processos. Nesse modo, a energia trocada e a perda de carga (diferencial de pressão das correntes) são calculadas a partir dos dados de dimensões, geometria, número de tubos, cascos e internos do permutador.
- Trocador de calor TEG Pobre Quente x TEG Rico: permutador de calor simulado de forma semelhante ao permutador do item anterior (em modo “Rating”). Esse permutador pré-aquece o TEG Rico antes de entrar na torre regeneradora com a corrente de TEG pobre que sai da torre de Stahl (*sparger*);
- Condensador de topo da regeneradora: o condensador é simulado com um simples aquecedor - “Heater”, em que a corrente de energia é retirada do condensador da torre regeneradora. O diferencial de pressão (ΔP) é definido em relação ao caudal (Q) circulante do TEG rico através de uma constante “k”, como na equação abaixo. A constante “k” de projeto para esse permutador é de 26,98;
- Resfriadores de TEG pobre (*Cooler A/B*): esses resfriadores estão situados após as bombas de circulação. Eles são simulados como simples resfriadores – “Cooler”, assim como o condensador de topo. A temperatura de saída de cada um dos resfriadores é definida para que o TEG que entra no topo das absorvedoras esteja aproximadamente 6°C acima da temperatura do gás que

entra nas absorvedoras;

- Vaso de expansão (TEG *flash drum*): vaso separador trifásico;
- Vaso acumulador (*Surge*): vaso separador bifásico. Como a simulação é estática, os dados de dimensão não são necessários;
- Bombas: as bombas de circulação são simuladas de forma simples, apenas elevando a pressão do TEG pobre que sai do vaso acumulador para que atinjam a pressão do topo das absorvedoras. A eficiência das bombas considerada foi de 90 % (eficiência média de projeto das bombas de deslocamento positivo);
- Filtros: os filtros da unidade de desidratação são simulados através de uma válvula (DP Filtros) para que a perda de carga seja considerada.

5. APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS

5.1 Cálculo da eficiência dos pratos

A unidade de desidratação foi simulada conforme os dados de projecto, porém dados de eficiência dos pratos teóricos das torres absorvedoras e regeneradora não estavam disponíveis. A unidade de desidratação em questão não possui analisador de humidade do gás natural condicionado que sai do topo das regeneradoras. Para avaliar as eficiências dos pratos, foram utilizadas as análises de teor de água do TEG pobre que entra nas torres absorvedoras e do TEG rico que entra na torre regeneradora, bem como dados reais dos parâmetros principais de operação obtidos através do sistema de monitoramento e informação da unidade.

5.1.1 Na Regeneração de TEG

A metodologia para determinar o teor de água nas amostras de TEG se baseia na norma ASTM E1064-12: *Standard Test Method for Water in Organic Liquids by Coulometric Karl Fischer Titration*. Um titulador Karl Fischer automático é normalmente utilizado nas unidades *offshore*. Duas amostras de TEG pobre e duas de TEG rico são retiradas e analisadas por dia, espaçadas por intervalos médios diários são utilizadas para o cálculo da humidade do gás seco. Foram simulados 20 casos, com as médias diárias das

análises de TEG e dos parâmetros de operação da unidade. A Tabela 6 mostra os valores obtidos e utilizados para se estimar as eficiências dos pratos teóricos das torres.

Tabela 6: Teor de água médio em TEG rico e TEG pobre

Amostras	Teor de água em TEG rico	Teor de água em TEG pobre
	(%v/v)	(%v/v)
Caso 1	2,44	0,49
Caso 2	2,44	0,70
Caso 3	2,38	0,52
Caso 4	2,27	0,45
Caso 5	2,41	0,52
Caso 6	2,56	0,50
Caso 7	2,64	0,49
Caso 8	2,62	0,58
Caso 9	2,34	0,50
Caso 10	2,34	0,46
Caso 11	2,31	0,46
Caso 12	2,39	0,48
Caso 13	2,58	0,48
Caso 14	2,54	0,45
Caso 15	2,56	0,43
Caso 16	2,41	0,44
Caso 17	2,36	0,52
Caso 18	2,24	0,51
Caso 19	2,43	0,45

Caso 20	2,41	0,47
---------	------	------

Para o sistema de regeneração, foram simulados os 20 casos com os parâmetros principais de operação obtidos com o sistema de monitoramento e informações reais da planta. Os valores da tabela 7 mostram as médias diárias para cada variável considerada.

Tabela 7: Condições médias de operação da etapa de regeneração

Amostras	Caudal de TEG Rico	Temperatura Do topo da regeneração	Temperatura Do Refervedor da regeneração	Pressão no topo da regeneração	Pressão no fundo da regeneração	Pressão na Torre de Stahl (Sparger)
	m³/h	°C	°C	kPag	kPag	kPag
Caso 1	4,82	105,85	201,83	8,10	8,57	14,82
Caso 2	4,74	106,15	200,81	8,29	8,74	15,01
Caso 3	4,80	106,01	201,85	8,77	9,21	15,50
Caso 4	4,43	105,82	201,76	6,80	7,25	13,53
Caso 5	4,74	106,02	201,89	8,40	8,85	15,08
Caso 6	4,61	103,89	201,84	8,87	9,33	15,57
Caso 7	4,02	98,57	200,41	7,17	7,63	13,92
Caso 8	4,66	100,98	202,60	8,19	8,66	14,89
Caso 9	4,73	101,03	202,87	8,31	8,78	15,02
Caso 10	4,75	101,01	202,51	8,48	8,95	15,18
Caso 11	4,67	101,01	202,88	8,78	9,23	15,45
Caso 12	4,61	101,02	201,84	8,78	9,23	15,45

Caso 13	4,22	101,02	202,90	8,47	8,93	15,15
Caso 14	4,23	100,62	202,87	8,48	8,94	15,18
Caso 15	4,34	100,86	202,22	8,12	8,58	14,83
Caso 16	4,32	100,69	202,88	8,03	8,49	14,76
Caso 17	4,27	100,70	202,87	7,58	8,04	14,31
Caso 18	4,21	100,71	202,87	8,21	8,69	14,96
Caso 19	4,20	100,71	202,78	8,25	8,72	14,99
Caso 20	4,53	100,25	202,69	7,91	8,36	14,64

O caudal do gás de retificação utilizada da coluna de Stahl (*Sparger*) é de 3000 m³/d (Caudal do projecto) em todos os cenários.

O ajuste do modelo simulado da etapa de regeneração foi feito inserindo os dados da qualidade do TEG rico (Tabela 6) na corrente de entrada da torre regeneradora (TEG Rico 6), mostrada no fluxograma na Figura 12, e os dados operacionais reais para os 20 casos. A operação “ADJUST” do HYSYS foi utilizada para que as eficiências dos pratos teóricos da regeneradora e da torre de Stahl fossem calculadas de modo iterativo para que a qualidade de TEG pobre (Tabela 6) fosse atingida em cada um dos 20 casos na corrente de saída (TEG pobre). A planilha “*Spreadsheet*” (Eficiências dos pratos) exporta o valor obtido com a operação “ADJUST” para os pratos de ambas torres. A partir dos valores obtidos de eficiências, a média dos valores foi considerada para o ajuste de ambas as torres.

O fluxograma da etapa de regeneração é apresentado na Figura 12:

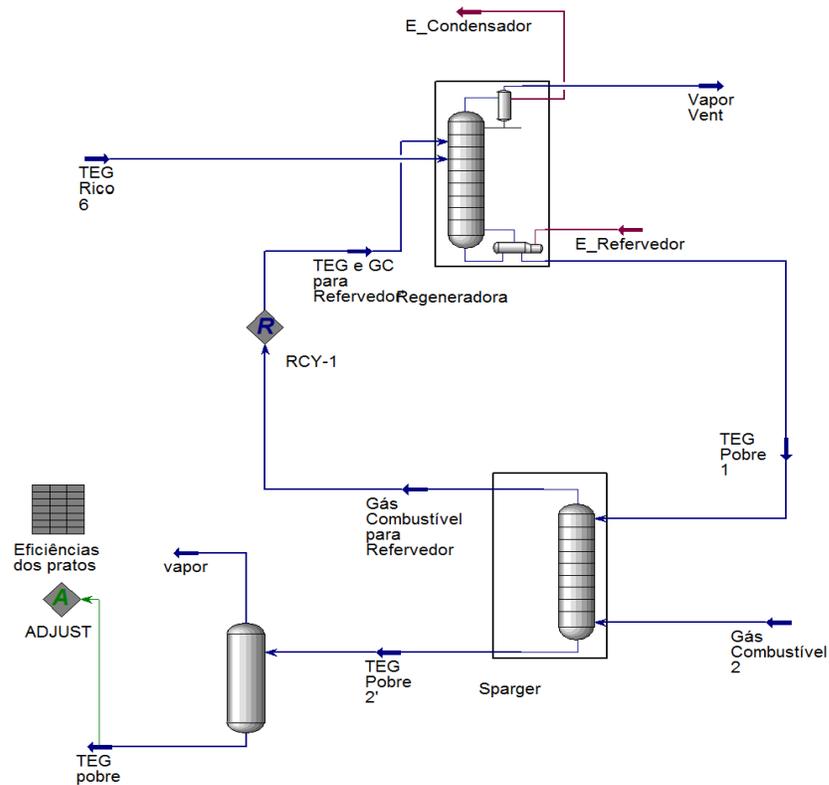


Figura 12: Fluxograma da etapa de regeneração do TEG

Os dados de eficiência obtidos com as sucessivas simulações para a etapa de regeneração estão apresentados na Tabela 8. A média obtida de **0,5140** foi utilizada para adequar o modelo simulado para a regeneração.

Tabela 8: Eficiências ajustadas da etapa de regeneração

Amostras	Eficiência dos Pratos
Caso 1	0,5716
Caso 2	0,5725
Caso 3	0,4189
Caso 4	0,5719
Caso 5	0,4805
Caso 6	0,4827
Caso 7	0,4883
Caso 8	0,3068
Caso 9	0,4886
Caso 10	0,6640
Caso 11	0,5730
Caso 12	0,5734
Caso 13	0,4876
Caso 14	0,5889
Caso 15	0,6649
Caso 16	0,5750
Caso 17	0,3085
Caso 18	0,3162
Caso 19	0,5747
Caso 20	0,5724
Média	0,5140

5.1.2 Na Absorção de TEG

A mesma análise foi realizada para a etapa de absorção, onde as eficiências dos pratos teóricos das torres absorvedoras foram ajustadas. Para simplificar o problema e diminuir o número de cálculos, o procedimento de obtenção das eficiências foi feito apenas para uma única torre de absorção e o valor encontrado foi aplicado nas duas torres absorvedoras. Os valores de qualidade do TEG rico e pobre utilizados foram os mesmos obtidos com as análises apresentadas na Tabela 6. Foram realizados estudos de 20 casos, utilizando as análises de teor de água no TEG circulante e os parâmetros operacionais mais importantes obtidos do sistema de monitoramento e informação da unidade de desidratação de gás natural. Os valores da Tabela 9 mostram as médias diárias para cada variável considerada.

Tabela 9: Condições médias de operação da etapa de absorção

Amostras	Vazão de gás natural húmido a ser tratado (m³/d)	Pressão do fundo da absorção (kPa)	Pressão do topo da absorção (kPa)	Temperatura do gás húmido (°C)	Temperatura do TEG pobre no topoda absorção (°C)	Vazão de TEG pobre m³/h
Caso 1	3805042,87	18496,36	18447,33	39,92	42,98	2,41
Caso 2	3813611,45	18495,08	18446,05	39,94	43,62	2,37
Caso 3	3797211,31	18499,54	18450,51	39,93	43,60	2,40
Caso 4	3381196,52	18357,28	18308,24	39,54	42,70	2,21
Caso 5	3986285,50	18525,22	18476,18	39,94	43,73	2,37
Caso 6	3979305,37	18511,69	18462,65	40,27	43,93	2,31
Caso 7	3348819,20	18208,62	18159,59	40,27	43,51	2,01
Caso 8	3822407,61	18506,62	18457,58	40,40	44,20	2,33
Caso 9	3837581,20	18507,69	18458,66	40,63	43,99	2,36

Caso 10	3816600,55	18505,23	18456,19	40,26	44,07	2,37
Caso 11	3924913,85	18524,66	18475,62	40,45	43,95	2,34
Caso 12	3939415,06	18522,53	18473,50	40,55	44,49	2,31
Caso 13	3941479,47	18512,84	18463,80	40,76	43,86	2,11
Caso 14	3938515,91	18508,43	18459,40	40,93	44,01	2,12
Caso 15	3922391,73	18511,15	18462,12	40,34	43,87	2,17
Caso 16	3893453,44	18509,14	18460,11	39,90	43,41	2,16
Caso 17	3856840,60	18510,72	18461,68	38,38	42,64	2,14
Caso 18	3837235,25	18519,39	18470,35	40,43	43,49	2,10
Caso 19	3847026,84	18512,04	18463,00	40,50	43,80	2,10
Caso 20	3844737,38	18502,01	18452,98	40,62	43,68	2,26

A etapa de absorção modelada foi ajustada a partir dos dados de teor de água das análises do TEG pobre, da Tabela 6, que entra na absorvedora (T-01A) e dos dados operacionais reais obtidos da unidade de desidratação. A corrente de gás húmido saturado, nas condições de processo apresentadas para cada caso, é bifurcada para cada uma das torres absorvedoras. Cada torre absorvedora recebe metade da vazão de gás húmido saturado. A operação “ADJUST” do simulador foi utilizada para que as eficiências dos pratos teóricos da torre absorvedora fossem ajustadas de acordo com o teor de água absorvida, presente no TEG rico. O cálculo iterativo foi feito para cada um dos 20 casos simulados e para cada caso foi obtido um valor de eficiência para os pratos teóricos. Assim como foi feito para a regeneradora, a planilha ou “*spreadsheet*” (Eficiência do prato teórico) foi utilizada para exportar os valores de eficiência calculados com a função “ADJUST” para os pratos teóricos da torre absorvedora. A média dos 20 valores obtidos foi considerada para o ajuste do modelo, sendo também aplicada à segunda torre absorvedora (T-01B).

O fluxograma da etapa de absorção é apresentado na Figura 13:

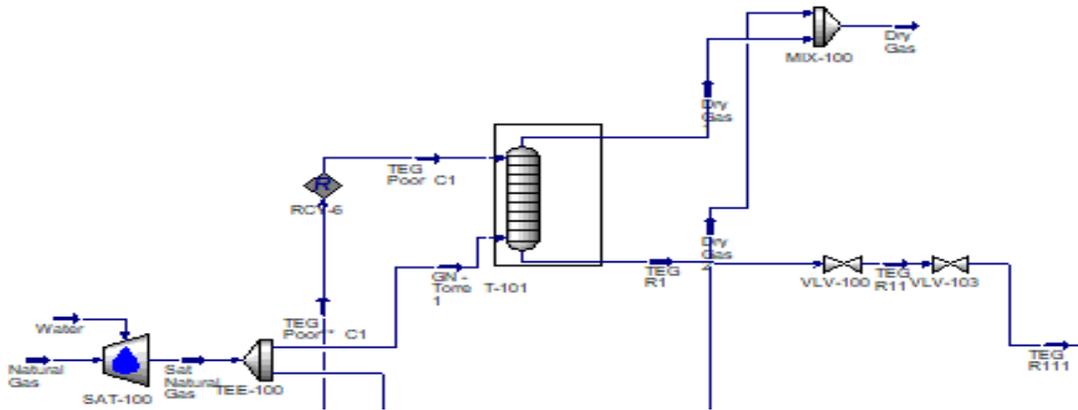


Figure 13: Fluxograma da etapa de absorção do TEG

As eficiências obtidas com as simulações dos 20 casos para a etapa de absorção estão apresentadas na Tabela 10. A média obtida de **0,6572** foi utilizada para adequar o modelo simulado nas duas torres de absorção.

Tabela 10: Eficiências ajustadas da etapa de absorção

Cenário	Eficiência dos Pratos Teóricos
Caso 1	0,7162
Caso 2	0,6052
Caso 3	0,7316
Caso 4	0,6990
Caso 5	0,5503
Caso 6	0,6955
Caso 7	0,9831
Caso 8	0,7761
Caso 9	0,6579
Caso 10	0,6579
Caso 11	0,5463

Caso 12	0,5870
Caso 13	0,5800
Caso 14	0,5823
Caso 15	0,8344
Caso 16	0,6496
Caso 17	0,6599
Caso 18	0,3938
Caso 19	0,5807
Caso 20	0,6581
Média	0,6572

(Øi, 2003) reúne diversos dados sobre eficiências de unidades de absorção com glicol e mostra que os valores medidos podem variar de 51% a 76%. Os dados obtidos, simulando as torres de absorção e regeneração, estão coerentes com outros dados publicados e reunidos no artigo de Øi (2003). (Øi e Selstø, 2002) ajustaram a eficiência dos pratos teóricos da regeneradora para adequar o modelo de simulação de uma unidade de regeneração de TEG aos dados reais da unidade em seu estudo.

5.2 Estudos de sensibilidade

Com as eficiências ajustadas, o modelo integrado da unidade de desidratação foi simulado, alterando-se os diversos parâmetros operacionais possíveis de serem feitos em campo pelos operadores da unidade. As eficiências dos pratos teóricos das torres de absorção e regeneração foram consideradas constantes. Com essas variações, buscou-se adequar os parâmetros actuais da planta para uma condição otimizada, reduzindo a perda de TEG por vaporização (equilíbrio líquido-vapor), a demanda energética da unidade e a utilização de gás de *stripping*. A demanda energética se dá pela soma das potências das correntes energéticas do refeedor da torre de regeneração (E_Reboiler), das duas bombas de circulação de TEG (E_Pump 1 e E_Pump 2) e dos dois resfriadores de TEG (E_Cooler 1 e E_Cooler2), representando a demanda energética pela utilidade de resfriamento da UEP. A condição limitante para a

unidade é atender à especificação do gás natural seco, que deverá conter um teor de água (humidade) de no máximo 2 lb/MMSCF.

As condições de processo usadas como caso base inicial são as médias das apresentadas nos 20 casos das Tabelas 7 e 9. Esses valores médios obtidos para as condições de processo representam a média de um período de 20 dias de operação contínua. A Tabela 11 mostra os valores utilizados para a simulação do caso base.

Tabela 11: Condições de operação do caso base

Variável de Processo	Valores do caso base
Caudal de gás natural húmido a ser tratado (m ³ /d)	3826703,56
Pressão do Fundo das Torres de Absorção (kPag)	18487,31
Pressão do Topo das Torres de Absorção (kPag)	18438,28
Temperatura do gás húmido (°C)	40,20
Temperatura do TEG pobre no Topo da Absorção (°C)	43,68
Caudal do TEG circulante (m ³ /h)	4,50
Temperatura do Topo da Regeneração (°C)	102,15
Temperatura do Refervedor da Regeneração (°C)	202,26
Pressão no Topo da Regeneração (kPag)	8,20
Pressão no Fundo da Regeneração (kPag)	8,66
Pressão na Torre de Stahl (<i>Sparger</i>) (kPag)	14,91
Caudal de Gás de <i>Stripping</i> (m ³ /d)	3000,00

A simulação do caso base no modelo integrado, com a etapa de absorção e regeneração, apresentada na Figura 11, foi feita com os dados da Tabela 11 e os seguintes resultados foram obtidos (Tabela 12).

Tabela 12: Resultados do caso base

Variável	Valor
Humidade no Gás Natural (lb/MMSCF)	1,75
Potência Total (kW)	180,69
Caudal de TEG Perdido (kg/h)	1,24

Como verificado anteriormente, o factor principal para a humidade resultante no gás natural seco que sai da unidade é a qualidade do TEG pobre. Quanto maior a concentração de TEG, ou seja, menor a concentração de água na solução, maior a capacidade de absorver humidade do gás a ser tratado. Operacionalmente, a maneira directa de se fazer isso na unidade em questão é aumentando o caudal de gás de *stripping* ou aumentando a temperatura do refeedor. Porém, o aumento de temperatura no refeedor da regeneração acarretará em um consumo ainda maior de energia pela unidade, podendo ainda acelerar a degradação térmica do TEG, pois a temperatura de parede nas resistências é maior que a temperatura na interface do líquido no vaso refeedor. A operação actual já se encontra no limite de operação para o TEG antes da degradação, atingindo 202,26 °C no seio da solução de TEG e a temperatura de parede da resistência interna se encontra a 204 °C. Aumentar o caudal de gás de *stripping* que entra pela torre *Sparger*, respeitando o limite para que não ocorram perdas de TEG por arraste mecânico ou pressurização da torre de regeneração, é a opção frequentemente adotada. O limite do caudal de gás de *stripping* para a unidade simulada é de 4500 m³/d. Estudos de caso para diversos caudais de gás de *stripping* e caudais de circulação de TEG foram feitos com o modelo simulado para que seus efeitos fossem avaliados quanto à humidade do gás natural seco, potência consumida pela unidade e caudal de TEG perdido. As figuras a seguir mostram os resultados da simulação, tomando como referência os valores adotados no caso base na Tabela 11.

5.2.1 Efeito do caudal de gás de stripping e de circulação de TEG na humidade do gás tratado

Mantendo-se os demais parâmetros de processo constantes e variando apenas o caudal de gás de *stripping* e de circulação de TEG, a humidade do gás tratado decresce com o aumento de ambas as variáveis. Caudais de gás de *stripping* de 1500 m³/d ou menos não enquadram o gás na unidade independentemente do caudal de TEG, pois a humidade resultante é maior que 2 lb/MMSCF e caudais de TEG menores que 2,5 m³/h não enquadram o gás natural em humidade, independentemente do caudal de gás de *stripping* (Gráfico 1).

A zona indicada no gráfico representa o ponto óptimo do parâmetro a otimizar.

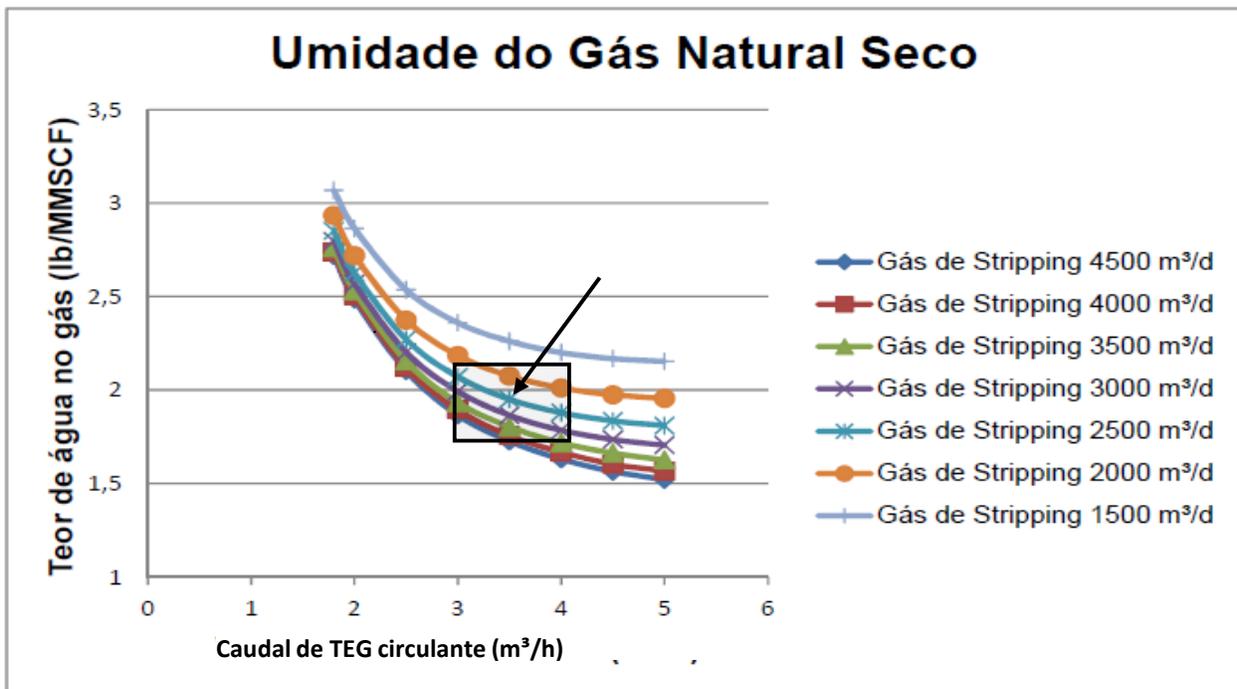


Gráfico 1: Caudal de TEG x Teor de água no gás

5.2.2 Efeito da demanda energética da planta

O Gráfico 2 mostra que a potência consumida pela unidade aumenta com o aumento do caudal de TEG circulante. Isso ocorre pela maior demanda energética do refeedor e das bombas de circulação. Outro efeito, com menor impacto no aumento da potência requerida, é o aumento do caudal de gás de *stripping*, que, por entrar a uma temperatura

menor (50 °C) no sistema de regeneração, aumenta a demanda energética do refulvedor para garantir a temperatura constante no equipamento.

Para o gráfico a seguir, a zona indicada representa o ponto óptimo da potência utilizada a otimizar.

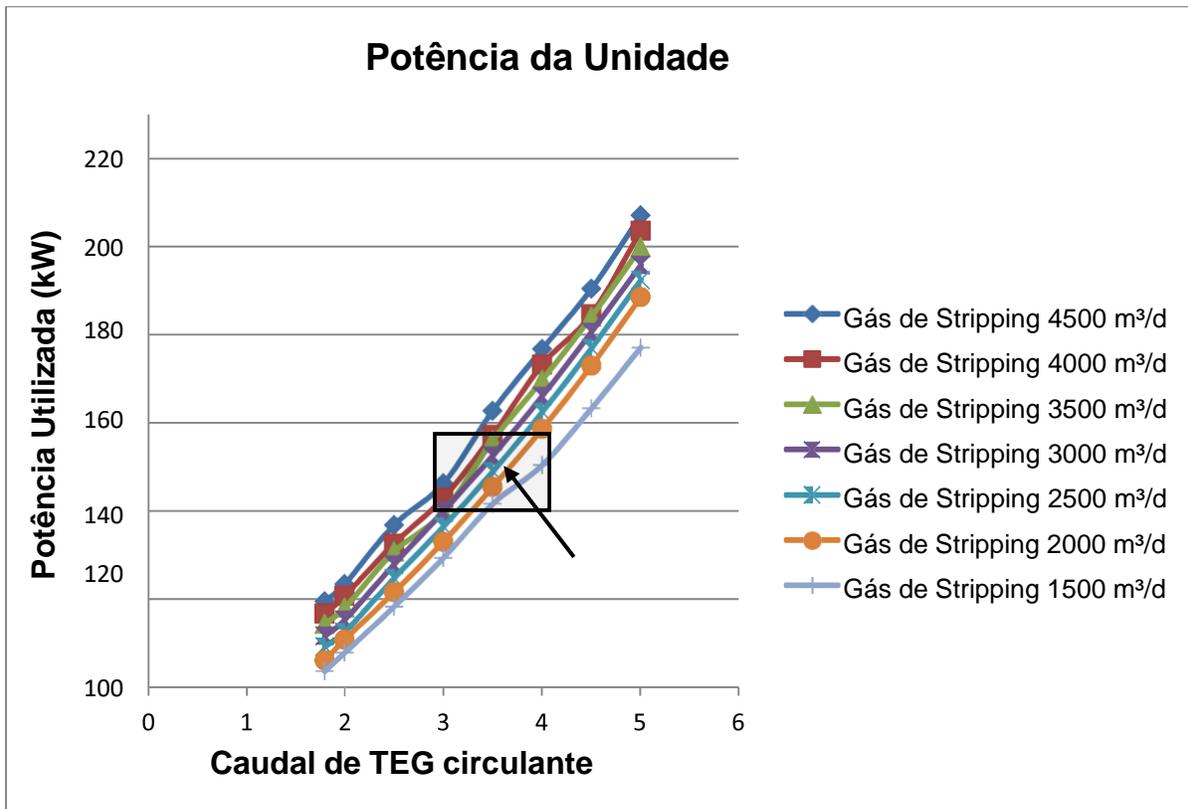


Gráfico 2: Caudal de TEG x Potência requerida

5.2.3 Efeito da perda de TEG na planta

O gráfico 3 mostra as perdas de TEG ao se variar os caudais de TEG circulante e de gás de *stripping*. O efeito do aumento do caudal do gás de *stripping* na perda de TEG é maior que o aumento no caudal circulante de TEG. Dobrando-se o caudal de gás de *stripping*, as perdas aumentam 1,6 vez e dobrando-se apenas o caudal de TEG, a perda aumenta aproximadamente 1,05 vez. Deste modo, no gráfico a seguir a zona indicada representa o ponto óptimo da perda de TEG.

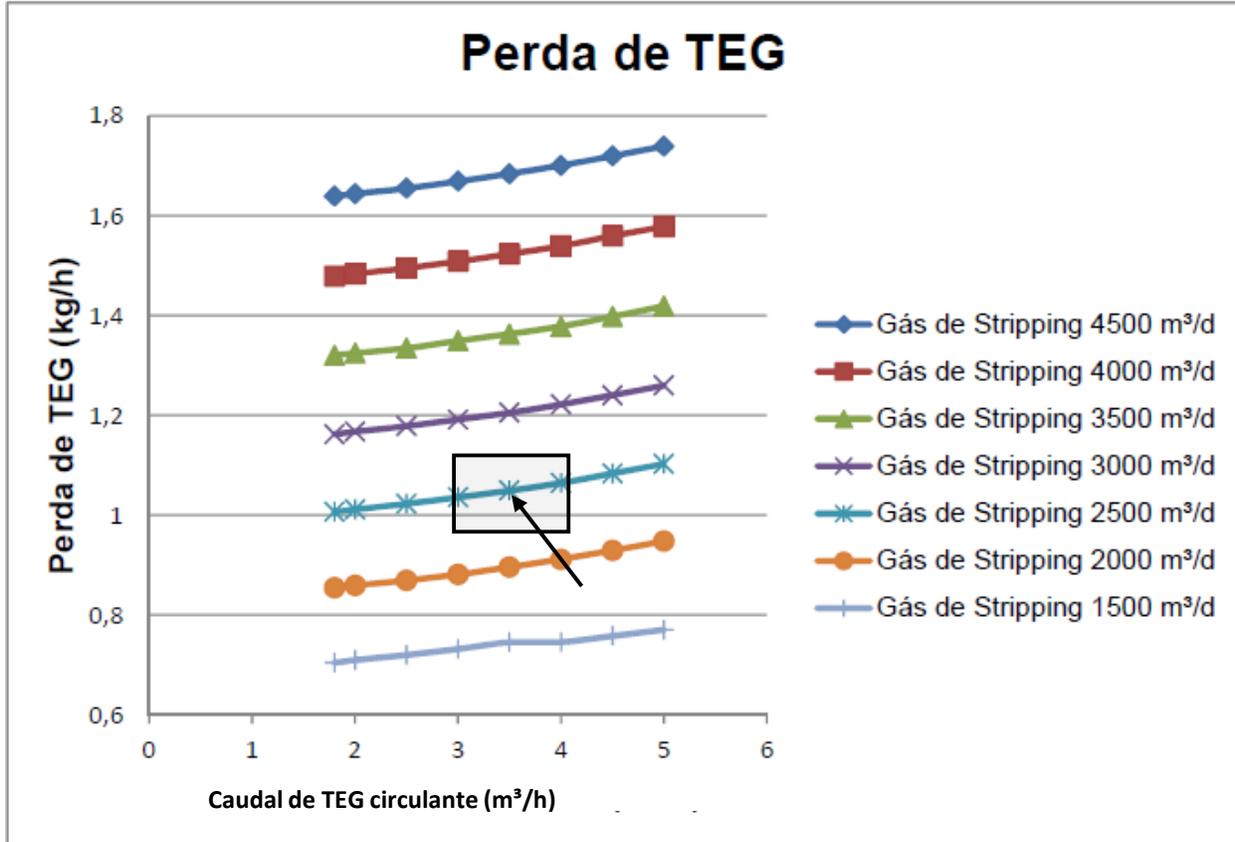


Gráfico 3: Caudal de TEG x Perda de TEG

A concentração de TEG pobre regenerado está fortemente ligada ao caudal de gás de *stripping*. Quanto maior o caudal de gás de *stripping*, maior a concentração de TEG atingida no refeedor. O limite superior do caudal de gás de *stripping* se dá por questões de escoamento e possibilidade de arraste de TEG e sobrepressão na torre regeneradora. O limite real da planta em questão é de 4500 m³/d. O aumento do caudal de TEG circulante ocasiona o aumento da quantidade de água vaporizada na torre de regeneração, fazendo com que mais gás de *stripping* seja necessário para reduzir a pressão parcial da água e assim retirar mais água da solução de TEG na torre de regeneração, aumentando a concentração da solução do TEG pobre. Esse fenômeno pode ser observado no gráfico 4 e o ponto ótimo indicado através da seta.

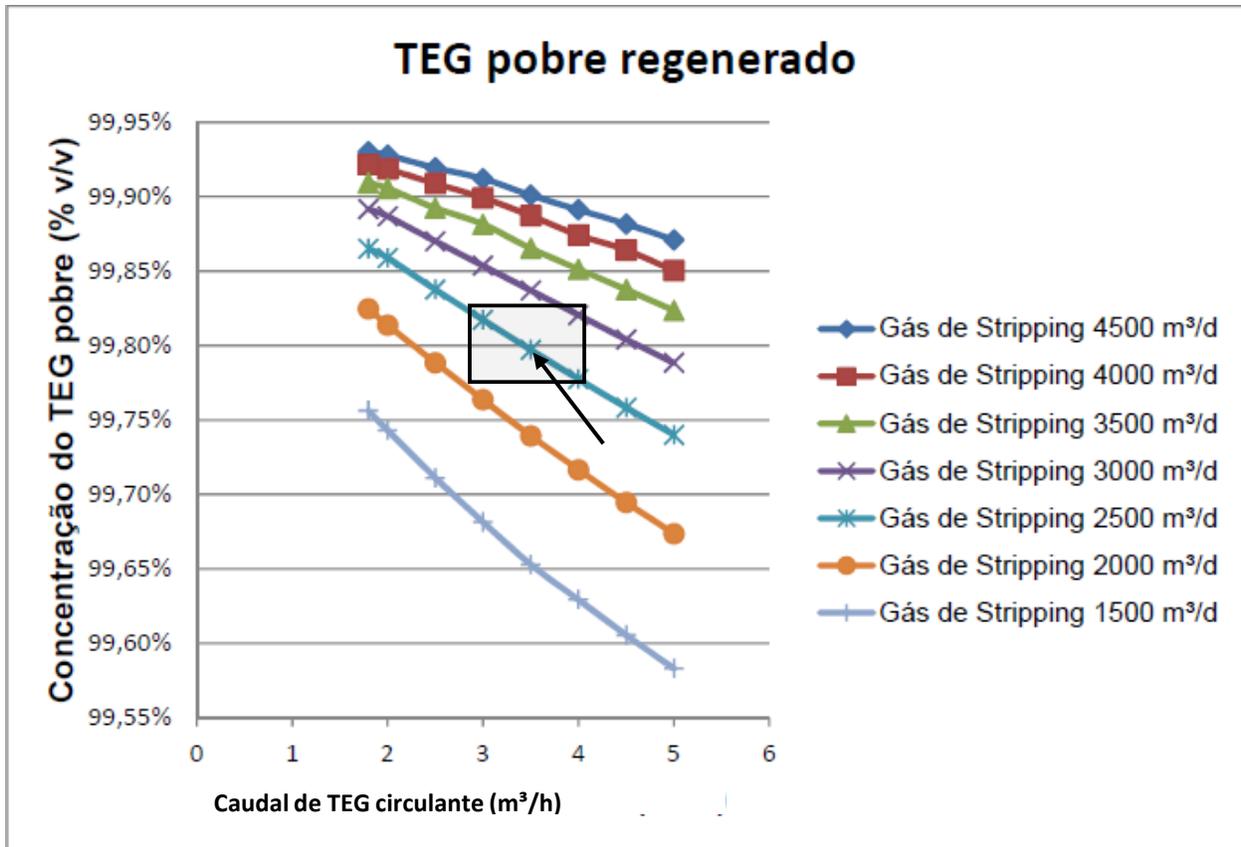


Gráfico 4: Caudal de TEG x Concentração de TEG pobre

5.2.3 Efeito da Temperatura de topo na regeneração de TEG

Outra abordagem que pode ser feita e que é de fácil controle é a redução da temperatura de topo da torre de regeneração, através do direccionamento de maior caudal de TEG rico para a serpentina interna da torre (condensador). A redução da temperatura de topo aumenta o refluxo interno da coluna de regeneração, promovendo maior condensação dos vapores e reduzindo a perda de TEG na regeneração.

O efeito mais expressivo da redução de temperatura de topo da regeneração é na redução das perdas de TEG na unidade. Da condição actual apresentada como caso base, ocorre uma perda de TEG de 1,24 kg/h do inventário da unidade de desidratação. A redução da temperatura para 90 °C leva a perda para 0,47 kg/h, representando uma redução de 62% no consumo de TEG para reposição de inventário da unidade de

desidratação. O gráfico 5 mostra o comportamento da perda de TEG com redução da temperatura de topo da torre de regeneração e com indicação da zona ótima.

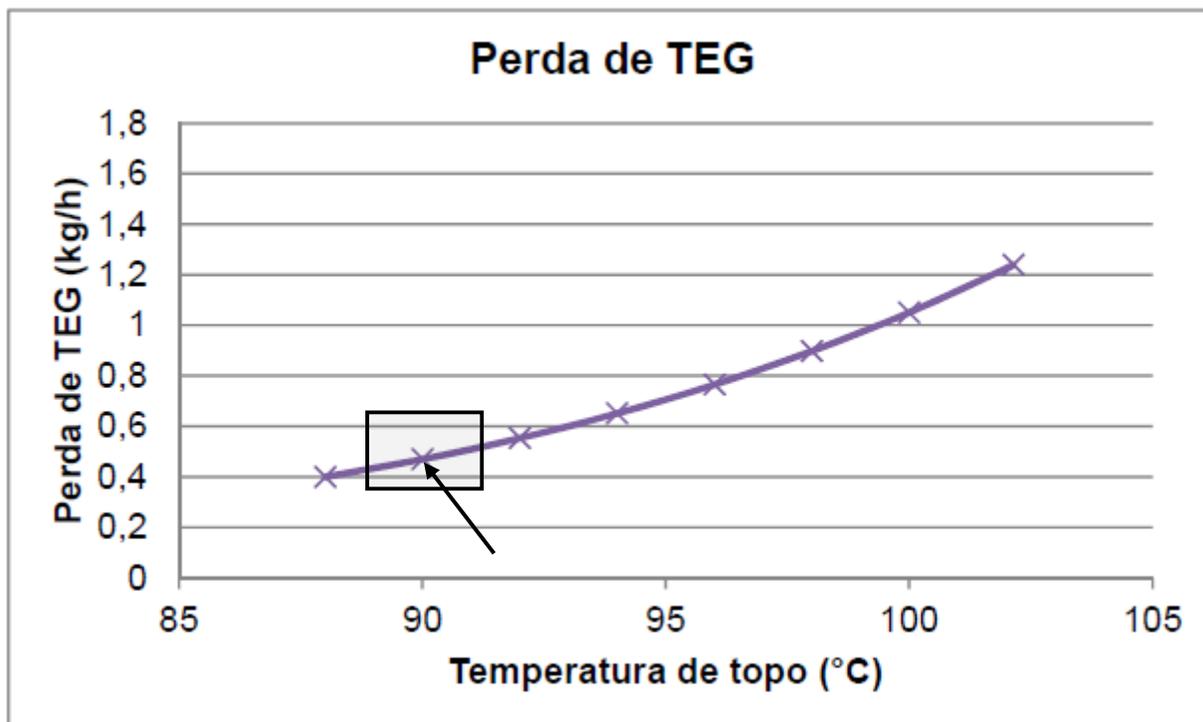


Gráfico 5: Temperatura de Topo x Perda de TEG

6. COMPARAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

Com o modelo completo da unidade simulado e com as análises de sensibilidade realizadas no item anterior, é possível verificar que existe margem para melhorias nos parâmetros operacionais da unidade. Os parâmetros de mais fácil controle e práticos de serem implementados em campo na unidade de desidratação foram avaliados com as análises do item 5.2, quais sejam: caudal de circulação de TEG, caudal de gás de *stripping* e temperatura de topo da torre regeneradora. O consumo de produtos químicos nas plataformas de produção de petróleo *offshore* é um ponto importante a ser observado, pois sua otimização para evitar perdas e gastos desnecessários reduz o custo operacional e o custo do óleo produzido.

Observando os gráficos e os valores obtidos com as diversas simulações, foi possível constatar que a redução do caudal de gás de *stripping* leva à redução das perdas de TEG e, em menor grau, a redução no caudal de circulação de TEG também leva a uma menor perda.

Em comparação com os parâmetros de operação do caso base (Tabela 11), observou-se que é possível reduzir o caudal de circulação de TEG para 3,5 m³/h, o caudal de gás de *stripping* para 2500 m³/h e a temperatura de topo da regeneradora para o limite de projeto de 90 °C. Com isso, a qualidade da humidade do gás ainda é mantida inferior a 2 lb/MMSCF e ocorre uma redução drástica na perda de TEG do inventário da unidade, diminuindo o consumo de produto químico pela plataforma de produção, além de reduzir o consumo de energia pela unidade de desidratação e gás de *stripping*. A redução de gás de *stripping* é importante do ponto de vista ambiental, pois reduz a emissão de metano e outros hidrocarbonetos para a atmosfera, que contribuem como gases do efeito estufa. A redução do consumo de energia se traduz numa menor demanda energética dos turbogeradores da plataforma, disponibilizando mais energia para outros consumidores e reduzindo a sobrecarga no sistema elétrico da plataforma.

Os parâmetros operacionais modificados na optimização são apresentados na Tabela 13.

Tabela 13: Optimização de parâmetros

Variável Modificada	Valores do caso base	Valores Optimizados
Caudal de Gás de <i>Stripping</i> (m³/d)	3000	2500
Caudal de TEG circulante (m³/h)	4,50	3,5
Temperatura do Topo da Regeneração (°C)	102,15	90

A redução de 500 m³/d no caudal de gás de *stripping* representa uma redução de 112,8 toneladas por ano de metano emitido para a atmosfera, um gás de efeito estufa com potencial de aquecimento global 25 vezes maior que o CO₂.

A Tabela 14 mostra um resumo dos resultados obtidos na simulação do modelo com os parâmetros otimizados.

Tabela 14: Resultados da otimização

Variável de resposta	Caso Base	Caso Otimizado	Redução (%)
Humidade no Gás Natural (lb/MMSCF)	1,75	1,95	11
Potência Total (kW)	180,69	151,75	16
Caudal de TEG Perdido (kg/h)	1,24	0,47	62

Esse trabalho mostrou algumas das possibilidades de aplicação de simuladores de processo, visando a otimização de unidades existentes com a devida adequação e ajuste do modelo virtual. O crescente uso dessas ferramentas ajudará no desenvolvimento de melhorias contínuas em unidades de processamento, fazendo com que desafios sejam superados e com que haja geração de economia e redução de impactos ambientais através das condições otimizadas de operação.

7. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

7.2 Conclusões

Neste trabalho fez-se a modelação, simulação e dimensionamento da tecnologia de absorção em TEG em usinas de desidratação de gás natural para otimizar os parâmetros críticos do processo, tendo-se chegado as seguintes ilações:

- ✓ A simulação em estado estacionário da unidade de desidratação foi ajustada utilizando as análises de campo do teor de água do TEG rico e TEG pobre e utilizando a função “ADJUST” do HYSYS®. Cálculos iterativos foram feitos pelo simulador para que as eficiências dos pratos teóricos das torres absorvedoras e regeneradora fossem ajustadas, de modo que os valores simulados e obtidos no campo coincidissem. Essa abordagem de ajuste do modelo virtual com a planta de desidratação real não foi verificada em nenhum trabalho anterior. Valores de eficiência de 65,7 % para as torres de absorção e 51,4 % para a regeneração estão coerentes com dados da literatura.
- ✓ Com o modelo da planta ajustado, a simulação do caso base foi feita com os dados de processo da unidade em operação e foram observadas as respostas dos valores de humidade do gás tratado (1,75 lb/MMSCF), potência requerida pela unidade (180,69 kW) e quantidade de TEG perdida (1,24 kg/h). Testes de sensibilidade foram realizados com o modelo, variando-se os principais parâmetros de operação de fácil modificação em campo, como a vazão de TEG circulante que sofreu uma redução de 4,5 m³/h para 3,5 m³/h.
- ✓ A utilização do caudal de gás de *stripping* da torre de Stahl sofreu uma optimização de 3000 m³/d para 2500 m³/d.
- ✓ A redução da temperatura de topo na regeneração reduziu de 102,15 °C para 90 °C que, culminou numa redução de perda de TEG a 0,47 kg/h, representando uma redução de 62% no consumo de TEG para reposição de inventário da unidade de desidratação.

7.3 Recomendações

Para futuros trabalhos recomenda-se:

- Utilizar a metodologia de obtenção de eficiência de pratos teóricos e comparar com modelos empíricos;
- Avaliar a implementação de novos equipamentos para a recuperação de hidrocarbonetos na regeneração e a redução de emissão de poluentes orgânicos para a atmosfera;
- Utilizar a metodologia de estudo aplicada nesse trabalho e estendê-la a outras unidades semelhantes.

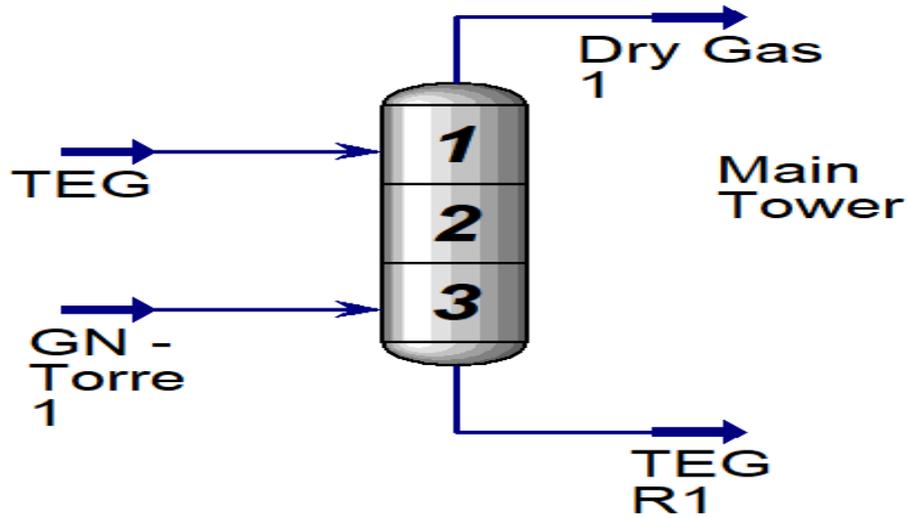
8. BIBLIOGRAFIA

- # Bothamley, M. (2004). Offshore processing options vary widely. Em *Oil Gas J.* (Vol. 102, pp. pp. 47–55).
- # Bothamley, M. (2004). Offshore processing options vary widely. *Oil and Gas Journal*.
- # Brasil, L. H. (2011). *Análise composicional, poder calorífico superior e metodologia de cálculo de royalties do gás natural produzido no Campo de Rio Urucu no Amazonas*. Rio de Janeiro: Universidade Federal do Rio de Janeiro.
- # Campbell, J. M. (2004). *Gas conditioning and processing: The Basic Principles* (8. ed. ed., Vol. V. 2). Norman: John M Campbell & Company.
- # Cavalcanti Filho, V. d. (2010). *Processamento primário de petróleo: condicionamento do gás natural*. Salvador: [s.n]: Apostila da Universidade Petrobras.
- # Coelho, A. d. (2007). *Modelagem e simulação dos processos de adoçamento e desidratação de gás natural*. Campinas, São Paulo: 4º Congresso Brasileiro de Pesquisa e Desenvolvimento em Petróleo e Gás,.
- # D.A. Wood, C. N. (2012). *A review of an industry offering several* . *Journal of Natural Gas*.
- # D.A. Wood, C. N. (2012). *A review of an industry offering several routes for monetizing natural gas*. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*.
- # Darwish, N. A. (2004). *Computer simulation of BTXE emission in natural gas dehydration using PR and RKS equations of state with different predictive mixing rules* (Vol. v. 19). Washington: Environmental Modelling & Software.
- # E., T. J. (2001). *Fundamentos de Engenharia de Petroleo* (Vol. 2). Rio de Janeiro, Brasil: PETROBRAS.
- # Foust et al, A. S. (1980). *Principles of Unit Operations*. New York, USA: John Wiley & Sons.
- # GPSA. (2004). *Gas Processors Suppliers Association* (12. ed ed., Vol. v. 2). Tulsa: Engineering data book.
- # Kidnay, A. J., & Parrish, W. R. (2006). *Fundamentals of Natural Gas Processing*. ISBN: Taylor & Francis Group.
- # Luyben. (2002). *Plantwide Dynamic Simulators in Chemical Processing and Control* (1st edition ed.). CRC Press.
- # Machado, P. B. (2012). *Análise comparativa de tecnologia de separação supersônica para o condicionamento de gás natural*. Rio de Janeiro: Universidade Federal do Rio de Janeiro.

- ✚ Mokhatab, S. a. (2012). Handbook of Natural Gas Transmission and Processing.
- ✚ Øi, L. (2003). *Estimation of tray efficiency in dehydration absorbers*. (Vol. v. 42). Bergen: Chemical Engineering and Processing .
- ✚ Øi, L. E. (2003). *Estimation of tray efficiency in dehydration absorbers* (Vols. v. 42,). Bergen: Chemical Engineering and Processing.
- ✚ Øi, L. E., & SELSTØ, E. T. (maio de 2002). *Process simulation of glycol regeneration*. Bergen: GPA Europe's meeting.
- ✚ Pimenta, L. B. (2011). *Simulação dinâmica de planta de condicionamento de gás natural em plataforma offshore* ,. Campinas: Monografia (Mestrado em Engenharia Química) Universidade Estadual de Campinas.
- ✚ Polak, L. (2009). *Modelling absorption drying of natural gas*. Trondheim: Norges teknisk-naturvitenskapelige universitet (NTNU).
- ✚ Seader, J. D., & Henley, E. J. (1998). *Separation Process Principles*; (1st ed ed.). New York: John Wiley & Sons Inc.
- ✚ Stewart, M., & Arnold, K. (2011). *Gas dehydration field manual*. Oxford: Gulf Professional Publishing.
- ✚ Technology, A. (2011a). *HYSYS Simulation Basis Guide – V7.3*. Cambridge: AspenTech.
- ✚ Thomas, J. E. (2001). *Fundamentos de Engenharia de Petróleo* (Vol. 2). Rio de Janeiro, Brasil: PETROBRAS.
- ✚ Thomas, J. E. (2004). *Fundamentos de Engenharia de Petróleo*. (2ª Edição ed.). Rio de Janeiro: Interciência.
- ✚ Treybal, R. E. (1980). *Mass Transfers Operations*. Em McGraw-Hill (Ed.). New York, USA.
- ✚ Twu, C. H., & al, e. (2005). *Advanced equation of state method for modeling TEG-water for glycol gas dehydration*. New Jersey: Fluid Phase Equilibria.
- ✚ Vaz, C. E. (2008). *Tecnologia da indústria do gás natural*. 1ª Edição (1ª Edição ed.). São Paulo: Blucher.

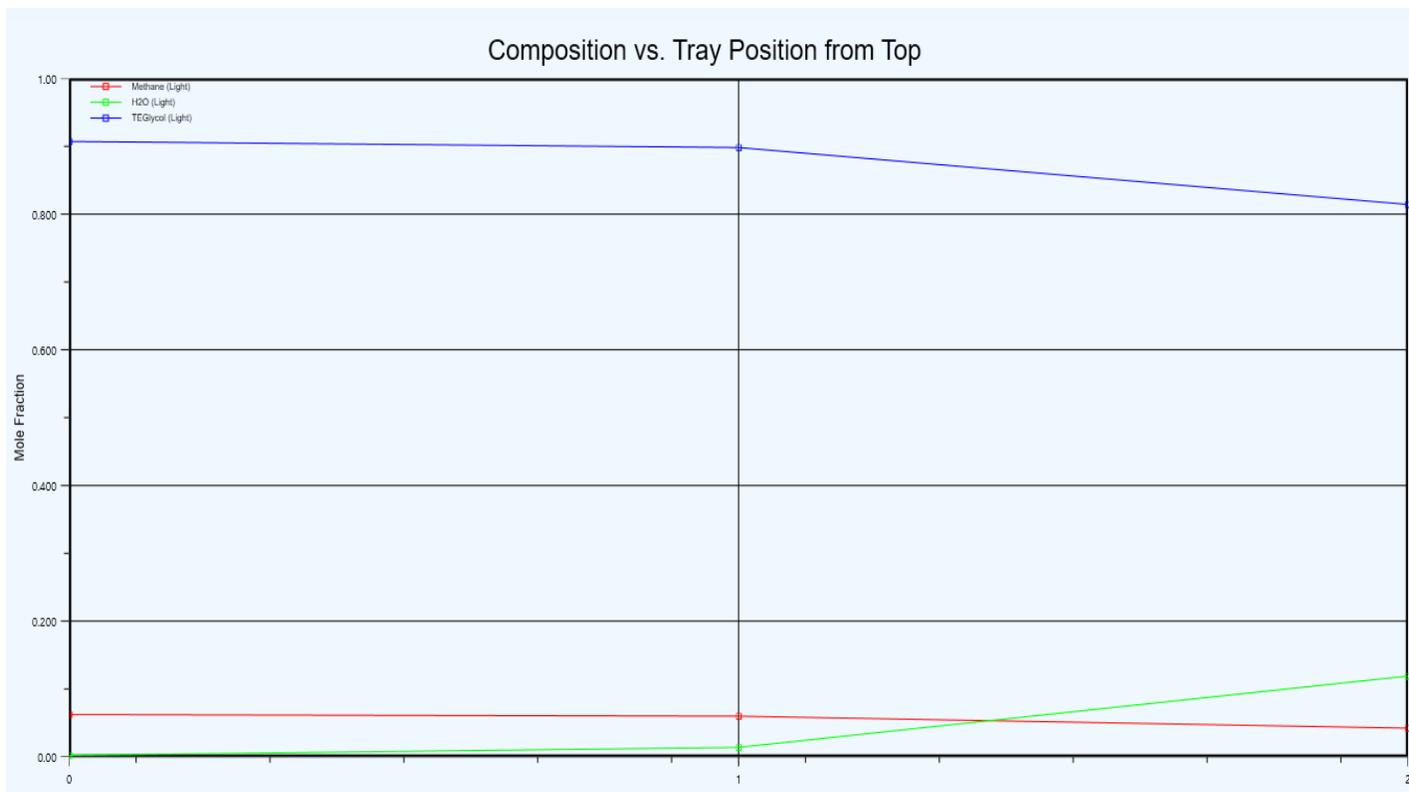
ANEXOS

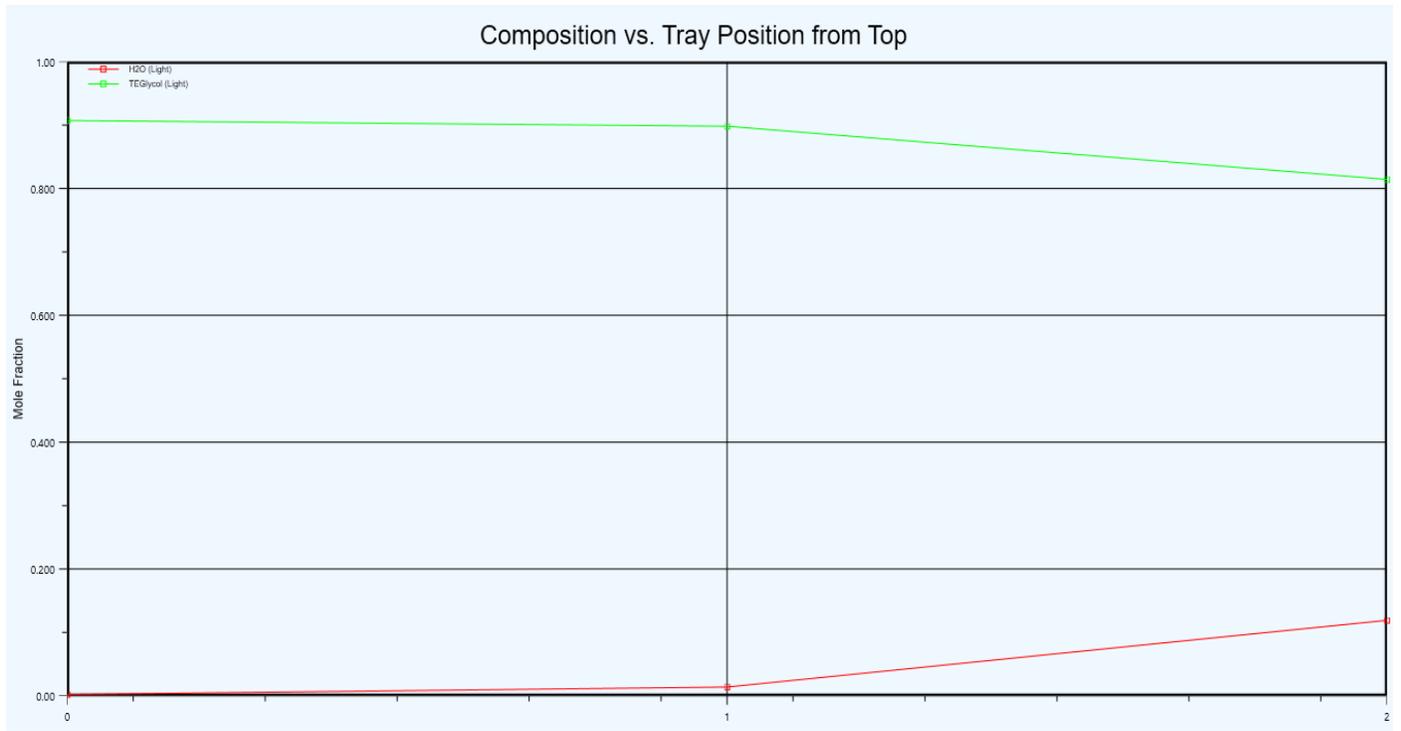
I. Dados da Desidratação de Gás Natural



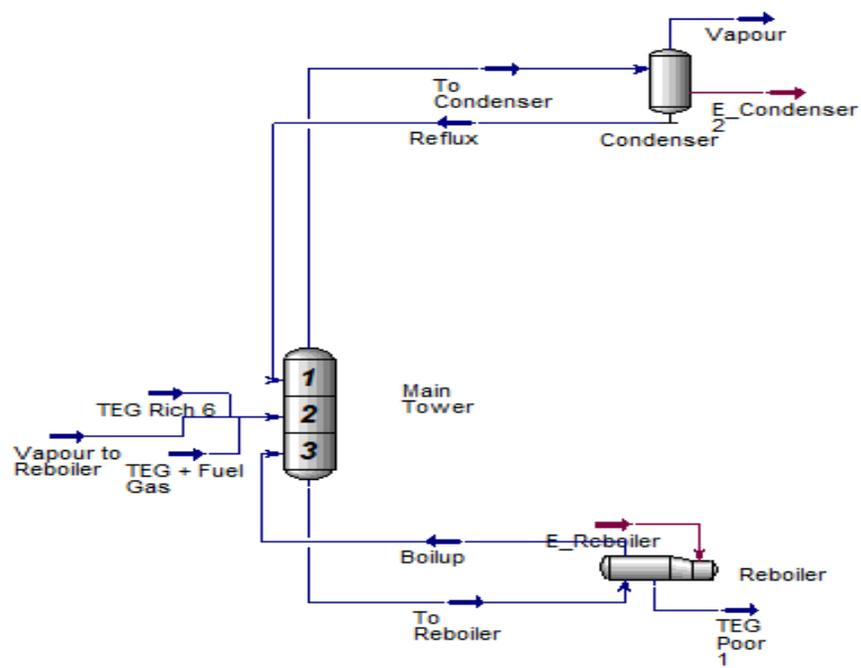
Name	TEG @COL2	GN - Torre 1 @COL2	Dry Gas 1 @COL2	TEG R1 @COL2
Vapour	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature [C]	43.69	40.20	40.65	40.60
Pressure [kPa]	1.854e+004	1.859e+004	1.854e+004	1.859e+004
Molar Flow [kgmole/h]	16.92	3374	3371	20.52
Mass Flow [kg/h]	2538	7.291e+004	7.285e+004	2599
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2.249	201.6	201.5	2.363
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8.086e+005	-8.979e+004	-8.966e+004	-7.035e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	121.0	136.1	136.2	112.4
Heat Flow [kJ/h]	-1.368e+007	-3.030e+008	-3.022e+008	-1.444e+007

	TEG	GN - Torre 1	Dry Gas 1	TEG R1
Methane	0.0000	0.8615	0.8621	0.0422
Ethane	0.0000	0.0307	0.0307	0.0021
Propane	0.0000	0.0274	0.0274	0.0025
i-Butane	0.0000	0.0065	0.0065	0.0032
n-Butane	0.0000	0.0169	0.0169	0.0011
i-Pentane	0.0000	0.0057	0.0057	0.0029
n-Pentane	0.0000	0.0090	0.0090	0.0008
n-Hexane	0.0000	0.0095	0.0095	0.0014
n-Heptane	0.0000	0.0104	0.0104	0.0020
n-Octane	0.0000	0.0042	0.0042	0.0011
n-Nonane	0.0000	0.0012	0.0012	0.0003
n-Decane	0.0000	0.0003	0.0003	0.0001
H2O	0.0010	0.0007	0.0000	0.1190
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0012	0.0012	0.0000
CO2	0.0000	0.0149	0.0149	0.0068
TEGlycol	0.9990	0.0000	0.0001	0.8144





II. Dados da Regeneração de TEG



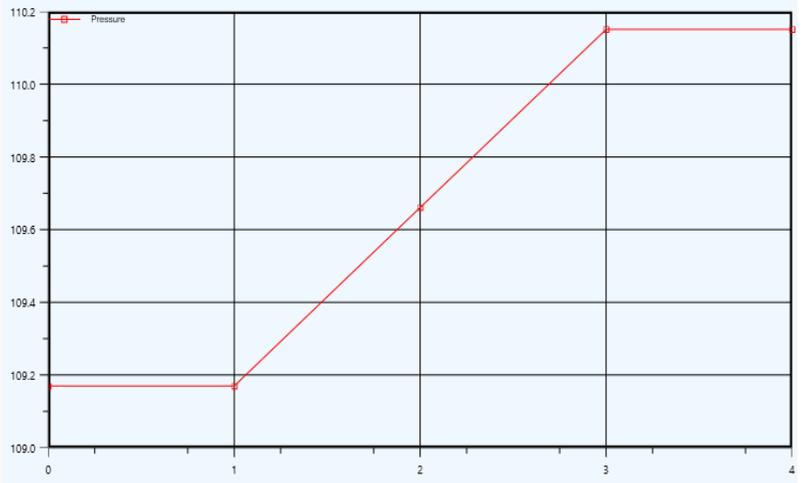
Name	TEG Rich 6 @COL3	Vapour to Reboiler @COL3	TEG + Fuel Gas @COL3	Vapour @COL3	TEG Poor 1 @COL3
Vapour	0.0185	0.0000	0.9979	1.0000	0.0000
Temperature [C]	189.7	64.75	195.2	102.1	202.3
Pressure [kPa]	351.4	104.3	101.3	109.2	110.2
Molar Flow [kgmole/h]	39.10	0.0000	7.194	9.928	36.36
Mass Flow [kg/h]	5153	0.0000	193.1	214.0	5132
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	4.611	0.0000	0.3467	0.4040	4.554
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-6.743e+005	-7.864e+005	-1.285e+005	-1.367e+005	-7.074e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	271.0	149.5	216.1	194.3	293.8
Heat Flow [kJ/h]	-2.636e+007	0.0000	-9.241e+005	-1.357e+006	-2.572e+007

	TEG Rich 6	Vapour to Reboiler	TEG + Fuel Gas	Vapour	TEG Poor 1	
Methane	0.0048	0.0004	0.5889	0.4450	0.0002	
Ethane	0.0005	0.0000	0.0000	0.0018	0.0000	
Propane	0.0010	0.0000	0.0000	0.0041	0.0000	
i-Butane	0.0025	0.0000	0.0002	0.0097	0.0000	
n-Butane	0.0005	0.0000	0.0000	0.0022	0.0000	
i-Pentane	0.0026	0.0000	0.0003	0.0101	0.0001	
n-Pentane	0.0005	0.0000	0.0000	0.0021	0.0000	
n-Hexane	0.0012	0.0000	0.0003	0.0047	0.0001	
n-Heptane	0.0018	0.0000	0.0004	0.0072	0.0001	
n-Octane	0.0010	0.0000	0.0003	0.0041	0.0001	
n-Nonane	0.0003	0.0000	0.0001	0.0013	0.0000	
n-Decane	0.0001	0.0000	0.0000	0.0004	0.0000	
H2O	0.1246	0.0298	0.2005	0.3872	0.0680	
Oxygen	0.0000	0.0001	0.0739	0.0534	0.0000	
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0737	0.0534	0.0000	
CO2	0.0033	0.0000	0.0001	0.0131	0.0000	
TEGlycol	0.8551	0.9697	0.0613	0.0003	0.9314	

	Stage	Pressure [kPa]	Temp [C]	Net Liquid [kgmole/h]	Net Vapour [kgmole/h]
Condenser	0	109.2	102.1	0.3975	9.928
1_Main Tower	1	109.2	176.5	0.4024	10.33
2_Main Tower	2	109.7	185.3	36.37	10.33
3_Main Tower	3	110.2	185.4	36.37	5.271e-003
Reboiler	4	110.2	202.3	36.36	8.767e-003

- Volume
- Std Ideal Vol
- Act. Volume

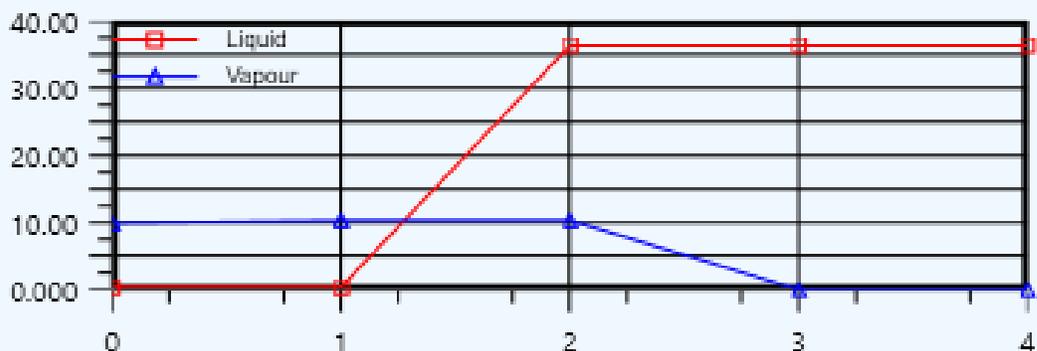
Pressure vs. Tray Position from Top



Temperature vs. Tray Position from Top



Net Flow vs. Tray Number



III. Dimensionamento dos Equipamentos envolvidos no processo

Tabela 1: Estimativa do Custo Total de Aquisição do Equipamento

Equipamento	Designação	Unidades	Custo de Aquisição [USD]
Trocadores de Calor (Heaters & Coolers)	H-01:	1	60,000.00
	H-02:	1	156,200.00
	C-01:	1	175,400.00
	C-02:	2	405,600.00
Bomba	P-01:	3	71,100.00
Separador (Duas fases)	SV-01:	1	159,300.00
Separador (Duas fases)	SV-02:	1	36,500.00
Coluna de Absorção	ABCOL:	2	400,000.00
Coluna de Destilação	DTCOL:	1	350,000.00
Coluna de Sparger	SPCOL:	1	120,000.00
DP Filtros	DPF:	1	40,000.00
TEG flash drum	TFD:	5	75,000.00
Válvula LCV	LCV:	10	50,000.00
Recycle	RCY:	6	15,000.00
Custo Total do Equipamento			2,114,100.00

TABELA 2. ESTIMATIVA DO INVESTIMENTO TOTAL DE CAPITAL PELO MÉTODO DE CHILTON FACTORED.

Custos Directos	Factor	[USD]
Custo de aquisição do equipamento	1	2,114,100.00
Instalação equipamento	0.47	993,627.00
Instrumentação e controlo	0.18	380,538.00
Tubagem	0.66	1 395,306.00
Instalações elétricas	0.11	232,551.00
Construções	0.18	380,538.00
Melhorias externas	0.1	211,410.00
Serviços auxiliares	0.7	1 479,870.00
Terreno	0.06	126,846.00
Custos Directos Totais	3.46	5,200,686.00
Engenharia e supervisão	0.33	697,653.00
Despesas de construção	0.41	866,781.00
Custos Directos e Indirectos Totais	4.20	6,765,120.00
Despesas com contractos	0.21	443,961.00
Contingências	0.42	887,922.00
Capital Fixo Total	4.83	8,097,003.00
Capital Circulante	0.97	2,050,677.00
Despesas de Start-Up	0.29	613,089.00
Investimento Total de capital	6.09	10,760,769.00