



UNIVERSIDADE EDUARDO MONDLANE
FACULDADE DE ENGENHARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
CURSO: ENGENHARIA QUÍMICA

RELATÓRIO DE ESTÁGIO PROFISSIONAL

**Minimização de consumo de Tri-etileno-glicol
no processo de desidratação de gás natural na
central de processamento de Temane**

Autor:

Nízio Oliveira Rabeca Francisco

Supervisor:

Prof. Doutor Carlos Lucas, Eng.º

Maputo, Outubro de 2022



UNIVERSIDADE EDUARDO MONDLANE

FACULDADE DE ENGENHARIA

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

CURSO: ENGENHARIA QUÍMICA

RELATÓRIO DE ESTÁGIO PROFISSIONAL

**Minimização de consumo de Tri-etileno-glicol
no processo de desidratação de gás natural na
central de processamento de Temane**

Autor:

Nízio Oliveira Rabeca Francisco

Supervisor:

Prof. Doutor Carlos Lucas, Eng.º

Maputo, Outubro de 2022

Termo de entrega de Relatório de Trabalho de Licenciatura

Declaro que o estudante _____

entregou no dia ____/____/20__ as _____ cópias do relatório do seu Estágio Profissional com a referência: _____, intitulado: Minimização de consumo de Tri-etileno-glicol no processo de desidratação de gás natural na central de processamento de Temane.

Maputo, ____ de _____ de 20__

O Chefe da Secretaria

Declaração de honra

Eu, Nízio Oliveira Rabeca Francisco, declaro por minha honra que o presente relatório de estágio profissional é obra da minha autoria e que nunca foi apresentada ou publicada, parcialmente ou integralmente e nem aceite em alguma instituição para obtenção de qualquer grau académico e que constitui o resultado da minha investigação. Estudos de outras pessoas foram usados na compilação do presente trabalho e foram devidamente referenciados conforme a Norma do Depósito Legal de Trabalho de Culminação do curso que rege na Faculdade de Engenharia da Universidade Eduardo Mondlane.

Assinatura _____ Data: ____/____/_____
(Nízio Oliveira Rabeca Francisco)

Dedicatórias

Dedico o presente trabalho a minha mãe, Rabeça Francisco Tangune, pela vida, pela educação, pelo apoio e, por acreditar e motivar-me na conquista dos meus sonhos.

Agradecimentos

Seria quase impossível alguém concluir com êxito um projecto significativo sem receber apoio, suporte e motivação de pessoas com boa-fé. É neste âmbito que o autor gostaria de expressar a sua gratidão a todos aqueles que contribuíram de várias formas para o sucesso da sua experiência de estágio na SASOL Petroleum Temane (SPT) e nos seus estudos na universidade Eduardo Mondlane. Seria praticamente impossível listar todos que deram o seu contributo, no entanto, devido a relevância da sua contribuição o autor gostaria de expressar os seus agradecimentos especiais.

Muitos agradecimentos a SPT pela oportunidade de estágio e por ter tornado o grande sonho de formação uma realidade através do seu financiamento para todos os custos relativos a faculdade, muito obrigado pela bolsa de estudos.

Especiais agradecimentos endereçam-se ao Prof. Dr. Carlos Lucas, quem graciosamente partilhou a sua experiência académica para assistir e orientar o autor no seu programa de estágio para a conclusão do grau de licenciatura em Engenharia Química.

O autor endereça muitos agradecimentos ao Eng. Juvêncio Massinguil, seu supervisor de estágio, pelo seu imenso apoio, interesse e partilha da sua experiência industrial. Também, endereça muitos agradecimentos a Eng^a. Kátia Boene, sua cossupervisora no estágio, por ter transformado os três meses de estágio em um período de muito aprendizado, o seu apoio é demasiadamente apreciado. O autor expressa a sua gratidão a todos membros integrantes da equipe de produção da SPT pelo seu apoio.

O autor endereça ainda mais, muitos agradecimentos aos seus professores de formação pelo seu aprendizado, e também aos seus integrantes de grupo de estudo ("Multifuncional"), aos quais se deve a confiança no tratamento de problemas do curso, graças ao trabalho em grupo foi possível assimilar o conhecimento em pouco tempo.

O autor endereça muitos agradecimentos a sua mãe Rabeca Francisco Tangune e ao seu tio Gonçalves F. Tangune, pelo infinito apoio e motivação oferecidos incondicionalmente.

Resumo

O presente relatório, relata a experiência do Autor no Estágio Profissional (EP) na SASOL Petroleum Temane Limitada, na central de Processamento de Gás em Temane, durante o período compreendido entre 21 de Junho de 2021 a 28 de Setembro de 2021. Compreende-se que com a presente experiência estabeleçam-se os objectivos do EP para o nível de Licenciatura em Engenharia Química.

Após a definição dos objectivos do EP e integração nas actividades de produção desenvolvidas na central de processamento foi atribuído um projecto de minimizar perdas de Tri-etileno-glicol (TEG), sobre o qual incidem as actividades realizadas no EP.

Na cadeia de processamento do Gás de Temane, destacam-se as operações de separação das fases, compressão, desidratação, controlo de ponto de orvalho dos hidrocarbonetos (refrigeração) e tratamento dos líquidos.

A absorção gasosa é o processo empregue na desidratação de gás natural, onde o TEG é usado como líquido absorvente, no entanto há registo de perdas excessivas de TEG, as quais foram investigadas mediante a análise de dados, teste operacional e estimativas do nível de inundação das colunas de absorção.

Constatou-se através da análise de dados e de cálculos de estimativas de inundação das colunas que o caudal operacional é superior ao caudal de inundação e, do outro lado, constatou-se através do teste operacional que o sistema apresenta mínimo consumo de TEG quando o gás de alimentação encontra-se à 30°C se a pressão do sistema for de 5500 Kpag ou inferior.

Palavras Chaves: *Desidratação de gás natural; Absorção da humidade; Colunas recheadas; Perdas de Tri-etileno glicol; Minimização das perdas de Tri-etileno glicol.*

Abstract

This report documents the Author's internship experience with SASOL Petroleum Temane Limited in the central processing facility of Temane, during the period June 21, 2021 through September 28, 2021. It is intended to establish that this experience meets the objectives of the degree in Chemical Engineering internship.

Following an examination of the internship objectives and integration within the production activities undertaken in the central processing facility, a project to minimize Tri-ethylene-glycol (TEG) losses was assigned, under which most of the activities undertaken during the internship fall in.

The Temane Gas processing chain includes operations such as phase separation, compression, dehydration, hydrocarbons dew point control (refrigeration) and treatment of liquids.

Gaseous absorption is the process employed in the dehydration of natural gas, where TEG is used as the absorbent liquid, however there are records of excessive TEG losses, which were investigated through data analysis, operational testing and flooding level estimates of the absorption columns.

It was found through data analysis and calculations of the flooding point that the operational flow is higher than the flooding flow and, on the other hand, it was verified through the operational test that the system presents minimum consumption of TEG when the supplied gas is at 30°C if the system pressure is 5500 Kpag or less.

Keywords: *Natural gas dehydration; Moisture absorption; Packed Column; Tri-ethylene glycol losses; Minimization of Tri-ethylene glycol losses.*

Índice

Termo de entrega de Relatório de Trabalho de Licenciatura	I
Declaração de honra	II
Dedicatórias	III
Agradecimentos	IV
Resumo	V
Abstract	VI
Índice	VII
Lista de Tabelas	XI
Lista de Figuras	XII
Lista de gráficos	XIV
Lista de símbolos, abreviaturas e definições	XVIII
Capítulo I	1
Introdução	1
1.1 Contextualização	1
1.2 Formulação do Problema	1
1.3 Justificativa	1
1.4 Objectivos	2
1.4.1 Objectivo geral	2
1.4.2 Objectivos específicos.....	2
1.5 Metodologia	2
Capítulo II	4
Revisão Bibliográfica	4
2.1 Definição	4
1.1.1 Composição química do gás natural	4
2.2 Uma visão global sobre o processamento de gás Natural	5
2.2.1 Etapas gerais de processamento de gás natural	5
2.2.2 Descrição geral das etapas de processamento de gás natural	5
2.2.2.1 Operações de campo e recebimento de alimentação.....	5

2.2.2.2	Compressão da alimentação	6
2.2.2.3	Tratamento de Gás	7
2.2.2.4	Desidratação de Gás	7
2.2.2.5	Recuperação de hidrocarbonetos e controlo de ponto de orvalho 7	
2.2.2.6	Rejeição de Nitrogénio.....	7
2.2.2.7	Recuperação de hélio	7
2.2.2.8	Compressão de Saída e Liquefação.....	8
2.2.2.9	Armazenamento e Transporte	8
2.2.2.10	Processamento de Líquidos.....	8
2.2.2.10.1	Estabilizadores	8
2.2.2.11	Componentes de Suporte importantes.....	9
2.2.2.11.1	Utilidades.....	9
2.2.2.11.2	Controlo de Processo	9
2.2.2.11.3	Sistema de Segurança	10
2.3	Conteúdo de água e desidratação de GN	10
2.3.1	Absorção	12
2.3.1.1	Definição.....	12
2.3.1.2	Processo de absorção	12
2.3.1.3	Descrição do processo de absorção.....	13
2.3.1.4	Condições operacionais de absorvedores de TEG.....	13
2.3.1.5	Perdas de TEG no processo de absorção	15
2.3.2	Hidrodinâmica nas colunas recheadas.....	15
2.3.2.1	Grau de molhamento em colunas recheadas	15
2.3.2.2	Retenção da fase dispersa (<i>hold-up</i>).....	16
2.3.2.2.1	Tipos de hold-up	16
2.3.2.3	Queda de pressão em colunas recheadas	17
2.3.2.3.1	Correlações empíricas para a queda de pressão.....	18
2.3.2.4	Capacidade de inundação (<i>flooding-point</i>)	19
2.3.2.4.1	Definição de velocidade de inundação.....	20
2.3.2.4.2	Determinação da Velocidade de inundação	21
Capítulo III	23
3	Etapas do processamento de gás na SPT	23

3.1	Descrição geral do Processo	23
3.2	Utilidades.....	25
3.2.1	Geração de corrente elétrica	25
3.2.2	Geração de ar para instrumentos	26
3.2.3	Geração de Nitrogénio	26
3.2.4	Sistema de água potável	26
3.2.5	Estação de tratamento de efluentes industriais	26
3.2.5.1	Domésticos - MBR	26
3.2.5.2	Efluente industrial	26
3.2.6	Incineradora	27
3.3	Desidratação do gás	27
3.3.1	Descrição do Processo de Absorção	28
3.3.2	Descrição do processo de regeneração de TEG	28
Capítulo IV	30
4	Actividades realizadas no estágio	30
4.1	Apresentação do problema atribuído no estágio	30
Capítulo V	33
5	Materiais e métodos.....	33
5.1	Coleta ou aquisição e análise de dados	33
5.1.1	Entrevistas ao pessoal técnico diretamente ligado ao processo fabril 33	
5.1.2	Recolha de parâmetros de variáveis do processo.....	33
5.2	Levantamento de alternativas de solução	35
5.3	Escolha de alternativas mais adequadas	35
5.3.1	Teste operacional	35
5.3.2	Estimativas de capacidade de inundação	35
5.4	Decisão e acompanhamento	37
Capítulo VI	38
6	Resultados e discussão	38
6.1	Resultados da coleta ou aquisição e análise de dados.....	38
6.1.1	Resultados das entrevistas ao pessoal técnico diretamente ligado ao processo fabril	38

6.1.2 Resultados da recolha de parâmetros de variáveis do processo	.38
Observações generalizadas sobre a análise de dados	51
6.2 Resultados de levantamento de hipóteses e planos de ação	51
6.3 Resultados da escolha de alternativas mais adequadas	53
6.3.1 Resultados do teste operacional	53
6.3.2 Resultados de estimativas da velocidade de Inundação das colunas de absorção	55
6.4 Decisão e acompanhamento	56
CAPÍTULO VII	57
7 Conclusões, Limitações e Recomendações	57
7.1 Conclusão	57
7.2 Limitações	58
7.3 Recomendações	58
Bibliografia	60
Anexo 1	1
Figuras	1
Anexo 2	1
Tabelas	1
Anexo 3	1
Gráficos	1
Anexo 4	2
Cálculos de Inundação das colunas de absorção	2
Modelo de <i>Eckert</i>	2
Modelo de AlphaPack	6

Lista de Tabelas

Tabela 1: Composição do gás natural bruto em diversas regiões.....	4
Tabela 2: Variações de consumo de TEG nas unidades de processamento.	31
Tabela 3: Descrição dos dados referentes aos quatro diferentes casos estudados.....	36
Tabela 4: Comparação das condições operacionais da coluna de absorção durante um período em que se verifica maior teor de TEG e outro com menor teor de TEG presente na água produzida.....	49
Tabela 5: Variações no consume de TEG em função da temperatura de gás de processo alimentado e da temperatura do Ebulidor na regeneração do TEG.....	54
Tabela 6: Estimativas de caudal de inundação da coluna de absorção Segundo o modelo de Eckert.....	55
Tabela 7: Estimativas de caudal de inundação da coluna de absorção, Segundo o modelo AlphaPack.....	56
Tabela A2-1: Variação da densidade e viscosidade do gás de processo em função da temperatura e pressão.....	A2. 1
Tabela A2-2: Composição química do gás de Temane e de Pande.	A2. 1
Tabela A2-3: Capacidade das colunas de absorção.....	A2. 2
Tabela A2-4: Especificações do equipamento interno da coluna de contacto.	A2. 2
Tabela A2-5: Capacidade do Vaso separador de TEG.....	A2. 2

Lista de Figuras

Figura 1: <i>Etapas gerais de processamento de gás natural (Adaptado, 2021)</i>	6
Figura 2: <i>Teor de água para um gás de hidrocarboneto em função da temperatura e pressão, fonte: (Kidnay & Parrish, 2006)</i>	11
Figura 3: <i>Fluxograma típico para um processo de absorção com uso de TEG como absorvente, fonte: (Kidnay & Parrish, 2006)</i>	12
Figura 4: <i>Pontos de orvalho possíveis de alcançar para diferentes concentrações de TEG, fonte: (Kidnay & Parrish, 2006)</i>	14
Figura 5: <i>Comportamento da queda de pressão em colunas empacotadas, fonte: (Nobrega, 2003)</i>	18
Figura 6: <i>Correlação generalizada de queda de pressão, adaptado (Eckert, 1979)</i>	19
Figura 7: <i>Correlação generalizada de queda de pressão, adaptado (Strigle, 1994)</i>	19
Figura 8: <i>Gráfico de queda de pressão em função de velocidade do gás, fonte: (Kozo & Takahashi, 1967)</i>	20
Figura 9: <i>Gráfico da correlação de Sherwood, correlação genérica de velocidade de inundação e queda de pressão para uma coluna empacotada, fonte: (Kozo & Takahashi, 1967)</i>	22
Figura 10: <i>Fluxograma de Processamento de gás de Temane, Fonte: (Adaptado, 2021)</i>	23
Figura 11: <i>Fluxograma Simplificado do Processo de Absorção</i>	27
Figura A1- 1: <i>Diagrama de coluna de absorção</i>	A1. 1
Figura A1- 2: <i>Ilustração do equipamento interno da coluna de absorção</i>	A1. 1
Figura A1- 3: <i>Vaso separador de TEG, gás e condensado no sistema de regeneração do TEG</i>	A1. 2
Figura A1- 4: <i>Diagrama de viscosidade de TEG em função de composição e temperatura</i>	A1. 2

Figura A1- 5: Densidade relativa do TEG em função da composição e temperatura.	A1. 3
Figura A1- 6: Características de capacidade do tipo de enchimento.....	A1. 4
Figura A1- 7: Especificações dos modelos de enchimento das colunas de absorção.....	A1. 5
Figura A1-8: Modelo AlphaPACK usado para a estimativa de capacidade das colunas de absorção.....	A1. 6

Lista de gráficos

Gráfico 1: Consumo de TEG nas unidades de absorção ao longo dos anos.	31
Gráfico 2: Teor de TEG na água produzida.	32
Gráfico 3: Variação do caudal volumétrico de gás de processo na unidade 41 em diversos anos de processo.	38
Gráfico 4: Variação da pressão operacional na coluna de contacto ao longo dos anos.	39
Gráfico 5: Variação da diferença de temperatura entre o TEG pobre e o gás de processo alimentado na coluna de contacto ao longo dos anos.	39
Gráfico 6: Variação da pressão operacional do vaso separador de TEG ao longo dos anos.	40
Gráfico 7: Variação da temperatura operacional do Ebulidor de regeneração de TEG ao longo dos anos.	40
Gráfico 8: Variação da temperatura de vapor de água efluente do processo de regeneração do TEG, ao longo dos anos.	41
Gráfico 10: Variação do nível de TEG no sistema e da temperatura do gás natural alimentado na coluna de absorção (unidade 41).	43
Gráfico 11: Variação da Pressão de gás natural na coluna de absorção (unidade 41).	44
Gráfico 12: Variação do fluxo de gás natural na coluna de absorção (unidade 41).	44
Gráfico 13: Variação do nível de TEG no sistema e da temperatura do gás natural alimentado na coluna de absorção (unidade 41, entre o dia 5 até 8 de Junho).	45
Gráfico 14: Variação da pressão de gás natural na coluna de absorção (Unidade 41, entre o dia 5 até 8 de Junho).	46

Gráfico 15: <i>Variação de fluxo de gás natural na coluna de absorção (Unidade 41, entre o dia 5 até 8 de Junho).</i>	46
Gráfico 16: <i>Variação do teor de água no gás natural efluente (unidade 41, entre o dia 5 até 8 de Junho).</i>	47
Gráfico 17: Caudal volumétrico de gás natural de alimentação nas colunas de absorção para o período correspondido entre as 00:00 do dia 9 até 23:55 do dia 10 de Agosto de 2021.	50
Gráfico 18: Caudal volumétrico de gás natural de alimentação nas colunas de absorção para o período compreendido entre as 00:00 do dia 5 até 23:55 do dia 6 de agosto de 2021.	50
Gráfico 19: Consumo de TEG no sistema, Proc 1 (processo operando com gás natural alimentado à 25 °C e temperatura do Ebulidor de 190°C) e Proc 2 (processo operando com gás natural alimentado à 30 °C e temperatura do Ebulidor de 185°C).	54
Gráfico A3-1: <i>Variação do caudal volumétrico de gás alimentado na coluna de absorção ao longo dos anos, unidade 42.</i>	A3. 1
Gráfico A3-2: <i>Variação da pressão operacional da coluna de absorção ao longo dos anos, unidade 42.</i>	A3. 1
Gráfico A3-3: <i>Variação da diferença de temperatura entre o TEG pobre e o gás de processo alimentados na coluna de absorção ao longo dos anos, unidade 42.</i>	A3. 2
Gráfico A3-4: <i>Variação da pressão operacional do separador de TEG ao longo dos anos, unidade 42.</i>	A3. 2
Gráfico A3-5: <i>Variação da temperatura operacional do Ebulidor do sistema de regeneração do TEG ao longo dos anos, unidade 42.</i>	A3. 3
Gráfico A3-6: <i>Variação de temperatura de vapor de água efluente no sistema de regeneração do TEG ao longo dos anos, unidade 42.</i>	A3. 3
Gráfico A3-7: <i>Variação do caudal volumétrico de gás alimentado na coluna de absorção ao longo dos anos, unidade 43.</i>	A3. 4

Gráfico A3-8: <i>Variação de pressão operacional da coluna de absorção ao longo dos anos, unidade 43.....</i>	A3. 4
Gráfico A3-9: <i>Variação da diferença de temperatura entre o TEG pobre e o gás de processo alimentados na coluna de absorção ao longo dos anos, unidade 43.....</i>	A3. 5
Gráfico A3-10: <i>Variação da pressão operacional do separador de TEG ao longo dos anos, unidade 43.....</i>	A3. 5
Gráfico A3-11: <i>Variação da temperatura operacional do Ebulidor do sistema de regeneração de TEG ao longo dos anos, unidade 43.</i>	A3. 6
Gráfico A3-12: <i>Variação da temperatura de vapor de água efluente no sistema de regeneração do TEG, unidade 43.</i>	A3. 6
Gráfico A3-13: <i>Variação do caudal volumétrico de gás alimentado na coluna de absorção ao longo dos anos, unidade 44.</i>	A3. 7
Gráfico A3-14: <i>Variação de pressão operacional da coluna de absorção ao longo dos anos, unidade 44.....</i>	A3. 7
Gráfico A3-15: <i>Variação da diferença de temperatura entre o TEG pobre e o gás de processo alimentados na coluna de absorção, unidade 44. ..</i>	A3. 8
Gráfico A3-16: <i>Variação da pressão operacional do separador de TEG ao longo dos anos, unidade 44.....</i>	A3. 8
Gráfico A3-17: <i>Variação da temperatura do Ebulidor do sistema de regeneração de TEG ao longo dos anos, unidade 44.</i>	A3. 9
Gráfico A3-18: <i>Variação do nível de TEG e da temperatura do gás natural alimentado na coluna de absorção (unidade 41, dia 7 de Junho).....</i>	A3. 9
Gráfico A3-19: <i>Variação da pressão de gás natural na coluna de absorção (unidade 41, dia 7 de Junho).</i>	A3. 10
Gráfico A3-20: <i>Variação do fluxo de gás natural na coluna de absorção (unidade 41, dia 7 de Junho).</i>	A3. 10
Gráfico A3-21: <i>Variação do nível de TEG no sistema e da temperatura do gás natural alimentado na coluna de absorção (Unidade 42, dia 25 até 29 de Junho).....</i>	A3. 11

Gráfico A3-22: <i>Variação da pressão de gás natural na coluna de absorção (Unidade 42, dia 25 até 29 de Junho)</i>	A3. 11
Gráfico A3-23: <i>Variação do fluxo de gás natural na coluna de absorção (Unidade 42, dia 25 até 29 de Junho)</i>	A3. 12
Gráfico A3-24: <i>Variação do nível de TEG no sistema e da temperatura do gás natural alimentado na coluna de absorção (unidade 43, dia 1 até 7 de Julho)</i>	A3. 12
Gráfico A3-25: <i>Variação da pressão de gás natural na coluna de absorção (unidade 43, dia 1 até 7 de Julho)</i>	A3. 13
Gráfico A3-26: <i>Variação do fluxo de gás na coluna de absorção (Unidade 43, dia 1 até 7 de Julho)</i>	A3. 13
Gráfico A3-27: <i>Variação do nível de TEG no sistema e da temperatura do gás natural alimentado na coluna de absorção (Unidade 44, dia 1 até 2 de Julho de 2021)</i>	A3. 14
Gráfico A3-28: <i>Variação da pressão de gás natural na coluna de absorção (unidade 44, dia 1 até 2 de Julho de 2021)</i>	A3. 14
Gráfico A3-29: <i>Variação de fluxo de gás natural na coluna de contacto (Unidade 44, dia 1 até 2 de Julho)</i>	A3. 15
Gráfico A3-30: <i>Variação do nível de TEG no sistema e da temperatura do gás natural alimentando na coluno de contacto (Unidade 44, dia 3 até dia 7 de Julho)</i>	A3. 15
Gráfico A3-31: <i>Variação do fluxo de gás natural na coluna de absorção (unidade 44, dia 3 até 7 de Julho)</i>	A3. 16
Gráfico A3-32: <i>Variação de pressão de gás na coluna de absorção (unidade 44, dia 3 até 7 de Julho)</i>	A3. 16
Gráfico A3-33: <i>Variação do teor de humidade do gás efluente da coluna de absorção (unidade 44, dia 3 até 7 de Julho)</i>	A3. 17

Lista de símbolos, abreviaturas e definições

\dot{m}_G	Caudal mássico de gás, Kg/s
\dot{m}_L	Caudal mássico do líquido, Kg/s
P_i^{sat}	saturação ou pressão de vapor
$\%(V')_{fl}$	Capacidade operacional
a_p	Área específica do recheio, m^2/m^3
F_{lv}	Parâmetro de fluxo no enchimento
F_p/F	Factor de enchimento ft^2/ft^3
G'	Caudal de gás, lb/ft^2h
g_c	Factor de conversao, $ft\ lb_f/lb_m^2$
L'	Caudal de líquido, lb/ft^2h
V_L	velocidade superficial da fase líquida, m/s
x_i	fração molar na fase líquida
Y_{fl}	Factor de capacidade
y_i	concentração da fase de vapor;
γ_i	coeficiente de atividade;
ϕ_i	coeficiente de fugacidade da fase de vapor e
APC	Sistemas de controle de processo avançado
Bar	100 KPag
CO₂	Dióxido de Carbono
cP	CentiPoise
CPF	Central Processing Facility
D	Diâmetro interno da coluna de absorção
DCS	Sistemas de controlo digital
DEG	Di-etileno-glicol
EG	Etileno-glicol
EP	Estágio profissional
GP	Gás de Processo

HPC	Compressores de alta pressão
kJ/m³	Kilojoules por metro cubico
l/MMm³	Litro por milhão de metro cúbico
lb de H₂O/MMscf	Libra de água por milhão de metro cúbico
LPC	Compressores de baixa pressão
m³	Metro cúbico
mg de H₂O/m³	Miligramas de água por metro cúbico
°C	Graus Celsius
P	Pressão total do sistema.
ppm	<i>Parts per milion</i>
Proc	Processo
SCADA	Controle de supervisão e aquisição de dados
SPT	SASOL Petroleum
TEG	Tri-etileno-glicol
TREG	Tetra-etileno-glicol
Unidade 41	Unidade de desidratação de gás natural
Unidade 42	Unidade de desidratação de gás natural
Unidade 43	Unidade de desidratação de gás natural
Unidade 44	Unidade de desidratação de gás natural
WR	Razão de molhamento, $m^2/m^3 s$
ε	Porosidade
μ	Viscosidade, cP
ρ	Densidade, lb/ft ³ ou kg/m ³

Capítulo I

Introdução

1.1 Contextualização

A Culminação do Curso de Licenciatura em Engenharia Química oferece alternativa para quem não pretende fazer Trabalho de licenciatura, neste âmbito foi realizado na empresa Sasol Petroleum Temane (SPT) um Estágio Profissional com uma duração de três meses.

A SPT, é uma empresa que dedica-se na exploração, processamento e exportação de gás natural extraído nos jazigos dos campos de Pande e Temane na bacia de Moçambique. O gás de Temane e de Pande é transportado desde os furos até a Central de Processamento (*CPF-Central Processing Facility*) através da sua pressão natural, onde o gás passa por diversas etapas de processamento até reunir condições de transporte e comercialização.

1.2 Formulação do Problema

O gás natural antes da comercialização e exportação passa por diversas etapas de processamento, umas das etapas fundamentais é o processo de desidratação para evitar a formação de hidratos ou meio corrosivo no gasoduto e equipamentos que usam o gás natural como produto final, a tecnologia empregue pela SASOL é a absorção da água em uma coluna de absorção usando o TEG como líquido absorvente, cada coluna ou unidade de processamento compreende um sistema de regeneração do TEG, para reconcentrar o TEG após o processo de absorção.

Com base na análise dos dados históricos do inventário de TEG e, comparados com os dados teóricos, constatou-se que o processo de absorção apresentava um consumo excessivo de TEG, isto é, o TEG consumido por unidade de volume de gás processado é superior do que o consumo teórico previsto.

1.3 Justificativa

As colunas de absorção oferecem o melhor desempenho quando operados dentro da gama dos limites de concepção, entretanto com o passar do tempo o seu desempenho é

afetado devido a mudanças nas condições íntegras das unidades de processamento (erosão, corrosão ou incrustação). Do outro lado ocorrem mudanças das condições do reservatórios, principalmente a pressão, que por sua vez influenciam diretamente nas condições operacionais e conseqüentemente na capacidade das unidades de processamento. As variações das condições operacionais devem ser analisadas e optimizadas, para minimizar o consumo de TEG, com vista a reduzir os custos operacionais da indústria.

1.4 Objectivos

Os objectivos de EP concernem-se a estabelecer a habilidade do estudante em demonstrar a aplicabilidade do seu conhecimento académico em instituições que desenvolvam actividades de Engenharia, e do outro lado, resolver os problemas encontrados no local de estágio. Eles encontram-se subdivididos em geral e específicos:

1.4.1 Objectivo geral

- Minimizar o consumo de tri-etileno-glicol no processo de desidratação de gás natural na SPT.

1.4.2 Objectivos específicos

- Investigar o impacto dos diversos factores que podem causar perdas de TEG através de análise de dados;
- Investigar as condições de inundação da coluna de absorção, em função das actuais condições operacionais e íntegras do equipamento;
- Estabelecer novas condições operacionais definidas em função das novas condições de entrada para minimizar o consumo de TEG.

1.5 Metodologia

Para o desenvolvimento do presente trabalho recorrer-se-á aos seguintes recursos:

- Pesquisa bibliográfica: que consistirá na consulta de diversas obras literárias (livros, artigos científicos e trabalhos de dissertação);
- Coleta e análise de dados de processo e do laboratório: mediante o uso de registos históricos e aquisição no tempo real ou monitoramento do processo;
- Simulação do Processo: com recurso a modelos matemáticos;

- Compilação do relatório: constituído pela apresentação dos resultados, análise, discussão e elaboração do relatório final.

Capítulo II

Revisão Bibliográfica

2.1 Definição

O gás natural é definido como sendo uma mistura de hidrocarbonetos de baixo peso molecular e algumas impurezas. Na natureza, ele é encontrado acumulado em rochas porosas no subsolo, frequentemente acompanhado por petróleo e água, constituindo um reservatório (Kidnay & Parrish, 2006).

2.1.1 Composição química do gás natural

A composição do gás natural bruto é uma função do seu processo de formação e de condições de acumulação do seu reservatório de origem, portanto o gás natural apresenta uma composição moderadamente variável, variando de região para região, a Tabela 1 apresenta alguns componentes típicos do gás natural, geralmente a água está sempre presente no gás natural proveniente do furo de produção, mas alguns reservatórios não têm água associada ao gás, uma prática muito comum é assumir que o gás que flui dos furos para a central de processamento está saturado com água nas condições de entrada (Kidnay & Parrish, 2006).

Tabela 1: Composição do gás natural bruto em diversas regiões.

Componentes		Localização da bacia						
		Canadá	Colorado	Kansas	Vietname	Tunísia	Novo México	Texas
Fração molar	Hélio	0.0	0.0	0.45	0.00	0.00	0.0	1.8
	Nitrogénio	3.2	26.10	14.65	0.21	16.903	0.68	25.6
	CO ₂	1.7	42.66	0.0	0.06	13.588	0.82	0.0
	H ₂ S	3.3	0.0	0.0	0.00	0.092	0.0	0.0
	Metano	77.1	29.98	72.89	70.85	63.901	96.91	65.8
	Etano	6.6	0.55	6.27	13.41	3.349	1.33	3.8
	Propano	3.1	0.28	3.74	7.5	0.960	0.19	1.7
	Butano	2.0	0.21	1.38	4.02	0.544	0.05	0.8
	Pentano e > C ₆	3.0	0.25	0.62	2.64	0.630	0.02	0.5

Fonte: (Kidnay & Parrish, 2006)

2.2 Uma visão global sobre o processamento de gás Natural

O gás natural é usado principalmente como combustível e como matéria-prima petroquímica, portanto as etapas do seu processamento resumem-se em três principais: **Purificação** (remoção de materiais, valiosos ou não, que inibam o uso do gás como combustível industrial ou residencial), **Separação** (divisão e agrupamento de componentes que tem maior valor como matérias-primas petroquímicas, combustíveis independentes ou gases industriais) e **Liquefação**: (aumento da densidade de energia do gás para armazenamento ou transporte).

2.2.1 Etapas gerais de processamento de gás natural

As etapas de processamento do gás natural dependem da composição do gás alimentado, o diagrama de bloco da figura 1, representa as etapas mais comuns em uma fábrica de processamento de gás natural, (Kidnay & Parrish, 2006).

2.2.2 Descrição geral das etapas de processamento de gás natural

2.2.2.1 Operações de campo e recebimento de alimentação

As operações de campo podem incluir compressão e transporte do gás do campo de recebimento, purificação (remoção de CO₂ e H₂O) e separação (desidratação). O gás e os líquidos vão para o recebimento de alimentação, onde é feita a separação inicial gás-líquido. Água condensada, líquidos de hidrocarbonetos e sólidos são removidos. Água e sólidos são processados para descarte, e os líquidos de hidrocarbonetos vão para o processamento de líquidos (Kidnay & Parrish, 2006).

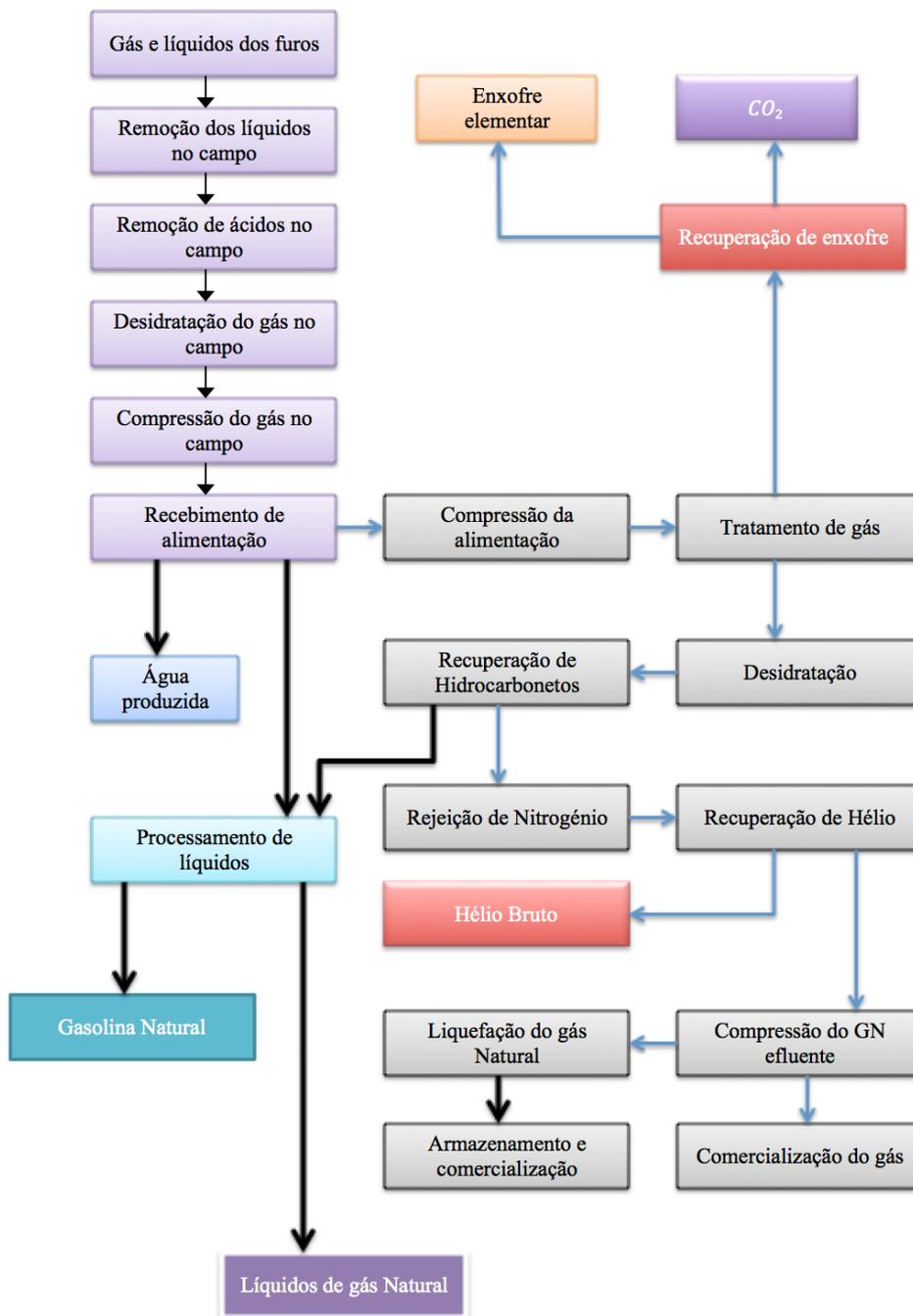


Figura 1: Etapas gerais de processamento de gás natural (Adaptado, 2021)

Fonte: (Adaptado, 2021)

2.2.2.2 Compressão da alimentação

A compressão da alimentação é crucial, para permitir eficiência nos processos de separação, portanto, depois da separação dos líquidos e sólidos, o gás é comprimido até a pressão operacional. Os compressores de gás, geralmente usam turbinas á gás (Kidnay & Parrish, 2006).

2.2.2.3 Tratamento de Gás

As unidades de processamento de gás têm uma etapa de tratamento para remover os gases ácidos CO₂, junto com outras impurezas de enxofre, onde geralmente usam-se absorventes à base de água para remover as impurezas, mas outros solventes e processos também são usados (Kidnay & Parrish, 2006).

2.2.2.4 Desidratação de Gás

Todas as unidades de processamento de gás têm uma etapa de desidratação porque o gás que sai da etapa de tratamento, geralmente está saturado de água, mesmo que nenhum tratamento de gás à base de água seja necessário, a maioria dos fluxos de gás contêm muita água para atender às especificações do gasoduto ou para entrar na seção criogénica da fábrica (Kidnay & Parrish, 2006).

2.2.2.5 Recuperação de hidrocarbonetos e controlo de ponto de orvalho

As especificações do gás natural de qualidade incluem limites de teor de enxofre e água, juntamente com elevado valor de poder calorífico, que deve estar entre 35400 a 42800 kJ/m³, esse poder calorífico consegue-se mediante o controlo de ponto de orvalho em um processo de refrigeração do gás, promovendo a condensação de hidrocarbonetos mais pesados C₃₊ (Kidnay & Parrish, 2006).

2.2.2.6 Rejeição de Nitrogénio

É uma operação muito rara, mas muito importante para o caso em que o gás natural tenha nitrogénio na sua composição, pelo facto da sua presença diminuir a qualidade do gás. Geralmente a remoção de nitrogênio é através da destilação criogénica, (Kidnay & Parrish, 2006).

2.2.2.7 Recuperação de hélio

A recuperação de hélio é pouco comum, somente efetuada em casos que o conteúdo de hélio esteja acima de 0,5%v, a recuperação do hélio é feita através de processo criogénico que envolve resfriamento e condensação do gás natural e, em seguida, recuperação do hélio por destilação (Kidnay & Parrish, 2006).

2.2.2.8 Compressão de Saída e Liquefação

O gás natural processado, passa de uma compressão antes de ir para o gasoduto, de modo a ganhar uma energia suficiente para o transporte. Nas fábricas que tem recuperação criogénica de hidrocarbonetos usam-se turbinas para expansão do gás e fornecer refrigeração na seção criogénica e por conseguinte, o trabalho gerado na expansão é usado para recomprimir o gás de saída. No entanto, geralmente é necessária uma compressão adicional (Kidnay & Parrish, 2006).

A liquefação é muito importante em todo o mundo à medida que mais gás é transportado de locais remotos, além disso, ela oferece um meio de armazenamento de gás, geralmente dois métodos são usados na prática de engenharia para a liquefação do gás natural, a saber, expansão de Joule-Thomson e a expansão em um motor fazendo trabalho externo (Kidnay & Parrish, 2006).

2.2.2.9 Armazenamento e Transporte

O gás natural processado e os produtos líquidos de gás natural devem ser transportados até o consumidor final, seja industrial ou residencial. No caso do gás natural o seu transporte deve passar primeiro por uma compressão de modo a aumentar a densidade energética do combustível e para que seja transportado economicamente por gasoduto. O gás natural requer liquefação para o seu armazenamento, além disso, requiere instalações relativamente especiais para o devido armazenamento (Kidnay & Parrish, 2006).

2.2.2.10 Processamento de Líquidos

O processamento de líquidos é necessário sempre que o gás natural ocorre com alguma fração de hidrocarbonetos pesados. O processamento necessário nesta etapa, depende do conteúdo líquido do gás de entrada e das exigências do produto desejado.

2.2.2.10.1 Estabilizadores

Os hidrocarbonetos recuperados no processo de correção do ponto de orvalho constituem um “subproduto do processo” na fase líquida, que contém uma quantidade

substancial de voláteis, para tornar o produto líquido mais fácil de armazenar, os hidrocarbonetos mais voláteis devem ser removidos.

A remoção de voláteis é possível mediante a passagem dos hidrocarbonetos em uma coluna de estabilização, onde são removidos os voláteis (Kidnay & Parrish, 2006).

2.2.2.11 Componentes de Suporte importantes

Alguns componentes importantes de todas as fábricas de processamento de gás são omitidos da discussão detalhada, esses componentes incluem utilidades, controle de processo e sistemas de segurança (Kidnay & Parrish, 2006).

2.2.2.11.1 Utilidades

As utilidades incluem energia, fluidos de aquecimento (vapor ou óleo), água de resfriamento, ar de instrumento, gás de purga (nitrogênio) e gás de combustível. Geralmente as fábricas de processamento de gás compram energia elétrica, mas algumas geram pelo menos parte de sua energia no local (Kidnay & Parrish, 2006).

Ar seco e limpo para instrumentos deve ser ininterruptamente fornecido nas operações da planta para acionamento das válvulas automatizadas. As pressões típicas são de cerca de 100Psig (7barg), são usados um ou mais compressores de reserva para garantir que o ar esteja sempre disponível, (Kidnay & Parrish, 2006).

O nitrogênio enriquecido para purga e diversas finalidades é obtido a partir do ar atmosférico comprimido, através de separação por membranas ou por adsorção, pode ainda ser através de fracionamento criogénico do ar (Kidnay & Parrish, 2006).

2.2.2.11.2 Controle de Processo

O controle de processo é uma parte crucial numa fábrica de processamento de gás, tornou-se mais importante com o passar dos anos, à medida que as empresas otimizam os custos de mão de obra, é geralmente usado o sistema DCS. Outros sistemas usados constituem o sistema APC, que “assentam” em cima dos sistemas DCS existentes, fornecendo um controle sofisticado e o sistema SCADA que é o dos mais complexo e sofisticado.

2.2.2.11.3 Sistema de Segurança

Os sistemas de segurança incluem o desligamento de emergência do gás de alimentação, bem como válvulas de alívio e sistemas de purga que levam ao *flare*. O dimensionamento adequado das válvulas de alívio, discos de ruptura e tubulação é importante para garantir que os sistemas operacionais possam ser ventilados rapidamente (Kidnay & Parrish, 2006).

2.3 Conteúdo de água e desidratação de GN

A determinação do teor de água de saturação de um gás (o ponto de orvalho) é um problema complexo em termodinâmica. Em qualquer mistura, onde as fases gasosa e líquida estão em equilíbrio, cada componente, i , na mistura obedece à relação (1), (Kidnay & Parrish, 2006):

$$x_i \gamma_i P_i^{sat} = y_i \varphi_i P \quad (1)$$

Onde: x_i é a fração molar na fase líquida, γ_i é o coeficiente de atividade; P_i^{sat} é a saturação ou pressão de vapor, y_i é a concentração da fase de vapor, φ_i é o coeficiente de fugacidade da fase de vapor e P é a pressão total do sistema.

A pressão de vapor é dependente da temperatura, enquanto os coeficientes de atividade e fugacidade são dependentes da temperatura, pressão e composição. No entanto, estimativas razoavelmente boas da concentração de água na fase de vapor em equilíbrio com a água líquida podem ser feitas a pressões abaixo de 500 Psia (35 bar). Se supormos desprezível a presença de hidrocarbonetos na fase líquida da água, portanto, torna x_i e γ_i unidade para a água e, assumirmos que a fase gasosa é ideal, o que torna φ_i unidade, teremos a relação (2), (Kidnay & Parrish, 2006):

$$y_{H_2O} = \frac{P_{H_2O}^{sat}}{P} \quad (2)$$

Onde: y_{H_2O} é a concentração de água na fase de vapor, $P_{H_2O}^{sat}$ é a saturação ou pressão de vapor de água e P é a pressão total do sistema.

Uma maneira mais precisa de determinar o conteúdo de água pode ser feita através da figura 2 abaixo.

As especificações internacionalmente aceites para o conteúdo de água no

GN comercializado variam entre 4 a 7 lb de H₂O/MMscf de gás (60 à 110 mg de H₂O/m³ de GN), entretanto, o gás natural nas condições de entrada apresenta humidade superior à especificada, sendo necessário passar por um processo de desidratação. A desidratação de gás natural é frequentemente efetuada mediante dois processos, absorção ou adsorção, em seguida será descrito o processo de desidratação por absorção, (Kidnay & Parrish, 2006).

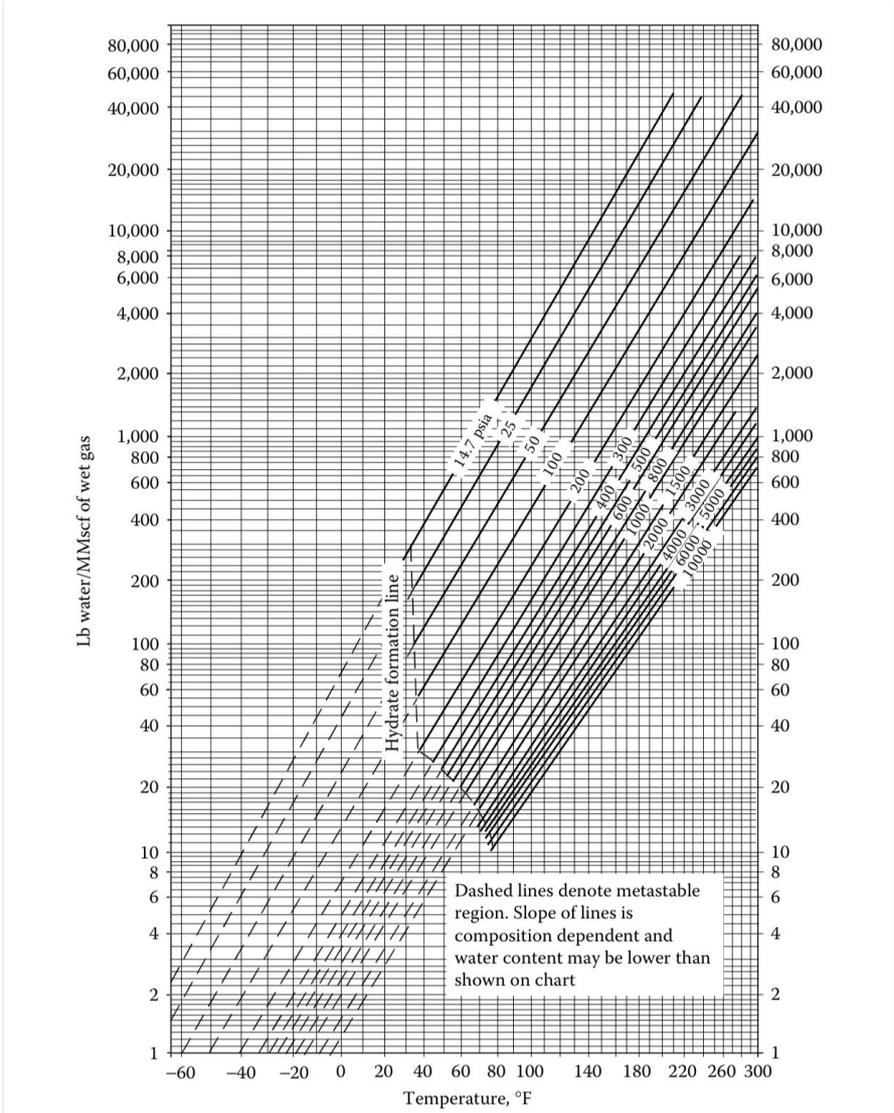


Figura 2: Teor de água para um gás de hidrocarboneto em função da temperatura e pressão, fonte: (Kidnay & Parrish, 2006).

2.3.1 Absorção

2.3.1.1 Definição

A absorção é uma operação 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 contato em contracorrente, concorrente ou ainda em leito fixo da fase líquida. Na absorção as moléculas do gás são difundidas dentro do líquido, e o movimento na direção inversa é desprezível (Treybal, 1980).

2.3.1.2 Processo de absorção

No processo de absorção física, o gás entra em contato com um líquido que preferencialmente absorve o vapor de água. Os absorventes mais usados no processo de desidratação do gás natural são os glicóis, etileno-glicol (EG), di-etileno-glicol (DEG), tri-etileno-glicol (TEG), tetra-etileno-glicol (TREG) e propileno-glicol, sendo o TEG mais preferido devido às suas propriedades físicas, observa as figuras A1-4 e A1-5 (Kidnay & Parrish, 2006).

A figura 3, mostra um fluxograma simplificado típico para um processo de absorção em que o TEG é usado como líquido absorvente.

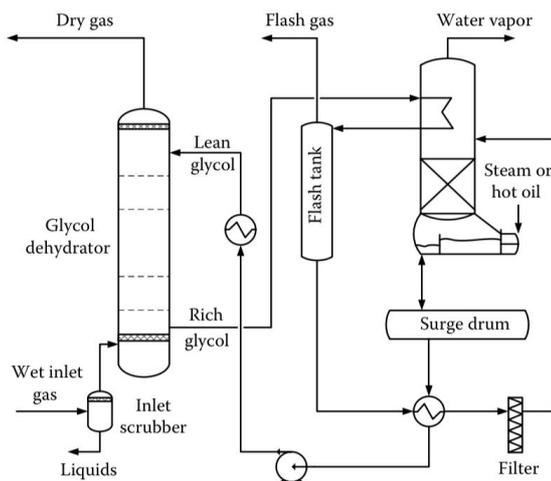


Figura 3: Fluxograma típico para um processo de absorção com uso de TEG como absorvente, fonte: (Kidnay & Parrish, 2006).

2.3.1.3 Descrição do processo de absorção

O gás húmido passa por um purificador de entrada para remover sólidos e líquidos livres e, em seguida, entra na parte inferior da coluna de absorção. O gás flui para cima, enquanto a solução de TEG pobre flui para baixo através dos pratos ou recheio. O TEG pobre absorve água e sai rico com água na parte inferior da coluna, enquanto o gás seco sai pela parte superior. O TEG rico flui através de um trocador de calor no topo do destilador, onde é aquecido e arrefece o fluido do refluxo do destilador. Em seguida, a solução quente vai para um vaso flash, onde o gás dissolvido é removido. O TEG rico do vaso flash é ainda mais aquecido pela troca de calor com o TEG saindo do fundo do ebulidor e, então se torna a alimentação do ebulidor. O ebulidor produz água na parte superior e um TEG pobre na parte inferior, que vai para um tanque de compensação antes de ser recirculado para a coluna de contacto (Kidnay & Parrish, 2006).

2.3.1.4 Condições operacionais de absorvedores de TEG

As condições operacionais das unidades de desidratação por TEG são governadas principalmente pelo grau de desidratação necessário, pelas propriedades físicas do TEG e pela pressão de entrada do gás na unidade de processamento (Kidnay & Parrish, 2006).

A *Figura 4*, mostra os pontos de orvalho no equilíbrio possíveis de alcançar com soluções de TEG de diferentes concentrações em função da temperatura da coluna de contacto, no entanto, a suposição é que o gás seco que sai está em equilíbrio com o TEG pobre de entrada, com mínimo erro a pressões abaixo de 100 bar. Sugere-se que a temperatura de equilíbrio seja de 5 a 10°C abaixo da temperatura de ponto de orvalho desejada (Kidnay & Parrish, 2006).

A concentração de TEG pobre necessária, dita as condições de operação do ebulidor, as temperaturas mais altas geram TEG mais reconcentrado, a temperatura de regeneração máxima típica é de 204°C, reconcentrando o TEG até 98.6 % em peso. Uma pureza mais elevada requer a redução da pressão parcial da água no espaço de vapor do ebulidor, geralmente, para atingir essa redução de pressão usa-se um gás de retificação, que produz concentrações de TEG pobre até 99.95 á 99.98 % em peso

respectivamente (Kidnay & Parrish, 2006).

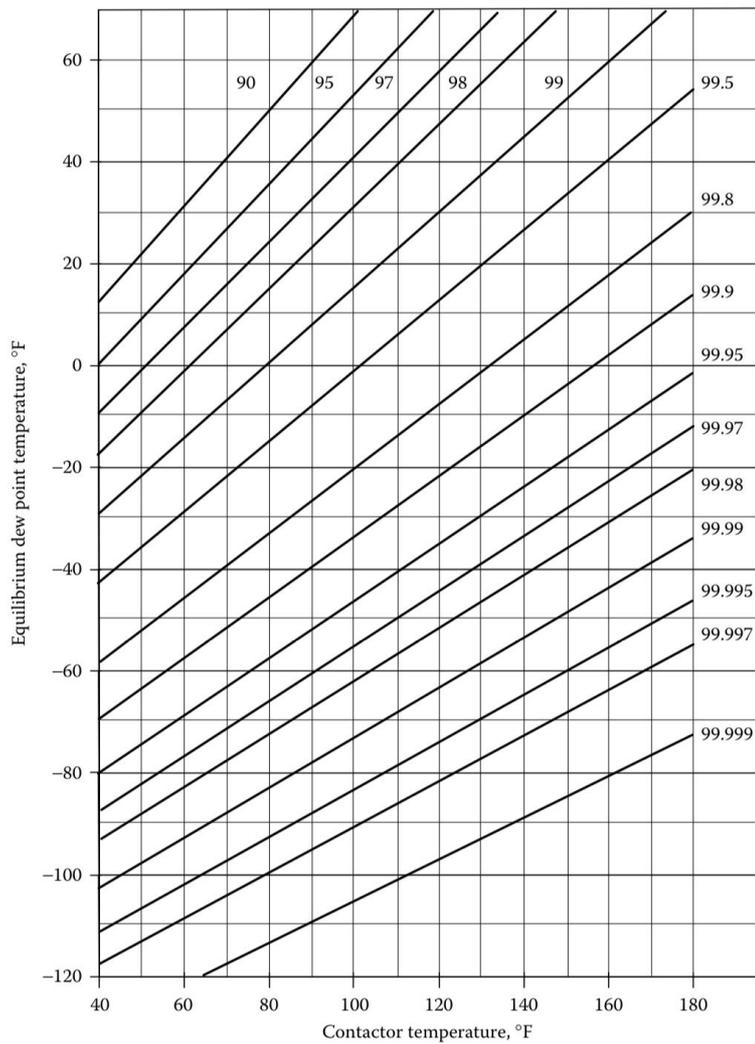


Figura 4: Pontos de orvalho possíveis de alcançar para diferentes concentrações de TEG, fonte: (Kidnay & Parrish, 2006).

Da figura 4, nota-se que temperaturas de absorção mais baixas melhoram a desidratação, entretanto, as temperaturas de entrada do absorvedor podem chegar a 150°F (66°C), embora temperaturas acima de 100°F (38°C) possam resultar em perdas inaceitáveis de soluções de TEG, por vaporização.

A degradação térmica lenta de TEG inicia a 196°C e, a temperatura de decomposição é de 240°C entretanto, a temperatura máxima do regenerador deve ser cerca de 204°C (Kidnay & Parrish, 2006).

2.3.1.5 Perdas de TEG no processo de absorção

As perdas de TEG numa fábrica operando adequadamente, excluindo derramamentos, devem ser mínimas e estimam-se por cerca de 13 L/MMm³ de gás, se um eliminador de névoa padrão for usado. Para desidratação à alta pressão e baixa temperatura as perdas são estimadas por cerca de 7 L/MMm³ de gás e, para um processo a baixa pressão e alta temperatura, estimam-se em cerca de 40 L/MMm³ de gás. Perdas maiores surgem devido a problemas de espuma na coluna de contacto. Se a coluna de contacto for usada para secar fluxos de CO₂ de alta pressão, as perdas de TEG podem ser muito maiores, porque o TEG é mais solúvel em CO₂ denso do que em gás natural. Se a coluna de contacto for usada para processar um gás com oxigénio na sua composição, o oxigénio pode reagir com o TEG para formar compostos ácidos corrosivos, os produtos também aumentam o potencial de formação de espuma e de transporte de TEG (Kidnay & Parrish, 2006).

2.3.2 Hidrodinâmica nas colunas recheadas

A optimização da operação de absorção de gás em uma coluna recheada requer uma completa compreensão dos parâmetros hidrodinâmicos, como, a queda de pressão e a retenção da fase dispersa (*hold-up*). Estes parâmetros são função de muitas variáveis, como a velocidade das fases, características dos fluidos, condições operacionais e do tipo de enchimento (Nobrega, 2003), apud (Heymes *et al.*, 2006).

2.3.2.1 Grau de molhamento em colunas recheadas

A transferência de massa está diretamente relacionada com a “molhabilidade” apresentada pelo empacotamento no interior da coluna, por sua vez, esta condiciona à distribuição do líquido pelo enchimento. No topo da coluna, o líquido é despejado em certas posições, com baixo coeficiente de transferência de massa e, à medida que o líquido desce pela coluna, vai-se distribuindo mais uniformemente pelo empacotamento e o coeficiente de transferência de massa aumenta atingindo um valor máximo onde o recheio está mais perfeitamente molhado. A partir deste ponto, os efeitos de canalização começam a aparecer, distribuindo irregularmente o líquido pelo empacotamento, e o coeficiente começa a decrescer. À medida que se aumenta a altura do empacotamento, favorece-se a distribuição irregular do líquido devido às

canalizações, com conseqüente aumento no valor da altura equivalente a um prato teórico. A razão de molhamento é dada pela relação (3), (Nobrega, 2003), apud (Caldas *et al.*, 2003):

$$WR = \frac{V_L}{a_p} \quad (3)$$

Onde: V_L é a velocidade superficial da fase líquida [m/s], a_p é a área específica do recheio [m^2/m^3] e WR é a razão de molhamento [$m^2/m^3 s$].

2.3.2.2 Retenção da fase dispersa (*hold-up*)

Definida como a percentagem de volume de líquido na mistura bifásica gás/líquido. Deve haver uma certa retenção de líquido no enchimento, de modo a facilitar a transferência de massa, contudo uma retenção excessiva aumenta a queda de pressão, normalmente, este varia numa percentagem de cerca de 15% do volume total de enchimento (Dutta, 2009).

O *hold-up* do líquido pode ser considerado como a variável dependente do líquido na operação de coluna recheada. O *hold-up* tem influência direta na transferência de massa da fase líquida, no ponto de inundação, no gradiente de pressão da fase gasosa, e na transferência de massa.

2.3.2.2.1 Tipos de *hold-up*

São conhecidos três tipos de *hold-up*, a saber:

- *Hold-up* dinâmico, que é o total de líquido no enchimento da coluna a uma determinada condição de operação;
- *Hold-up* estático, é a quantidade de líquido que permanece no enchimento depois que este foi completamente molhado e escoado o líquido por muito tempo.
- *Hold-up* operacional, é a diferença entre o *hold-up* dinâmico e o estático.

Diversos autores tentaram desenvolver modelos para o cálculo da retenção do líquido, com destaque para a correlação da equação (4), segundo o Engel *et al.* (1997), esta correlação oferece um erro de 16% na estimativa do líquido retido na coluna.

$$h_{Lo} = 0.93 \left(\frac{u_{sL}^2 a_P}{g} \right)^{1/6} \left(\frac{\mu_L a_P^3}{\rho_L^2 g} \right)^{1/10} \left(\frac{\sigma_L a_P^2}{\rho_L g} \right)^{1/8} \quad (4)$$

Onde: h_{Lo} é o hod-up operacional [m^3 de líquido/ m^3 de enchimento], u_{sL}^2 é a velocidade superficial do líquido [m/s], a_P é a área superficial [m^2/m^3], μ_L é a viscosidade do líquido [$kg/m.s$], σ_L é a tensão superficial do líquido [N/m], ρ_L é a densidade do líquido [kg/m^3] e g é a aceleração da gravidade [m/s^2].

2.3.2.3 Queda de pressão em colunas recheadas

A queda de pressão é um dos mais importantes critérios de configuração para colunas empacotadas, pois quantifica a dispersão das fases e é um fator decisivo para a estimativa da eficiência, pois ela depende dos seguintes factores: velocidade das fases, tipo de fluido e de enchimento (Nobrega, 2003) apud (Heyouni, Roustan, Do-Quang, 2002).

O comportamento de queda de pressão varia em função de vários factores, a saber:

- A queda de pressão aumenta com o aumento da área superficial do empacotamento ou com a diminuição da porosidade;
- A queda de pressão aumenta com o aumento da densidade do gás;
- A queda de pressão não varia à baixas velocidades de gás, enquanto que aumenta com o aumento da velocidade à altas velocidades;

Da figura 5, fixando uma certa velocidade do gás a queda de pressão aumenta com o aumento da velocidade do líquido devido, a redução da seção transversal livre, disponível para o fluxo de gás, por conta da presença do líquido. A região abaixo da linha (B-B'), a retenção líquida, é razoavelmente constante com a variação na velocidade do gás, embora aumente com o fluxo do líquido. Na região cruzada (B'-C'-C-B) a retenção do líquido aumenta rapidamente com o aumento da velocidade do gás, resultando em redução da área livre de fluxo do gás e conseqüentemente aumentando a queda de pressão, esta região é conhecida como zona de carga. Na medida em que a velocidade do gás aumenta até (C'-C) para uma velocidade fixa de líquido ocorrem algumas mudanças (Nobrega, 2003):

- Pode surgir na parte superior do empacotamento uma camada de líquido,

através da qual borbulha o gás;

- O líquido pode encher a coluna, começando do fundo, devido a mudança de gás-líquido contínuo-disperso a líquido-gás contínuo-disperso;
- O líquido pode espumar rapidamente através do empacotamento e, logo depois, aumenta rapidamente a retenção do líquido pelo gás e assim a coluna fica inundada, aumentando a queda de pressão (Perry, Green, & Maloney, 1997).

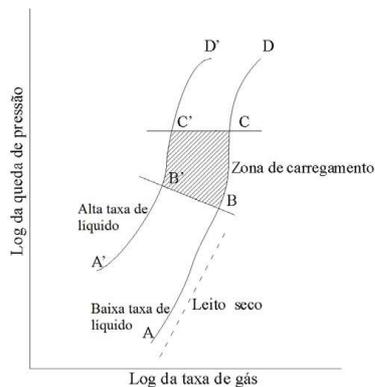


Figura 5: Comportamento da queda de pressão em colunas empacotadas, fonte: (Nobrega, 2003)

2.3.2.3.1 Correlações empíricas para a queda de pressão

Para prever teoricamente como a queda de pressão varia em função da velocidade dos fluidos, propriedades físicas dos fluidos, porosidade e geometria do leito, tamanho de partícula, e distribuição de tamanho de partícula, existem vários modelos matemáticos, segundo o (Dutta, 2009) o primeiro modelo foi desenvolvido por Sherwood et al. (1938), entretanto, destaca-se a correlação genérica de Eckert (1975), Figura 6, posteriormente, esta correlação foi melhorada por Strigle (1994) e produziu a versão da figura 7 que constitui o modelo popularmente mais usado para o design de colunas de enchimento, com um erro aproximado a $\pm 11\%$ para a queda de pressão.

Segundo (Dutta, 2009), Kirster e Gill (1991), propuseram a correlação (5) para a queda de pressão no ponto de inundação em termos de factor de enchimento:

$$\left(\frac{\Delta P}{L}\right)_{fl} = 0.115 F_p^{0.7} [\text{in } H_2O / ft], \quad F_p [ft^{-}] \quad (5)$$

Onde: $(\Delta P/L)_{fl}$ é a queda de pressão por altura de enchimento no ponto de inundação [inch H_2O/ft] e F_p é o factor de enchimento $[ft^{-}]$.

Segundo (Dutta, 2009), a queda de pressão para enchimento de primeira

geração prevê-se ser cerca de 2-2.5 in H₂O/ft de enchimento, para *Paul rings* é 1.5 in H₂O/ft de enchimento e para enchimentos modernos varia entre 0.5-1.5 in de H₂O/ft de enchimento.

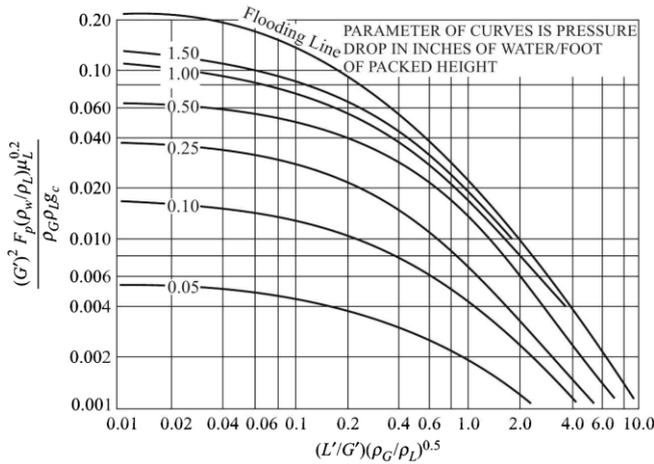


Figura 6: Correlação generalizada de queda de pressão, adaptado (Eckert, 1979).

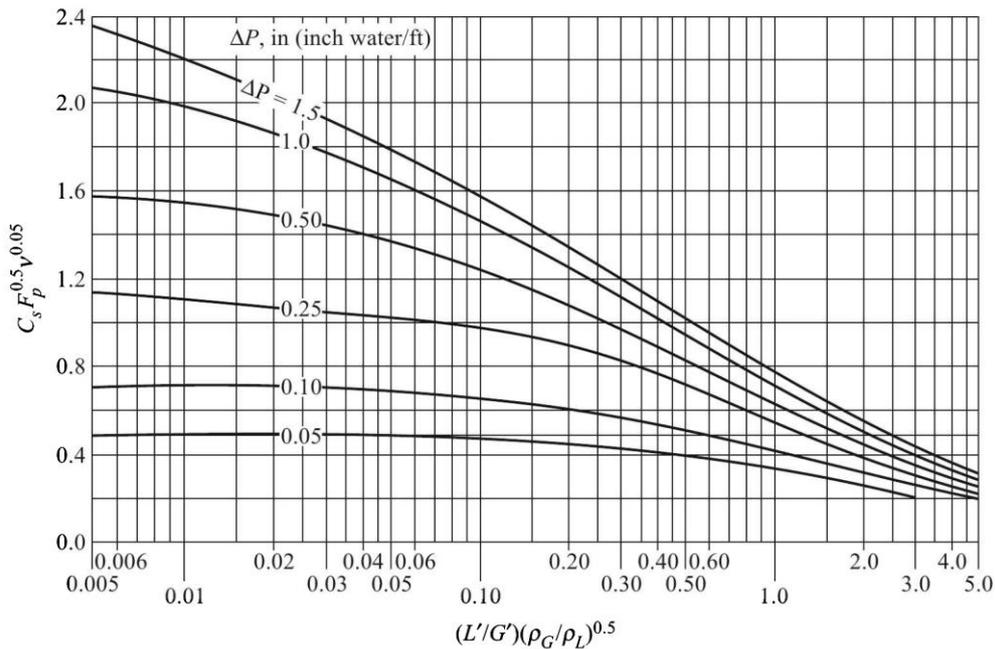


Figura 7: Correlação generalizada de queda de pressão, adaptado (Strigle, 1994).

2.3.2.4 Capacidade de inundação (*flooding-point*)

A capacidade de inundação (*flooding-point*), corresponde a um estado hidrodinâmico crítico na operação de uma coluna empacotada e, é atingido quando, em um determinado processamento líquido, a velocidade do gás é alta o suficiente

para interferir no fluxo do líquido. O comportamento de velocidade de inundação varia em função de vários factores (Nobrega, 2003), a saber:

- A velocidade de inundação é tanto menor quanto maior for a densidade do gás;
- Quanto mais alta for a porosidade do recheio e baixa área superficial maior será a capacidade de inundação;

2.3.2.4.1 Definição de velocidade de inundação

Para uma coluna empacotada, o ponto de inundação foi definido em geral como o ponto de quebra superior em um gráfico log-log de queda de pressão vs. velocidade do gás, como mostrado na figura 8.

O ponto de inundação visual é causado pela velocidade do gás para uma dada velocidade de líquido na qual o líquido começa a pulverizar para fora do topo de uma coluna e é mecanicamente transportado para fora do envelope, fluindo para fora junto com a corrente de gás. De um ponto de vista industrial, é importante calcular o ponto de inundação, definido pelos valores de velocidade do gás que inunda a coluna (V_G) para cada velocidade de líquido (V_L) que não deve ser alcançada durante operação normal.

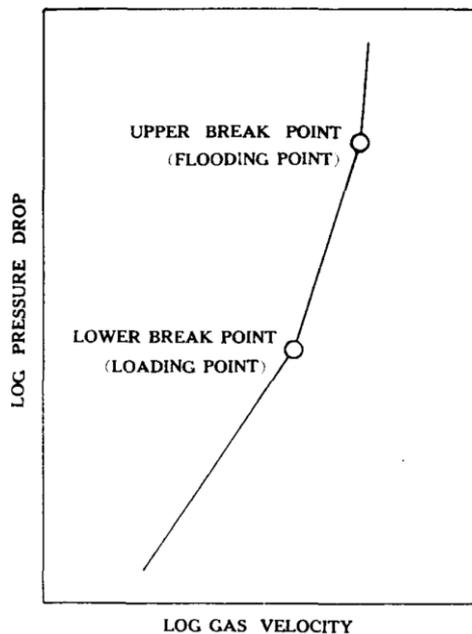


Figura 8: Gráfico de queda de pressão em função de velocidade do gás, fonte: (Kozo & Takahashi, 1967).

2.3.2.4.2 Determinação da Velocidade de inundação

Existem muitas correlações na literatura para a velocidade de inundação, segundo o (Dutta, 2009) a correlação de Eckert desataca-se para a estimativa de velocidade de inundação e do outro lado a correlação de Strigle (1994), que oferece melhor estimativa e é amplamente usada para design de colunas de enchimentos.

Na figura 7, determina-se a abscisa (Parâmetro de fluxo, F_{lv}) e lê-se o valor da ordenada (Parâmetro de capacidade, Y_{fl}) na curva de inundação, esta não está especificada na figura 7 acima, contudo a curva com $\Delta P/L=1.5$ in H_2O/ft , considera-se representar o começo da inundação no sistema, (Dutta, 2009).

$$F_{lv} = \frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} \quad (6)$$

$$Y_{fl} = C_s F_P^{0.5} \nu^{0.05} \quad (7)$$

$$C_s = u_{sG} \left[\frac{\rho_G}{(\rho_L - \rho_G)} \right]^{0.5} \left[\frac{ft}{s} \right] \quad (8)$$

A partir da correlação de Eckert para a curva de inundação representada na figura 6 foi desenvolvida uma expressão algébrica, equação (9), que podem ser usada para estimar a velocidade de inundação (Dutta, 2009) apude Piche *at al.* (2001).

$$\log(Y_{fl}) = -0.296[\log(F_{lv})]^2 - 1.081 \log(F_{lv}) - 1.668 \quad (9)$$

$$F_{lv} = \frac{L}{G} \left(\frac{\rho_L}{\rho_g} \right)^{0.5} \quad (10)$$

$$Y_{fl} = \frac{(G')_{fl}^2 (F_P) (\rho_w / \rho_L) (\mu_L)^{0.2}}{\rho_G \rho_G g_c} \quad (11)$$

Onde: F_{lv} é o parâmetro de fluxo no enchimento, Y_{fl} é o factor de capacidade correspondente a ordenada do parâmetro F_{lv} na curva de inundação, C_s é a quantidade definida na equação 8, L', G' é a velocidade mássica superficial do líquido ou do gás [lb/ft^2h] ou [kg/m^2s], ρ_L, ρ_G é a densidade do líquido ou do gás [kg/m^3] e ν é viscosidade [cP].

A Correlação (12) foi usada pelo fabricante (*AlphaPack structured packing*) na

determinação da % de Capacidade operacional $[\%(V')_{fl}]$, é recomendado pelo fabricante que novas colunas sejam dimensionadas para operar á 89% da sua capacidade máxima, observe a figura A-7, que apresenta os parâmetros do enchimento.

$$\%(V')_{fl} = C_s \left(\frac{100}{F} \right) e^{\left\{ 1.4413 \left[\left(\frac{\dot{m}_L}{\dot{m}_G} \right) \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0.5} \right]^{0.5} \right\}} \quad (12)$$

$$C_s = v_s \left[\frac{\rho_V}{(\rho_L - \rho_V)} \right]^{0.5} \quad (13)$$

$$v_s = \frac{\dot{m}_G}{\rho_V \pi \left(\frac{D}{2} \right)^2} \quad (14)$$

Onde: ρ_L, ρ_V é a densidade do líquido ou do gás $[\text{kg}/\text{m}^3]$, L, V é velocidade do líquido ou do gás $[\text{kg}/\text{s}]$, D é o diâmetro interno da coluna e F é o factor de capacidade.

A velocidade de inundação pode ainda ser obtida por meio gráfico da figura 9.

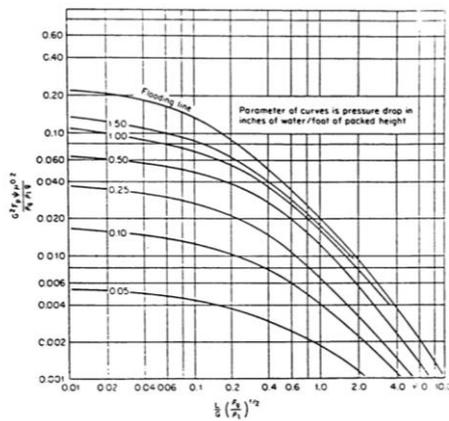


Figura 9: Gráfico da correlação de Sherwood, correlação genérica de velocidade de inundação e queda de pressão para uma coluna empacotada, fonte: (Kozo & Takahashi, 1967).

Capítulo III

3 Etapas do processamento de gás na SPT

A Sasol Petroleum Temane (SPT), é uma empresa que dedica-se na exploração e processamento de gás natural extraído nos reservatórios de Pande e de Temane, da bacia de Moçambique. A figura 10 mostra um fluxograma simplificado de processamento de gás de Temane.

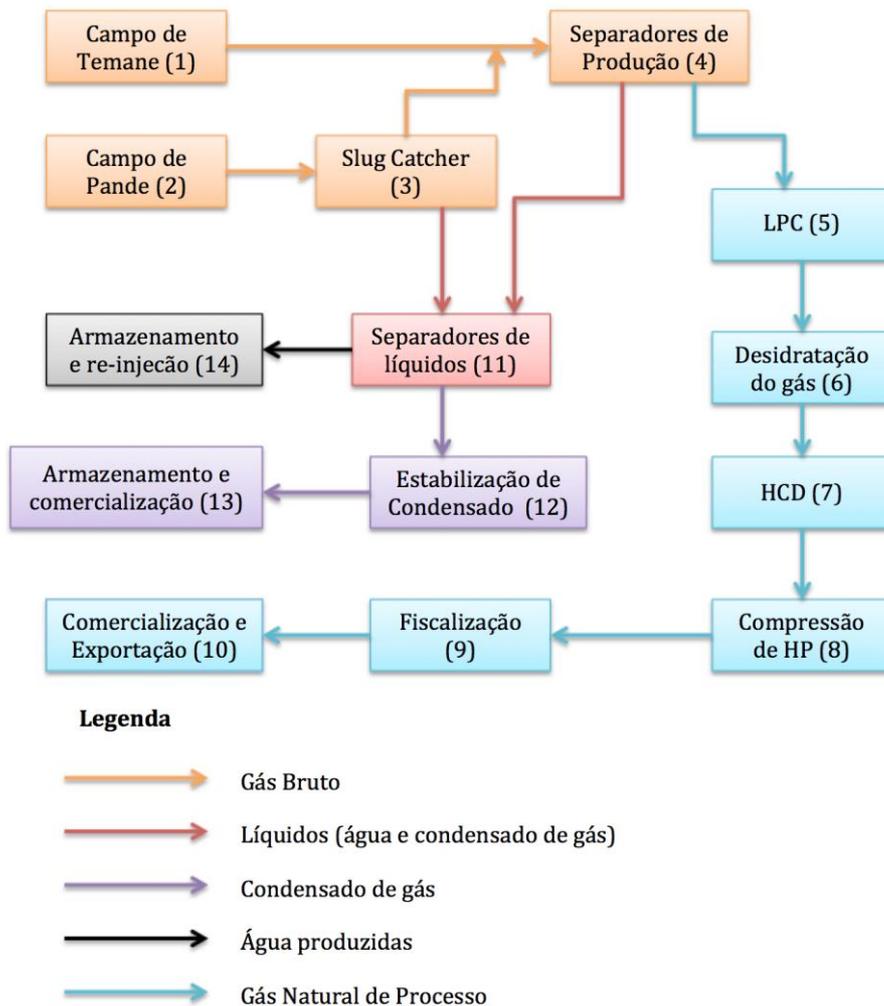


Figura 10: Fluxograma de Processamento de gás de Temane, Fonte: (Adaptado, 2021).

3.1 Descrição geral do Processo

O gás e os líquidos associados são produzidos a partir dos furos de Temane e de Pande, observa a figura 10, estado (1) e (2), é depois transportado por meio de linhas individuais de transporte que usam pressão natural (1450-2000 KPa) e as linhas individuais de transporte juntam-se numa linha de transmissão comum que transporta

o gás até um ponto central de coleta. A central de coleta do gás do campo de Pande está localizada em Pande, onde cinco linhas de transporte comum juntam-se e depois fluem através de pressão natural até no CPF onde o gás passa por uma separação num *Slug Catcher*, estado (3) da figura, e depois passa para os separadores de produção, estado (4) da figura 10, enquanto que a central de coleta do gás do campo de Temane localiza-se no CPF, onde cinco linhas de transporte comum juntam-se numa linha de transmissão comum de 20" de diâmetro que transporta o gás até os separadores de produção, estado (4) da figura 10.

Nos separadores de produção, os fluidos produzidos são separados em dois estados, gasoso e líquido (água e condensada), de onde a fase gasosa passa para um processo de compressão (compressão de baixa pressão), estado (5) da figura 10, de modo a aumentar a pressão do reservatório para a pressão operacional (4500-5500 KPa). Quatro compressores centrífugos em paralelo são usados para a compressão, cujo três compressores estarão em funcionamento e o quarto na espera.

O gás comprimido passa para um processo de separação com objectivo de reduzir o teor de água no gás (>3.0 lb de H₂O /MMscf de gás), estado (6) da figura 10, nesse processo, o gás entra em contacto com o TEG em uma coluna de absorção onde se promove a troca de massa de água. Existem quatro unidades de absorção, cujo três unidades estarão em funcionamento e a quarta na espera.

O gás desidratado, com um teor de água menor que 3.0 lb de H₂O /MMscf de gás, passa para uma operação de controlo de ponto de orvalho dos hidrocarbonetos, estado (7) da figura 10, em que o gás passa por um processo de refrigeração, onde o gás é arrefecido com o objectivo de condensar os hidrocarbonetos pesados que posteriormente são separados em um vaso flash. Pretende-se que o ponto de orvalho de hidrocarbonetos no gás seja de -6.8 °C @ 625 kPag, são no total quatro unidades de refrigeração, sempre com três unidades em funcionamento e mantendo-se a quarta na espera.

Depois da correção do ponto de orvalho de hidrocarbonetos no gás, o gás passa para uma operação de compressão (compressão de alta pressão), estado (8) da figura 10, de modo a aumentar a pressão de processamento para a pressão de transporte aos consumidores, com o objectivo principal de fornecer ao gás uma energia suficiente para a exportação, geralmente o gás é comprimido até a pressão de 12000

kPag. Existe um total de quatro compressores, em que sempre três ficam na carga e o quarto na espera. De seguida, o gás comprimido a 12000 kPag passa por uma estação de fiscalização do volume total, estado (9) da figura 10, onde realiza-se a fiscalização para a posterior exportação e comercialização.

Os líquidos provenientes do *Slug Catcher*, Separadores de Produção e diversas áreas da planta passam para os separadores de líquidos [estado (11) da figura 10] onde uma separação trifásica é processada, (gasosa, aquosa e condensado de gás). A fase gasosa proveniente da separação passa para o sistema interno de gás de combustível, a fase aquosa passa para um sistema de armazenamento e depois para uma posterior re-injeção [estado (14) da figura 10], enquanto os condensados passam para um sistema de estabilização [estado (12) da figura 10].

A estabilização do condensado consiste na remoção de compostos voláteis e instáveis numa coluna de estabilização de modo a aumentar a qualidade do condensado e garantir condições seguras de armazenamento e transporte para posterior comercialização e exportação. O sistema de estabilização de hidrocarbonetos condensados é constituído por um separador flash, uma coluna de estabilização, um ebulidor, dois trocadores de calor e um sistema de arrefecimento de condensado estabilizado. O condensado estabilizado após o arrefecimento, passa para os tanques de armazenamento [estado (13) da figura 10], equipados com linhas de sucção para as bombas de enchimento dos camiões de exportação, existem 3 estações de enchimento de camiões equipados com quantificadores de volume, para controlo de quantidade de condensado carregado nos camiões.

3.2 Utilidades

3.2.1 Geração de corrente eléctrica

Na CPF existem quatro geradores de corrente eléctrica para o uso interno, que usam turbinas à gás, em que o gás natural é usado como combustível, a corrente gerada é processada na subestação sob gestão do departamento de electricidade, toda corrente usada na indústria e todo acampamento é gerado internamente.

3.2.2 Geração de ar para instrumentos

Existe um sistema para geração de ar comprimido, que inclui compressores e secadores de ar (colunas de adsorção) em que a sílica gel é aplicada como adsorvente, o ar seco é para o uso exclusivo nos instrumentos de atuação pneumático e na geração do Nitrogénio.

3.2.3 Geração de Nitrogénio

Nitrogénio para uso interno é gerado a partir do ar comprimido e seco, num sistema de separação por membranas. O Nitrogénio é continuamente utilizado como gás vedante nos compressores (ambos LPC e HPC) e gás de purga.

3.2.4 Sistema de água potável

A água para o uso doméstico (água potável) é produzida em quatro furos de água, dos quais, três localizam-se no CPF e quarto localizado em Inhassoro. Os furos de CPF apresentam uma dureza muito alta que pode estragar todo sistema de canalização e até equipamentos de aquecimento por isso deve ser misturada com a água do furo de Inhassoro de modo a reduzir a concentração dos sais, dado o fato da água de Inhassor apresentar baixa dureza.

3.2.5 Estação de tratamento de efluentes industriais

3.2.5.1 Domésticos - MBR

Os efluentes domésticos são todos tratados numa planta designada MBR (*MBR-Membrane Bioreactor*), o tratamento consiste numa reação biológica promovida com bactéria e, uma posterior separação sólido-liquido por meio de filtração através de membranas. A matéria orgânica sólida não digerida é enviada para a inceneração.

3.2.5.2 Efluente industrial

A água de lavagem das zonas de processamento industrial, da zona de lavagem de viaturas e as águas pluviais oriundas da área de processamento industrial é por gravidade direcionada para a planta de tratamento de efluente. O processo consiste

primeiramente em sedimentação e decantação e depois seguida de coagulação onde o sulfato de alumínio é empregue como agente coagulante, e depois segue a aglomeração dos coágulos mediante o uso de floculante e que de seguida são impulsionados á flutuar por uma mistura ar/água, e por conseguinte separados, a lama passa para um tanque e depois é bombeado para um filtro prensa de placa e caixilhos. A água tratada passa para um tanque de armazenamento e depois da sua qualidade ser avaliada e reunir os requisitos, a água é usada dentro do CPF para irrigação do jardim.

3.2.6 Incineradora

Os resíduos sólidos e líquidos tais como óleos e lamas provenientes do MBR e do filtro prensa são queimados na incineradora, a incineradora é equipada com um sistema de filtração para a filtração de partículas sólidas provenientes da combustão, e a remoção dos químicos nocivos é mediante o uso de hidróxido de cálcio que remove os SO_x , HCl e HF, promovendo assim a redução das emissões.

3.3 Desidratação do gás

A figura 11 abaixo ilustra o fluxograma simplificado do sistema de absorção de SPT.

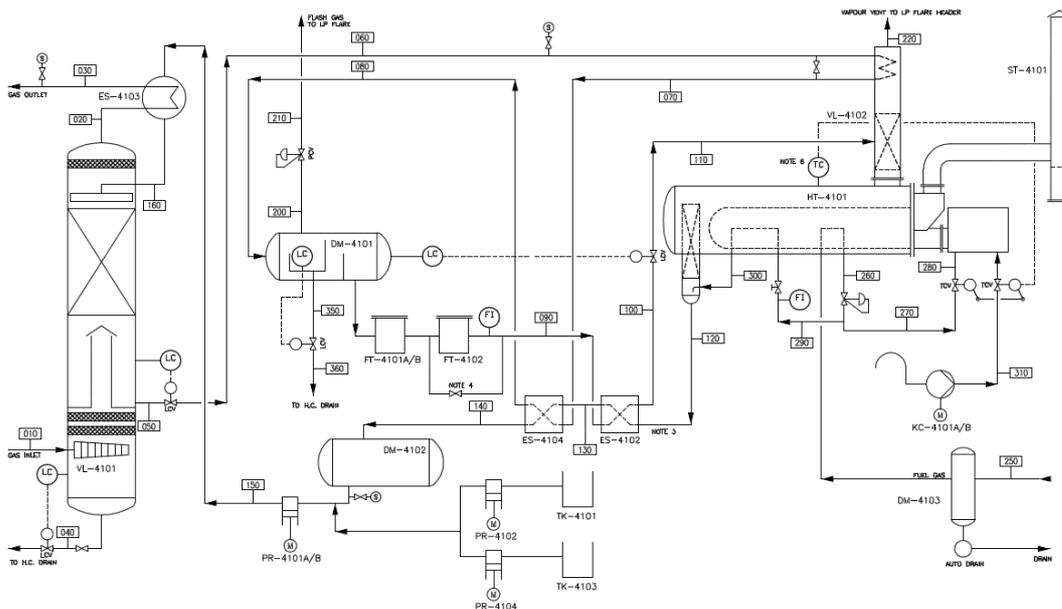


Figura 11: Fluxograma Simplificado do Processo de Absorção.

3.3.1 Descrição do Processo de Absorção

O gás saturado passado da compressão de baixa pressão (4500-5500 KPa), entra numa operação de troca de calor com o gás frio proveniente das unidades de refrigeração onde é arrefecido desde 45°C até 25°C e de seguida entra na torre absorvedora na parte inferior em um vaso depurador (*knock-out*) interno à torre. Antes de entrar na secção de absorção, o GP passa por dois *demister pad* (eliminadores de névoa) que eliminam as pequenas gotículas de líquidos presentes na corrente gasosa que flui para a secção de contacto. As figuras A1-1 e A1-2 apresentam todos detalhes da coluna de absorção.

Passado pelo *demister pad*, o gás entra na secção de contacto através dos distribuidores de gás de tipo chaminé, onde a estrutura empacotada promove o contacto direto entre o gás natural e o TEG. O TEG pobre, entra na secção superior através de distribuidores e entra em contato com o gás natural em contracorrente. A temperatura de entrada do TEG deve estar entre 10°C à 15°C superior à temperatura do gás de alimentação. Ao entrar em contato com o gás saturado, devido à maior pressão parcial de água no gás, esse é transferido da fase gasosa para a fase líquida (TEG), através do mecanismos de difusão.

Depois do GP passar pela estrutura empacotada, este passa por um outro *demister pad* para que gotículas de TEG não sejam arrastadas, evitando perdas de solução de glicol. O gás natural seco sai do topo da coluna e depois segue para as unidades de refrigeração.

3.3.2 Descrição do processo de regeneração de TEG

A solução de TEG, agora rica (com teor de água de 2% v/v a 6% v/v), que passou pela estrutura empacotada, é acumulada na parte inferior dos distribuidores chaminés, onde o nível de TEG rico é controlado por uma válvula de controlo na saída da torre. A solução de TEG rico passa por uma serpentina interna ao topo da torre regeneradora e troca calor, antes de passar para o vaso de expansão. O objetivo dessa troca de calor é a integração energética, fazendo com que a serpentina no topo da regeneradora sirva como condensador, criando um refluxo interno na regeneradora. O topo da torre é mantido aproximadamente entre 98 - 102 °C. A temperatura no topo da torre regeneradora é controlada por uma válvula de derivação (*by-pass*), observa a

figura 11. Outra integração energética é feita através de troca de calor entre o TEG rico e pobre no permutador de placas, onde o TEG rico é aquecido mais um pouco antes de entrar no vaso de expansão.

No vaso de expansão (figura A1-3), são separados os hidrocarbonetos leves provenientes da etapa de absorção, que vaporizam e são queimados no *flare*. Hidrocarbonetos mais pesados que estejam presentes e permaneçam líquidos são separados em um vaso interno ao vaso de expansão e encaminhados para o sistema de drenagem fechada.

O TEG rico sai do vaso de expansão e segue para um sistema de filtros de cartucho e de carvão. O filtro de cartucho tem por finalidade a remoção de sólidos suspensos na solução de TEG. O filtro de carvão ativado é um filtro químico que tem por finalidade a remoção de contaminantes decorrentes da degradação do glicol e hidrocarbonetos dissolvidos. De seguida, a solução de TEG rico filtrada é pré-aquecida até uma temperatura de aproximadamente igual a 140°C no trocador de calor e, de seguida, passa para a secção intermediária da torre regeneradora (*stripping*). A torre é recheada com anéis de Paul, onde o TEG rico é alimentado e é parcialmente vaporizado ao entrar em contato com os vapores provenientes do fundo da torre e depois segue para o ebulidor onde é aquecido até uma temperatura de 190°C.

No processo há injeção de gás de retificação no ebulidor, que permite alcançar concentrações de TEG ainda maiores, de até 99,5 % em massa. Isso ocorre pela diminuição da pressão parcial da água, deslocando o equilíbrio líquido-vapor e favorecendo a vaporização de maior quantidade de água. O TEG pobre é acumulado no vaso *surge*, onde é subsequentemente circulado através de bombas de deslocamento positivo do tipo “triplex” que elevam a pressão e circular o TEG na vazão desejada.

Capítulo IV

4 Actividades realizadas no estágio

O estágio foi realizado no Departamento de Processo de Produção da CPF e, durante o estágio, foram participadas actividades quotidianas de processo de separação de hidrocarbonetos, desidratação de gás natural, controlo de ponto de orvalho do gás natural, estabilização dos hidrocarbonetos condensados, compressão de gás natural, geração de ar comprimido, geração de nitrogénio e tratamento de efluentes industriais. Ainda no âmbito de estágio profissional foi atribuído um problema de perdas excessivas de TEG nas unidades de desidratação do gás natural, com objectivo de propor soluções da sua minimização.

4.1 Apresentação do problema atribuído no estágio

No âmbito do estágio profissional foi atribuído um projecto de minimizar perdas de TEG nas unidades de desidratação do gás natural, embora o consumo de TEG não exceda os valores preditos na literatura, conforme o gráfico 1 e tabela 2, nota-se que o consumo de TEG em diversas unidades varia, destacando-se unidades com alto consumo e outras unidades com baixo consumo, do outro lado, destacam-se anos em que uma unidade regista um consumo muito elevado em relação a determinados anos. Com a análise do gráfico 1 e da tabela 2, constatou-se ainda mais que o consumo de TEG registou um mínimo em 2019, mas em 2015, registou-se um máximo consumo, entretanto há uma necessidade de manter ou então minimizar o consumo de TEG para o nível de consumo registado em 2019, com vista a reduzir os custos operacionais do processo, atendendo o facto de o TEG ser uma matéria-prima de alto valor de aquisição, custando até 145 000 Meticais por 210 litro, o equivalente a 690.5 Meticais por litro.

Do outro lado, foram identificados traços de TEG nas amostras de água produzida, com variações, destacando-se dias com um teor de TEG razoavelmente baixo e outros dias com um teor muito alto, gráfico 2.

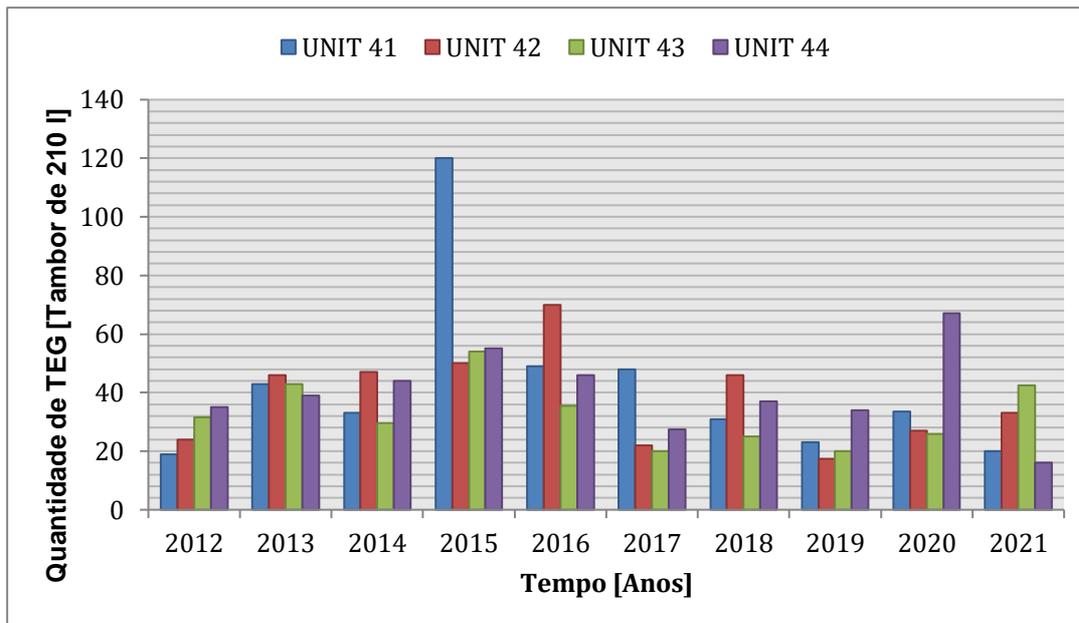


Gráfico 1: Consumo de TEG nas unidades de absorção ao longo dos anos.

Tabela 2: Variações de consumo de TEG nas unidades de processamento.

Ano	Unidade	consumo de TEG [L/MMm ³]
2013	41	22.98
	42	8.21
	43	7.74
	44	7.76
2015	41	29.17
	42	9.2
	43	8.53
	44	8.18
2019	41	5.49
	42	4.23
	43	3.29
	44	4.94
2020	41	7.69
	42	5.27
	43	5.25
	44	13.75

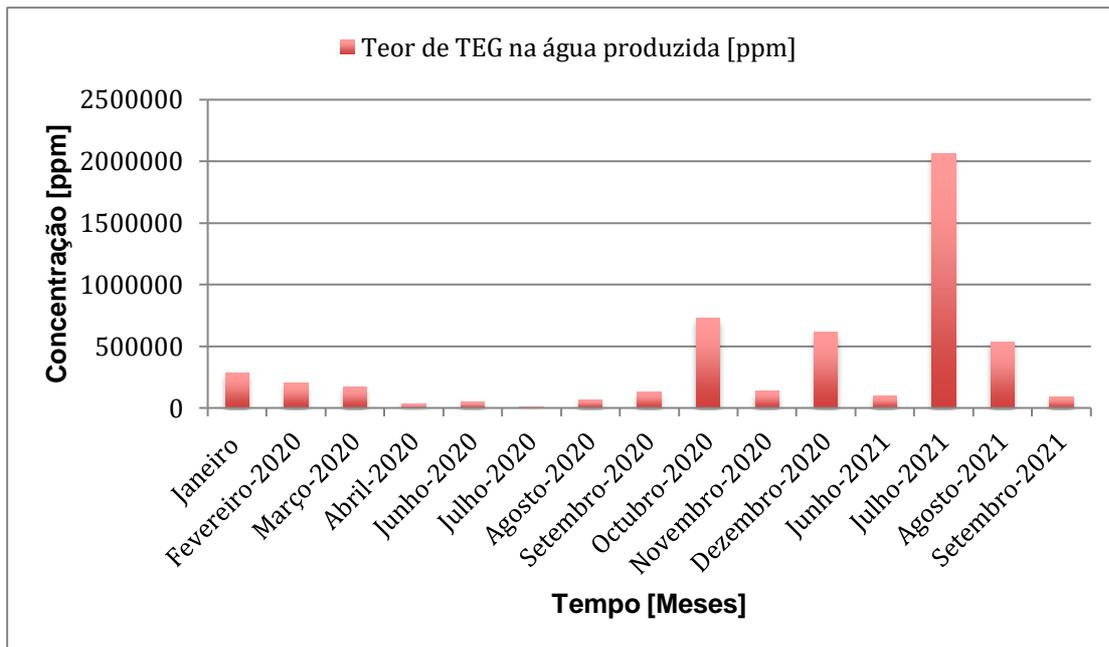


Gráfico 2: Teor de TEG na água produzida.

Capítulo V

5 Materiais e métodos

Para a minimização das perdas de TEG no processo de absorção, recorreu-se a coleta e análise de dados e, por conseguinte, foram levantadas alternativas de solução do problema de estudo baseadas no conhecimento teórico acadêmico e conhecimento prático adquiridos durante o estágio profissional. Foram levantadas todas possíveis alternativas de solução de modo a solucionar o problema, por conseguinte, foram escolhidas as alternativas mais adequadas baseadas nas exigências impostas pelos objetivos e segurança do processo. Escolhidas as alternativas mais adequadas, seguiu-se a fase de decisão e acompanhamento, esta foi fundamentada por um teste operacional e ou cálculos.

5.1 Coleta ou aquisição e análise de dados

A coleta ou aquisição de dados foi realizada com recurso a entrevistas ao pessoal técnico diretamente ligado ao processo fabril, recolha de dados de variáveis do processo com recurso ao registo histórico de dados no DCS e com base na colheita e análise de amostras.

5.1.1 Entrevistas ao pessoal técnico diretamente ligado ao processo fabril

a) Materiais

✓ Bloco de notas e caneta esferográfica.

b) Metodologia

As entrevistas ao pessoal técnico consistiram em questionários, apreciação dos relatórios diários dos anos anteriores, acompanhamento ou observação dos métodos de execução das actividades do processo produtivo e tomada de notas.

5.1.2 Recolha de parâmetros de variáveis do processo

a) Materiais

✓ Computador, flash, bloco de notas e caneta esferográfica.

b) Metodologia

Os parâmetros das variáveis do processo foram coletados com recurso aos registos

históricos de dados no DCS usando o sistema *PI ProcessBook* onde o utilizador introduz os números identificativos dos instrumentos e determina o intervalo de variação das variáveis desejadas e por conseguinte, os dados foram gerados em uma tabela no Excel, adicionalmente, foram coletados a partir dos indicadores do campo (manómetros de pressão, termopares, indicadores de nível, etc.), dos dados recolhidos, elaborou-se uma tabela com a lista de todos instrumentos necessários e estabeleceu-se um intervalo de cinco minutos para a tomada de leitura durante quatro dias sendo dois dias durante o período de dia e os outros dias durante o período da noite.

Os dados coletados foram usados para as finalidades subsequentes:

i. Comparação das condições operacionais com as perdas de TEG ao longo dos anos

Para o efeito, foram colhidos dados correspondentes as condições operacionais das unidades, referentes aos anos 2013, 2015, 2019 e 2020, que, por conseguinte, foram usados para construir gráficos de comparação das condições operacionais com as perdas de TEG registadas ao longo dos mesmos anos.

ii. Estudar a relação existente entre as condições operacionais e a retenção do TEG na coluna de contacto

Para o efeito, foram colhidos dados de processo correspondentes a condições operacionais das unidades, referentes a diversos períodos e várias condições de processo e, por conseguinte, foram construídos diversos gráficos para analisar a relação entre as condições operacionais e a retenção do TEG na coluna de contacto.

iii. Estudar a relação existente entre as condições operacionais e a fração de TEG presente na água produzida

Para o efeito, foram colhidos dados de relatórios das amostras de água produzida e os dados das suas correspondentes condições operacionais em todas unidades referentes a períodos específicos onde foi registado alto ou baixo teor de TEG na água produzida e, por conseguinte, foram construídos gráficos para analisar a relação entre as condições operacionais na coluna de contacto e o teor de TEG na água produzida.

5.2 Levantamento de alternativas de solução

O levantamento das alternativas possíveis de solução do problema foi realizado com base nos resultados da coleta ou aquisição e análise de dados e nos fundamentos teóricos relacionados com o processo de absorção gasosa. No entanto, fez-se uma análise do sistema, subdividindo-o em dois volumes de controlo a saber, sistema de absorção e sistema de regeneração do TEG, onde, foram levantados todos os possíveis factores do problema e com base nos factores do problema, foram levantadas todas possíveis hipóteses do problema.

5.3 Escolha de alternativas mais adequadas

A escolha da melhor alternativa foi feita com base na disponibilidade de recursos para a predição dos resultados, adicionalmente, levou-se em consideração a preservação da segurança e os compromissos do processo ou da organização. Neste âmbito, para a escolha da melhor alternativa foi conduzido um teste no processo e cálculos de estimativas de capacidade de inundação das unidades de processamento.

5.3.1 Teste operacional

Para o efeito da realização do teste operacional, primeiro foi realizado um *PDA* (*potential deviation analysis*) com a finalidade de prever os impactos do teste no processo e segurança do sistema, e de seguida, fez-se o teste na unidade 41, que consistiu na elevação gradual de temperatura do gás natural de alimentação, fazendo-se um incremento de 1°C por cada duas horas desde a temperatura operacional de 25°C até uma nova temperatura de 30°C, com vista a minimizar o nível de retenção de TEG e uma consequente inundação da coluna de absorção, e por conseguinte as perdas por arrastamento do TEG com a corrente do gás natural efluente da coluna de absorção. Do outro lado, foi gradualmente reduzida a temperatura operacional do ebulidor de TEG com um decréscimo de 1°C por cada duas horas desde a temperatura inicial de 190°C para uma nova temperatura de 185°C, com vista a minimizar as perdas de TEG por vaporização no processo de regeneração.

5.3.2 Estimativas de capacidade de inundação

A capacidade de inundação foi estimada com base em dois modelos para efeito de

comparação dos resultados, dada a falta de informação dos cálculos de concepção das colunas de absorção, usaram-se os modelos matemático de *Eckert* e o modelo de *Alphapack/Projectista*. Essa estimativa foi feita tomando em consideração a variação das condições operacionais do sistema, isto é, foi calculada a percentagem de inundação para quatro situações distintas que se verificaram no modo de operação da coluna de absorção. Na tabela 3 encontram-se informações sobre o modo operacional da coluna de absorção e pode-se observar adicionalmente as figuras A1-6 e A1-7 informações sobre o tipo de enchimento.

Tabela 3: Descrição dos dados referentes aos quatro diferentes casos estudados.

Variável	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4
$P[Kpa.g]$	4500	4500	6500	6500
$T[°C]$	25	30	25	30
$\rho_g[Kg/m^3]$	38.7838	37.8425	59.322	57.4623
$\mu_g[cP]$	0.0120637	0.012191	0.012812	0.0129056
γ_L	1.128	1.125	1.128	1,125
$\mu_L[cP]$	42	35	42	35
$L[m^3/hr]$	3.3	3.3	3.3	3.3
$G[m^3/hr]$	150000	150000	150000	150000
$a_p[m^2/m^3]$	250	250	250	250
$\varepsilon[\%]$	97.5	97.5	97.5	97.5

a) Modelo *Eckert*

Segundo a correlação algébrica de *Eckert*, equações (9), (10) e (11), foi calculado o caudal de inundação da coluna de absorção para os 4 casos supracitados na Tabela 3 dado o tipo de enchimento das colunas, segundo os manuais da empresa, este foi tido como sendo do tipo *AlphaPACK D-250S*, cujo factor de capacidade e o factor de enchimento [$F_p (a_p/\varepsilon^3)$] são dados nas figuras A1-6 e A1-7.

b) Modelo *Alphapack/Projectista*

Segundo a corelação algébrica do projetista (*AlphaPACK*), equações (12), (13) e (14), foi calculada a percentagem de inundação nas condições operacionais ou seja percentagem da capacidade operacional [$\%(V')_{fl}$] do equipamento para os 4 casos

supracitados na tabela 3, dado o tipo de enchimento das colunas de absorção, segundo os manuais da empresa, este foi tido como sendo do tipo *AlphaPACK D-250S*, cujo factor de capacidade e o factor de enchimento [F_p (a_p/ϵ^3)] são dados nas figuras A1-6 e A1-7.

5.4 Decisão e acompanhamento

A decisão e acompanhamento da melhor alternativa foi feita baseada na análise de dados, no teste operacional conduzido, nas estimativas de capacidade operacional das colunas e no compromisso existente entre a organização e os clientes (capacidade produtiva).

Capítulo VI

6 Resultados e discussão

6.1 Resultados da coleta ou aquisição e análise de dados

6.1.1 Resultados das entrevistas ao pessoal técnico diretamente ligado ao processo fabril

Com base na entrevista com o pessoal técnico ligado ao processo fabril, deu-se o conhecimento de ter-se encontrado um eliminador de névoa deslocado e dobrado dentro da unidade 42, o que ocorreu durante as inspeções anuais que se realizam no sistema.

6.1.2 Resultados da recolha de parâmetros de variáveis do processo

i. Resultados da comparação das condições operacionais com as perdas de TEG ao longo dos anos

Com base nos dados colhidos da unidade 41, foram construídos os gráficos 3, 4, 5, 6, 7 e 8, mais gráficos referentes as unidades 42, 43 e 44 foram construídos e encontram-se no anexo.

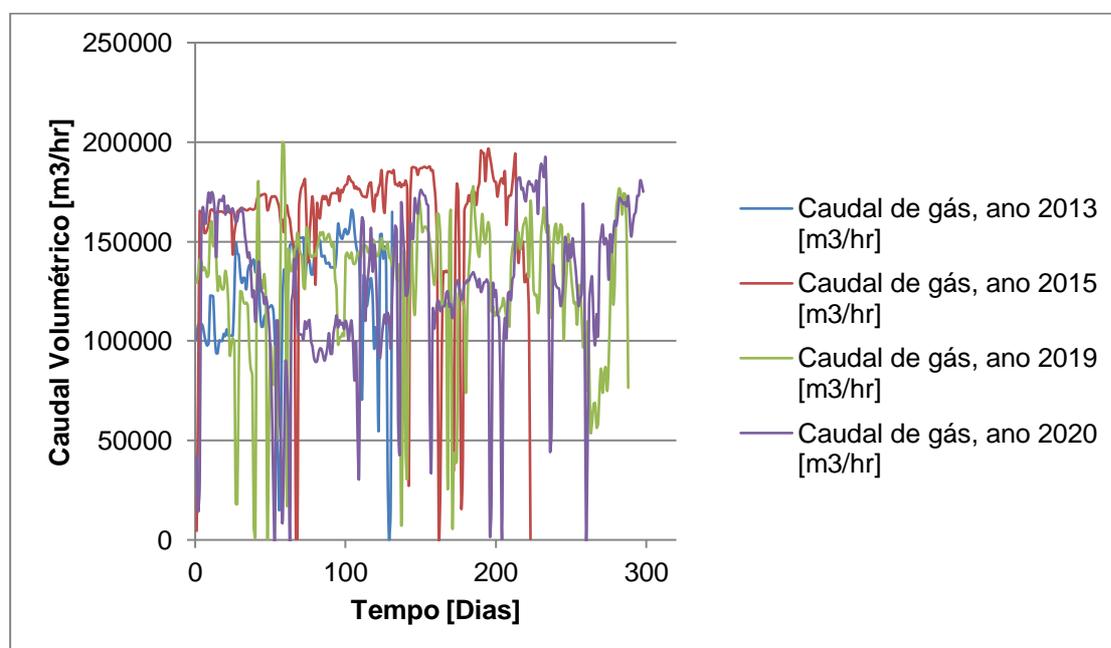


Gráfico 3: Variação do caudal volumétrico de gás de processo na unidade 41 em diversos anos de processo.

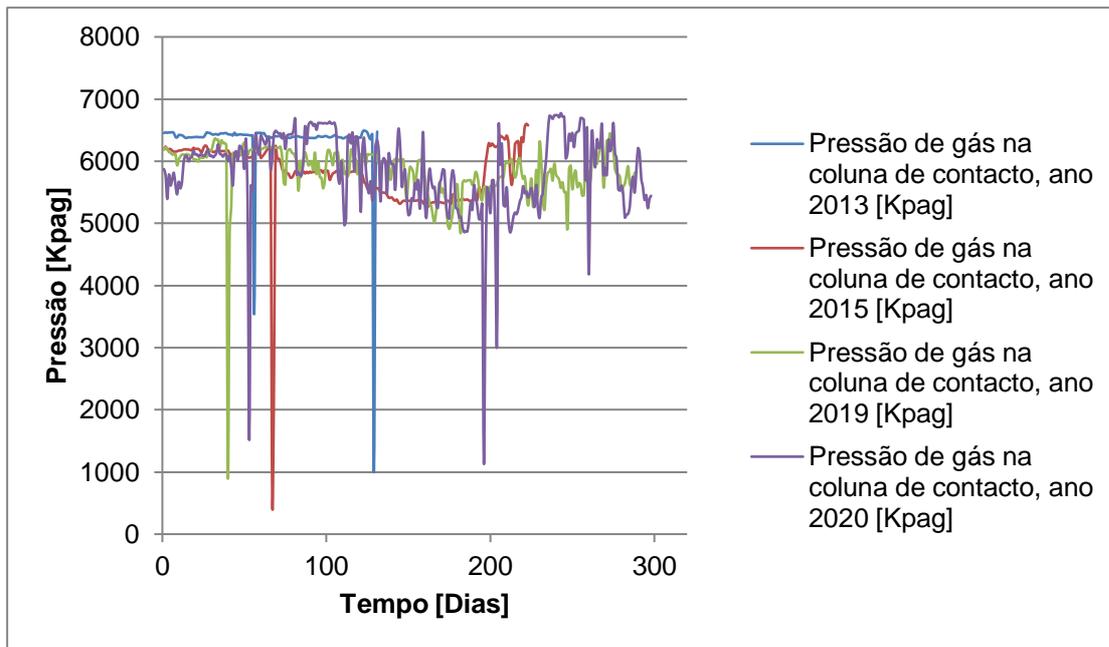


Gráfico 4: Variação da pressão operacional na coluna de contacto ao longo dos anos.

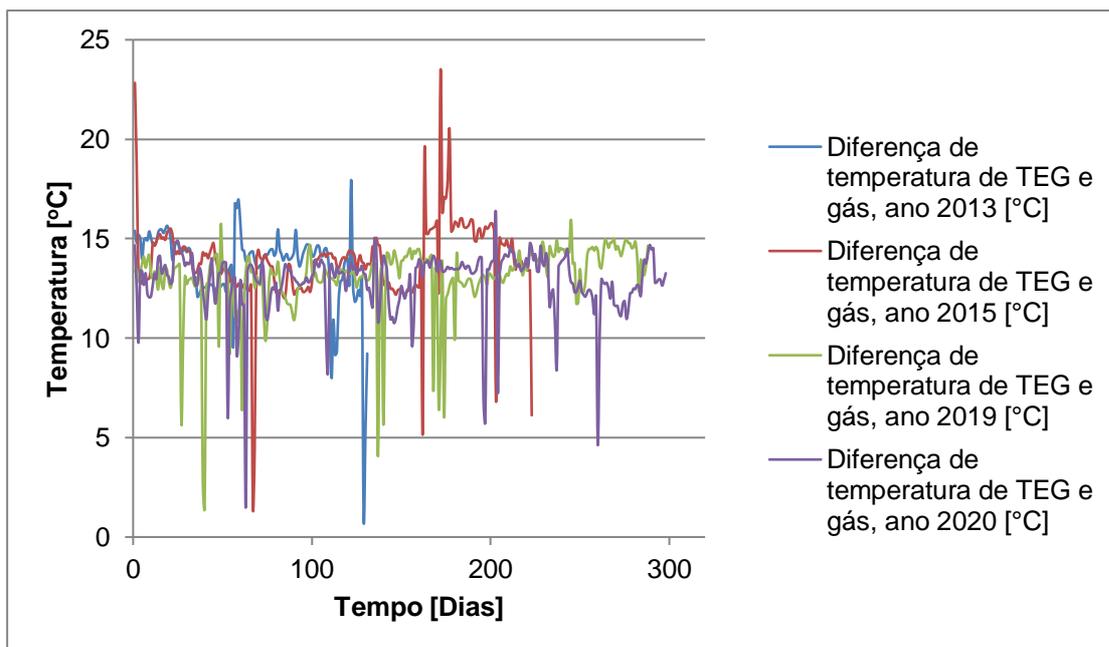


Gráfico 5: Variação da diferença de temperatura entre o TEG pobre e o gás de processo alimentado na coluna de contacto ao longo dos anos.

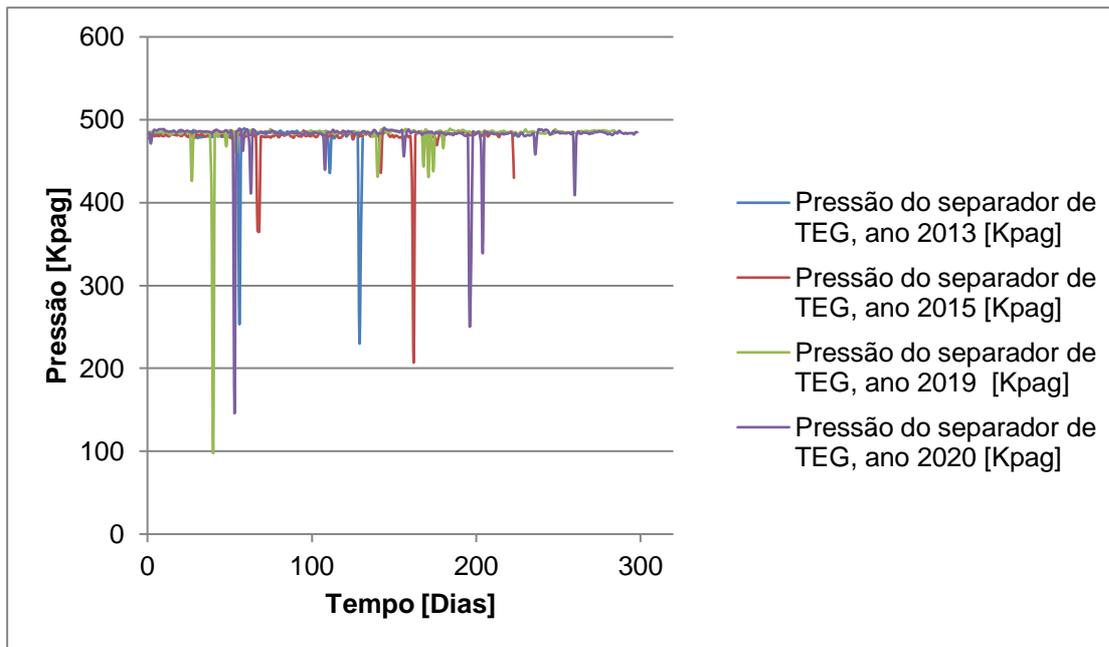


Gráfico 6: Variação da pressão operacional do vaso separador de TEG ao longo dos anos.

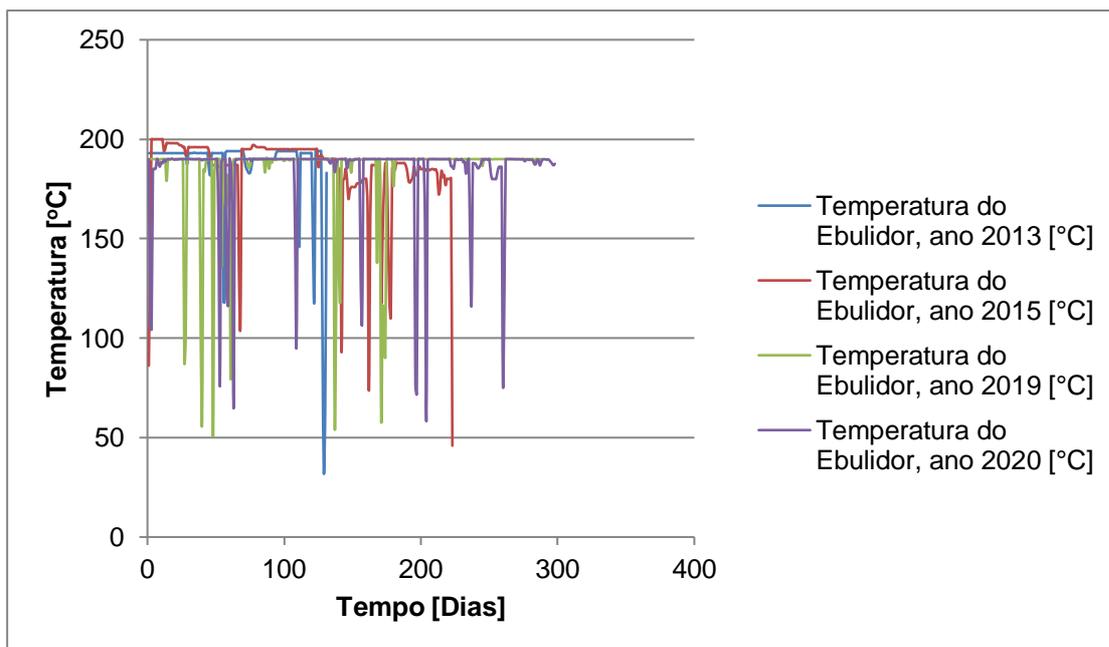


Gráfico 7: Variação da temperatura operacional do Ebulidor de regeneração de TEG ao longo dos anos.

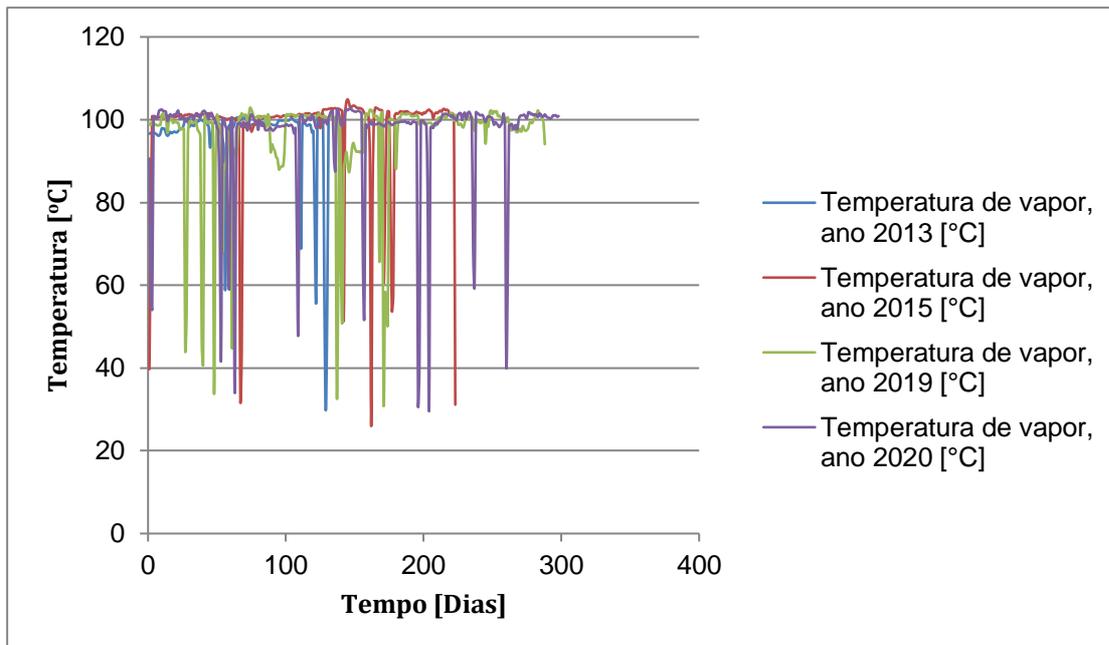


Gráfico 8: Variação da temperatura de vapor de água efluente do processo de regeneração do TEG, ao longo dos anos.

Discussão dos resultados

➤ Para unidade 41

Segundo os dados históricos do consumo de TEG, tabela 2, notou-se que na unidade 41, o consumo anual médio de TEG foi respectivamente decrescente nos anos 2015, 2013, 2020 e 2019, por outro lado, da análise das condições operacionais do sistema com vista a identificar as condições operacionais do sistema para as quais o consumo de TEG foi mínimo, constatou-se que, o caudal volumétrico médio do gás processado ao longo dos anos foi respectivamente decrescente nos anos de 2015, 2019, 2013 e de 2020, gráfico 3. No entanto, a pressão média operacional da coluna de contacto e a diferença média entre a temperaturas do TEG pobre e o do gás de processo alimentados na coluna de contacto não registaram variações significativas, gráficos 4 e 5.

No que concerne as condições operacionais do processo de regeneração de TEG não foram identificadas variações significativas, gráficos 6, 7 e 8.

➤ Para Unidade 42

Segundo os dados históricos do consumo de TEG, tabela 2, notou-se que na unidade 42, o consumo anual médio de TEG foi respectivamente decrescente nos anos 2015, 2013, 2020 e 2019, por outro lado, da análise das condições operacionais do sistema com vista a identificar as condições operacionais do sistema para as quais o

consumo de TEG foi mínimo, constatou-se que, o caudal volumétrico médio do gás processado ao longo dos anos foi respectivamente decrescente nos anos de 2015, 2019, 2013 e 2020, gráfico A3-1, enquanto que, a pressão média operacional da coluna de contacto foi respectivamente decrescente nos anos de 2013, 2020, 2019 e 2015, gráfico A3-2, constatou-se ainda, que a diferença média entre a temperatura do TEG pobre e do gás de processo alimentados na coluna de contacto ao longo dos anos, foi respectivamente decrescente nos anos de 2015, 2013, 2020 e no ano de 2019, gráfico A3-3.

No que concerne as condições operacionais do processo de regeneração do TEG não foram identificadas variações significativas, observa os gráfico A3-4, A3-5 e A3-6.

➤ **Para Unidade 43**

Segundo os dados históricos do consumo de TEG, tabela 2, notou-se que na unidade 43, o consumo anual médio de TEG foi respectivamente decrescente nos anos 2015, 2013, 2020 e 2019, por outro lado, da análise das condições operacionais do sistema com vista a identificar as condições operacionais do sistema para as quais o consumo de TEG foi mínimo, constatou-se que, o caudal volumétrico médio do gás processado ao longo dos anos foi respectivamente decrescente nos anos de 2015, 2019, 2013 e 2020, gráfico A3-7, enquanto que, a pressão média operacional da coluna de contacto foi respectivamente decrescente nos anos de 2013, 2020, 2019 e 2015, gráfico A3-8. No entanto, constatou-se que a diferença média entre a temperatura do TEG pobre e do gás de processo alimentados na coluna de contacto ao longo dos anos não registou variações significativas, gráfico A3-9.

No que concerne as condições operacionais do processo de regeneração do TEG não foram identificadas variações significativas, gráficos A3-10, A3-11 e A3-12.

➤ **Para Unidade 44**

Segundo os dados históricos do consumo de TEG, tabela 2, notou-se que na unidade 44, o consumo anual médio de TEG foi respectivamente decrescente nos anos 2020, 2015, 2013 e 2019, por outro lado, da análise das condições operacionais do sistema com vista a identificar as condições operacionais do sistema para as quais o consumo de TEG foi mínimo, constatou-se que, o caudal volumétrico médio do gás processado ao longo dos anos foi respectivamente decrescente nos anos de 2015, 2019, 2020 e 2013, gráfico A3-13, enquanto que, a pressão média operacional da coluna

de contacto foi respectivamente decrescente nos anos de 2013, 2019, 2020 e 2015, gráfico A3-14. No entanto, constatou-se que a diferença média entre a temperatura do TEG pobre e do gás de processo alimentados na coluna de contacto ao longo dos anos não registou variações significativas, gráfico A3-15.

No que concerne as condições operacionais do processo de regeneração do TEG não foram identificadas variações significativas, excepto a pressão operacional do separador de TEG, onde as pressões médias registadas nos anos de 2015 e 2013 foram aproximadamente iguais, ambas superiores as pressões registadas nos anos de 2019 e 2020, essas duas ultimas foram também aproximadamente iguais, gráficos A3-16, A3-17 e A3-18.

ii. Resultados da relação das condições operacionais e a retenção do TEG na coluna de contacto

➤ Primeiro Caso

Foram colhidos dados das condições operacionais da unidade 41, referentes ao período compreendido entre as 09:00 até 11:44 do dia 6 de Junho e, por conseguinte, foram construídos os gráficos 10, 11 e 12.

Para efeitos de comparação e fiabilidade das observações feitas no primeiro caso, foram colhidos mais dados de processo e construídos outros gráficos para desenvolver novos casos de estudo, alguns dos gráficos encontram-se em anexo.

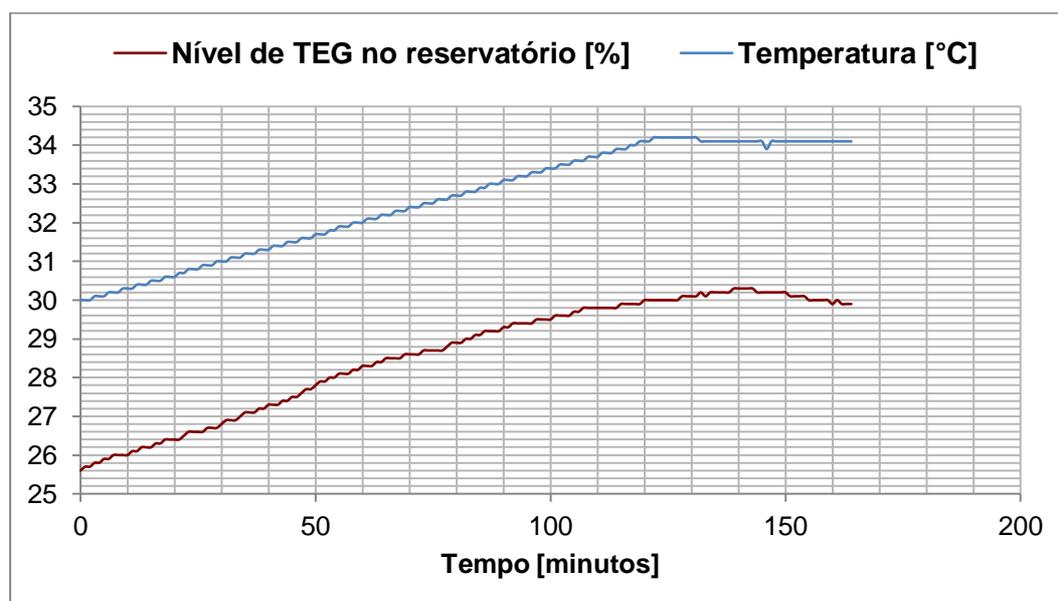


Gráfico 9: Variação do nível de TEG no sistema e da temperatura do gás natural alimentado na coluna de absorção (unidade 41).

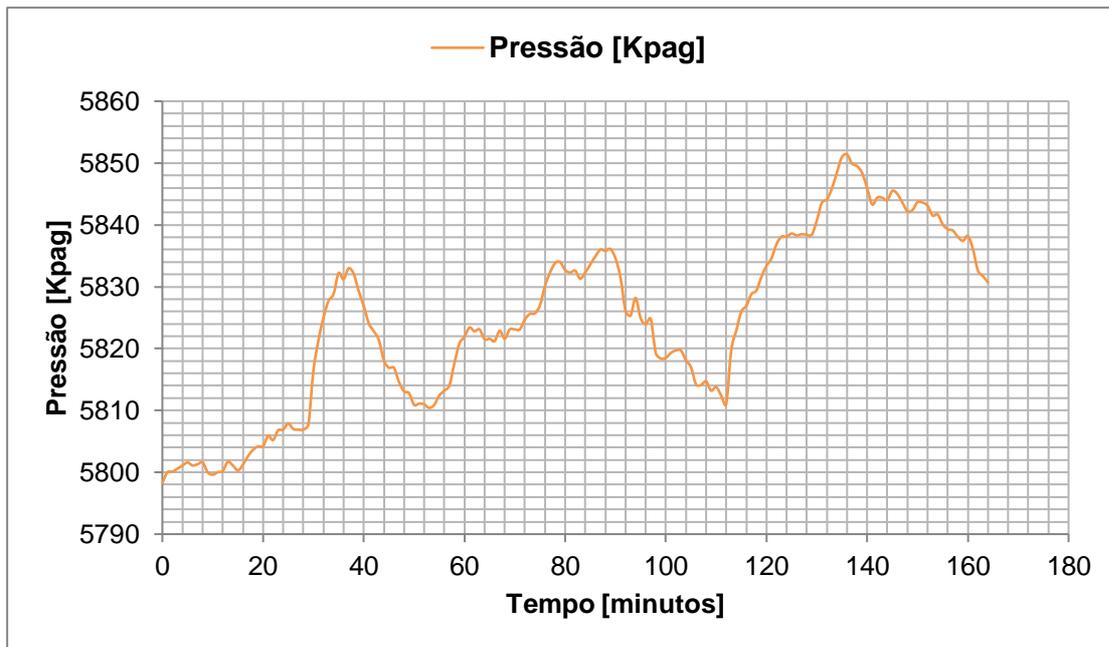


Gráfico 10: Variação da Pressão de gás natural na coluna de absorção (unidade 41).

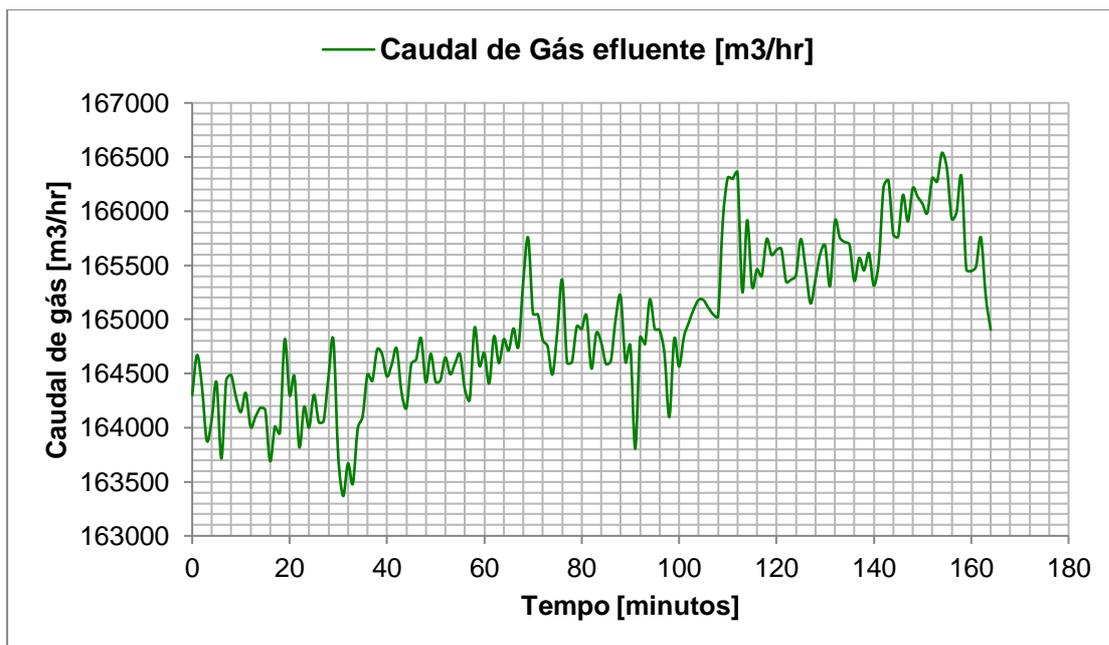


Gráfico 11: Variação do caudal de gás natural na coluna de absorção (unidade 41).

Discussão dos resultados

➤ Primeiro Caso

Da análise dos gráficos 10, 11 e 12, pode-se constatar que o nível de TEG dentro do sistema sofre uma influência como resultado das condições de operação do sistema, sendo a temperatura a variável que mais influencia no nível de TEG dentro do sistema, pois este, não segue as oscilações da variação das outras duas principais variáveis do

processo [Pressão (gráfico 11) e caudal do gás (gráfico 12)], todavia, o nível de TEG varia conforme a variação da temperatura, gráfico 10. Negligenciando as perdas de TEG ocorridas no período em estudo, pode-se considerar que o gráfico 10 relaciona a variação do nível de TEG em função da temperatura num sistema a pressão média de 5816.49 ($\varepsilon=11.69\text{Kpa}$) e caudal médio de gás igual a 164474.56 ($\varepsilon=418.21\text{ m}^3/\text{hr}$), portanto, esta variação de nível de TEG com a temperatura demonstra a influência da temperatura sobre a retenção do TEG dentro da coluna a pressão e temperatura previamente referidas.

➤ Segundo caso

Foram colhidos dados das condições operacionais da unidade 41, referentes ao período compreendido entre 00:00 do dia 5 de Junho até 23:55 do dia 8 de Junho e, por conseguinte foram construídos os gráficos 13, 14, 15 e 16.

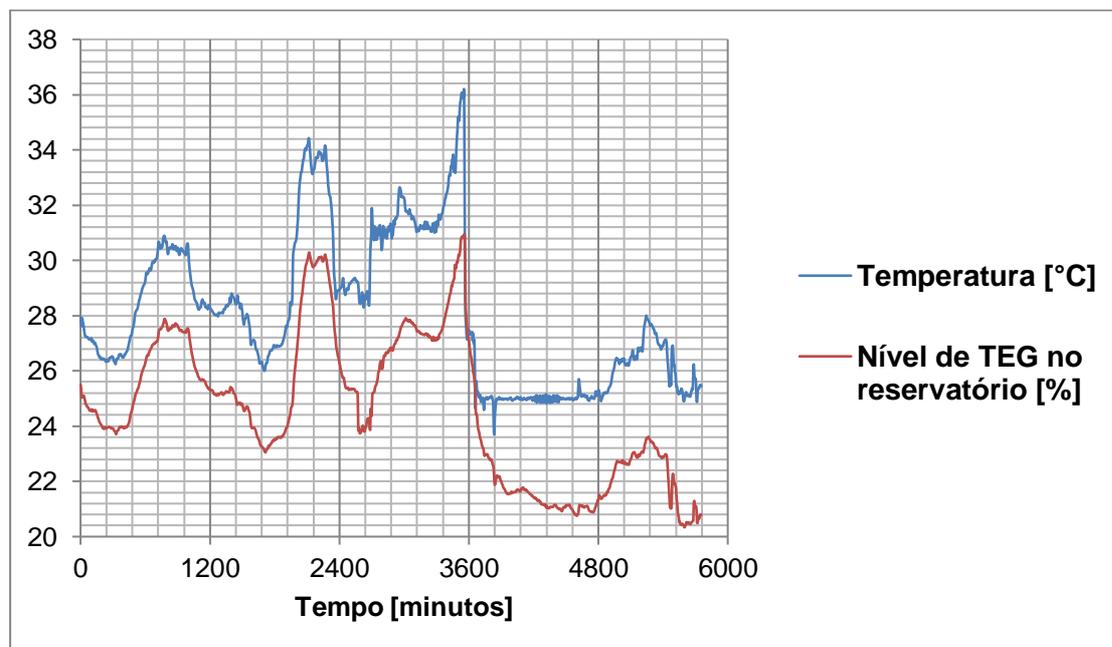


Gráfico 12: Variação do nível de TEG no sistema e da temperatura do gás natural alimentado na coluna de absorção (unidade 41, entre o dia 5 até 8 de Junho).

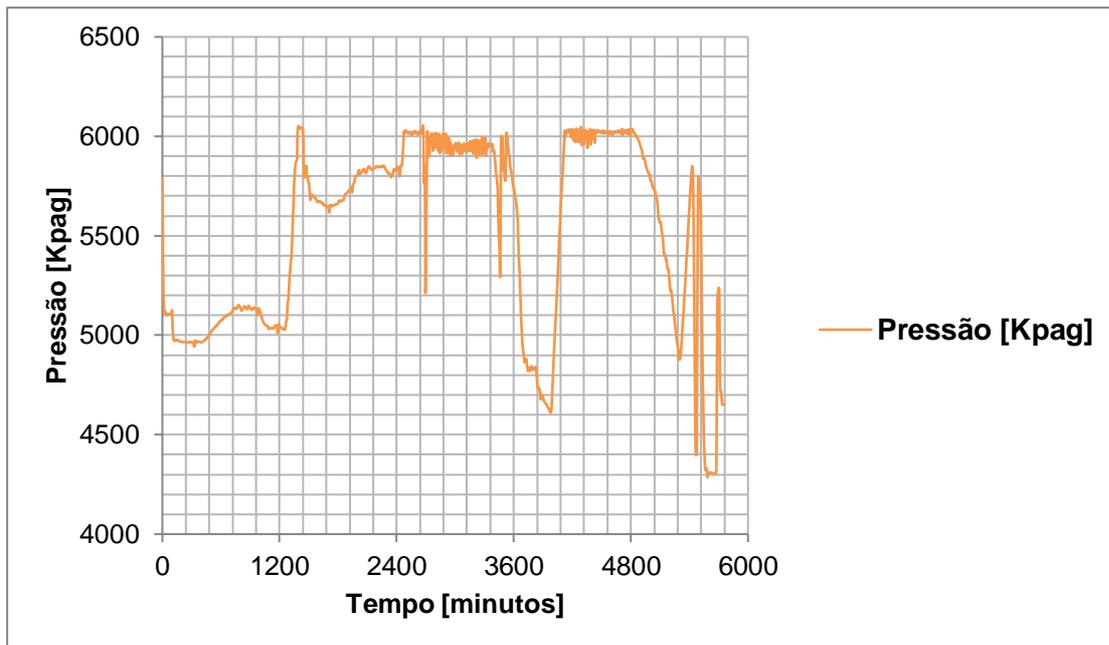


Gráfico 13: Variação da pressão de gás natural na coluna de absorção (Unidade 41, entre o dia 5 até 8 de Junho).

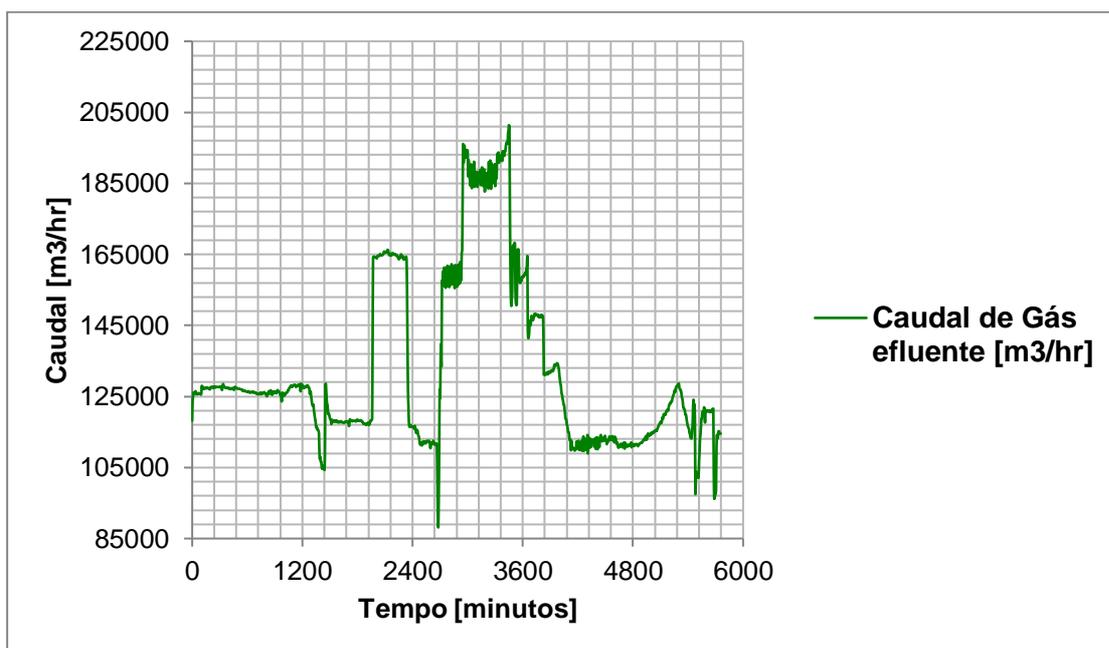


Gráfico 14: Variação de caudal de gás natural na coluna de absorção (Unidade 41, entre o dia 5 até 8 de Junho).

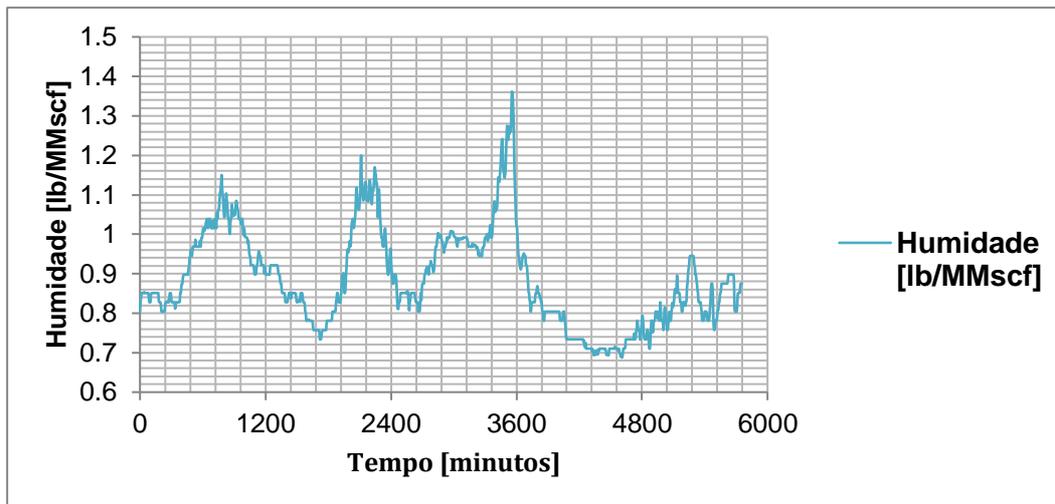


Gráfico 15: Variação do teor de água no gás natural efluente (unidade 41, entre o dia 5 até 8 de Junho).

Discussão dos resultados

➤ Segundo Caso

Da análise dos gráficos 13, 14, 15 e 16 pode-se constatar que o nível de TEG dentro do sistema sofre uma influência como resultado das condições de operação do sistema, sendo a temperatura a variável que mais influencia no nível de TEG dentro do sistema, pois este, não segue as oscilações da variação das outras duas principais variáveis do processo [Pressão (gráfico 14) e Caudal de gás (gráfico 15)], todavia, o nível de TEG varia conforme a variação da temperatura, gráfico 13. Negligenciando as perdas de TEG ocorridas no período em estudo, pode-se considerar que o gráfico 13 relaciona a variação do nível de TEG em função da temperatura num sistema a pressão média de 5521.95 ($\epsilon=479.523\text{Kpa}$) e caudal volumétrico médio de gás igual a 132528.77 ($\epsilon=24201.44 \text{ m}^3/\text{hr}$), portanto, esta variação de nível de TEG com a temperatura demonstra a influência da temperatura sobre a retenção do TEG dentro da coluna a uma pressão e temperatura previamente referidas. Do outro lado, o gráfico 16 representa a variação da umidade do gás efluente do processo, pois, esta é uma função inversa do líquido retido na coluna de absorção, isto é, ela aumenta com a redução da quantidade do TEG retido na coluna de absorção (variação do nível no sistema em função da temperatura).

➤ Terceiro caso

Foram colhidos mais dados das condições operacionais das unidade 41, 42, 42 e 44, cujos gráficos encontram-se em anexo.

Para unidade 41, foram colhidos dados das condições operacionais referentes ao período compreendido entre 09:00 até 00:55 do dia 7 de Junho e, por conseguinte, foram construídos os gráficos A3-18, A3-19 e A3-20.

Para unidade 42, foram colhidos dados das condições operacionais referentes ao período compreendido entre 0:00 do dia 25 de Junho até 03:50 do dia 29 de Junho e, por conseguinte, foram construídos os gráficos A3-21, A3-22 e A3-23.

Para unidade 43, foram colhidos dados das condições operacionais referentes ao período compreendido entre 00:00 do dia 1 de Julho até 05:55 do dia 7 de Julho e, por conseguinte, foram construídos os gráficos A3-24, A3-25 e A3-26.

Para unidade 44, foram colhidos dados das condições operacionais referentes ao período compreendido entre 00:00 do dia 1 de Julho até 02:00 do dia 2 de Julho e, por conseguinte, foram construídos os gráficos A3-27, A3-28 e A3-29.

Discussão dos resultados

➤ Terceiro Caso

Dos gráficos construídos acima citados (os gráficos A3-18, A3-19, A3-20, A3-21, A3-22, A3-23, A3-24, A3-25, A3-26, A3-27, A3-28 e A3-29), chegou-se as mesmas constatações do primeiro e segundo casos, isto é, o nível de TEG dentro do sistema sofre uma influência como resultado das condições de operação do sistema, sendo a temperatura a variável que mais influencia no nível de TEG dentro do sistema, pois este, não segue as oscilações da variação das outras duas principais variáveis do processo [Pressão (gráficos A3-19, A3-22, A3-25 e A3-28) e Caudal do gás (gráficos A3-20, A3-23, A3-26 e A3-29)], todavia, o nível de TEG varia conforme a variação da temperatura, gráficos A3-18, A3-21, A3-24 e A3-27. Negligenciando as perdas de TEG ocorridas nos períodos em estudo, pode-se considerar que os gráficos A3-18, A3-21, A3-24 e A3-27 relacionam a variação do nível de TEG em função da temperatura, portanto, esta variação de nível de TEG com a temperatura demonstra a influência da temperatura sobre a retenção do TEG dentro da coluna de absorção.

➤ Quarto caso

Foram colhidos mais dados das condições operacionais da unidade 44, referentes ao período compreendido entre 16:30 do dia 3 de Julho até 09:25 do dia 7 de Julho e, por conseguinte foram construídos os gráficos A3-30, A3-31, A3-32 e A3-33.

Discussão dos resultados

A partir da análise dos gráficos acima citados, constatou-se que a temperatura foi mantida constante, com um valor médio de 25.02 ($\varepsilon=0.25^{\circ}\text{C}$), gráfico A3-30, não tendo alguma influência na oscilação do nível de TEG, por outro lado, temos a oscilação da pressão e do caudal volumétrico de gás (gráficos A3-31 e A3-32), onde foi constatado que o caudal volumétrico de gás aumenta com a redução da pressão e o nível de retenção do líquido na coluna aumenta com o aumento de caudal volumétrico de gás, facto este explicado através das pequenas ondas do nível de TEG no sistema. Todavia, a tendência de redução do nível de TEG explica-se pelo consumo de TEG no processo durante o período em estudo.

iii. Resultado da análise da relação entre teor de TEG na água produzida e do caudal volumétrico de gás natural do processo

Dos resultados laboratoriais de água produzida referentes ao dia 10 de Agosto de 2021, constatou-se um teor de TEG na ordem de 397840 ppm, enquanto que, nos resultados do dia 6 de Setembro de 2021 constatou-se um teor de TEG na ordem de 1545 ppm, nesta sequência, foi então feita uma comparação entre as condições operacionais para as duas situações (elevado e baixo teor de TEG na água produzida), no entanto, a tabela 4 apresenta as condições operacionais do processo (caudal e pressão) nas colunas de absorção num dia anterior e no dia em que se testou o teor de água na amostra, os gráficos 17 e 18, apresentam o fluxo de gás no período compreendido entre os dias 5 à 6 e 9 à 10 de Agosto, respectivamente.

Tabela 4: Comparação das condições operacionais da coluna de absorção durante um período em que se verifica maior teor de TEG e outro com menor teor de TEG presente na água produzida.

Unidade	Período em análise			
	Dia 5-6 de Agosto		Dia 9-10 de Agosto	
	Caudal [m^3/hr]	Pressão [Kpag]	Caudal [m^3/hr]	Pressão [Kpag]
41	118336 ($\varepsilon = \pm 6383.7$)	5,131.03 ($\varepsilon = \pm 247.64$)	119,486.0 ($\varepsilon = \pm 3,846.25$)	4,989.96 ($\varepsilon = \pm 189.91$)
42	113820 ($\varepsilon = \pm 8619.54$)	5,062.1 ($\varepsilon = \pm 245.73$)	116,318 ($\varepsilon = \pm 4,400.85$)	4,922.14 ($\varepsilon = \pm 188.32$)
43	90602 ($\varepsilon = \pm 7251.81$)	5,070.0 ($\varepsilon = \pm 243.3$)	96,082.0 ($\varepsilon = \pm 4,369.99$)	4,929.79 ($\varepsilon = \pm 186.61$)
44	153,314.7 ($\varepsilon = \pm 6,786.1$)	5,071.67 ($\varepsilon = \pm 245.68$)	157,463.2 ($\varepsilon = \pm 3,734.91$)	4,930.86 ($\varepsilon = \pm 188.19$)

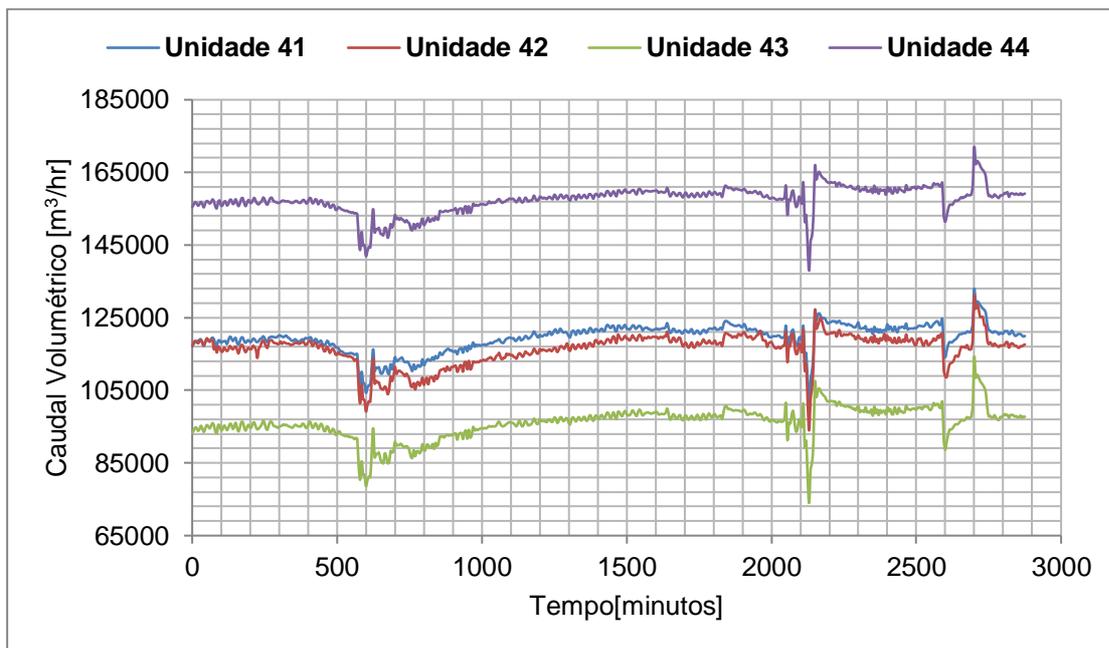


Gráfico 16: Caudal volumétrico de gás natural de alimentação nas colunas de absorção para o período correspondido entre as 00:00 do dia 9 até 23:55 do dia 10 de Agosto de 2021.

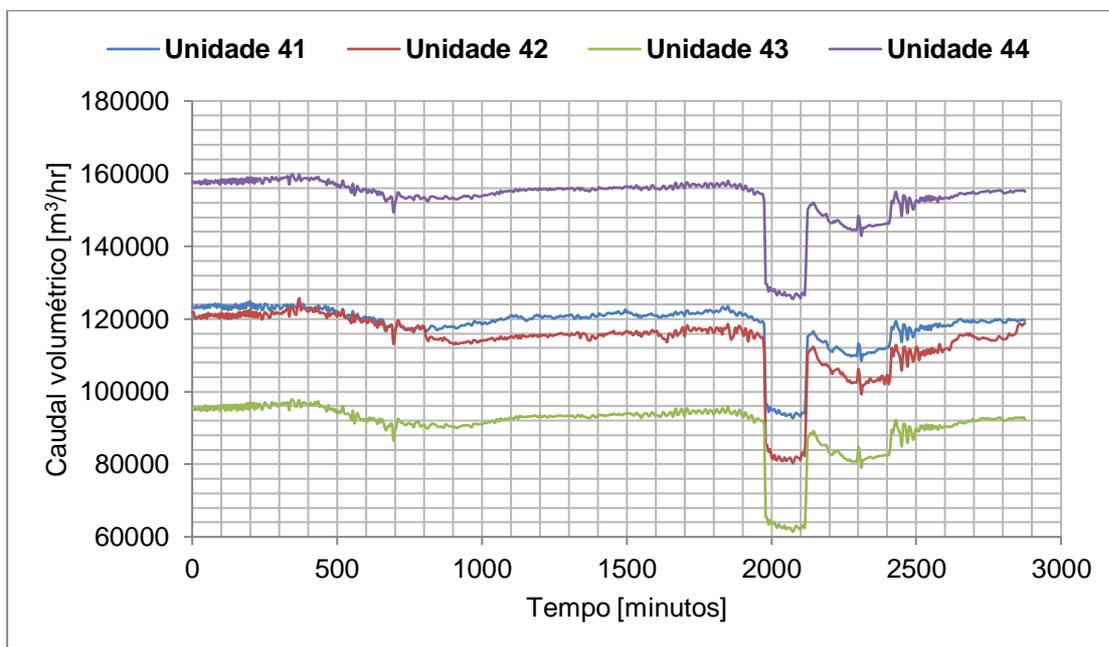


Gráfico 17: Caudal volumétrico de gás natural de alimentação nas colunas de absorção para o período compreendido entre as 00:00 do dia 5 até 23:55 do dia 6 de agosto de 2021.

Discussão dos resultados

Comparando as condições operacionais nos dois períodos estudados, tabela 4 e gráficos 17 e 18, constatou-se que o dia em que registou-se elevado teor de TEG na amostra de água (397840 ppm), foi acompanhado por um caudal volumétrico

de gás natural maior do que no dia com baixo teor de TEG na água produzida e, do outro lado, constatou-se que a pressão operacional foi relativamente menor quando comparada a pressão no dia em que se registou baixo teor de TEG na água.

Observações generalizadas sobre a análise de dados

A comparação entre as condições operacionais e as perdas de TEG ao longo dos anos, permitiu constatar que menores perdas de TEG foram acompanhadas por períodos de baixo caudal volumétrico de gás natural, elevada pressão operacional e uma diferença de temperatura entre o TEG e o gás natural alimentado na coluna de absorção razoavelmente menor. E, do outro lado, maiores perdas de TEG foram acompanhadas por períodos de elevado caudal volumétrico de gás natural, baixa pressão operacional do sistema e uma maior diferença de temperatura entre o TEG e o gás natural alimentado na coluna de absorção.

A análise da relação entre as condições operacionais e da retenção do líquido na coluna de absorção, permitiu constatar que a retenção do líquido na coluna de absorção é muito influenciada com a temperatura operacional do sistema, sendo tanto maior quanto menor for a temperatura operacional, não obstante, a retenção do líquido, aumenta com o aumento de caudal volumétrico do gás natural.

A análise entre o teor de TEG na água produzida e do caudal volumétrico de gás permitiu constatar que o elevado teor de TEG na amostra de água deve-se a condições de um elevado caudal volumétrico de gás e baixa pressão operacional enquanto que, o baixo teor de TEG na água produzida registou-se em condições de baixo caudal volumétrico e alta pressão operacional.

6.2 Resultados de levantamento de hipóteses e planos de ação

As perdas de TEG podem ocorrer ao nível da coluna de contacto ou no sistema de regeneração do TEG, portanto, temos as seguintes hipóteses:

a) Perdas na coluna de contacto

i. Fuga de TEG no trocador de calor entre o gás e TEG (ES-4*03) para o lado de gás;

A fuga do TEG no trocador de calor entre o TEG pobre e o Gás do Processo (GP) pode ser causado por problemas mecânicos no equipamento e resultando na fuga

de TEG para o lado de GP efluente da coluna de absorção, dada a baixa pressão predominante no lado em causa. Para averiguar a veracidade da hipótese supracitada, deve-se bloquear numa unidade não operacional, mas sob pressão, as válvulas na descarga das bombas de recirculação do TEG e as válvulas de fluxo imediatamente abaixo do permutador de calor de TEG/GP que se encontram no circuito de TEG circulado para a coluna de contacto. Evidências de fuga de TEG serão indicadas pela presença de TEG pelo lado dos tubos do permutador de calor, o lado pelo qual o GP flui.

ii. Inundação da coluna de contacto

A coluna de contacto pode ficar inundada devido às condições operacionais (velocidade do gás de Processo, Temperatura e Pressão operacional), um método aplicável para verificação da hipótese supracitada seria investigar as condições hidrodinâmicas do sistema, mediante a análise de dados e, ou estimativas do nível de inundação nas condições de operação mediante o uso de modelos matemáticos.

iii. Transbordamento ou passagem de TEG através dos *Chimney Trays* para o lado de Condensado

O TEG pode transbordar os *Chimney Trays* devido ao mau funcionamento do sistema de controlo de nível dentro da coluna de contacto, para a verificação da hipótese supracitada pode-se monitorar o nível de TEG através do indicador de nível no local e depois comparar-se com o nível transmitido pelos transmissor de nível no painel da CCR e identificar anomalia de modo a ser realizada a respectiva manutenção e, também pode ser feita a coleta de amostras para identificar traços de TEG no condensado efluente da coluna de contacto.

iv. Mau funcionamento do eliminador de névoa (*Demister*);

As perdas de TEG podem ser associadas a problemas mecânicos do eliminador de névoa (*Demister*), para a verificação da hipótese supracitada deve ser realizada uma inspeção do elemento quando for oportuno.

b) Perdas no sistema de Regeneração do TEG.

i. Devido às condições de temperatura e pressão nas quais se opera o sistema.

As condições de temperatura e de pressão nas quais se opera o sistema, podem causar perdas excessivas de TEG no sistema, para a verificação da hipótese

supracitada pode ser feita uma análise de dados e uma operação de teste com vista a otimizar o modo operacional, ou ainda, pode ser feita uma coleta de amostras do vapor de água efluente do sistema para identificar traços de TEG no vapor de água.

ii. Transbordamento do TEG através do separador dos lados de TEG e Condensado.

O TEG pode transbordar no separador através do separador do TEG e condensado devido ao mau funcionamento do sistema de controlo de nível do separador, para a verificação da hipótese supracitada pode-se monitorar o nível através do indicador de nível no local e depois comparar com o nível indicado pelo transmissor de nível no painel da CCR e identificar anomalia de modo que seja realizada a respectiva manutenção.

iii. Devido ao maior caudal do gás de retificação (*stripping gas*).

O gás de retificação permite a obtenção de TEG regenerado mais concentrado, entretanto, quanto maior for o seu caudal, mais perdas de TEG podem ser registadas, para a verificação da hipótese supracitada pode ser feita uma optimização do fluxo de gás de retificação até um valor que garanta uma pureza suficiente para a correção do gás de processo até atingir as especificações desejadas.

6.3 Resultados da escolha de alternativas mais adequadas

Da análise das relações entre as condições operacionais e da retenção do líquido na coluna de absorção e dos resultados das amostras de água produzida foram encontradas fortes indicações de condições de inundação da coluna de contacto, por isso, se achou conveniente testar a possibilidade da coluna estar em condições de inundação mediante um teste operacional e fazer estimativas do nível de inundação.

6.3.1 Resultados do teste operacional

Após a análise da relação entre as condições operacionais e da retenção do líquido na coluna de absorção, ficou evidente que a retenção de líquido na coluna de absorção era muito influenciada pela temperatura operacional e, era tanto maior a temperaturas mais baixas, pois, nessas condições, supõe-se que o sistema esteja sujeito a condições de inundação, por isso foi conduzido um teste na unidade 41. Por conseguinte, foram

colhidos dados antes do teste (Proc 1) e outros após o teste (Proc 2) para comparar as condições operacionais ótimas que minimizem o consumo de TEG por unidade de gás processado, observa o gráfico 19.

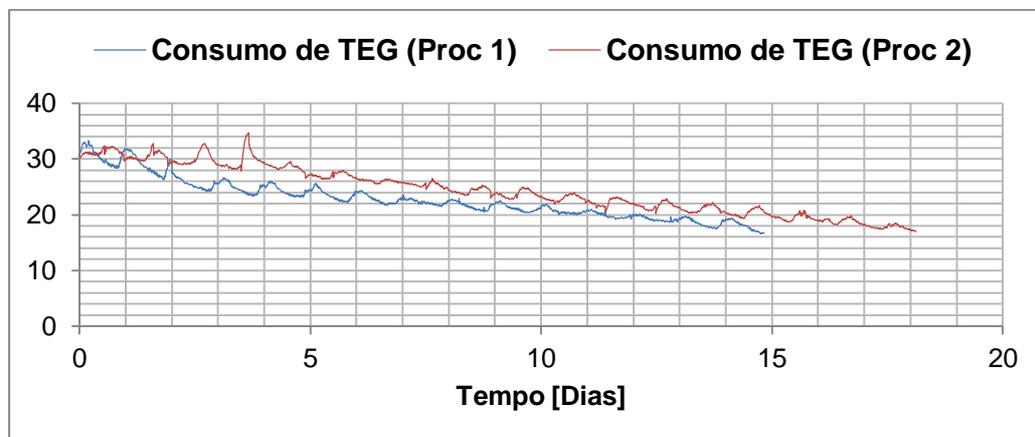


Gráfico 18: Consumo de TEG no sistema, **Proc 1** (processo operando com gás natural alimentado à 25 °C e temperatura do Ebulidor de 190°C) e **Proc 2** (processo operando com gás natural alimentado à 30 °C e temperatura do Ebulidor de 185°C).

Discussão dos resultados

Da análise do gráfico 19, constatou-se que as condições operacionais ótimas para o mínimo consumo de TEG por unidade de volume de gás natural processado correspondem as condições do processo modificado (Proc 2), pois, nessas condições o consumo de TEG comparado ao processo prévio (Proc 1) foi minimizado, observa a tabela 5, que resume as condições médias do processo e a variação no consumo de TEG para as duas situações.

Tabela 5: Variações no consumo de TEG em função da temperatura de gás de processo alimentado e da temperatura do Ebulidor na regeneração do TEG.

Variáveis de Processo	Proc 1	Proc 2
Temperatura de Gás de alimentação [°C]	25.67 ($\epsilon = \pm 1.81$)	30.10 ($\epsilon = \pm 0.62$)
Fluxo de gás na coluna de absorção [m³/hr]	120,555.60 ($\epsilon = \pm 6712.57$)	123,751.23 ($\epsilon = \pm 13427.1$)
Pressão do gás na coluna de absorção [Kpag]	5,008.75 ($\epsilon = \pm 298.76$)	5,094.43 ($\epsilon = \pm 322.25$)
Temperatura no Ebulidor [°C]	190 ($\epsilon = \pm 1.59$)	184.99 ($\epsilon = \pm 1.69$)
Teor de água no gás processado [lb/MMscf]	0.87 ($\epsilon = \pm 0.12$)	1.33 ($\epsilon = \pm 0.49$)
Consumo de TEG [m³]	0.578	0.5565
Total de gás processado [m³]	42,917,793.6	53,831,785,05

6.3.2 Resultados de estimativas da velocidade de Inundação das colunas de absorção

Para uma operação de absorção, o caudal operacional deve ser limitado com o caudal de inundação, pois, este deve ser inferior ou igual a 80% do caudal de inundação e, o não cumprimento a essa limitação pode causar grandes perdas de TEG por arrastamento, foi neste âmbito que se estimou a velocidade de inundação das colunas de absorção recorrendo-se a dois modelos matemáticos (*Eckert* e *Alphapack/Projectista*).

i. Modelo de *Eckert*

Foi calculado o caudal de inundação da coluna de absorção, tal como é mostrado na tabela 6, observa adicionalmente o anexo 4 (folha de cálculos da capacidade de inundação) para os 4 casos supracitados na tabela 3.

Tabela 6: Estimativas de caudal de inundação da coluna de absorção Segundo o modelo de *Eckert*.

	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4
$(Y)_{fl}$	0.14	0.14	0.14	0.14
$(G')^2_{fl}$	$6.4905 \cdot 10^7$	$6.53336 \cdot 10^7$	$9.9278 \cdot 10^7$	$9.920 \cdot 10^7$
$G'_{fl} [lb/ft^2h]$	8 056.401	8 082.922	9 963.84	9 960.2838
$G'_{fl} [ft^2/ft^3h]$	3 324.9695	3 335.9152	2 688.4539	2 774.4755
$G'_{fl} [m^3/m^2h]$	1 013.7102	1 017.0473	819.65058	845.8767
$G'_{fl} [m^3/h]$	2 438.2588	2 446.2835	1 971.489	2 034.5703

Discussão dos resultados

Segundo a tabela 6, o caudal de gás no ponto de inundação para os casos estudados varia entre 1 971.489 – 2 446.284 m³/h, comparados os valores com as condições de operação da indústria, constatou-se que o sistema opera com um caudal de gás superior ao caudal de inundação. Segundo este modelo, fixando a pressão do sistema, o caudal de inundação é tanto maior quanto maior for a temperatura do sistema e fixando a temperatura, o caudal de inundação é tanto maior quanto menor for a pressão do sistema.

ii. Modelo de *Alphapack/Projectista*

Foi calculada a percentagem de inundação nas condições operacionais ou seja percentagem da capacidade operacional $[\%(V')_{fl}]$ do equipamento, como

mostrado na tabela 7, observa adicionalmente o anexo 4 (folha de cálculos da capacidade operacional) para os 4 casos supracitados na tabela 3.

Tabela 7: Estimativas de caudal de inundação da coluna de absorção, Segundo o modelo AlphaPack.

Parâmetro	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4
F	0.14	0.14	0.14	0.14
v_s	17.332987	17.332987	17.332987	17.332987
C_s	3.268659	3.232	4.0813819	4.0190432
$\% (V')_{fl}$	2 371.6898	2 345.3723	2 956.719	2 911.8487
$(V')_{fl}$	6 324.577	6395.537	5 073.191	5 151.3665

Discussão dos resultados

Segundo a tabela 7, o caudal de gás no ponto de inundação para os casos estudados varia entre 5 073.191 – 6 395.537 m³/h, comparados os valores com as condições de operação da planta, constatou-se que o sistema opera com um caudal de gás superior ao caudal de inundação. Segundo este modelo (*Alphapack*), fixando a pressão do sistema, o caudal de inundação é tanto maior quanto maior for a temperatura do sistema e fixando a temperatura, o caudal de inundação é tanto maior quanto menor for a pressão do sistema.

6.4 Decisão e acompanhamento

Depois de avaliadas as alternativas de solução mais adequadas, constatou-se que a minimização das perdas de TEG pode ser possível mediante a redução do caudal de gás, ou aumento de pressão e ou ainda através de aumento de temperatura operacional da coluna de absorção.

Porém, a redução de caudal de gás não seria viável devido as necessidades de produção diária e também, o aumento de pressão operacional limita-se a capacidade das unidades de compressão, a demanda diária de produção e ao contínuo declínio da pressão do reservatório.

Portanto, o aumento de temperatura operacional, mostrou-se viável, isto é, o seu aumento minimizou as perdas de TEG, não obstante, não interferiu nas metas de produção.

CAPÍTULO VII

7 Conclusões, Limitações e Recomendações

No presente capítulo serão apresentadas as conclusões do estudo feito que vão de acordo com os resultados e a respectiva discussão colocadas no capítulo anterior. De seguida serão apontadas as limitações encontradas no presente estudo e, por fim, serão sugeridas algumas recomendações que se consideram fundamentais para o melhoramento do processo, bem como para a elaboração de estudos futuros.

7.1 Conclusão

Feito o estudo de forma a responder o problema colocado no capítulo I conclui-se que as colunas de absorção operam em condições de inundação segundo os cálculos feitos usando o modelo do projetista e o modelo Eckert e, do outro lado, a análise de dados permitiu concluir que o processo opera a caudal volumétrico maior quando o sistema encontra-se a baixas pressões e é nesses períodos que se registam as maiores perdas de TEG, facto evidenciado pelo aumento de teor de TEG na água produzida. Através de análise de dados e dos testes realizados, conclui-se também que a retenção do líquido na coluna aumenta á temperaturas mais baixas o que condiciona ainda mais as perdas de TEG e sendo mais económico operar o sistema a temperaturas relativamente mais altas em período de baixas pressões no sistema.

Teoricamente, o regenerador produz TEG mais puro com o aumento de caudal de gás de retificação ou da temperatura de regeneração, entretanto, essas condições de operação introduzem mais perdas de TEG, o teste conduzido com vista a minimizar as perdas provenientes destas condições de operação permitiu concluir que o TEG pode ser regenerado a temperaturas mais baixas até 185°C sem pôr em causa o objectivo do sistema (gás seco com teor de água inferior que 3 lb/MMscf).

Com base no teste realizado e simulação de cálculos, conclui-se também que a operação da coluna de absorção entre 4000 a 5500Kpag, o sistema deve operar à uma temperatura entre 30 a 35°C para permitir a redução da retenção do TEG na coluna e consequentemente, reduz as perdas de TEG por arrastamento. Ainda com base no teste realizado, conclui-se que os ebulidores devem ser operados à uma temperatura

entre 180 a 185°C, para reduzir as perdas de TEG por vaporização ou degradação térmica lenta.

7.2 Limitações

A primeira limitação prende-se ao tempo estabelecido para a análise do problema, isto é, o período de estágio foi de três meses, não permitiu um melhor acompanhamento do teste realizado, pois os dados de teste foram baseados em resultados de 28 dias.

A segunda limitação relaciona-se com a dificuldade de colheita e análise de amostras, isto é, não foi permitida a colheita e análise de amostras especiais para auxiliar na análise do problema em estudo, restringindo a metodologia de estudo e, certamente que a colheita e análise de amostras no tempo real permitiria um melhor rastreio da origem do problema. A análise do problema com base em amostras foi centrada exclusivamente em dados históricos e em amostras estabelecidas no cronograma de amostras da empresa.

A terceira e última limitação tem a ver com a falta de informações sobre os cálculos de concepção das colunas de contacto e de outras informações de estudos passados relacionados com o problema de perdas de TEG.

7.3 Recomendações

As colunas de absorção operam quase sempre acima da sua capacidade de inundação, segundo a literatura devem ser operadas entre 70 a 80% do seu caudal de inundação e segundo a recomendação do projetista as colunas devem ser dimensionadas para operar a 80% do seu caudal de inundação, por isso, recomenda-se operar segundo as condições estabelecidas pelo fabricante e, do outro lado, recomenda-se que sejam feitos mais estudos sobre a capacidade operacional das colunas de absorção.

As condições operacionais da coluna de contacto (pressão, caudal mássico de gás) variam muito frequentemente, isto é, são muito flutuantes. Elas são influenciadas pelo modo de controlo usado nos compressores (LPC e HPC), pois, atualmente os HPC's têm um controlo autónomo e não conectado com os LPC's, o que resulta em

uma grande instabilidade na pressão do sistema e conseqüentemente no caudal volumétrico, recomenda-se que seja feito um estudo para introdução de um modo de controlo que permita comunicação entre os LPC e HPC e permita ainda antecipar entre os compressores as perturbações decorrentes nos dois estados de compressão.

Com base no teste realizado e simulação de cálculos, recomenda-se operar a coluna de absorção com gás de alimentação à 30°C se a pressão de gás for 5500Kpag ou inferior, pois isso, permite diminuir a retenção do TEG na coluna e conseqüentemente, reduz as perdas de TEG por arrastamento. Ainda com base no teste conduzido, recomenda-se operar os ebulidores à 185°C, porque operando nessas condições o teor de água no TEG pobre não variou tão significativamente e uma operação nas condições supracitadas pode aumentar a vida útil do TEG e ainda reduzir as perdas de TEG por vaporização.

Bibliografia

- **Dutta, Binay K.**, *Principles of Mass Transfer and Separation Processes*, PHI learning Private Limited, 3rd edition, 2009.
- **Kidnay, A. J., & Parrish, W. R.**, *FUNDAMENTALS OF NATURAL GAS PROCESSING*; USA-Taylor and Francis Group, 1st edition, 2006.
- **Nobrega, G.**, *Remoção da água do gás natural por absorção utilizando sistemas microemulsionados*, 2003.
- **Treybal, R.**, *Mass-transfer operations*, 3d edition, 1980.
- **Piche, S., Larachi, F., & Grandjean, B. P.**, *Flooding Capacity in Packed Towers: Database, Correlation, and Analysis*. Department of Chemical Engineering and center for Research on the Properties of interfaces and Catalysis, Laval University, Quebec, Canada G1K 7P4, American Chemical Society, 30/11/2000.
- **Kozo, F., & Takahashi, T.**, *A correlation of flooding velocities in counter-current gas-liquid contactor of column type*, Memories of School of Engineering, Okayama University, Vol 2, 1967.
- **Caraway, T.** (May, 1990). *A comparison of Berl Saddles and Non-Pack Rings for absorption in the air-ammonia-water system, a Thesis in Chemical Engineering*, May, 1990.
- **Perry, R. H., Green, D. W., & Maloney**; *Perry's chemical engineers' handbook*, New York: McGraw-Hill, 1997.

Anexo 1.

Figuras

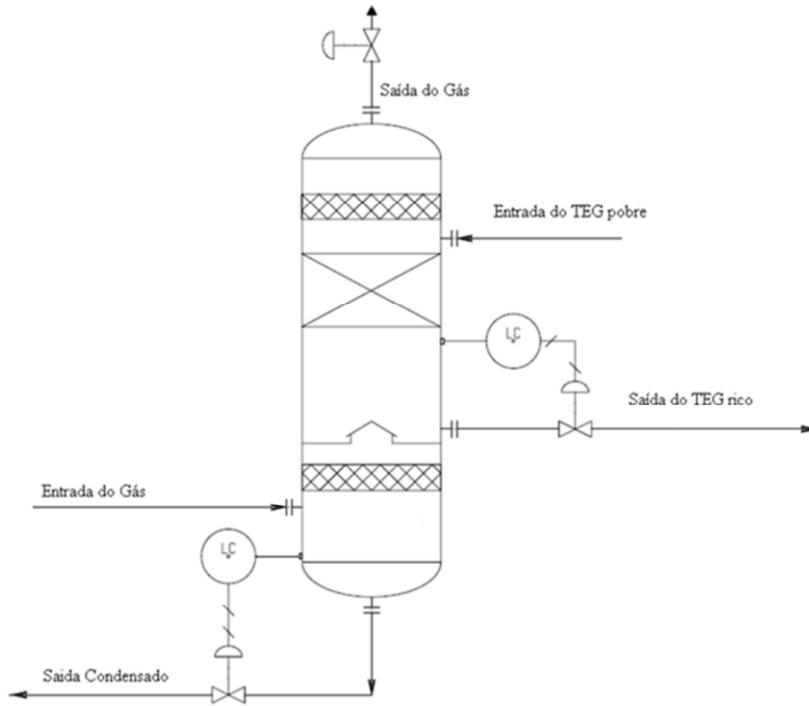


Figura A1- 1: Diagrama de coluna de absorção.

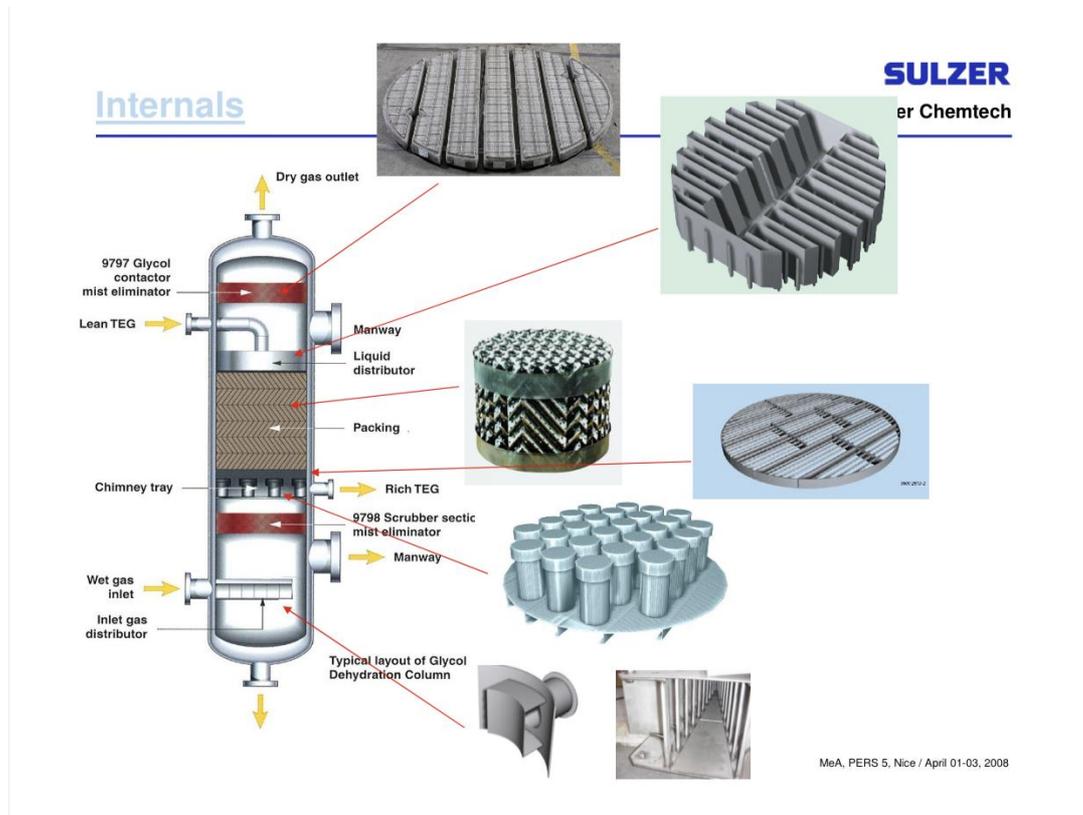


Figura A1- 2: Ilustração do equipamento interno da coluna de absorção.

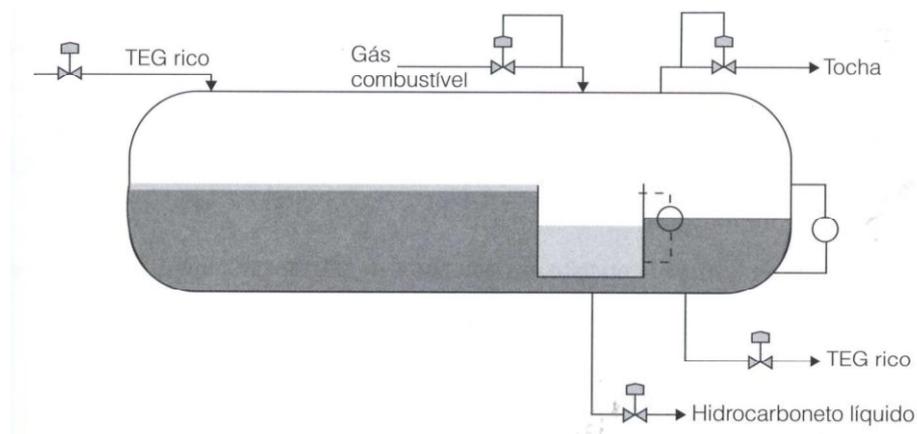


Figura A1- 3: Vaso separador de TEG, gás e condensado no sistema de regeneração do TEG.

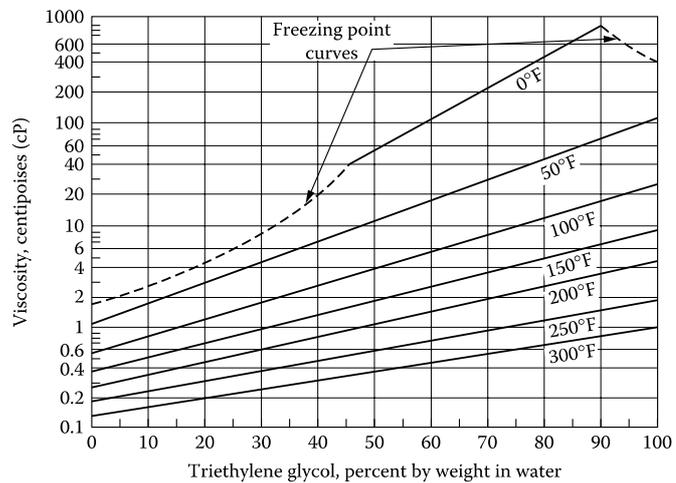


Figura A1- 4: Diagrama de viscosidade de TEG em função de composição e temperatura.

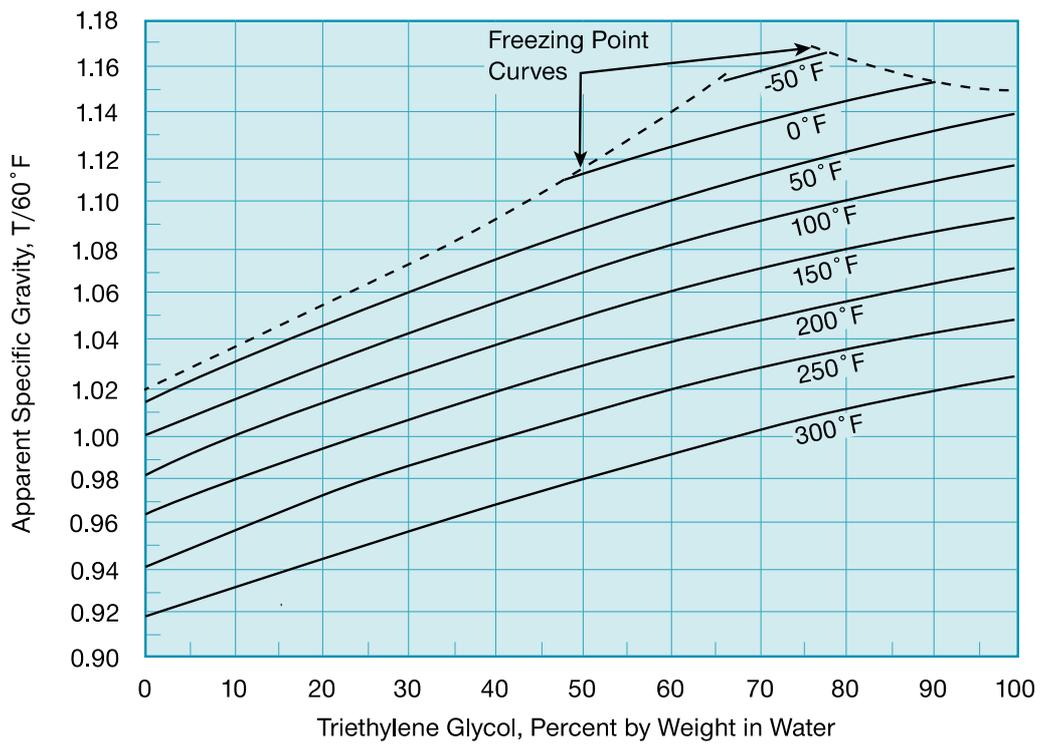


Figura A1- 5: Densidade relativa do TEG em função da composição e temperatura.

Structured Packing

AlphaPACK STYLE	SURFACE AREA (m ² /m ³)	CAPACITY FACTOR	H.E.T.P.* (mm)
D-100S	100	0.181	800
D-125S	125	0.175	625
D-150S	150	0.160	500
D-200S	200	0.150	400
D-250S	250	0.140	360
D-300S	300	0.121	275
D-350S	350	0.115	260
D-100H	100	0.225	1500
D-125H	125	0.215	1250
D-150H	150	0.200	750
D-200H	200	0.188	600
D-250H	250	0.175	500
D-300H	300	0.148	410
D-350H	350	0.140	370
G-500S	500	0.115	165
G-750S	750	0.075	100
T-300S	300	0.121	500
DHC-252S	250	0.175	250
MG-40S	40		
MG-64S	64		
MG-64H	64		
MG-90H	90		

* Actual HETP will depend upon system properties and load factors. The data listed is based upon the Chloro-/Ethyl Benzene system under vacuum conditions and is provided for comparison purposes only.

Figura A1- 6: Características de capacidade do tipo de enchimento.

Structured Packing

AlphaPACK STRUCTURED PACKING SPECIFICATION CHART								
Packing Style	Material	Application	Crimp Angle	Surface Area m ² /m ³	Voidage %	Closest Equivalent Styles (similar capacity/efficiency)		
						Glitsch	Norton	Sulzer
D-100S	Sheet Metal, embossed	General (high capacity)	45°	100	98	-	-	-
D-125S	Sheet Metal, embossed	General (high capacity)	45°	125	97.5	1A	4T	125Y
D-150S	Sheet Metal, embossed	General (high capacity)	45°	150	97	1.5A	3T	-
D-200S	Sheet Metal, embossed	General	45°	200	98	-	2T	-
D-250S	Sheet Metal, embossed	General	45°	250	97.5	2A	1T	250Y
D-300S	Sheet Metal, embossed	High efficiency	45°	300	97	3A	-	-
D-350S	Sheet Metal, embossed	High efficiency	45°	350	96.5	-	-	350Y
D-100H	Sheet Metal, embossed	High Liquid Capacity	60°	100	98	-	-	-
D-125H	Sheet Metal, embossed	High Liquid Capacity	60°	125	97.5	-	-	125X
D-150H	Sheet Metal, embossed	High Liquid Capacity	60°	150	97	-	-	-
D-200H	Sheet Metal, embossed	High Capacity	60°	200	98	-	-	-
D-250H	Sheet Metal, embossed	High Capacity	60°	250	97.5	-	-	250X
D-300H	Sheet Metal, embossed	High Capacity	60°	300	97	-	-	-
D-350H	Sheet Metal, embossed	High Capacity	60°	350	96.5	-	-	350X
DHC-252S	Sheet Metal, embossed	High Performance	45°	250	95.5	-	-	M252Y
G-500S	Wire Gauze	High Efficiency	45°	500	93.5	-	-	-
G-750S	Wire Gauze	High Efficiency	45°	750	90	CY	-	CY
G-500H	Wire Gauze	High Efficiency	60°	500	93.5	BX	-	BX
G-750H	Wire Gauze	High Efficiency	60°	750	90	-	-	-
T-300S	Thermoplastic	Corrosive	45°	300	85	-	-	-

Figura A1- 7: Especificações dos modelos de enchimento das colunas de absorção.

Structured Packing

Column Sizing

The capacity of **AlphaPACK** structured packing in a column of a stated diameter can be estimated as follows:

$$\text{Operating Capacity (\%)} = \frac{C_s \cdot 100}{F} \cdot e^{(1.4413 \{ (L/V) \cdot (\rho_V / \rho_L)^{0.5} \})^{0.5}}$$

where:

$$C_s = v_s \cdot \{ \rho_V / (\rho_L - \rho_V) \}^{0.5}$$

$$v_s = \frac{V}{\rho_V \pi \{D/2\}^2}$$

V = Vapour Rate (kg/s)

L = Liquid Rate (kg/s)

ρ_V = Vapour Density (kg/m³)

ρ_L = Liquid Density (kg/m³)

D = Column Inside Diameter (m)

F = Capacity Factor (from table)

As a general rule, new columns should be sized to operate at 80% of capacity at the maximum design loading.

More rigorous models to predict column capacity as well as pressure drop and liquid hold-up have been developed and incorporated into our packed bed design rating software for quick and accurate evaluation of column performance. We generally prefer customer enquiries to include a printout from a column simulation package that should include stage by stage vapour and liquid loads, densities and transport properties as well as details of all column feeds and draws.

Figura A1- 8: Modelo AlphaPACK usado para a estimativa de capacidade das colunas de absorção.

Anexo 2.

Tabelas

Tabela A2 - 1: Variação da densidade e viscosidade do gás de processo em função da temperatura e pressão.

Substância	Temperatura [°C]	Pressão [Kpag]	densidade [Kg/m ³]	Viscosidade [cP]
Gás Natural	25	4500	38.7838	0.0120637
Gás Natural	30	4500	37.8425	0.012191
Gás Natural	25	6500	59.322	0.012812
Gás Natural	30	6500	57.4623	0.0129056
TEG	20	101.325	1249.98	40

Tabela A2 - 2: Composição química do gás de Temane e de Pande.

	Temane	Pande
Metano (%V)	90.81	95.03
Etano	2.35	1.3
Propano	1.98	0.68
Iso-Butano	0.54	0.18
n-Butano	0.62	0.19
neo-Pentano	0.02	0.01
Iso-Pentano	0.23	0.07
n-Pentano	0.23	0.07
Hexano	0.16	0.067
Heptano	0.15	0.09
Octano	0.13	0.097
Nonano	0.05	0.029
Decanos	0.01	0.022
Nitrogénio	2.64	2.072
Dióxido de Carbono	0.08	0.094
Oxigénio	0	0
Total de Inertes	2.72	2.183
H ₂ S	0	0
Peso Relativo [g/mol]	18.4	17.163

Tabela A2 - 3: Capacidade das colunas de absorção.

	Unidades 41/42/43	Unidade 44
Montagem vertical	sim	sim
Altura [mm]	11000	9500
Diâmetro interno [mm]	1750	1750
Pressão de operacional [Kpag]	5425/6975	5400/6800
Velocidade de gás efluente [m/s]	13.26	12.51
Temperatura operacional [°C]	20/30	20/27
Pressão de concepção [Kpag]	7650	7850
Temperatura de concepção [°C]	65	65/-20
Pressão hidráulica de teste [Kpag]	10610	10939.5
Corrosão permitida [mm]	3	3
Espessura[mm]	37/37	54/52

Tabela A2 - 4: Especificações do equipamento interno da coluna de contacto.

Descrição	Unidades 41/42/43	Unidade 44
<i>Demister</i> *2 [mm]	100	100
<i>Demister</i> *1 [mm]	200	200
<i>Structured Packing</i> (altura) [mm]	5880	3780
<i>Structured Packing</i> (Diâmetro) [mm]	1750	1750
<i>Structured Packing</i> (tipo)	<i>Alphack</i> D250S	<i>Alphack</i> D250S
<i>Structured Packing</i> (Área de superfície) [m ² /m ²]	250	250
<i>H.E.T.P</i> (AUT) [mm]	360	360
Porosidade [%]	97.5	97.5

Tabela A2 - 5: Capacidade do Vaso separador de TEG.

Diâmetro Externo[mm]	914
Comprimento [mm]	5105
Pressão de Design [Kpag]	350
Temperatura de Design [°C]	230
Pressão operacional [Kpag]	120
Temperatura operacional [°C]	80
Capacidade [m3]	3.8

Anexo 3.

Gráficos

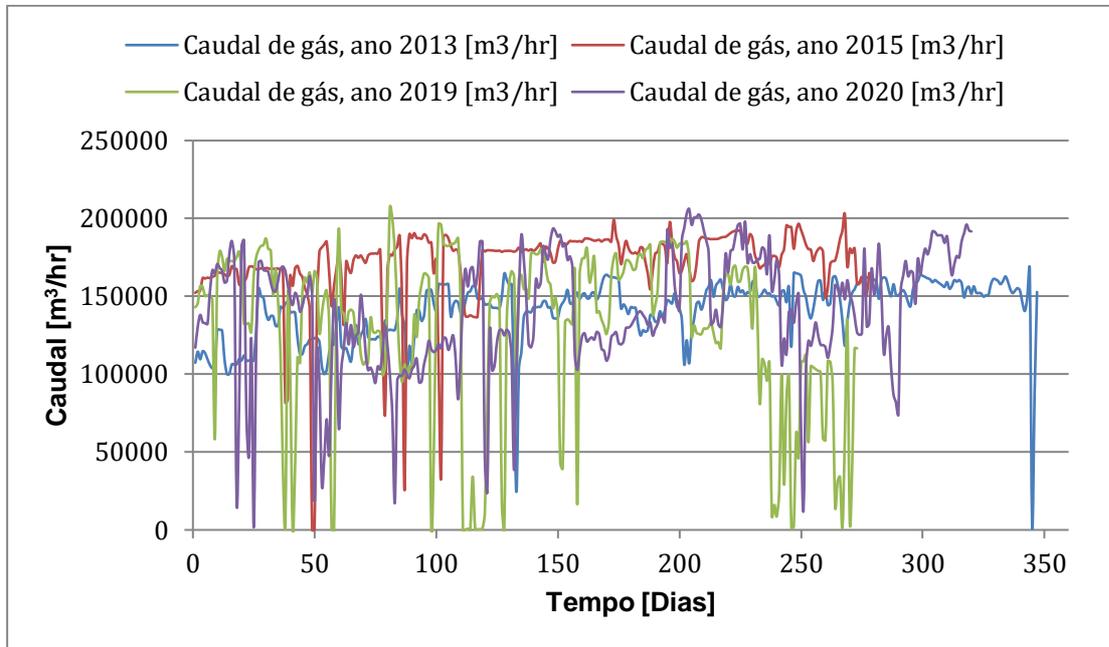


Gráfico A3 - 1: Variação do caudal volumétrico de gás alimentado na coluna de absorção ao longo dos anos, unidade 42.

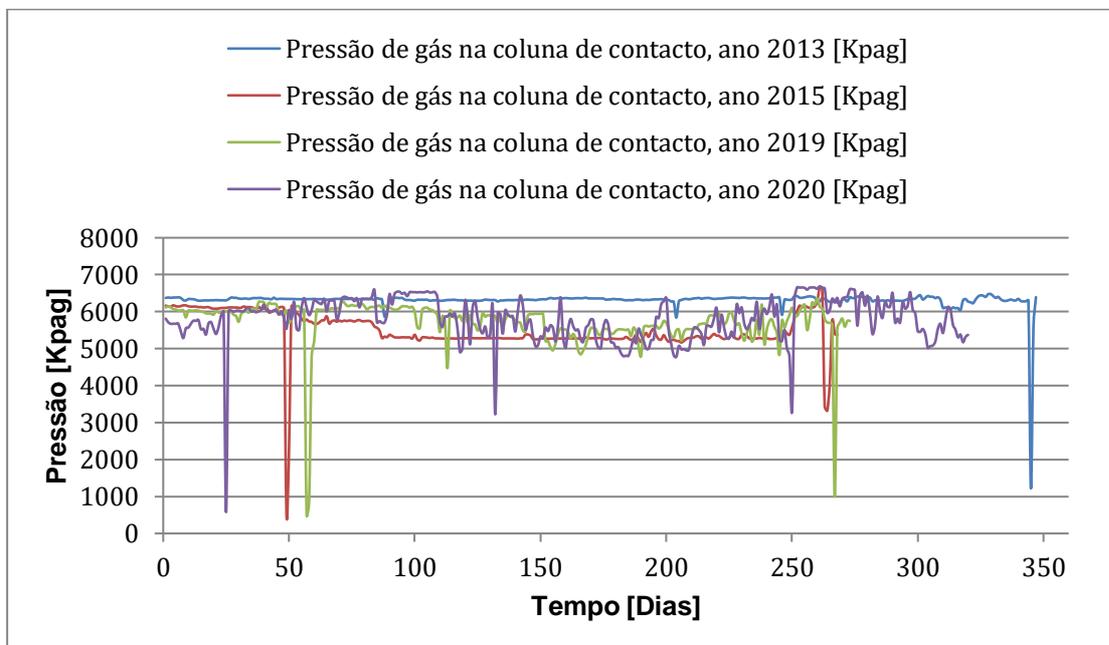


Gráfico A3 - 2: Variação da pressão operacional da coluna de absorção ao longo dos anos, unidade 42.

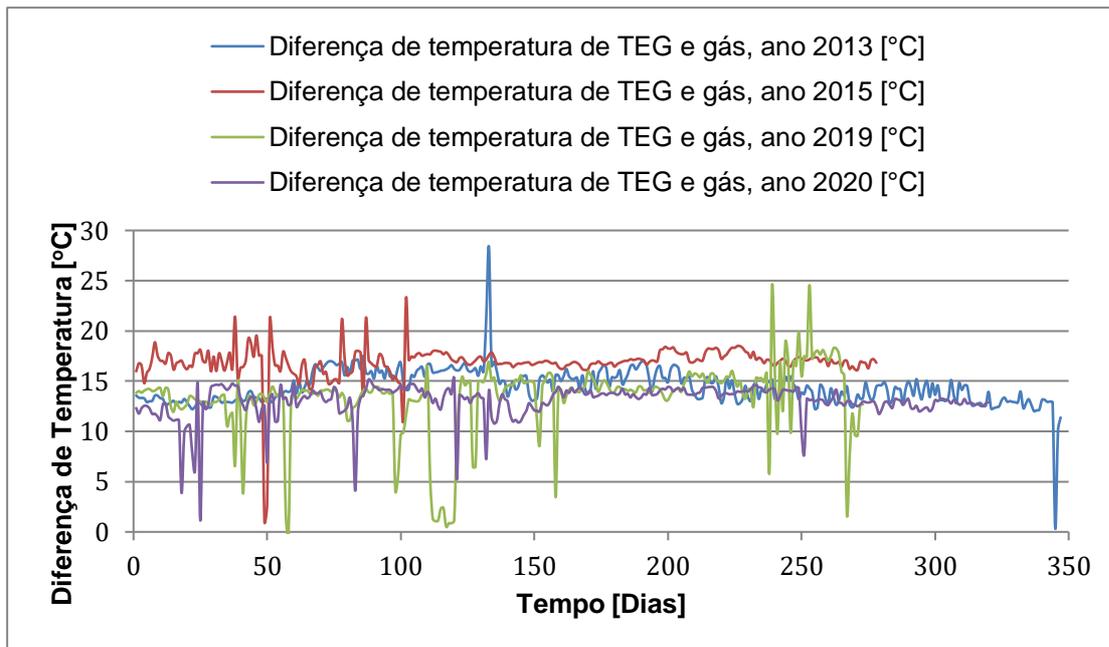


Gráfico A3 - 3: Variação da diferença de temperatura entre o TEG pobre e o gás de processo alimentados na coluna de absorção ao longo dos anos, unidade 42.

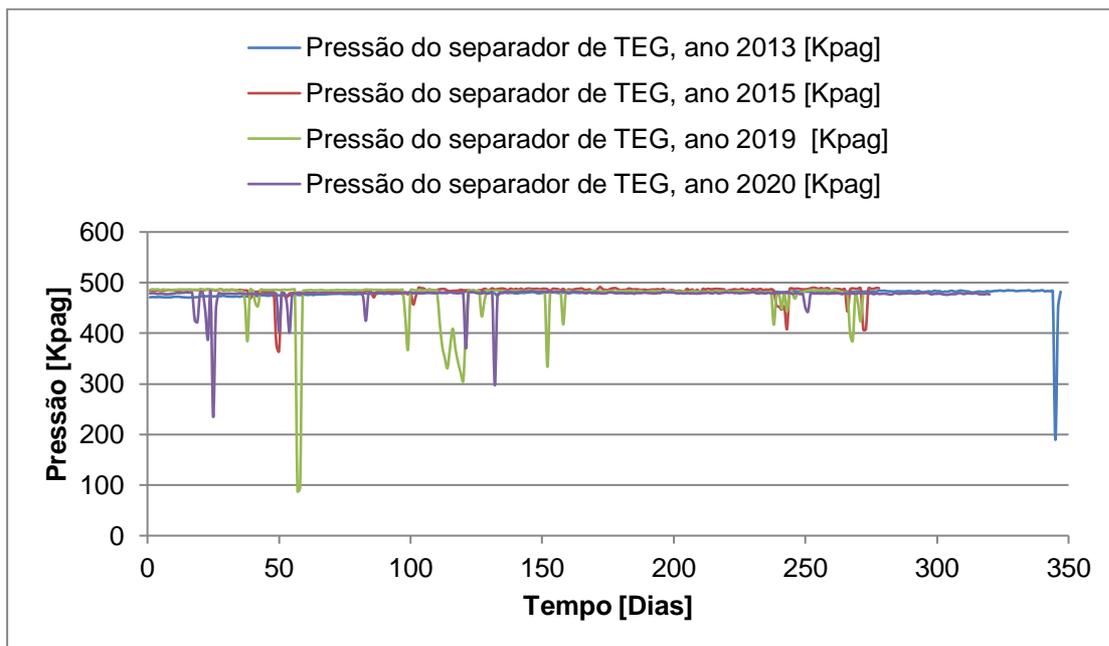


Gráfico A3 - 4: Variação da pressão operacional do separador de TEG ao longo dos anos, unidade 42.

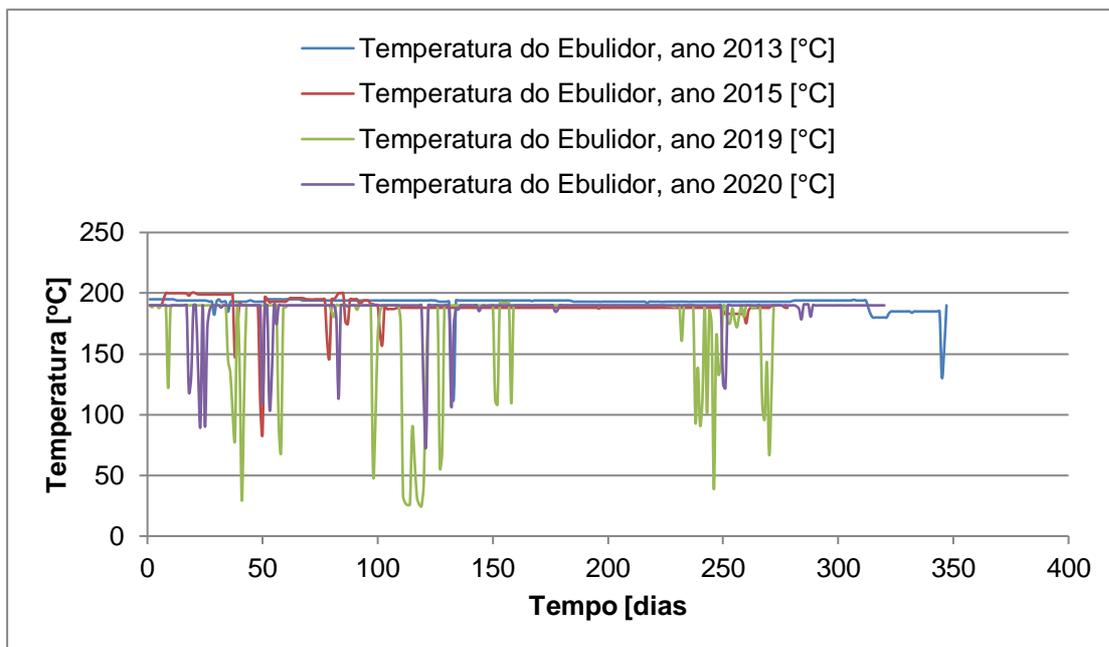


Gráfico A3 - 5: Variação da temperatura operacional do Ebulidor do sistema de regeneração do TEG ao longo dos anos, unidade 42.

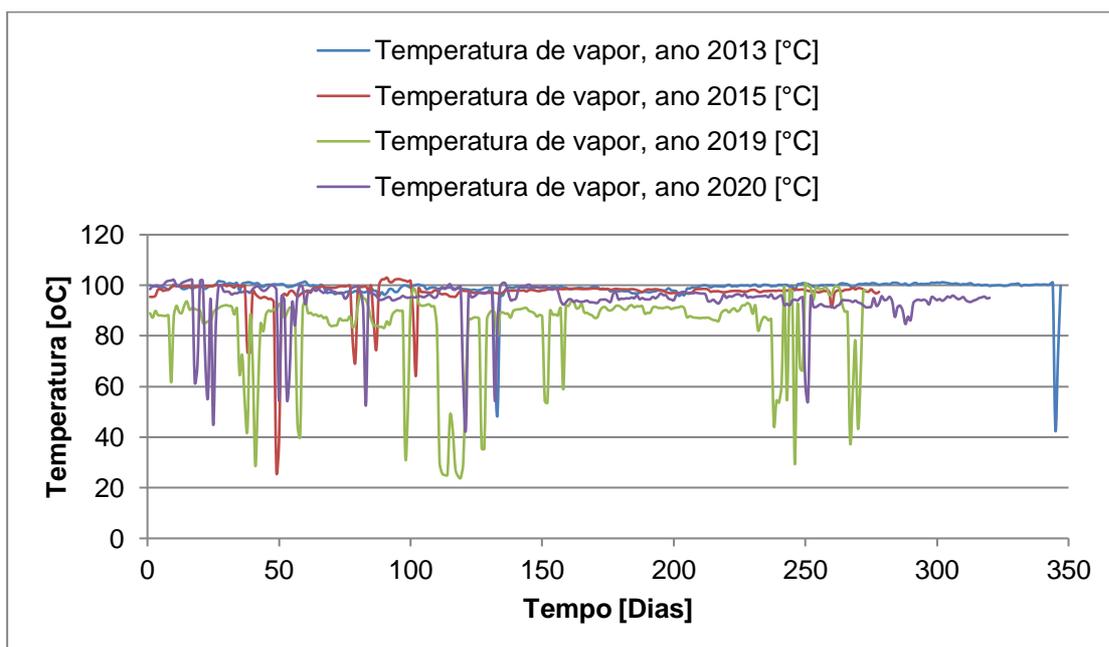


Gráfico A3 - 6: Variação de temperatura de vapor de água efluente no sistema de regeneração do TEG ao longo dos anos, unidade 42.

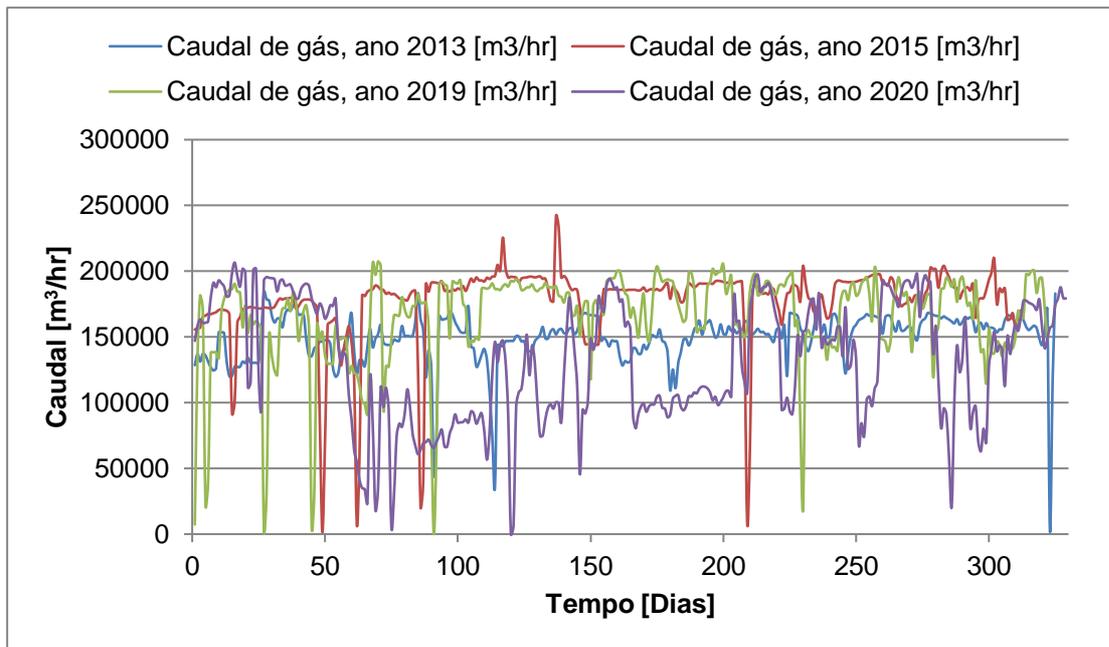


Gráfico A3 - 7: Variação do caudal volumétrico de gás alimentado na coluna de absorção ao longo dos anos, unidade 43.

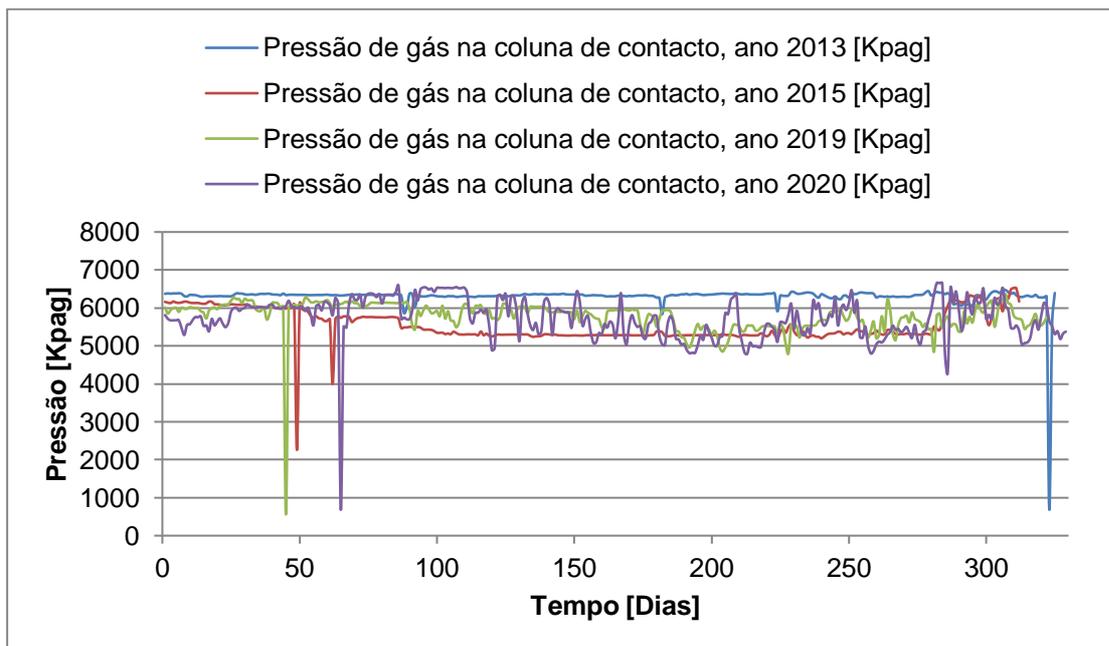


Gráfico A3 - 8: Variação de pressão operacional da coluna de absorção ao longo dos anos, unidade 43.

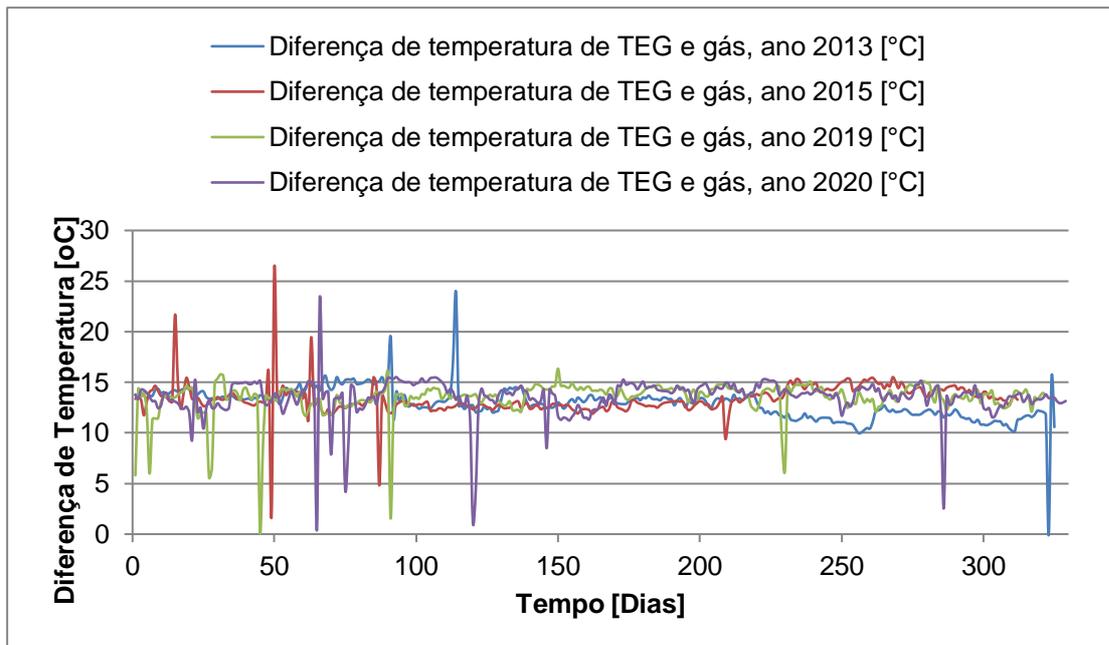


Gráfico A3 - 9: Variação da diferença de temperatura entre o TEG pobre e o gás de processo alimentados na coluna de absorção ao longo dos anos, unidade 43.

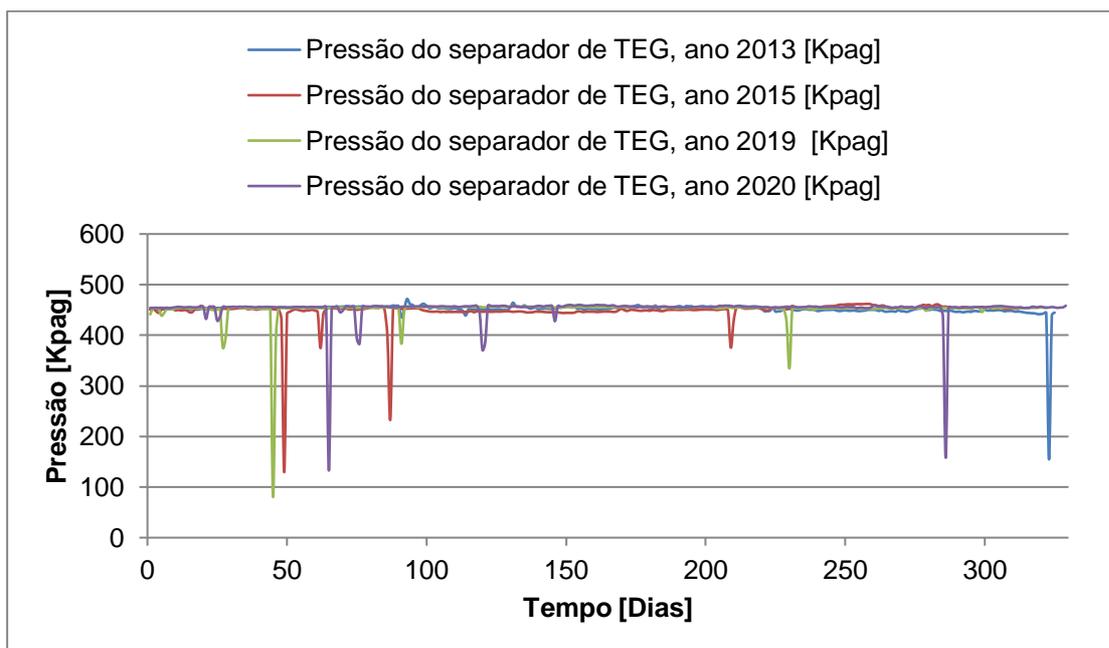


Gráfico A3 - 10: Variação da pressão operacional do separador de TEG ao longo dos anos, unidade 43.

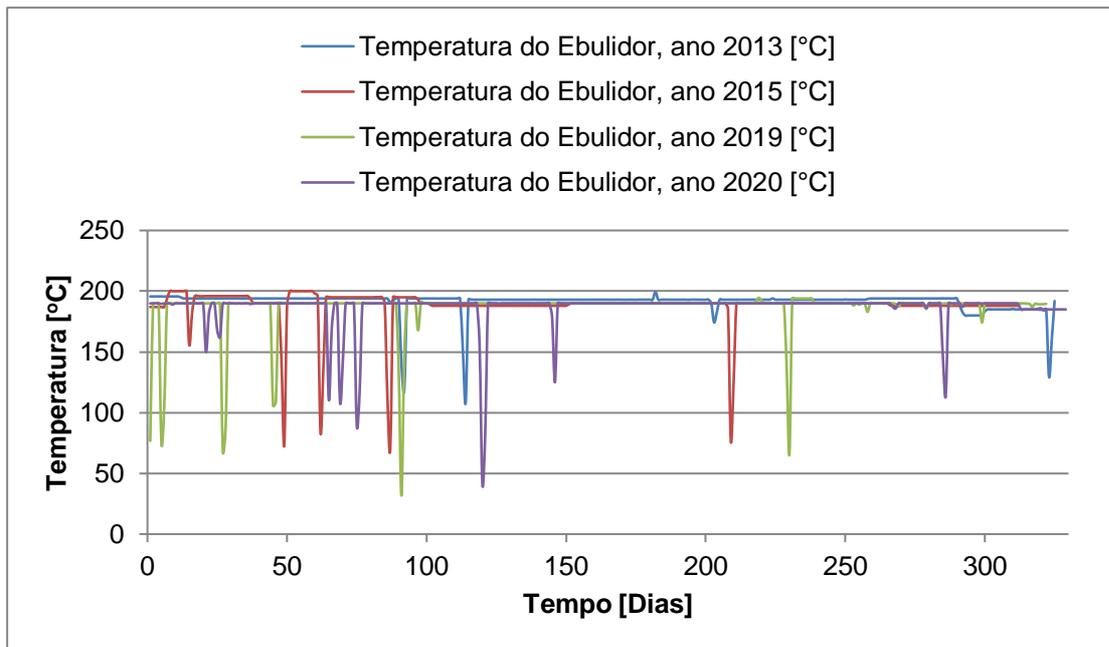


Gráfico A3 - 11: Variação da temperatura operacional do Ebulidor do sistema de regeneração de TEG ao longo dos anos, unidade 43.

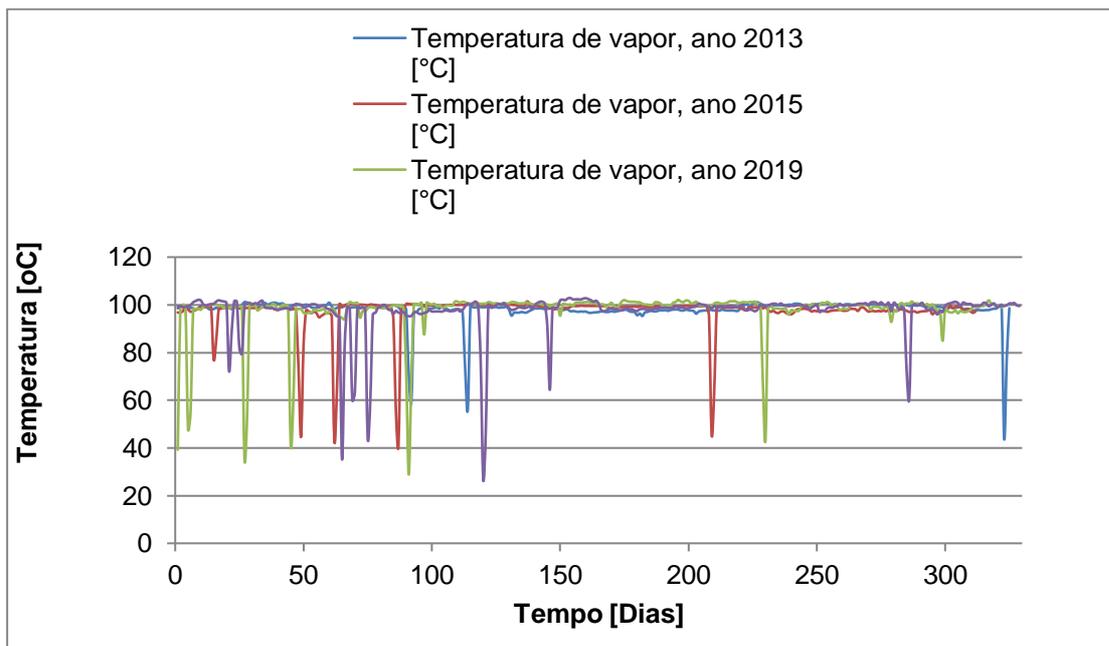


Gráfico A3 - 12: Variação da temperatura de vapor de água efluente no sistema de regeneração do TEG, unidade 43.

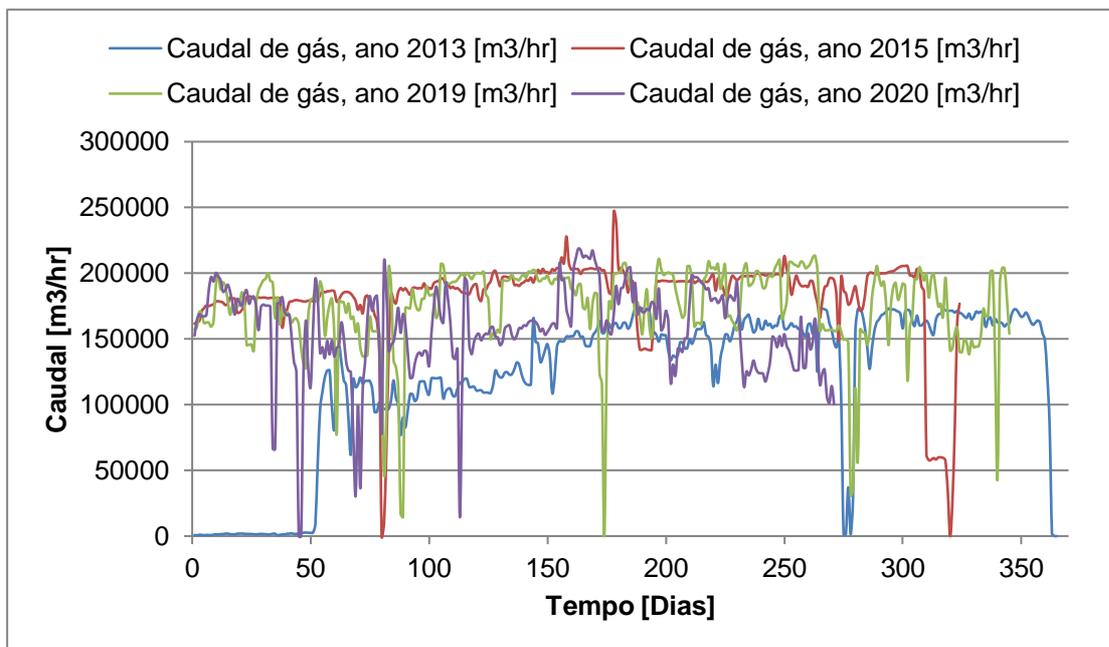


Gráfico A3 - 13: Variação do caudal volumétrico de gás alimentado na coluna de absorção ao longo dos anos, unidade 44.

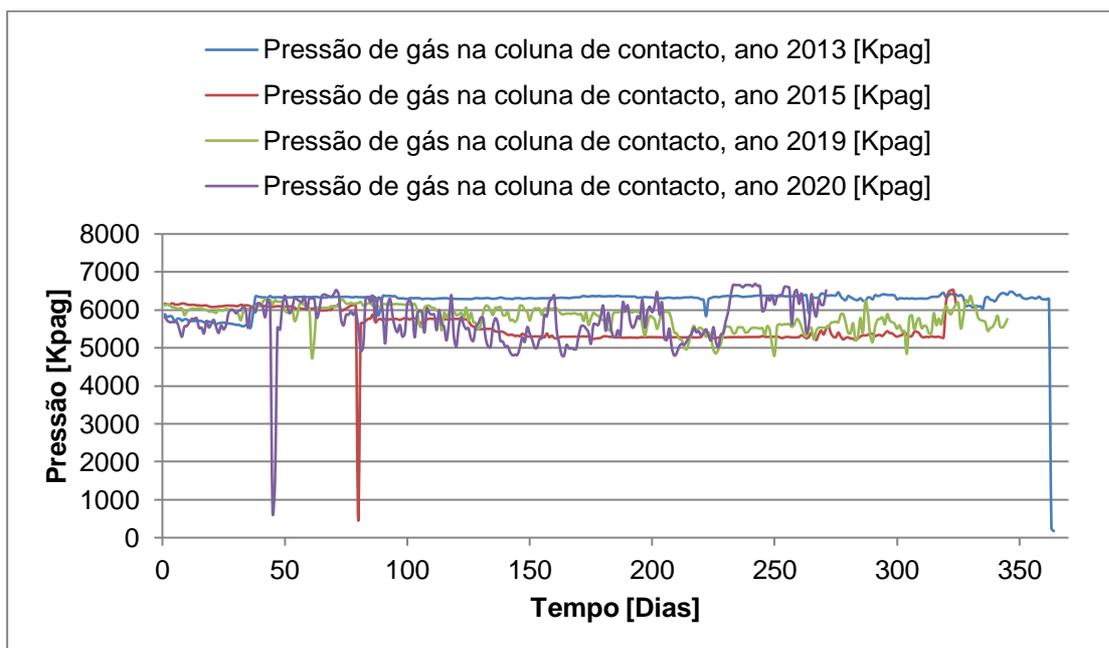


Gráfico A3 - 14: Variação de pressão operacional da coluna de absorção ao longo do ano, unidade 44.

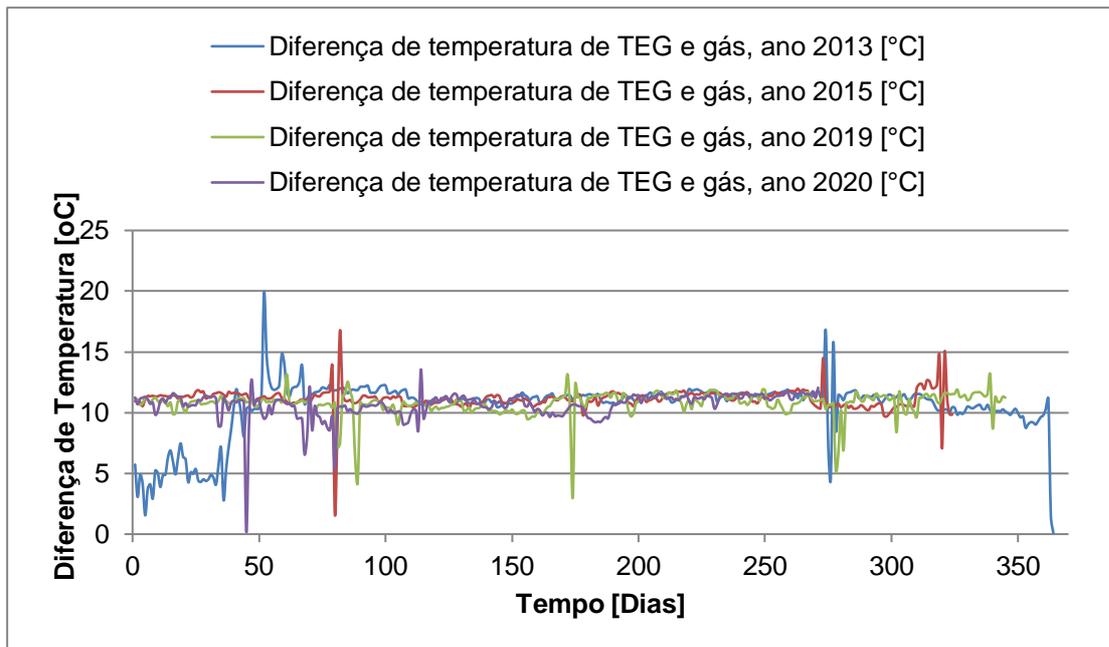


Gráfico A3 - 15: Variação da diferença de temperatura entre o TEG pobre e o gás de processo alimentados na coluna de absorção, unidade 44.

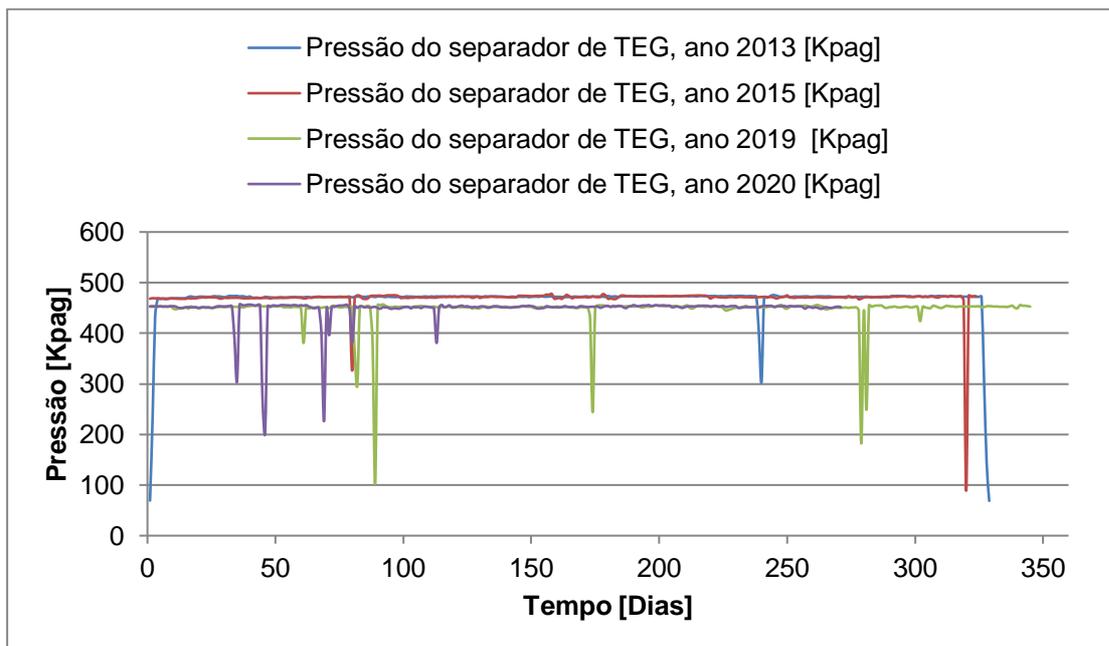


Gráfico A3 - 16: Variação da pressão operacional do separador de TEG ao longo dos anos, unidade 44.

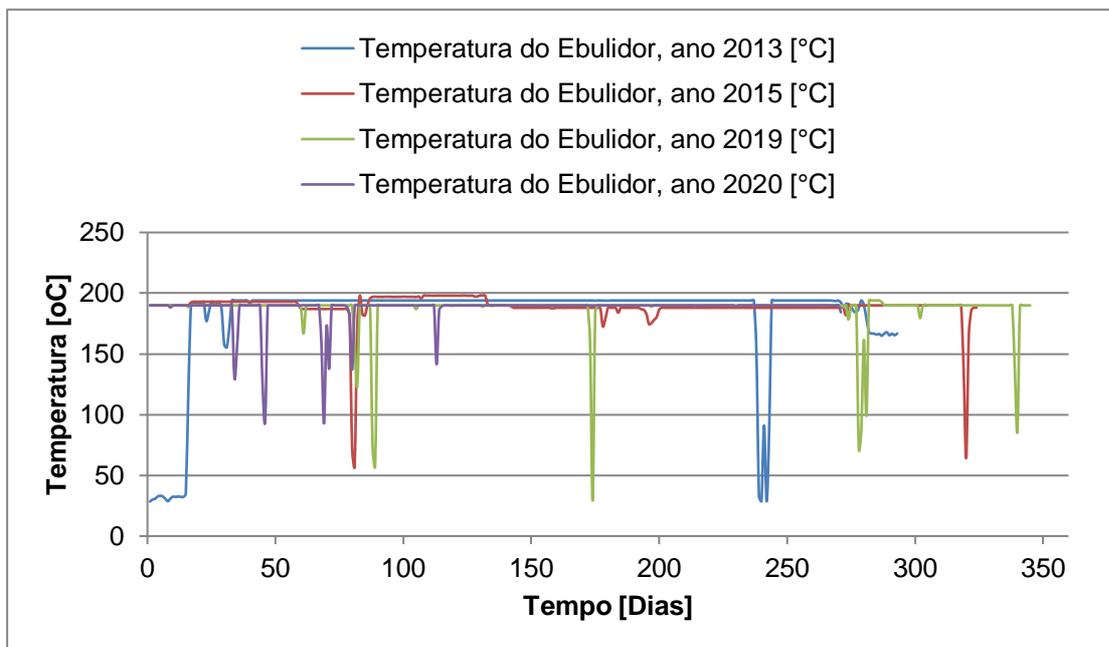


Gráfico A3 - 17: Variação da temperatura do Ebulidor do sistema de regeneração de TEG ao longo dos anos, unidade 44.

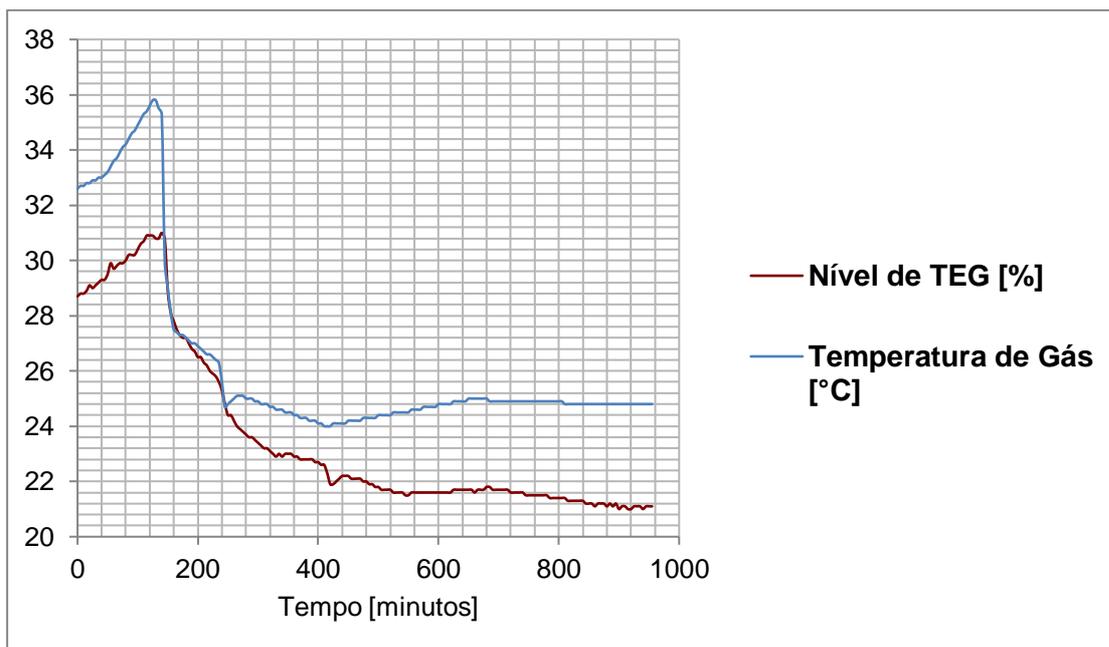


Gráfico A3 - 18: Variação do nível de TEG e da temperatura do gás natural alimentado na coluna de absorção (unidade 41, dia 7 de Junho).

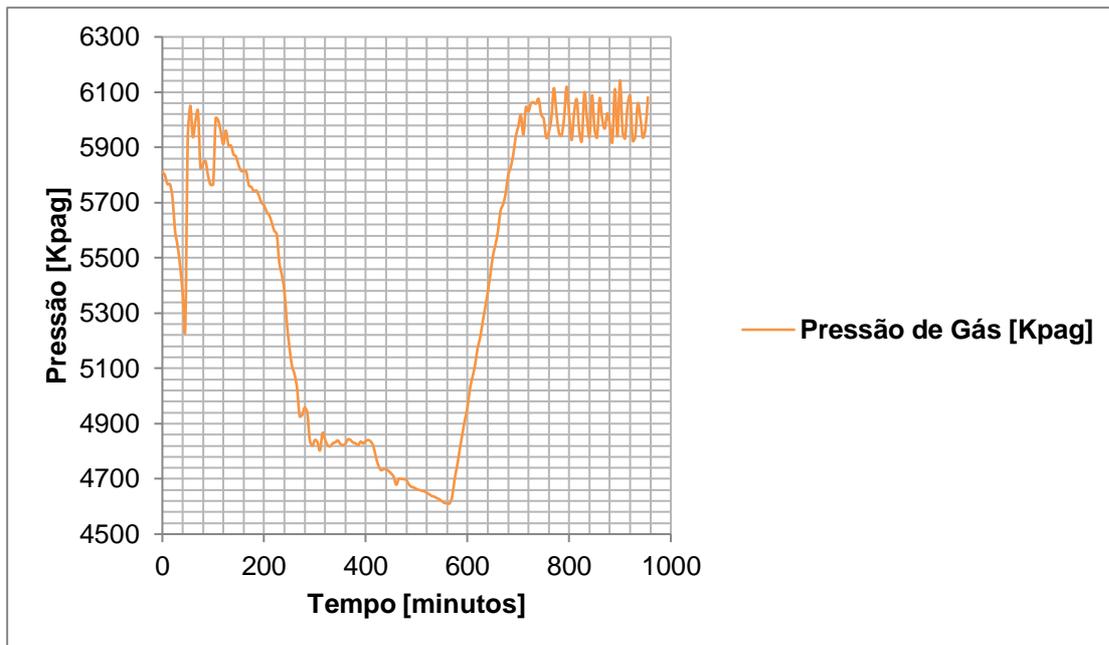


Gráfico A3 - 19: Variação da pressão de gás natural na coluna de absorção (unidade 41, dia 7 de Junho).

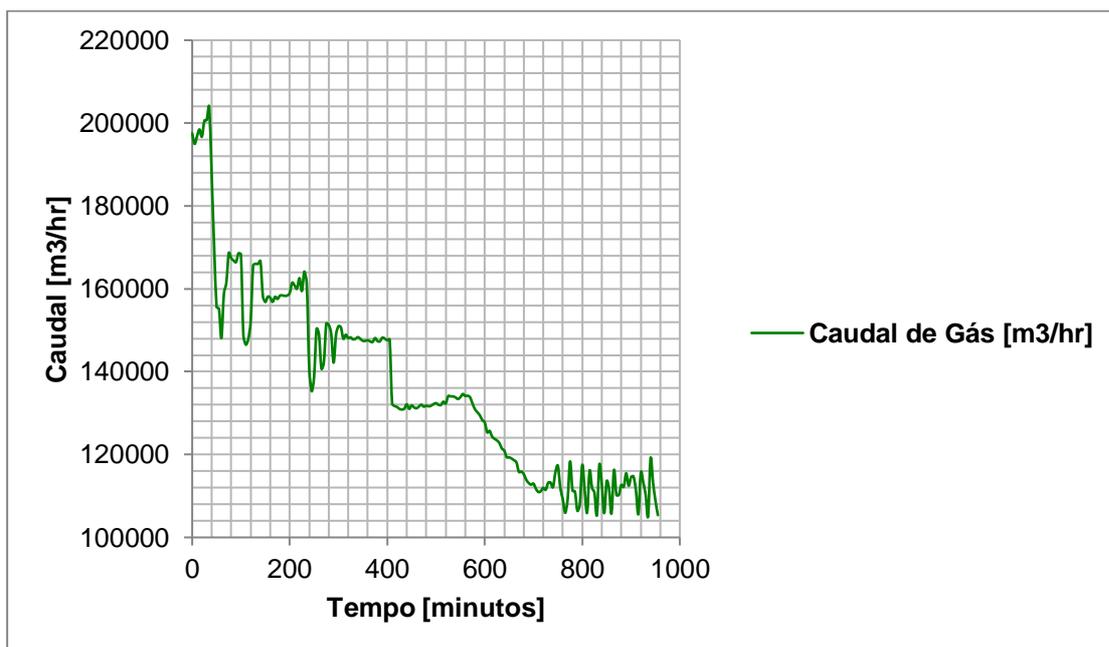


Gráfico A3 - 20: Variação do Caudal de gás natural na coluna de absorção (unidade 41, dia 7 de Junho).

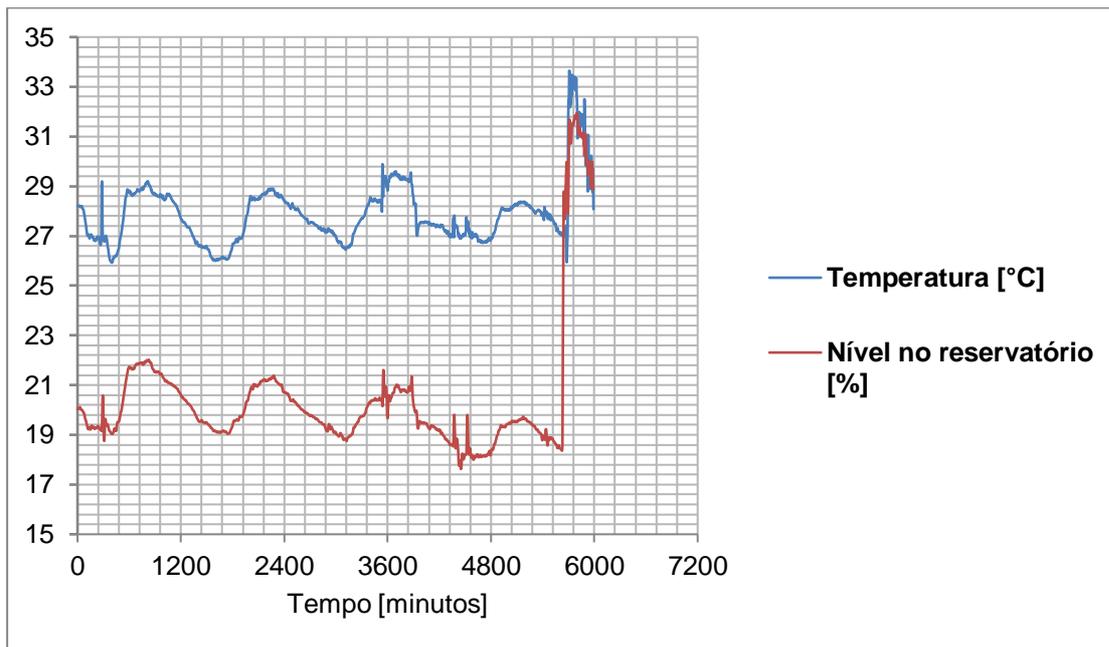


Gráfico A3 - 21: Variação do nível de TEG no sistema e da temperatura do gás natural alimentado na coluna de absorção (Unidade 42, dia 25 até 29 de Junho).

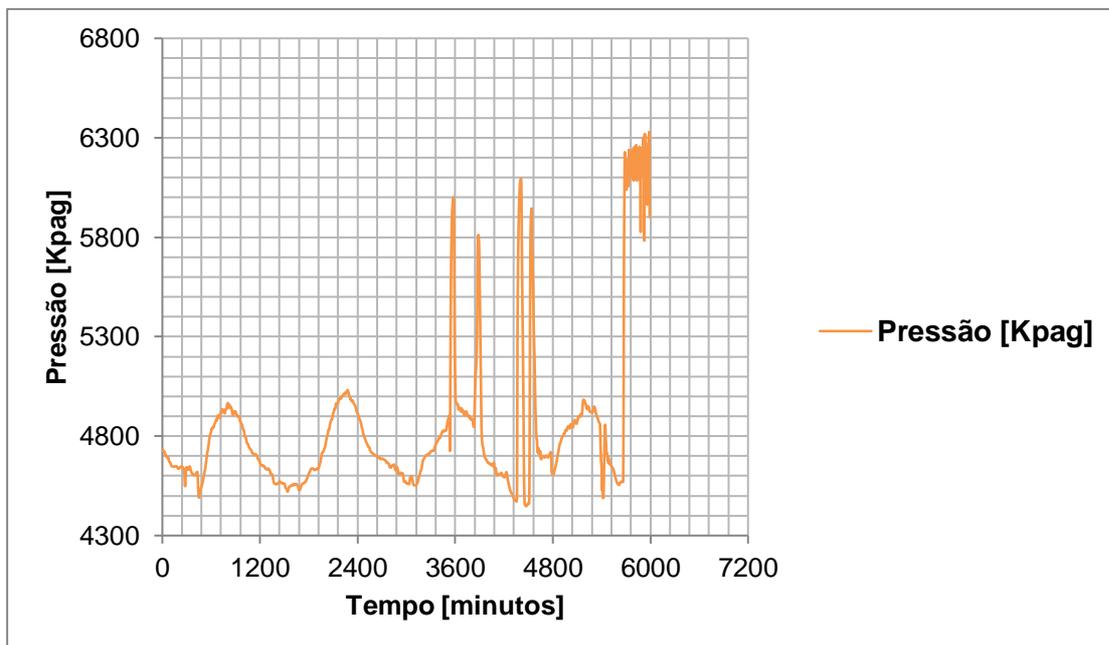


Gráfico A3 - 22: Variação da pressão de gás natural na coluna de absorção (Unidade 42, dia 25 até 29 de Junho).

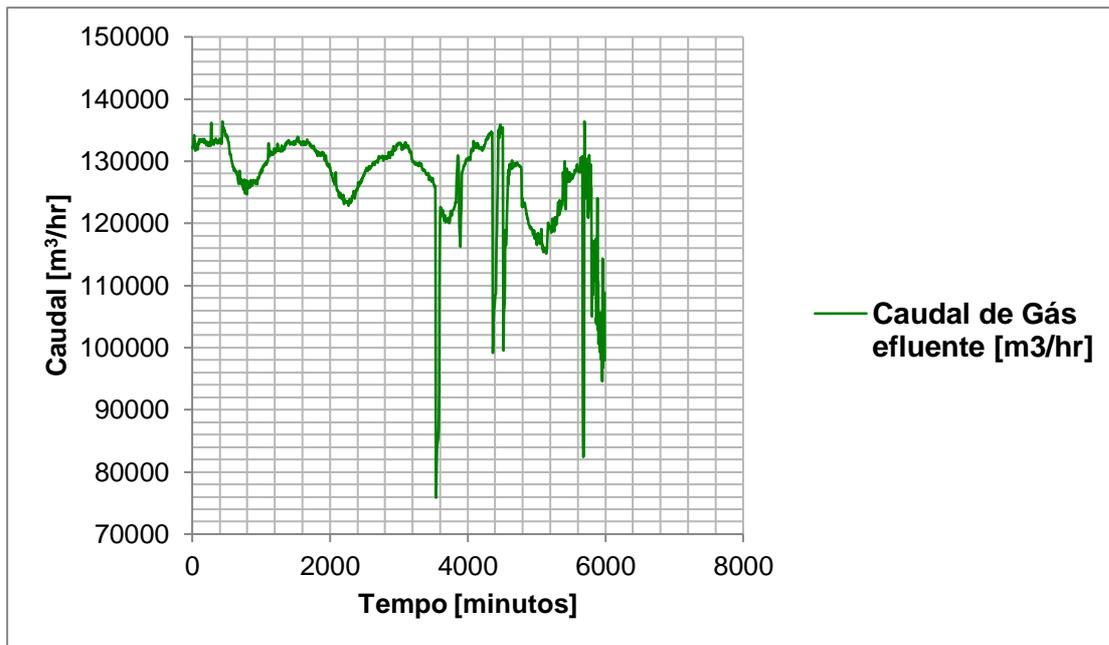


Gráfico A3 - 23: Variação do Caudal de gás natural na coluna de absorção (Unidade 42, dia 25 até 29 de Junho).

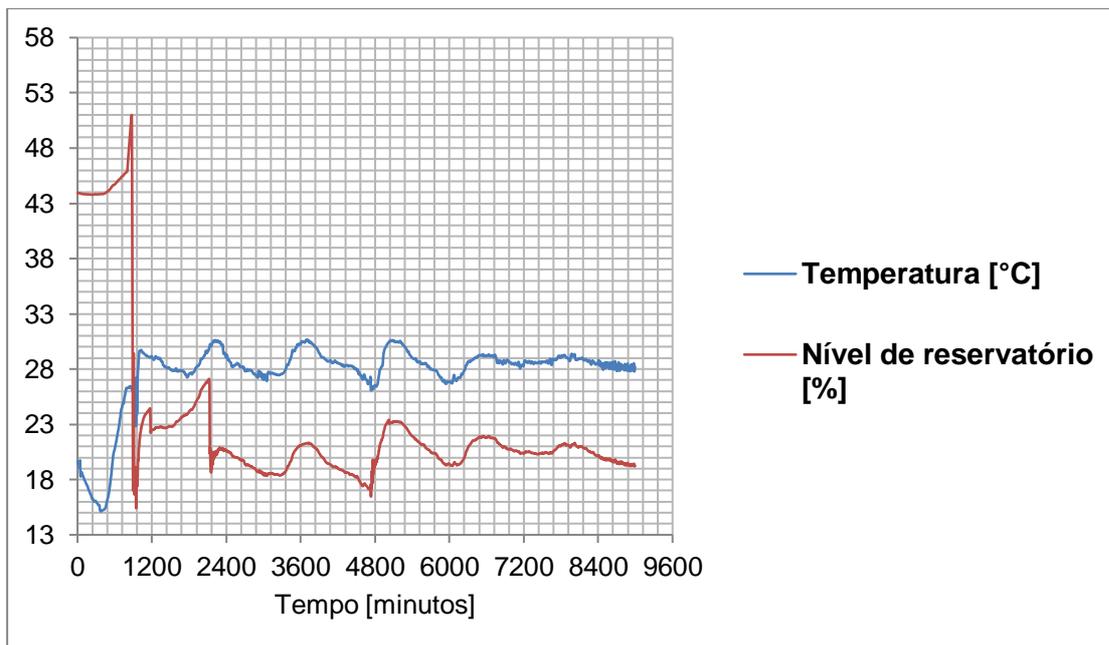


Gráfico A3 - 24: Variação do nível de TEG no sistema e da temperatura do gás natural alimentado na coluna de absorção (unidade 43, dia 1 até 7 de Julho).

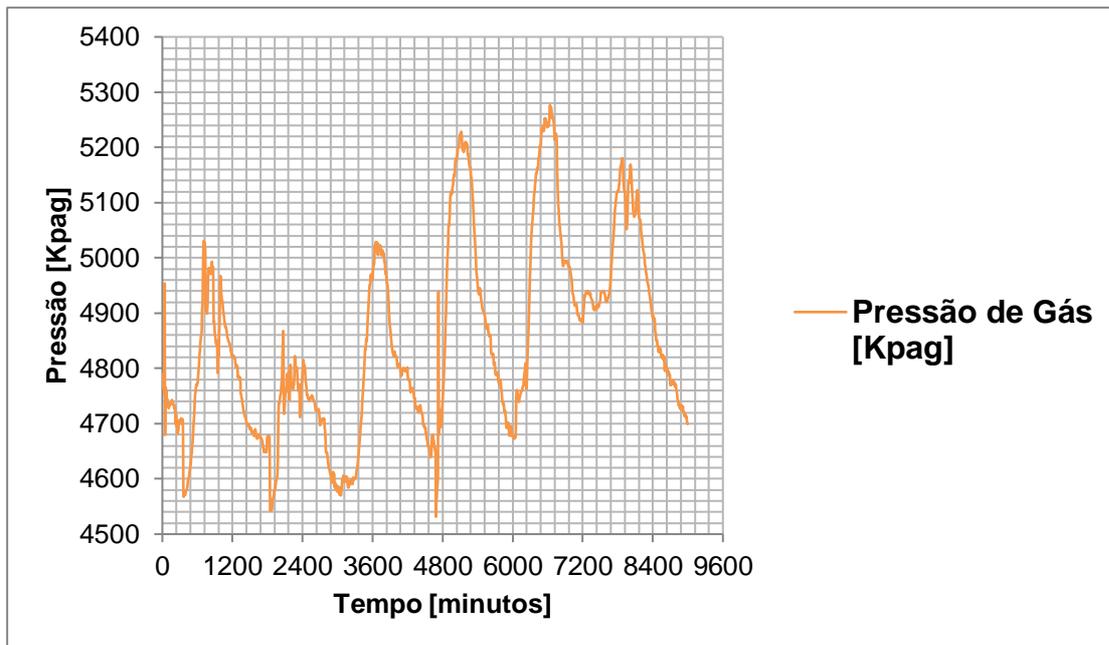


Gráfico A3 - 25: Variação da pressão de gás natural na coluna de absorção (unidade 43, dia 1 até 7 de Julho).

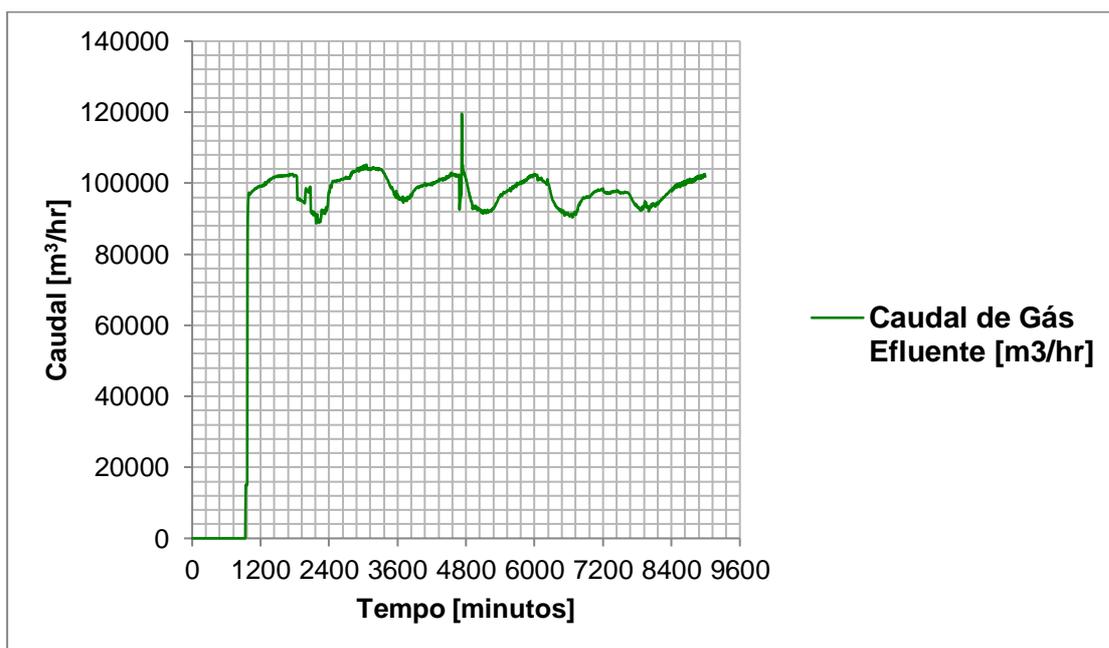


Gráfico A3 - 26: Variação do Caudal de gás na coluna de absorção (Unidade 43, dia 1 até 7 de Julho).

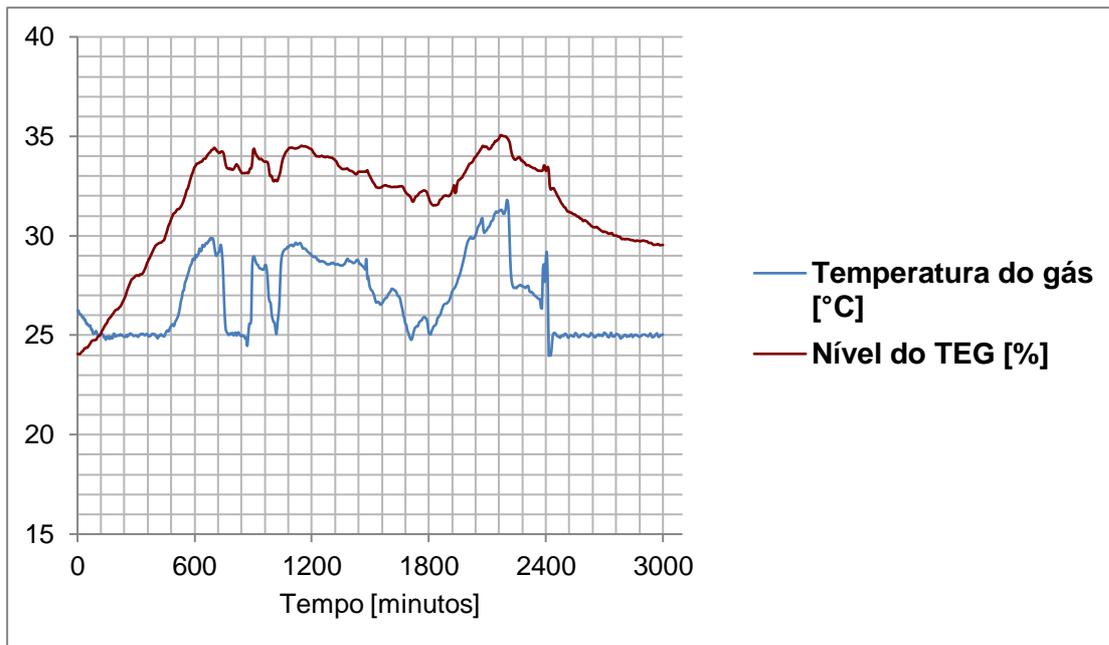


Gráfico A3 - 27: Variação do nível de TEG no sistema e da temperatura do gás natural alimentado na coluna de absorção (Unidade 44, dia 1 até 2 de Julho de 2021).

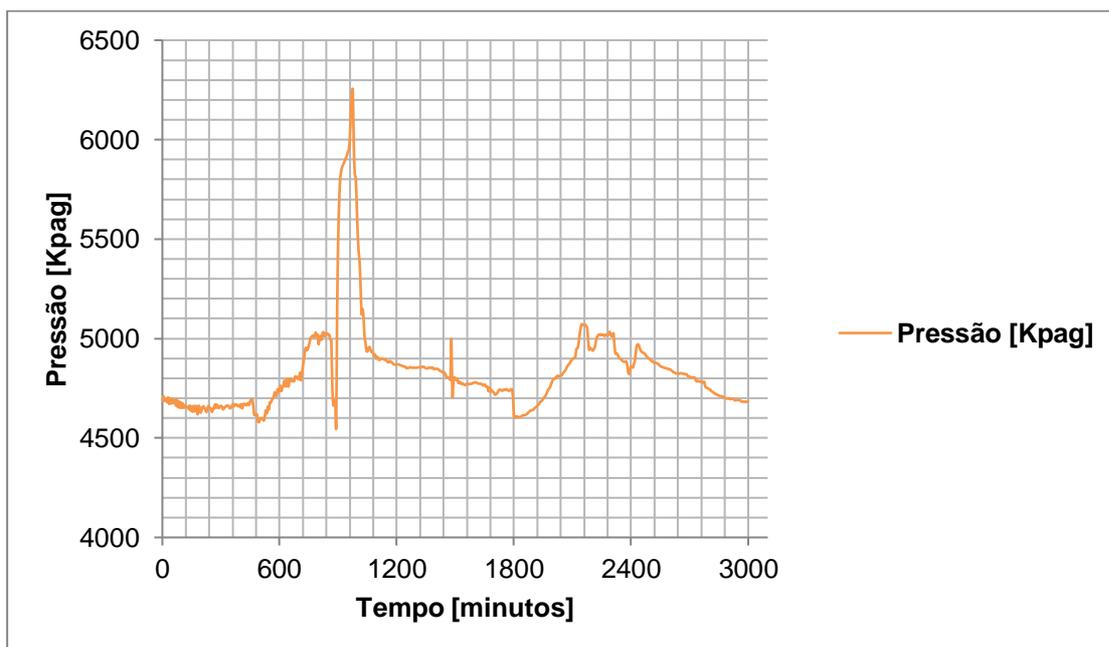


Gráfico A3 - 28: Variação da pressão de gás natural na coluna de absorção (unidade 44, dia 1 até 2 de Julho de 2021).

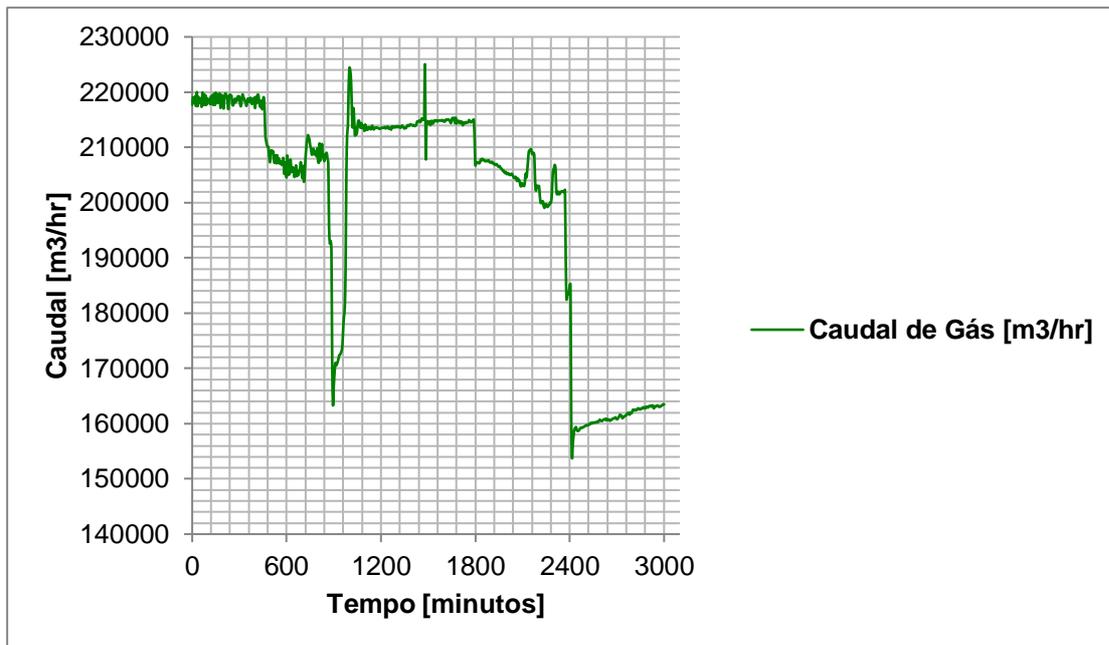


Gráfico A3 - 29: Variação de fluxo de gás natural na coluna de contacto (Unidade 44, dia 1 até 2 de Julho).

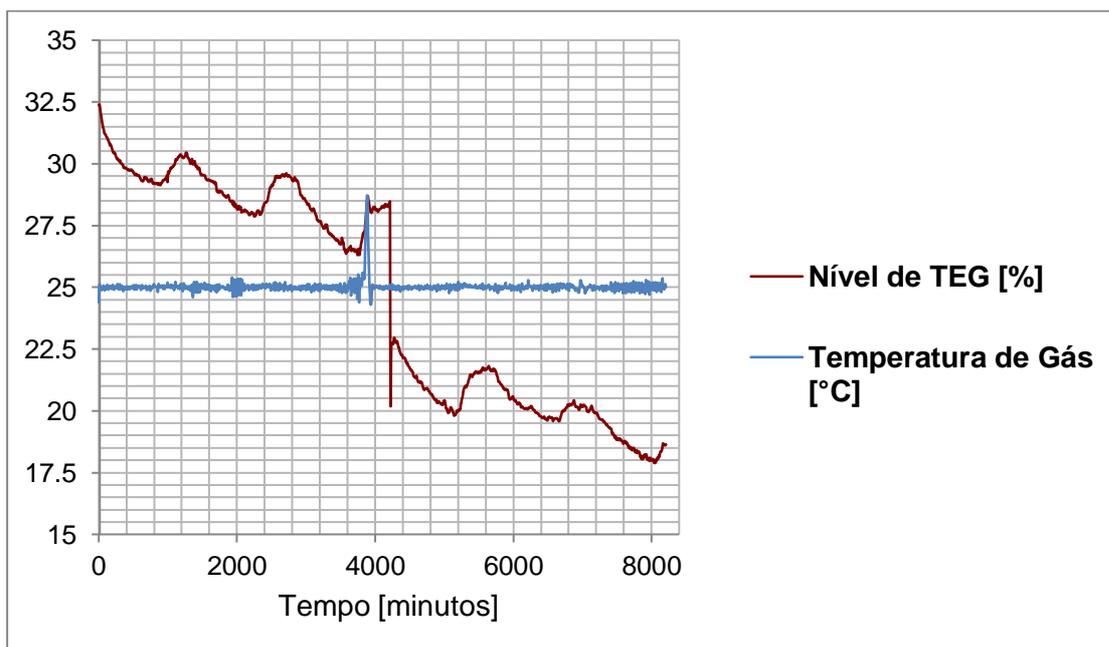


Gráfico A3 - 30: Variação do nível de TEG no sistema e da temperatura do gás natural alimentando na coluna de contacto (Unidade 44, dia 3 até dia 7 de Julho).

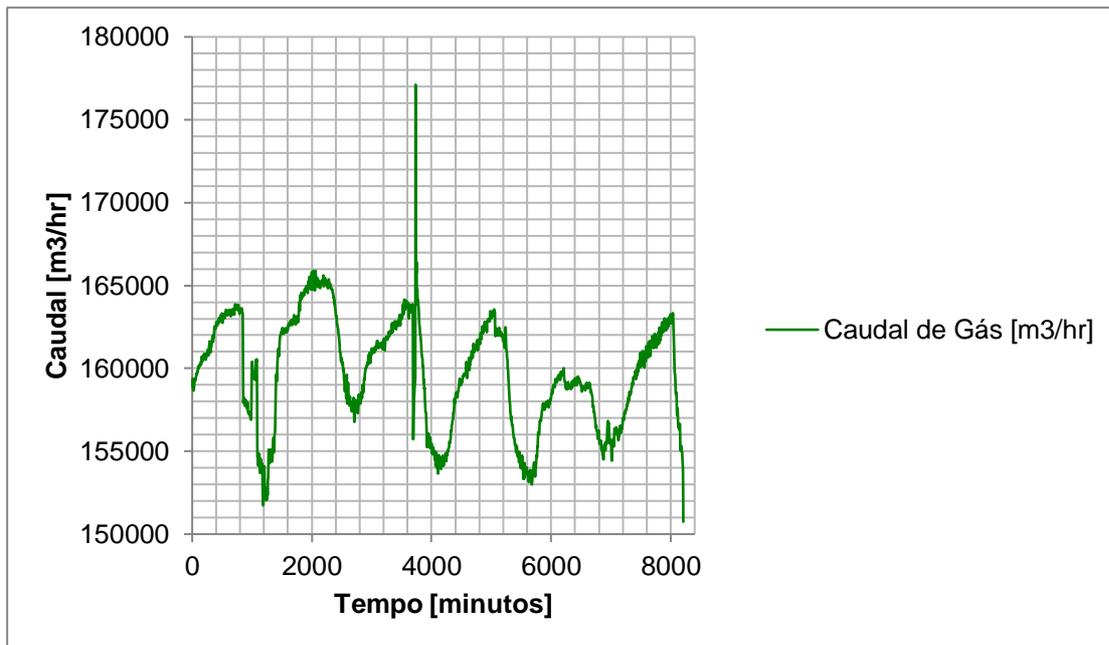


Gráfico A3 - 31: Variação do Caudal de gás natural na coluna de absorção (unidade 44, dia 3 até 7 de Julho).

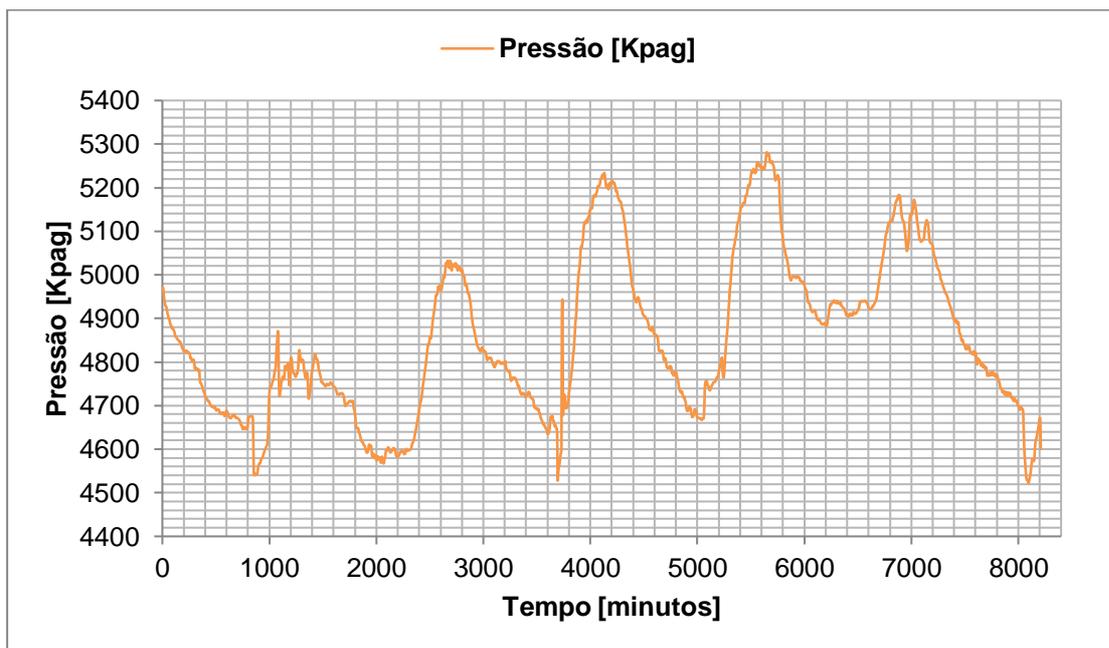


Gráfico A3 - 32: Variação de pressão de gás na coluna de absorção (unidade 44, dia 3 até 7 de Julho).

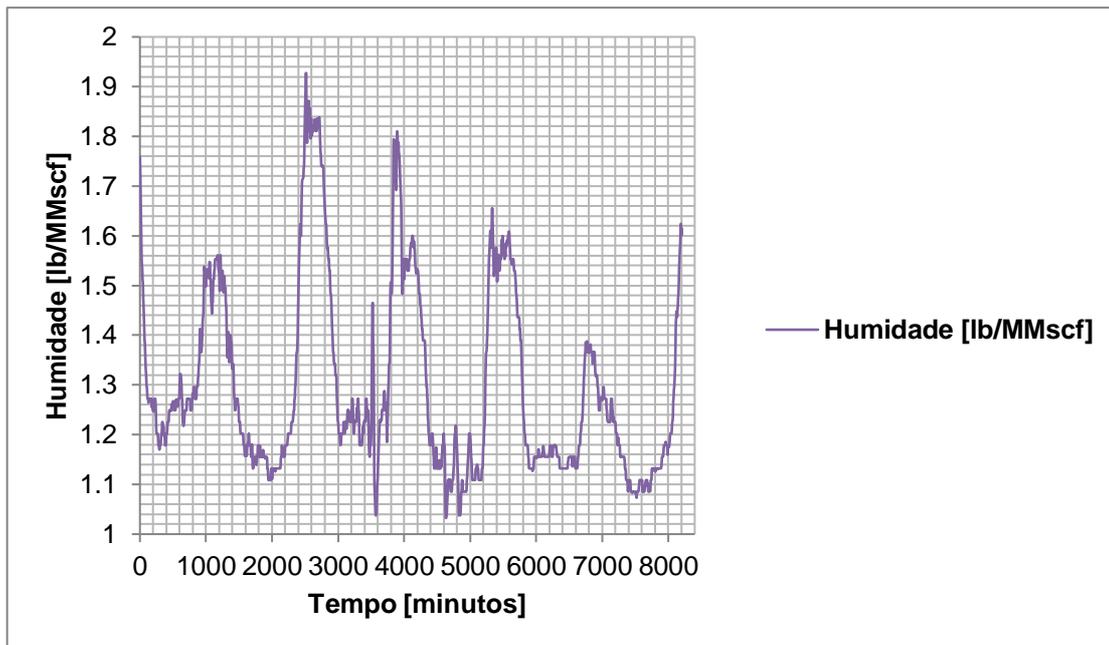


Gráfico A3 - 33: *Variação do teor de humidade do gás efluente da coluna de absorção (unidade 44, dia 3 até 7 de Julho).*

Anexo 4

Cálculos de Inundação das colunas de absorção

Modelo de Eckert

Caso I

Dados:

$$T = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P = 4500 \text{ KPa}$$

$$\rho_G = 38.7838 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu_G = 0.0120637 \text{ cP}$$

$$\rho_L = 1128 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu_L = 42 \text{ cP}$$

$$a = 250 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$\varepsilon = 0.975$$

$$D = 1750 \text{ mm}$$

$$\gamma = (\rho_L/\rho_w) = 1.128$$

$$g_c = 4.18 * 10^8 \text{ ft/h}^2$$

Resolução

$$\rho_G = \frac{38.7838 \text{ Kg}}{\text{m}^3} * \frac{2.2046 \text{ lb}}{1 \text{ Kg}} * \left(\frac{1 \text{ m}}{3.28 \text{ ft}}\right)^3 = 2.423 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_L = \frac{1128 \text{ Kg}}{\text{m}^3} * \frac{2.2046 \text{ lb}}{1 \text{ Kg}} * \left(\frac{1 \text{ m}}{3.28 \text{ ft}}\right)^3 = 70.4721 \text{ lb/ft}^3$$

$$F_P = \frac{a}{\varepsilon^3} = \frac{250 \text{ m}^2/\text{m}^3}{0.975^3} = \frac{269.728 \text{ m}^2}{\text{m}^3} * \frac{1 \text{ m}}{3.28 \text{ ft}} = 82.234 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi * (1.75)^2}{4} = 2.40528 \text{ m}^2$$

Da relação (11), temos que:

$$Y_{fl} = \frac{(G')_{fl}^2 (F_P) (\rho_w/\rho_L) (\mu_L)^{0.2}}{\rho_G \rho_G g_c}$$

E da figura A1-6, temos $Y_{fl} = 0.14$, logo, teremos:

$$Y_{fl} = \frac{(G')_{fl}^2 (F_P) (\rho_w/\rho_L) (\mu_L)^{0.2}}{\rho_G \rho_G g_c} = 0.14 \Rightarrow (G')_{fl}^2 = \frac{0.14 * \rho_G \rho_G g_c (\rho_L/\rho_w)}{(F_P) (\mu_L)^{0.2}}$$

$$(G')_{fl}{}^2 = \frac{0.14 * 2.423 * 70.472 * 1.128 * 4.18 * 10^8}{82.234 * 42^{0.2}} = 6.4905 * 10^7$$

$$(G')_{fl} = 8056.401 \frac{lb}{ft^2 h} * \frac{ft^3}{2.423 lb} * \frac{1 m}{3.28 ft} = 1013.7102 m^3/m^2 h$$

$$(G')_{fl} = \frac{1013.7102 m^3}{m^2 h} * 2.40528 m^2 = \mathbf{2438.2588 m^3/h}$$

Caso II

Dados:

$$T = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P = 4500 \text{ KPa}$$

$$\rho_G = 37.8425 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu_G = 0.012191 \text{ cP}$$

$$\rho_L = 1125 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu_G = 35 \text{ cP}$$

$$a = 250 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$\varepsilon = 0.975$$

$$D = 1750 \text{ mm}$$

$$\gamma = (\rho_L/\rho_w) = 1.125$$

$$g_c = 4.18 * 10^8 \text{ ft/h}^2$$

Resolução

$$\rho_G = \frac{37.8425 \text{ Kg}}{m^3} * \frac{2.2046 \text{ lb}}{1 \text{ Kg}} * \left(\frac{1 \text{ m}}{3.28 \text{ ft}}\right)^3 = 2.3642 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_L = \frac{1125 \text{ Kg}}{m^3} * \frac{2.2046 \text{ lb}}{1 \text{ Kg}} * \left(\frac{1 \text{ m}}{3.28 \text{ ft}}\right)^3 = 70.2847 \text{ lb/ft}^3$$

$$F_P = \frac{a}{\varepsilon^3} = \frac{250 \text{ m}^2/\text{m}^3}{0.975^3} = \frac{269.728 \text{ m}^2}{m^3} * \frac{1 \text{ m}}{3.28 \text{ ft}} = 82.234 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi * (1.75)^2}{4} = 2.40528 \text{ m}^2$$

Da relação (11), temos:

$$Y_{fl} = \frac{(G')_{fl}{}^2 (F_P) (\rho_w/\rho_L) (\mu_L)^{0.2}}{\rho_G \rho_G g_c}$$

Da figura A1-6, temos $Y_{fl} = 0.14$, logos, teremos:

$$Y_{fl} = \frac{(G')_{fl}{}^2 (F_P) (\rho_w/\rho_L) (\mu_L)^{0.2}}{\rho_G \rho_G g_c} = 0.14 \Rightarrow (G')_{fl}{}^2 = \frac{0.14 * \rho_G \rho_G g_c (\rho_L/\rho_w)}{(F_P) (\mu_L)^{0.2}}$$

$$(G')_{fl}^2 = \frac{0.14 * 2.3642 * 70.2847 * 1.125 * 4.18 * 10^8}{82.234 * 35^{0.2}} = 6.53336 * 10^7$$

$$(G')_{fl} = 8082.922 \frac{lb}{ft^2 h} * \frac{ft^3}{2.423 lb} * \frac{1 m}{3.28 ft} = 1017.0473 m^3/m^2 h$$

$$(G')_{fl} = \frac{1017.0473 m^3}{m^2 h} * 2.40528 m^2 = \mathbf{2446.2835 m^3/h}$$

Caso III

Dados:

$$T = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P = 6500 \text{ KPa}$$

$$\rho_G = 59.322 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu_G = 0.012812 \text{ cP}$$

$$\rho_L = 1128 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu_G = 42 \text{ cP}$$

$$a = 250 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$\varepsilon = 0.975$$

$$D = 1750 \text{ mm}$$

$$\gamma = (\rho_L/\rho_w) = 1.128$$

$$g_c = 4.18 * 10^8 \text{ ft/h}^2$$

Resolução

$$\rho_G = \frac{59.322 \text{ Kg}}{m^3} * \frac{2.2046 \text{ lb}}{1 \text{ Kg}} * \left(\frac{1 \text{ m}}{3.28 \text{ ft}}\right)^3 = 3.70616 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_L = \frac{1128 \text{ Kg}}{m^3} * \frac{2.2046 \text{ lb}}{1 \text{ Kg}} * \left(\frac{1 \text{ m}}{3.28 \text{ ft}}\right)^3 = 70.4721 \text{ lb/ft}^3$$

$$F_P = \frac{a}{\varepsilon^3} = \frac{250 \text{ m}^2/\text{m}^3}{0.975^3} = \frac{269.728 \text{ m}^2}{m^3} * \frac{1 \text{ m}}{3.28 \text{ ft}} = 82.234 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi * (1.75)^2}{4} = 2.40528 \text{ m}^2$$

Da relação (11), temos:

$$Y_{fl} = \frac{(G')_{fl}^2 (F_P) (\rho_w/\rho_L) (\mu_L)^{0.2}}{\rho_G \rho_G g_c}$$

Da figura A1-6, temos $Y_{fl} = 0.14$, logo, teremos:

$$Y_{fl} = \frac{(G')_{fl}^2 (F_P)(\rho_w/\rho_L)(\mu_L)^{0.2}}{\rho_G \rho_G g_c} = 0.14 \Rightarrow (G')_{fl}^2 = \frac{0.14 * \rho_G \rho_G g_c (\rho_L/\rho_w)}{(F_P)(\mu_L)^{0.2}}$$

$$(G')_{fl}^2 = \frac{0.14 * 3.70616 * 70.472 * 1.128 * 4.18 * 10^8}{82.234 * 42^{0.2}} = 9.9278 * 10^7$$

$$(G')_{fl} = 9963.84 \frac{lb}{ft^2 h} * \frac{ft^3}{3.70616 lb} * \frac{1 m}{3.28 ft} = 819.65058 m^3/m^2 h$$

$$(G')_{fl} = \frac{1013.7102 m^3}{m^2 h} * 2.40528 m^2 = \mathbf{1971.489 m^3/h}$$

Caso IV

Dados:

$$T = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P = 6500 \text{ KPa}$$

$$\rho_G = 57.4623 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu_G = 0.0129056 \text{ cP}$$

$$\rho_L = 1125 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu_L = 35 \text{ cP}$$

$$a = 250 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$\varepsilon = 0.975$$

$$D = 1750 \text{ mm}$$

$$\gamma = (\rho_L/\rho_w) = 1.125$$

$$g_c = 4.18 * 10^8 \text{ ft/h}^2$$

Resolução

$$\rho_G = \frac{57.4623 \text{ Kg}}{m^3} * \frac{2.2046 \text{ lb}}{1 \text{ Kg}} * \left(\frac{1 \text{ m}}{3.28 \text{ ft}}\right)^3 = 3.58997 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_L = \frac{1125 \text{ Kg}}{m^3} * \frac{2.2046 \text{ lb}}{1 \text{ Kg}} * \left(\frac{1 \text{ m}}{3.28 \text{ ft}}\right)^3 = 70.2847 \text{ lb/ft}^3$$

$$F_P = \frac{a}{\varepsilon^3} = \frac{250 \text{ m}^2/\text{m}^3}{0.975^3} = \frac{269.728 \text{ m}^2}{m^3} * \frac{1 \text{ m}}{3.28 \text{ ft}} = 82.234 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi * (1.75)^2}{4} = 2.40528 \text{ m}^2$$

Da relação (11), temos:

$$Y_{fl} = \frac{(G')_{fl}^2 (F_P)(\rho_w/\rho_L)(\mu_L)^{0.2}}{\rho_G \rho_G g_c}$$

Da figura A1-6, temos $Y_{fl} = 0.14$, logo, teremos:

$$Y_{fl} = \frac{(G')_{fl}^2 (F_P) (\rho_w / \rho_L) (\mu_L)^{0.2}}{\rho_G \rho_G g_c} = 0.14 \Rightarrow (G')_{fl}^2 = \frac{0.14 * \rho_G \rho_G g_c (\rho_L / \rho_w)}{(F_P) (\mu_L)^{0.2}}$$

$$(G')_{fl}^2 = \frac{0.14 * 3.58997 * 70.2847 * 1.125 * 4.18 * 10^8}{82.234 * 35^{0.2}} = 9.920 * 10^7$$

$$(G')_{fl} = 9960.2838 \frac{lb}{ft^2 h} * \frac{ft^3}{3.58997 lb} * \frac{1 m}{3.28 ft} = 845.87668 m^3 / m^2 h$$

$$(G')_{fl} = \frac{845.87668 m^3}{m^2 h} * 2.40528 m^2 = \mathbf{2034.5703 m^3 / h}$$

Modelo de AlphaPack

Caso I

Dados:

$$T = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P = 4500 \text{ KPa}$$

$$\rho_G = 38.7838 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu_G = 0.0120637 \text{ cP}$$

$$\rho_L = 1128 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu_G = 42 \text{ cP}$$

$$a = 250 \text{ m}^2 / \text{m}^3$$

$$\varepsilon = 0.975$$

$$D = 1750 \text{ mm}$$

$$\gamma = (\rho_L / \rho_w) = 1.128$$

$$g_c = 4.18 * 10^8 \text{ ft/h}^2$$

$$G = 150\,000 \text{ m}^3 / \text{h}$$

$$L = 3.3 \text{ m}^3 / \text{h}$$

Resolução

$$F_P = \frac{a}{\varepsilon^3} = \frac{250 \text{ m}^2 / \text{m}^3}{0.975^3} = 269.728 \text{ m}^2 / \text{m}^3$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi * (1.75)^2}{4} = 2.40528 \text{ m}^2$$

$$\dot{m}_G = G\rho_G = \frac{150\,000\text{ m}^3}{h} * \frac{38.7838\text{ Kg}}{\text{m}^3} * \frac{1\text{ h}}{3\,600\text{ s}} = 1\,615.992\text{ Kg/s}$$

$$\dot{m}_L = L\rho_L = \frac{3.3\text{ m}^3}{h} * \frac{1128\text{ Kg}}{\text{m}^3} * \frac{1\text{ h}}{3\,600\text{ s}} = 1.034\text{ Kg/s}$$

Da relação (14), temos:

$$v_s = \frac{\dot{m}_G}{\rho_G \pi (D/2)^2} = \frac{G\rho_G}{\rho_G \pi (D/2)^2} = \frac{G}{\pi (D/2)^2}$$

$$v_s = \frac{150\,000}{\pi (1.75/2)^2} * \frac{1\text{ h}}{3\,600} = 17.3229$$

Da relação (13), temos:

$$C_s = v_s \left[\frac{\rho_V}{(\rho_L - \rho_V)} \right]^{0.5}$$

$$C_s = 17.3229 \left[\frac{38.7838}{(1128 - 38.7838)} \right]^{0.5} = 3.268659$$

Da relação (12), temos:

$$\%(V')_{fl} = C_s \left(\frac{100}{F} \right) e^{\left\{ 1.4413 \left[(\dot{m}_L / \dot{m}_G) (\rho_V / \rho_L)^{0.5} \right]^{0.5} \right\}}$$

Da figura A1-6, temos $F = 0.14$, logo, teremos:

$$\%(V')_{fl} = 3.268659 \left(\frac{100}{0.14} \right) e^{\left\{ 1.4413 \left[\frac{1.034\text{ Kg/s}}{1\,615.992\text{ Kg/s}} * \left(\frac{38.7838}{1128} \right)^{0.5} \right]^{0.5} \right\}}$$

$$\%(V')_{fl} = \mathbf{2\,371.6998}$$

$$\%(V')_{fl} = \frac{G}{V'_{fl}} * 100 \Rightarrow V'_{fl} = \frac{G}{\%(V')_{fl}} * 100$$

$$V'_{fl} = \frac{150\,000}{2\,371.6998} * 100 = \mathbf{6324.577\text{ m}^3/h}$$

Caso II

Dados:

$$T = 30\text{ }^\circ\text{C}$$

$$P = 4500\text{ KPa}$$

$$\rho_G = 37.8425\text{ Kg/m}^3$$

$$\mu_G = 0.012191 \text{ cP}$$

$$\rho_L = 1125 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu_G = 35 \text{ cP}$$

$$a = 250 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$\varepsilon = 0.975$$

$$D = 1750 \text{ mm}$$

$$\gamma = (\rho_L/\rho_w) = 1.125$$

$$G = 150\,000 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$L = 3.3 \text{ m}^3/\text{h}$$

Resolução

$$F_P = \frac{a}{\varepsilon^3} = \frac{250 \text{ m}^2/\text{m}^3}{0.975^3} = 269.728 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi * (1.75)^2}{4} = 2.40528 \text{ m}^2$$

$$\dot{m}_G = G \rho_G = \frac{150\,000 \text{ m}^3}{\text{h}} * \frac{37.8425 \text{ Kg}}{\text{m}^3} * \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}} = 1\,576.7708 \text{ Kg/s}$$

$$\dot{m}_L = L \rho_L = \frac{3.3 \text{ m}^3}{\text{h}} * \frac{1125 \text{ Kg}}{\text{m}^3} * \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}} = 1.03125 \text{ Kg/s}$$

Da relação (14), temos:

$$v_s = \frac{\dot{m}_G}{\rho_G \pi (D/2)^2} = \frac{G \rho_G}{\rho_G \pi (D/2)^2} = \frac{G}{\pi (D/2)^2}$$

$$v_s = \frac{150\,000}{\pi (1.75/2)^2} * \frac{1 \text{ h}}{3\,600} = 17.322987$$

Da relação (13), temos:

$$C_s = v_s \left[\frac{\rho_V}{(\rho_L - \rho_V)} \right]^{0.5}$$

$$C_s = 17.322987 \left[\frac{37.8425}{(1125 - 37.8425)} \right]^{0.5} = 3.232$$

Da relação (12), temos:

$$\%(V')_{fl} = C_s \left(\frac{100}{F} \right) e^{\left\{ 1.4413 \left[(\dot{m}_L/\dot{m}_G) (\rho_V/\rho_L)^{0.5} \right]^{0.5} \right\}}$$

Da figura A1-6, temos $F = 0.14$, logo, teremos:

$$\%(V')_{fl} = 3.232 \left(\frac{100}{0.14} \right) e^{\left\{ 1.4413 \left[\frac{1.03125 \text{ Kg/s}}{1.576.7708 \text{ Kg/s}} * \left(\frac{37.8425}{1125} \right)^{0.5} \right]^{0.5} \right\}}$$

$$\%(V')_{fl} = \mathbf{2\ 345.3723}$$

$$\%(V')_{fl} = \frac{G}{V'_{fl}} * 100 \Rightarrow V'_{fl} = \frac{G}{\%(V')_{fl}} * 100$$

$$V'_{fl} = \frac{150\ 000}{2\ 345.3723} * 100 = \mathbf{6395.573\ m^3/h}$$

Caso III

Dados:

$$T = 25\ ^\circ\text{C}$$

$$P = 6500\ \text{KPa}$$

$$\rho_G = 59.322\ \text{Kg/m}^3$$

$$\mu_G = 0.012812\ \text{cP}$$

$$\rho_L = 1128\ \text{Kg/m}^3$$

$$\mu_L = 42\ \text{cP}$$

$$a = 250\ \text{m}^2/\text{m}^3$$

$$\varepsilon = 0.975$$

$$D = 1750\ \text{mm}$$

$$\gamma = (\rho_L/\rho_w) = 1.128$$

$$G = 150\ 000\ \text{m}^3/\text{h}$$

$$L = 3.3\ \text{m}^3/\text{h}$$

Resolução

$$F_p = \frac{a}{\varepsilon^3} = \frac{250\ \text{m}^2/\text{m}^3}{0.975^3} = 269.728\ \text{m}^2/\text{m}^3$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi * (1.75)^2}{4} = 2.40528\ \text{m}^2$$

$$\dot{m}_G = G \rho_G = \frac{150\ 000\ \text{m}^3}{\text{h}} * \frac{59.322\ \text{Kg}}{\text{m}^3} * \frac{1\ \text{h}}{3\ 600\ \text{s}} = 2\ 471.75\ \text{Kg/s}$$

$$\dot{m}_L = L \rho_L = \frac{3.3\ \text{m}^3}{\text{h}} * \frac{1128\ \text{Kg}}{\text{m}^3} * \frac{1\ \text{h}}{3\ 600\ \text{s}} = 1.034\ \text{Kg/s}$$

Da relação (14), temos:

$$v_s = \frac{\dot{m}_G}{\rho_G \pi (D/2)^2} = \frac{G \rho_G}{\rho_G \pi (D/2)^2} = \frac{G}{\pi (D/2)^2}$$

$$v_s = \frac{150\,000}{\pi (1.75/2)^2} * \frac{1\,h}{3\,600} = 17.322987$$

Da relação (13), temos:

$$C_s = v_s \left[\frac{\rho_V}{(\rho_L - \rho_V)} \right]^{0.5}$$

$$C_s = 17.322987 \left[\frac{59.322}{(1128 - 59.322)} \right]^{0.5} = 4.081387$$

Da relação (12), temos:

$$\%(V')_{fl} = C_s \left(\frac{100}{F} \right) e^{\left\{ 1.4413 \left[(\dot{m}_L / \dot{m}_G) (\rho_V / \rho_L)^{0.5} \right]^{0.5} \right\}}$$

Da figura A1-6, temos $F = 0.14$, logo, teremos:

$$\%(V')_{fl} = 4.081387 \left(\frac{100}{0.14} \right) e^{\left\{ 1.4413 \left[\frac{1.034\,Kg/s}{2\,471.75\,Kg/s} * \left(\frac{59.322}{1128} \right)^{0.5} \right]^{0.5} \right\}}$$

$$\%(V')_{fl} = \mathbf{2\,956.719}$$

$$\%(V')_{fl} = \frac{G}{V'_{fl}} * 100 \Rightarrow V'_{fl} = \frac{G}{\%(V')_{fl}} * 100$$

$$V'_{fl} = \frac{150\,000}{2\,956.719} * 100 = \mathbf{5\,073.191\,m^3/h}$$

Caso IV

Dados:

$$T = 30\,^{\circ}C$$

$$P = 6500\,KPa$$

$$\rho_G = 57.4623\,Kg/m^3$$

$$\mu_G = 0.0129056\,cP$$

$$\rho_L = 1125\,Kg/m^3$$

$$\mu_L = 35\,cP$$

$$a = 250\,m^2/m^3$$

$$\varepsilon = 0.975$$

$$D = 1750\,mm$$

$$\gamma = (\rho_L / \rho_w) = 1.125$$

$$G = 150\,000 \text{ m}^3/h$$

$$L = 3.3 \text{ m}^3/h$$

Resolução

$$F_P = \frac{a}{\varepsilon^3} = \frac{250 \text{ m}^2/\text{m}^3}{0.975^3} = 269.728 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi * (1.75)^2}{4} = 2.40528 \text{ m}^2$$

$$\dot{m}_G = G \rho_G = \frac{150\,000 \text{ m}^3}{h} * \frac{57.4623 \text{ Kg}}{\text{m}^3} * \frac{1 h}{3\,600 s} = 2\,394.2625 \text{ Kg/s}$$

$$\dot{m}_L = L \rho_L = \frac{3.3 \text{ m}^3}{h} * \frac{1125 \text{ Kg}}{\text{m}^3} * \frac{1 h}{3\,600 s} = 1.03125 \text{ Kg/s}$$

Da relação (14), temos:

$$v_s = \frac{\dot{m}_G}{\rho_G \pi (D/2)^2} = \frac{G \rho_G}{\rho_G \pi (D/2)^2} = \frac{G}{\pi (D/2)^2}$$

$$v_s = \frac{150\,000}{\pi (1.75/2)^2} * \frac{1 h}{3\,600} = 17.322987$$

Da relação (13), temos:

$$C_s = v_s \left[\frac{\rho_V}{(\rho_L - \rho_V)} \right]^{0.5}$$

$$C_s = 17.322987 \left[\frac{57.4623}{(1125 - 57.4623)} \right]^{0.5} = 4.0190432$$

Da relação (12), temos:

$$\%(V')_{fl} = C_s \left(\frac{100}{F} \right) e^{\left\{ 1.4413 \left[\left(\frac{\dot{m}_L}{\dot{m}_G} \right) \left(\frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0.5} \right]^{0.5} \right\}}$$

Da figura A1-6, temos $F = 0.14$, logo, teremos:

$$\%(V')_{fl} = 4.0190432 \left(\frac{100}{0.14} \right) e^{\left\{ 1.4413 \left[\frac{1.03125 \text{ Kg/s}}{2\,394.2625 \text{ Kg/s}} * \left(\frac{57.4023}{1125} \right)^{0.5} \right]^{0.5} \right\}}$$

$$\%(V')_{fl} = \mathbf{2\,911.8487}$$

$$\%(V')_{fl} = \frac{G}{V'_{fl}} * 100 \Rightarrow V'_{fl} = \frac{G}{\%(V')_{fl}} * 100$$

$$V'_{fl} = \frac{150\,000}{2\,911.8487} * 100 = \mathbf{5\,151.3665\ m^3/h}$$