UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ESCOLA POLITÉCNICA

FAUSTO SOARES MORETTI

**Estudo comparativo de modelos matemáticos de permeadores de gases para
separação de CO₂ de gás natural**

São Paulo
2020

FAUSTO SOARES MORETTI

**Estudo comparativo de modelos matemáticos de permeadores de gases para
separação de CO₂ de gás natural**

Versão Corrigida

Dissertação apresentada à Escola Politécnica
da Universidade de São Paulo para obtenção
do título de Mestre em Ciências.

Área de Concentração: Engenharia Química

Orientador: Prof. Dr. Pedro de Alcântara
Pessoa Filho

São Paulo
2020

Autorizo a reprodução e divulgação total ou parcial deste trabalho, por qualquer meio convencional ou eletrônico, para fins de estudo e pesquisa, desde que citada a fonte.

Este exemplar foi revisado e corrigido em relação à versão original, sob responsabilidade única do autor e com a anuência de seu orientador.

São Paulo, 14 de setembro de 2020.

Assinatura do autor: FS Moretti

Assinatura do orientador: Valdo de F. Passos-Filho

Catálogo-na-publicação

Moretti, Fausto Soares

Estudo comparativo de modelos matemáticos de permeadores de gases para separação de CO₂ de gás natural / F. S. Moretti -- versão corr. -- São Paulo, 2020.

173 p.

Dissertação (Mestrado) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Química.

1.Separação do gás natural 2.Dióxido de carbono 3.Membranas de separação 4.Modelos matemáticos 5.Simulação de sistemas I.Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia Química II.t.

FAUSTO SOARES MORETTI

**Estudo comparativo de modelos matemáticos de permeadores de gases para
separação de CO₂ de gás natural**

Versão Corrigida

Dissertação apresentada à Escola Politécnica
da Universidade de São Paulo para obtenção
do título de Mestre em Ciências.

São Paulo
2020

AGRADECIMENTOS

A Deus, por mais uma conquista alcançada.

À minha esposa, que sempre me incentivou e não me deixou desistir.

À minha mãe, que sempre se esforçou e sacrificou para não nos deixar faltar o essencial e que nunca abriu mão de oferecer a mim e à minha irmã educação de qualidade.

À minha família e aos meus amigos, que souberam compreender a minha ausência enquanto me dedicava a este trabalho.

À Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, pela oportunidade da realização do Mestrado em Ciências.

A todos os professores e funcionários do Departamento de Engenharia Química da Escola Politécnica da USP, que me acolheram e apoiaram dez anos após eu ter concluído a graduação em Engenharia Química nesta mesma Escola Politécnica.

À Petróleo Brasileiro S.A., empresa na qual exerço minhas atividades profissionais, por ter permitido que eu realizasse esta pós-graduação e por ter autorizado o uso de dados industriais neste estudo.

A Gabriel Pereira Crivellari e Cassiano Gomes Aimoli, colegas de empresa e de profissão, que me auxiliaram durante a realização deste trabalho.

Ao Prof. Dr. Pedro de Alcântara Pessoa Filho, por todo o apoio e atenção durante o processo de orientação, sempre compreendendo as minhas dificuldades e me auxiliando toda vez que necessário.

“Demais, ao Espírito cumpre progredir em ciência e em moral.”
(KARDEC, 2007, p. 153).

RESUMO

MORETTI, Fausto Soares. **Estudo comparativo de modelos matemáticos de permeadores de gases para separação de CO₂ de gás natural**. 2020. 203 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Departamento de Engenharia Química, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2020.

O gás associado produzido nos campos do pré-sal brasileiro contém alta concentração de CO₂. A separação deste composto dos hidrocarbonetos é realizada por permeação através de membranas poliméricas. Neste trabalho, dois modelos matemáticos foram avaliados para a simulação desta operação unitária: um baseado no modelo de Solução-Difusão e outro que utiliza equação análoga à equação global de transferência de calor para calcular a taxa de permeação dos compostos pela membrana. Para avaliação dos modelos, foram utilizadas condições de projeto de planta industrial e condições reais de operação. Os dados industriais foram tratados, passando por limpeza, agrupamento e seleção, resultando na obtenção de pontos representativos das condições de operação. Por meio de simulações computacionais, tanto a aderência dos modelos ao comportamento esperado quanto a capacidade dos modelos de reproduzir os resultados operacionais foram avaliadas. O modelo que utiliza equações análogas à global de transferência de calor demonstrou uma limitação importante: os balanços de massa e energia são termodinamicamente desacoplados. O modelo baseado no modelo de Solução-Difusão mostrou-se capaz de reproduzir a maioria das situações operacionais reais. Os desvios e limitações de cada um dos modelos foram discutidos e melhorias foram propostas.

Palavras-chave: Separação do gás natural, Dióxido de carbono, Membranas de separação, Modelos matemáticos, Simulação de sistemas

ABSTRACT

MORETTI, Fausto Soares. **Comparative study of mathematical models of gas permeators for CO₂ separation from natural gas**. 2020. 203 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química), Departamento de Engenharia Química, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2020.

Associated gas produced in the Brazilian pre-salt fields presents high CO₂ concentration. The separation of this compound from the hydrocarbon fraction is accomplished by permeation through polymeric membranes. In this study, two mathematical models to simulate this unit operation were evaluated: one based on solution-diffusion model and another which uses an equation analogous to the global heat transfer equation to calculate the permeation rate of compounds. To evaluate the models, industrial plant design conditions and actual operational conditions were utilized. Industrial data were treated, being cleaned, grouped and selected, yielding field data representing the operation conditions. Through computational simulations, both the adherence to the expected behavior and the ability to reproduce the operational results were evaluated. The model that uses an equation analogous to the global heat transfer equation presented a significant limitation: mass and energy balances are thermodynamically decoupled. The model based on solution-diffusion model was capable to reproduce the majority of the real operational situations. Deviations and limitations of each model were discussed, and suggestions were proposed attempting to improve the models.

Keywords: Natural gas separation, Carbon dioxide, Separation membranes, Mathematical models, Simulation of systems

LISTA DE FIGURAS

Figura 1	- Guia para seleção de processos de adoçamento de gás proposto por Bergel e Tierno (2009)	9
Figura 2	- Esquema de processo típico de absorção de CO ₂ por aminas	11
Figura 3	- Ilustração de mecanismos de permeação por membranas	13
Figura 4	- Esquemas típicos de plantas de separação de CO ₂ de gás natural por membranas segundo Baker (2004)	14
Figura 5	- Módulo espiral de membrana sendo instalado para uso industrial	23
Figura 6	- Módulo espiral de membrana sendo avaliado em laboratório	23
Figura 7	- Ilustração esquemática de montagem e fluxos em um módulo espiral	24
Figura 8	- Ilustração esquemática de permeação de gases em um módulo espiral	25
Figura 9	- Fibras ocas e corte transversal em feixe de fibras ocas	25
Figura 10	- Elementos de fibras ocas e representação esquemática de módulo	26
Figura 11	- Ilustração esquemática de permeação de gases em módulo de fibra oca vertical e com alimentação pelo centro do casco	27
Figura 12	- Efeito da remoção de CO ₂ na área relativa de membranas e nas perdas relativas de hidrocarbonetos	35
Figura 13	- Efeito da temperatura do gás a ser tratado na área relativa de membranas e nas perdas relativas de hidrocarbonetos	37
Figura 14	- Efeito da pressão do gás a ser tratado na área relativa de membranas e nas perdas relativas de hidrocarbonetos	38
Figura 15	- Efeito da pressão do permeado na área relativa de membranas nas perdas relativas de hidrocarbonetos	39
Figura 16	- Esquema do permeador descrito pelo modelo PGPC	41
Figura 17	- Representação esquemática da unidade industrial considerada	47
Figura 18	- Fluxograma das etapas para determinação de parâmetros dos modelos PGPC e MPExt2015	50

Figura 19 - Medidores de vazão disponíveis na planta industrial considerada neste estudo	59
Figura 20 - Variação na área relativa de permeação com a vazão de gás a ser tratado para o modelo PGPC	65
Figura 21 - Relação entre perdas relativas de hidrocarbonetos e vazão de gás a ser tratado para o modelo PGPC	66
Figura 22 - Efeito da remoção de CO ₂ nas perdas relativas de hidrocarbonetos para o modelo PGPC	67
Figura 23 - Variação das perdas relativas de hidrocarbonetos e das temperaturas de concentrado e permeado em relação à variação da temperatura do gás a ser tratado para o modelo PGPC	67
Figura 24 - Variação das perdas relativas de hidrocarbonetos e da vazão de permeado em relação à variação da pressão do gás a ser tratado para o modelo PGPC	68
Figura 25 - Relação entre perdas relativas de hidrocarbonetos e pressão do permeado para o modelo PGPC	69
Figura 26 - Relação entre vazão máxima de gás a ser tratado e área relativa de permeação para o modelo PGPC	70
Figura 27 - Variação na área relativa de permeação com a vazão de gás a ser tratado para o modelo MPExt2015	73
Figura 28 - Relação entre perdas relativas de hidrocarbonetos e vazão de gás a ser tratado para o modelo MPExt2015	73
Figura 29 - Efeito da remoção de CO ₂ nas perdas relativas de hidrocarbonetos para o modelo MPExt2015	74
Figura 30 - Variação das perdas relativas de hidrocarbonetos e das temperaturas de concentrado e permeado em relação à variação da temperatura do gás a ser tratado para o modelo MPExt2015	75
Figura 31 - Variação das perdas relativas de hidrocarbonetos e da vazão de permeado em relação à variação da pressão do gás a ser tratado para o modelo MPExt2015	76
Figura 32 - Relação entre perdas relativas de hidrocarbonetos e pressão do permeado para o modelo MPExt2015	77

Figura 33 -	Relação entre vazão máxima de gás a ser tratado e área relativa de permeação para o modelo MPExt2015	78
Figura 34 -	Números de grupos de dados e horas de operação correspondentes	81
Figura 35 -	Priorização dos pontos operacionais a serem simulados	82
Figura 36 -	Tempos de simulação sem ajuste e após ajuste do comprimento do permeador	86
Figura 37 -	Resultados dos pontos operacionais convergidos pelo modelo PGPC para vazão de concentrado	96
Figura 38 -	Resultados dos pontos operacionais convergidos pelo modelo PGPC para vazão de permeado	97
Figura 39 -	Resultados dos pontos operacionais convergidos pelo modelo PGPC para fração molar de CO ₂ no concentrado	98
Figura 40 -	Resultados dos pontos operacionais convergidos pelo modelo PGPC para fração molar de metano no concentrado	98
Figura 41 -	Resultados dos pontos operacionais convergidos pelo modelo PGPC para fração molar de CO ₂ no permeado	99
Figura 42 -	Resultados dos pontos operacionais convergidos pelo modelo PGPC para fração molar de metano no permeado	100
Figura 43 -	Permeâncias do CO ₂ ajustadas nas simulações convergidas de pontos operacionais pelo modelo PGPC em função da fração molar de CO ₂ na alimentação	101
Figura 44 -	Permeâncias do metano ajustadas nas simulações convergidas de pontos operacionais pelo modelo PGPC em função da fração molar de metano na alimentação	101
Figura 45 -	Permeâncias do CO ₂ ajustadas nas simulações convergidas de pontos operacionais pelo modelo PGPC em função da vazão de alimentação	102
Figura 46 -	Permeâncias do metano ajustadas nas simulações convergidas de pontos operacionais pelo modelo PGPC em função da vazão de alimentação	102
Figura 47 -	Variação da fração molar de CO ₂ com a vazão de alimentação em simulações convergidas de pontos operacionais pelo modelo PGPC	103

Figura 48 - Variação da fração molar de metano com a vazão de alimentação em simulações convergidas de pontos operacionais pelo modelo PGPC	104
Figura 49 - Variação da fração molar de CO ₂ com a vazão de alimentação em simulações convergidas de pontos operacionais pelo modelo PGPC mostrando as regiões de concentração de pontos operacionais	104
Figura 50 - Variação da fração molar de metano com a vazão de alimentação mostrando as regiões de concentração de pontos operacionais	105
Figura 51 - Resultados dos pontos operacionais convergidos pelo modelo PGPC para temperatura do concentrado	106
Figura 52 - Coeficientes de transferência térmica k ajustados nas simulações convergidas de pontos operacionais pelo modelo PGPC em função da diferença de temperatura entre as correntes de alimentação e concentrado	107
Figura 53 - Coeficientes de transferência térmica k ajustados nas simulações convergidas de pontos operacionais pelo modelo PGPC em função da temperatura de alimentação	108
Figura 54 - Comportamento contraditório nas tentativas de convergência para o ponto de <i>id</i> 354	109
Figura 55 - Sensibilidade de k para convergência do ponto de <i>id</i> 318	110

LISTA DE TABELAS

Tabela 1	- Classificação de tecnologias de adoçamento proposta por Bergel e Tierno (2009)	7
Tabela 2	- Parâmetros da equação análoga à de Arrhenius utilizados por Crivellari (2016)	43
Tabela 3	- Incertezas de medição de cromatógrafo em linha	53
Tabela 4	- Vazões e temperaturas de projeto e frações molares normalizadas – dados de entrada do modelo PGPC	63
Tabela 5	- Vazões, temperaturas e frações molares normalizadas – resultados do modelo PGPC utilizando os parâmetros determinados	64
Tabela 6	- Parâmetros determinados para o modelo PGPC	64
Tabela 7	- Desvios percentuais entre os resultados obtidos pelo modelo PGPC utilizando os parâmetros determinados e os dados de entrada	64
Tabela 8	- Diferenças percentuais entre os resultados obtidos pelo modelo MPExt2015 após determinação dos parâmetros e a composição normalizada de projeto	72
Tabela 9	- Resultados esperados, resultados simulados e desvios considerando-se os parâmetros determinados para o modelo PGPC	83
Tabela 10	- Resultados das 31 iterações iniciais para o ponto de <i>id</i> 425	84
Tabela 11	- Parâmetros determinados para o ponto de <i>id</i> 425 após ajuste de <i>Lperm</i>	87
Tabela 12	- Principais resultados das 31 iterações para o ponto de <i>id</i> 425 após ajuste de <i>Lperm</i>	87
Tabela 13	- Parâmetros de convergência dos pontos de operação do grupo 22+	89
Tabela 14	- Métodos e tempos de convergência para os pontos do grupo 22+	90
Tabela 15	- Convergências pelo método da similaridade para pontos do grupo 62-	90

Tabela 16 -	Parâmetros médios e desvios padrão da média utilizados na aplicação do Método 4 (utilização de parâmetros médios)	91
Tabela 17 -	Convergências obtidas utilizando-se os parâmetros médios para pontos operacionais do grupo 62-	92
Tabela 18 -	Convergências obtidas por tentativa e erro para pontos operacionais do grupo 62-	92
Tabela 19 -	Parâmetros de convergências obtidas por tentativa e erro para pontos operacionais do grupo 62-	93
Tabela 20 -	Pontos operacionais do grupo 62- sem convergência	94
Tabela 21 -	Desvios de temperatura para os pontos operacionais sem convergência	94
Tabela 22 -	Diferenças de temperatura entre as correntes de alimentação e concentrado para os pontos operacionais não convergidos	95
Tabela 23 -	Comparação entre a condição de projeto e primeiros pontos operacionais simulados	111
Tabela 24 -	Número de pontos operacionais convergidos por método	113
Tabela 25 -	Parâmetros utilizados na Equação de Estado de Peng-Robinson	129
Tabela 26 -	Parâmetros de interação binários entre componentes usados na Equação de Estado de Peng-Robinson (parte 1 de 3)	131
Tabela 27 -	Parâmetros de interação binários entre componentes usados na Equação de Estado de Peng-Robinson (parte 2 de 3)	132
Tabela 28 -	Parâmetros de interação binários entre componentes usados na Equação de Estado de Peng-Robinson (parte 3 de 3)	133
Tabela 29 -	Parâmetros da equação de Shomate para cálculo da capacidade calorífica a pressão constante na condição de gás ideal de cada componente	135
Tabela 30 -	Pontos operacionais simulados - principais características	110
Tabela 31 -	Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de alimentação dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC	147
Tabela 32 -	Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de concentrado dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC	156

Tabela 33 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de permeado dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC	165
--	-----

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ANP	Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
BS&W	<i>Basic sediment and water</i> ou Sedimento básico e água
BTX	Benzeno, Tolueno e Xileno
C6+	Hidrocarbonetos compostos por 6 ou mais átomos de carbono
bbl/d	Barris de petróleo por dia
boe/d	Barris de óleo equivalente por dia
DEA	Dietanolamina
FPSO	<i>Floating Production Storage and Offloading Unit</i> ou Unidade Flutuante de Produção, Armazenamento e Transferência
PETROBRAS	Petróleo Brasileiro S.A.
PGPC	Modelo de Permeador de Gases Proposto por Crivellari
PPSA	Pré-sal Petróleo S.A
PZ	Piperazina
RGO	Razão Gás-Óleo
MEA	Monoetanolamina
MDEA	Metildietanolamina
MPExt2015	<i>Membrane Permeator Extension 2015</i>
TETA	Trietilenotetramina
TFC	<i>Thin-film Composite</i> ou Filme Fino Composto, um tipo de membrana

LISTA DE SÍMBOLOS

A	Área da seção transversal do permeador [m^2 de permeador]
A_p	Área de permeação [m^2]
A_p'	Área de permeação do sistema industrial considerado neste trabalho [m^2]
d	Densidade de membrana no permeador [m^2 de membrana / m^3 de permeador]
D_i	Coeficiente de difusão do componente i
D_x	Coeficiente de difusão do componente x
D_y	Coeficiente de difusão do componente y
$E(i)$	Energia de ativação do componente i da equação tipo de Arrhenius [J/gmol]
i	Componente do gás a ser permeado pela membrana
id	Número de identificação do ponto operacional definido e simulado
J_i	Fluxo mássico do componente i pela membrana [g/cm ² .s]
k	Coeficiente de transferência térmica por metro de permeador [J/(h.K.m de permeador)]
k'	Coeficiente de transferência térmica por área de membrana [J/(h.K.m ² de membrana)]
K_i^G	Coeficiente de dissolução gasosa do componente i
K_x	Coeficiente de dissolução gasosa do componente x
K_y	Coeficiente de dissolução gasosa do componente y
L_i	Taxa de permeação do componente i [gmol/h]
L_{perm}	Comprimento do permeador [m]
L_{perm}'	Comprimento ajustado do permeador [m]
ℓ	Espessura da membrana [cm]
nc	Número de componentes do gás a ser permeado
P_{i_ℓ}	Pressão parcial do componente i na interface entre membrana e permeado
P_{i_o}	Pressão parcial do componente i no gás de alimentação
p_i^G	Permeabilidade do componente i na fase gasosa
p_x	Permeabilidade do gás x
p_y	Permeabilidade do gás y

$Q_{FIT\ 01}$	Vazão medida pelo instrumento de vazão FIT 01
$Q_{FIT\ 03}$	Vazão medida pelo instrumento de vazão FIT 03
$Q_{FIT\ 04}$	Vazão medida pelo instrumento de vazão FIT 04
$Q_{FIT\ 05}$	Vazão medida pelo instrumento de vazão FIT 05
$Q_{FIT\ 06}$	Vazão medida pelo instrumento de vazão FIT 06
R	Constante Universal dos gases [J/(gmol.K)]
T_0	Temperatura de referência [K]
$T_c(x)$	Temperatura da corrente de concentrado na posição x do permeador [K]
U_i	Permeabilidade do componente i
$U(i)$	Permeância do componente i por metro de permeador [gmol/(Pa.h.m de permeador)]
$U'(i)$	Permeância do componente i por área de membrana [gmol/(Pa.h.m ² de membrana)]
$U_0(i)$	Permeância do componente i na temperatura de referência por metro de permeador [gmol/(Pa.h.m de permeador)]
x	Posição relativa ao comprimento do permeador descrito pelo modelo PGPC [m]
σ_{Q_A}	Incerteza da vazão da corrente de alimentação
σ_{Q_C}	Incerteza da vazão da corrente de concentrado
$\sigma_{Q_{FIT\ 04}}$	Incerteza do medidor de vazão FIT 04
$\sigma_{Q_{FIT\ 05}}$	Incerteza do medidor de vazão FIT 05
$\sigma_{Q_{FIT\ 06}}$	Incerteza do medidor de vazão FIT 06
σ_{Q_P}	Incerteza da vazão da corrente de permeado
Ψ_{xy}	Seletividade relativa de uma membrana para os gases x e y

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	1
2	OBJETIVOS	5
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	7
3.1	<i>Processos de Separação de CO₂ de Gás Natural</i>	<i>7</i>
3.1.1	ABSORÇÃO QUÍMICA	10
3.1.2	PERMEAÇÃO POR MEMBRANAS	12
3.2	<i>Membranas: Tipos, Morfologias e Materiais Utilizados</i>	<i>17</i>
3.3	<i>Módulos de Membranas.....</i>	<i>22</i>
3.4	<i>Problemas que Afetam o Desempenho de Membranas</i>	<i>28</i>
3.4.1	COMPACTAÇÃO	29
3.4.2	POLARIZAÇÃO POR CONCENTRAÇÃO	29
3.4.3	PLASTICIZAÇÃO.....	30
3.5	<i>Modelo Matemático de Solução-Difusão</i>	<i>32</i>
3.6	<i>Influência das Variáveis de Processo – Referência de Comportamento Esperado.....</i>	<i>34</i>
3.6.1	VAZÃO DE GÁS A SER TRATADO	35
3.6.2	CONCENTRAÇÃO DE CO₂ NA ALIMENTAÇÃO	35
3.6.3	TEMPERATURA DO GÁS A SER TRATADO	36
3.6.4	PRESSÃO DO GÁS A SER TRATADO	37
3.6.5	PRESSÃO DO PERMEADO	38
3.6.6	ÁREA DE PERMEAÇÃO	39
3.7	<i>Modelos Matemáticos Utilizados.....</i>	<i>40</i>
3.7.1	MODELO PGPC	40
3.7.2	MODELO MPExt2015.....	45

4	MATERIAIS E MÉTODOS	47
4.1	<i>Unidade Industrial Considerada</i>	47
4.2	<i>Aderência Teórica dos Modelos</i>	48
4.3	<i>Aderência de Modelo à Realidade Operacional.....</i>	51
4.3.1	OBTENÇÃO DE DADOS DE OPERAÇÃO	51
4.3.2	LIMPEZA DOS DADOS DE OPERAÇÃO OBTIDOS.....	52
4.3.3	AGRUPAMENTO DOS DADOS DE OPERAÇÃO OBTIDOS	52
4.3.4	DETERMINAÇÃO DOS PONTOS OPERACIONAIS A SEREM SIMULADOS	55
4.3.5	PRIORIZAÇÃO DE PONTOS OPERACIONAIS A SEREM SIMULADOS.....	55
4.3.6	SIMULAÇÃO DOS PONTOS OPERACIONAIS NO MODELO PGPC	56
4.4	<i>Métodos para Convergência das Simulações dos Pontos Operacionais ..</i>	57
4.4.1	UTILIZAÇÃO DOS PARÂMETROS DETERMINADOS – MÉTODO 1	57
4.4.2	TENTATIVA E ERRO – MÉTODO 2.....	57
4.4.3	SIMILARIDADE – MÉTODO 3	58
4.4.4	UTILIZAÇÃO DE PARÂMETROS MÉDIOS – MÉTODO 4	58
4.4.5	INCERTEZAS CONSIDERADAS PARA CONVERGÊNCIA DAS VAZÕES	59
4.5	<i>Correção do Comprimento de Permeação.....</i>	61
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	63
5.1	<i>Avaliação da Aderência Teórica do Modelo PGPC</i>	63
5.1.1	PARÂMETROS DETERMINADOS.....	63
5.1.2	VARIAÇÃO NA VAZÃO DE GÁS A SER TRATADO	65
5.1.3	VARIAÇÃO NA CONCENTRAÇÃO DE CO₂ NA ALIMENTAÇÃO	66
5.1.4	VARIAÇÃO NA TEMPERATURA DO GÁS A SER TRATADO.....	67
5.1.5	VARIAÇÃO NA PRESSÃO DO GÁS A SER TRATADO	68
5.1.6	VARIAÇÃO NA PRESSÃO DO PERMEADO	69

5.1.7	VARIAÇÃO NA ÁREA DE PERMEAÇÃO	70
5.1.8	DISCUSSÃO.....	71
5.2	<i>Avaliação da Aderência Teórica do Modelo MPExt2015</i>	71
5.2.1	PARÂMETROS DETERMINADOS	71
5.2.2	VARIAÇÃO NA VAZÃO DE GÁS A SER TRATADO	72
5.2.3	VARIAÇÃO NA CONCENTRAÇÃO DE CO ₂ NA ALIMENTAÇÃO.....	73
5.2.4	VARIAÇÃO NA TEMPERATURA DO GÁS A SER TRATADO	74
5.2.5	VARIAÇÃO NA PRESSÃO DO GÁS A SER TRATADO	75
5.2.6	VARIAÇÃO NA PRESSÃO DO PERMEADO	76
5.2.7	VARIAÇÃO NA ÁREA DE PERMEAÇÃO	77
5.2.8	DISCUSSÃO.....	78
5.3	<i>Obtenção e Tratamentos de Dados Operacionais</i>	79
5.3.1	OBTENÇÃO DE DADOS DE OPERAÇÃO	79
5.3.2	LIMPEZA DOS DADOS DE OPERAÇÃO OBTIDOS	79
5.3.3	AGRUPAMENTO DOS DADOS DE OPERAÇÃO OBTIDOS	80
5.3.4	DETERMINAÇÃO DOS PONTOS OPERACIONAIS	80
5.3.5	PRIORIZAÇÃO DOS PONTOS OPERACIONAIS	81
5.4	<i>Experimentos com Pontos Operacionais Determinados</i>	82
5.4.1	MÉTODO 1 - UTILIZAÇÃO DOS PARÂMETROS DETERMINADOS	82
5.4.2	MÉTODO 2 – TENTATIVA E ERRO	83
5.4.3	REDUÇÃO DOS TEMPOS DE SIMULAÇÃO	85
5.4.4	RESULTADOS APÓS O AJUSTE DE <i>L_{PERM}</i> PARA O PONTO OPERACIONAL DE <i>ID 425</i> ..	87
5.4.5	MÉTODO 3 - SIMILARIDADE.....	88
5.4.6	MÉTODO 4 - UTILIZAÇÃO DE PARÂMETROS MÉDIOS	91
5.4.7	CONVERGÊNCIAS OBTIDAS	92

5.4.8	PONTOS OPERACIONAIS NÃO CONVERGIDOS	93
5.4.9	ANÁLISE DOS RESULTADOS	95
5.4.9.1	Vazões de Concentrado e Permeado	96
5.4.9.2	Frações Molares de CO ₂ e Metano no Concentrado	97
5.4.9.3	Frações Molares de CO ₂ e Metano no Permeado	99
5.4.9.4	Permeâncias de CO ₂ e Metano	100
5.4.9.5	Temperatura do Concentrado	106
5.4.9.6	Coeficiente de Transferência Térmica - k	106
5.4.9.7	Comportamento Contraditório e Ocorrência de Mínimos Locais	108
5.4.9.8	Sensibilidade com Variação de Parâmetros	110
5.4.10	DISCUSSÃO	111
6	CONCLUSÕES	117
	REFERÊNCIAS	121
	ANEXOS	127
	ANEXO A – Parâmetros utilizados na Equação de Estado de Peng-Robinson	129
	ANEXO B – Parâmetros de interação binários entre componentes usados na Equação de Estado de Peng-Robinson	131
	ANEXO C – Parâmetros da Equação de Shomate	135
	APÊNDICES	137
	APÊNDICE A – Programa para Agrupamento de Dados de Operação	139
	APÊNDICE B – Pontos Operacionais Simulados	141
	APÊNDICE C – Resultados das Simulações dos Pontos Operacionais pelo Modelo PGPC	145

1 INTRODUÇÃO

Em 8 de novembro de 2007 era anunciada a descoberta do campo gigante de Tupi, um verdadeiro marco na história do petróleo brasileiro. À época, suas reservas recuperáveis de petróleo leve e gás eram estimadas em até 8 bilhões de barris (LUNA; KHALIP, 2007), podendo elevar as reservas provadas brasileiras em até 66,7 %, de 12 para 20 bilhões de barris de óleo.

Além da grande quantidade de petróleo encontrada, o anúncio revelou para o mundo uma nova fronteira exploratória: reservatórios localizados sob o leito marinho, em rochas situadas abaixo da camada de sal, o chamado pré-sal. A Petróleo Brasileiro S.A. (Petrobras) foi a companhia pioneira no mundo a perfurar, avaliar e testar este tipo de reservatório (PETROBRAS, 2007).

A descoberta elevou a relevância do papel do Brasil no cenário energético global e trouxe tamanhas perspectivas de desenvolvimento econômico-social para o país que em 2010, o governo brasileiro instituiu o Marco Regulatório do Pré-sal, contendo uma série de definições relacionadas à exploração da província petrolífera, dentre as quais, sua delimitação geográfica:

Região do subsolo formada por um prisma vertical de profundidade indeterminada, com superfície poligonal definida pelas coordenadas geográficas de seus vértices estabelecidas no Anexo da Lei nº 12.351/2010, bem como outras regiões que venham a ser delimitadas em ato do Poder Executivo, de acordo com a evolução do conhecimento geológico. (BRASIL, 2010).

O pré-sal estende-se desde a costa do Espírito Santo até Santa Catarina, por uma área aproximada de 149 mil m² de mar territorial (PPSA, 2017), correspondendo a aproximadamente 3,5 vezes a área do Estado do Rio de Janeiro (PETROBRAS, 2017). Em termos de profundidade, os reservatórios podem estar localizados a até 7 mil metros, considerando-se a distância desde a superfície marinha até a acumulação de hidrocarbonetos (PPSA, 2017).

Os poços do pré-sal possuem produtividade elevada. Como exemplo, segundo a Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP), o poço 7-LL-15D-RJS, o mais produtivo do Campo de Lula, localizado no pré-sal da Bacia de Santos, produziu em média, durante o mês de novembro de 2019, 42.545 boe/d (barris de óleo equivalente por dia), enquanto a produção média diária da Bacia

Potiguar, com 84 campos produtores, foi de 43.201 boe/d no mesmo período. O poço com maior produção em novembro de 2019 foi o 7-BUZ-24D-RJS, localizado no Campo de Búzios, também no pré-sal da Bacia de Santos, produzindo em média 64.130 boe/d (ANP, 2019). Portanto, no pré-sal há poços que individualmente possuem produções comparáveis a de bacias sedimentares maduras inteiras.

Como consequência dos contínuos investimentos no desenvolvimento da produção, em junho de 2017, pela primeira vez na história, e em menos de dez anos após o anúncio de sua descoberta, o volume de petróleo produzido em campos do pré-sal ultrapassou o do pós-sal. Conforme divulgado por ANP (2017), foram produzidos 1.352.957 e 1.321.813 bbl/d (barris de petróleo por dia) no pré-sal e no pós-sal, respectivamente. Ou seja, em junho de 2017, a produção de petróleo no pré-sal foi 2,36% maior do que a do pós-sal. Os reservatórios do pós-sal estão localizados sob o leito marinho, em profundidades que variam entre 2.000 m e 3.000 m, em rochas situadas acima da camada de sal no subsolo.

A produção de petróleo no pré-sal continua em desenvolvimento. Segundo a ANP, em janeiro de 2020 atingiu a marca de 2,682 milhões de uma produção total no Brasil de 4,041 milhões de boe/d, sendo a primeira vez que a produção nacional ultrapassou a marca dos 4,0 milhões de boe/d. No mesmo período, foram produzidos 3,168 milhões bbl/d, dos quais 2,150 milhões no pré-sal (ANP, 2020).

Formigli Filho, Pinto e Almeida (2009) citam diversas características dos fluidos produzidos em campos do pré-sal:

- a. A densidade dos petróleos varia entre 24 e 28 graus API, ou seja, são óleos médios;
- b. A quantidade de gás associado é maior do que em campos do pós-sal, com valores de razão gás-óleo (RGO) atingindo 250 m³/m³;
- c. Concentrações de CO₂ e H₂S que demandam unidades industriais para tratamento no gás produzido.

O Regulamento Técnico ANP nº 2/2008, em seu item 1.1 Nota explicativa, define gás natural, seus componentes (hidrocarbonetos e inertes) e contaminantes:

O gás natural objeto desta especificação permanece no estado gasoso sob condições de temperatura e pressão ambientes. É produzido a partir de gás extraído de reservatório, consistindo de uma mistura de hidrocarbonetos, que contém principalmente metano, etano, propano e, e em menores quantidades hidrocarbonetos superiores, podendo ainda apresentar

componentes inertes do ponto de vista da aplicação, tais como nitrogênio e dióxido de carbono, bem como traços de outros constituintes.

O gás natural deve apresentar concentrações limitadas de componentes potencialmente corrosivos de modo que a segurança e a integridade dos equipamentos sejam preservadas. Esses componentes são sulfeto de hidrogênio, dióxido de carbono e água. (ANP, 2008).

Bhide, Voskericyan e Stem (1998) ratificam que a presença de dióxido de carbono e ácido sulfídrico causa efeitos indesejados, tais como diminuição do poder calorífico do gás; aumento do volume do gás a ser transportado; intensificação da corrosão em equipamentos, tubulações e dutos.

Além disso, antes de ser transportado, é necessário processar previamente o gás rico em dióxido de carbono para que seja atingida a especificação do teor de CO₂, tipicamente de 2 a 5 % molar, segundo Datta e Sen (2006). No Brasil, o Regulamento Técnico ANP nº 2/2008 estabelece em 3,0 % molar a concentração máxima de CO₂ no gás natural processado comercializado (ANP, 2008).

Após tratamento, os gases residuais contendo elevadas concentrações de CO₂ e H₂S precisam ser destinados, uma vez que, por questões ambientais e de segurança, a sua liberação para a atmosfera não é aceitável. Nas unidades do tipo FPSO (*Floating Production Storage and Offloading Unit* ou Unidade Flutuante de Produção, Armazenamento e Transferência) que estão produzindo no pré-sal, segundo Araújo et al. (2017), estes gases são reinjetados no reservatório, evitando assim emissão de gases de efeito estufa e reduzindo a poluição atmosférica por H₂S e seus produtos de combustão, como destacado por Peters et al. (2011).

As etapas de tratamento de gás nas plataformas que operam nos campos do pré-sal são apresentadas por Araújo et al. (2017):

- a. Separação por gravidade: separação entre gás e fase líquida produzida (óleo e água);
- b. Primeiro estágio de compressão;
- c. Separação de H₂S: remoção desta substância até limites aceitáveis;
- d. Desidratação/Acerto do ponto de orvalho da água: remoção da água de saturação até teores mínimos;
- e. Acerto de ponto de orvalho de hidrocarbonetos: recuperação de hidrocarbonetos condensáveis a temperaturas baixas e pressões moderadas;

- f. Remoção de CO₂: diminuição da concentração do dióxido de carbono no gás a teores permitidos pela legislação;
- g. Compressão para Exportação: envio do gás tratado para terra por gasodutos;
- h. Compressão para Injeção: retorno do gás rico em CO₂ para o reservatório, mantendo sua pressão e evitando emissões atmosféricas.

Para a separação entre CO₂ e gás natural, utiliza-se permeação por membranas, processo que é o objeto de estudo deste trabalho.

2 OBJETIVOS

O objetivo deste trabalho é avaliar duas modelagens matemáticas do processo de separação de CO₂ de Gás Natural por permeação através de membranas, verificando se os modelos são representativos e aderentes ao processo industrial, tomando-se como base dados obtidos em unidade operando no Brasil.

Ao final deste trabalho, com base nas avaliações realizadas, espera-se identificar qual dos modelos considerados representa mais fidedignamente o processo de separação de CO₂ de gás natural por membranas, considerando-se não só capacidade de tratamento e aspectos composicionais (frações molares dos componentes), mas também energéticos (balanço de energia adequado) e termodinâmicos (acoplamento das condições de temperatura, pressão e composição nas correntes do processo).

Para tanto, foram realizadas duas etapas principais:

- Avaliação da aderência teórica dos modelos, manipulando-se as variáveis de entrada que influenciam o processo e comparando os resultados obtidos com o comportamento esperado;
- Avaliação da aderência dos modelos à realidade operacional, utilizando-se dados operacionais de unidade industrial como entrada e comparando os resultados de simulação de cada um dos modelos com os dados reais obtidos na planta.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Processos de Separação de CO₂ de Gás Natural

Atualmente existem diversas tecnologias disponíveis, comercialmente viáveis e utilizadas em escala industrial para separação de CO₂ do gás natural, processo também conhecido como *adoçamento*. A diferença fundamental entre elas está no princípio de separação aplicado. Na Tabela 1 está apresentada a classificação proposta por Bergel e Tierno (2009).

Tabela 1 – Classificação de tecnologias de adoçamento proposta por Bergel e Tierno (2009)

Mecanismo de Remoção de CO ₂	Tipo de Processo	Tecnologia	Nome Comercial
Absorção Química	Regenerativo, contínuo	Aminas	MEA, DEA, MDEA, DIPA, DGA, solventes formulados
		Carbonato de Potássio	Benfield, Catacarb, Giammarco-Vetrocoke, etc.
	Não regenerativo, não contínuo (arranjo usual: <i>lead/lag</i>)	Hidróxido de Sódio	-
Absorção Física	Regenerativo, contínuo	Solventes Físicos	Selexol, Rectisol, Purisol, Fluor Solvent, IFPexol, etc.
Absorção Físico-Química	Regenerativo, contínuo	Solventes Físico-Químicos	Sulfinol, Ucarsol LE 701, 702 & 703, Flexsorb PS, etc.
Adsorção Física	Regenerativo, contínuo (adsorção/dessorção sequencial)	Peneiras Moleculares	Z5A (Zeochem), LNG-3 (UOP), etc.
Permeação	Contínuo	Membranas	Separex, Cynara, Z-top, Medal, etc.

Fonte: adaptada de Bergel e Tierno (2009).

Bergel e Tierno (2009) esclarecem que processos de destilação não estão incluídos na classificação proposta pois a faixa de aplicação da tecnologia está além dos casos típicos de processamento de gás natural. Considerando FPSOs, Araújo et al. (2017) explicam que a destilação criogênica é altamente dependente de refrigeração e requer grandes áreas para instalação de equipamentos, não sendo, portanto, uma tecnologia conveniente para utilização em unidades de produção deste tipo.

Segundo Rackley (2017), na absorção química os componentes ácidos reagem quimicamente com os solventes. Na absorção física são utilizados solventes orgânicos ou inorgânicos que absorvem os componentes ácidos do gás; especificamente para o CO₂, a absorção é determinada pelo equilíbrio líquido-vapor da mistura, conforme a lei de Henry. Rackley (2017) afirma ainda que, em relação à absorção química, a absorção física tem a vantagem de necessitar de temperaturas de dessorção significativamente mais baixas.

A absorção físico-química utiliza misturas de solventes químicos e físicos, de diversos tipos e em diferentes proporções, dependendo do objetivo da separação. Segundo Sartori et al. (1994), aminas estericamente impedidas em soluções orgânicas, inorgânicas, aquosas ou em misturas delas, são utilizadas comercialmente para a separação de H₂S e CO₂ de outros gases. Aminas moderadamente impedidas favorecem a remoção de ambas as substâncias, enquanto aminas severamente impedidas possuem maior seletividade para o H₂S em relação ao CO₂. Esta diferença deve-se ao fato de a reação do H₂S com a amina ser uma protonação simples, não sendo afetada pelo impedimento estérico. Exemplos citados por Sartori et al. (1994) e complementados por Comyns (2014) incluem:

- a. Remoção seletiva de H₂S em presença de CO₂: utilização de solução aquosa de amina severamente impedida;
- b. Remoção de H₂S e CO₂ de maneira não seletiva: utilização de amina moderadamente impedida em solução orgânica aquosa;
- c. Remoção seletiva de CO₂ em presença de H₂S: utilização de amina moderadamente impedida em solução aquosa de carbonato de potássio.

Para seleção da tecnologia de adoçamento mais adequada, Bergel e Tierno (2009) propõem um guia baseado nas concentrações de entrada e saída de gases ácidos (contendo elevadas concentrações de CO₂), mostrado na Figura 1.

Adicionalmente, os autores demonstram que, além do processo de separação em si, é necessário considerar o esquema de processamento de gás como um todo e o local onde a unidade será instalada. Os autores salientam, ainda, que algumas tecnologias possuem aplicação bastante específica, outras competem entre si e que,

em alguns casos, processos combinados podem apresentar melhores resultados do que um único processo isoladamente.

Figura 1 - Guia para seleção de processos de adoçamento de gás proposto por Bergel e Tierno (2009)

Fonte: adaptada de Bergel e Tierno (2009).

Na seleção da melhor tecnologia a ser utilizada em um FPSO para separação do CO₂ de Gás Natural, Araújo et al. (2017) estabelecem as principais variáveis e restrições de projeto:

- Teor de CO₂ nos gases não tratado e tratado;
- Capacidade de tratamento;
- Custos operacionais;
- Montante a ser investido;
- Área ocupada;
- Massa dos equipamentos.

O desempenho ambiental, considerando questões relacionadas à sustentabilidade, também pode ser adotado como critério e ser utilizado para desempate entre tecnologias.

Segundo Araújo et al. (2017), nos FPSOs que operam em águas ultraprofundas (em lâminas de água superiores a 1500 m de profundidade, caso das unidades de produção do pré-sal brasileiro) e em campos com baixos teores de CO₂, utiliza-se

absorção química com aminas em solução aquosa. Quando a produção é realizada em campos com altos teores de dióxido de carbono, é utilizada a permeação por membranas.

3.1.1 ABSORÇÃO QUÍMICA

A absorção química é descrita por Rackley (2017) como uma reação exotérmica entre o CO₂ presente em uma corrente de gás e um agente absorvente, ocorrendo preferencialmente em baixas temperaturas. Este processo é particularmente aplicável a pressões parciais reduzidas de dióxido de carbono e os solventes mais comumente utilizados são soluções de aminas ou carbonatos. A liberação do CO₂ ocorre em reação reversa de regeneração do solvente a altas temperaturas.

Aminas são compostos orgânicos derivados da amônia (NH₃) em que um ou mais átomos de hidrogênio são substituídos por componentes orgânicos ou substituintes. As aminas são chamadas primárias, secundárias ou terciárias dependendo do número de hidrogênios substituídos – são simplificadaamente representadas por R1-NH₂, R1R2-NH, e R1R2R3-N, respectivamente (RACKLEY, 2017).

Nos processos de remoção de CO₂, a monoetanolamina (MEA), de fórmula molecular R=CH₂CH₂OH, é a amina mais utilizada (RACKLEY, 2017). Segundo Harkin, Hoadley e Hooper (2010), a MEA é a referência, ou seja, pesquisas, estudos e avaliações são comumente realizadas buscando-se atingir um melhor desempenho do que o apresentado por esta substância.

Ainda conforme Rackley (2017), a MEA age como base fraca em solução aquosa, sendo capaz de neutralizar substâncias acidificantes do meio. A reação com CO₂ forma carbamato e libera 2.0 GJ/t de CO₂. A seguir estão descritas as reações de absorção e de regeneração, equações (1) e (2), respectivamente.

sendo que a reação (1) é exotérmica, e a reação (2), endotérmica.

Ivanov et al. (2017) apresentam um esquema típico de processo de absorção de CO_2 por aminas, mostrado na Figura 2, e descrevem cada uma de suas etapas. Inicialmente, o gás ácido (1), ou gás a ser tratado, é alimentado na coluna absorvedora entrando em contato com a solução de amina (9). O gás tratado, já com a concentração requerida de CO_2 , sai no topo da coluna (2). A solução saturada em CO_2 (3) é comprimida pela bomba, é aquecida no trocador de calor (4) e entra na torre regeneradora (5). O processo regenerativo é realizado na temperatura de ebulição da corrente saturada. Após o resfriamento no condensador parcial, o CO_2 é liberado do processo (6), enquanto a solução condensada retorna à torre como refluxo frio. A solução regenerada (7) sai no fundo da torre regeneradora, sendo encaminhada ao trocador de calor para fornecer energia à solução saturada e em seguida ter a sua temperatura diminuída no resfriador (8), até estar adequada novamente para voltar à torre absorvedora (9).

Figura 2 - Esquema de processo típico de absorção de CO_2 por aminas

Fonte: adaptada de Ivanov et al. (2017).

A MEA, apesar de atualmente ainda ser o solvente industrial mais utilizado em processos de captura de CO_2 , apresenta alto consumo de energia, mesmo com a adoção de melhorias no processo, como por exemplo inclusão de resfriamento interestágios (JIE et al., 2017). Harkin, Hoadley e Hooper (2010) ilustram que, na regeneração da MEA, uma planta típica contendo uma absorvedora, uma retificadora e integração energética entre os solventes pobre e rico, como a

apresentada por Ivanov et al. (2017), consome de 3 a 4,5 GJ/t de CO₂. Araújo et al. (2017) também abordam a busca por menor consumo energético citando o uso de dietanolamina (DEA) e metildietanolamina (MDEA), puras ou em misturas com MEA, como apresentado por Ivanov et al. (2017).

Adicionalmente, Jie et al. (2017) consideram o problema da degradação da amina (pelas temperaturas e contaminações inerentes ao processo) e concluem pela necessidade de desenvolvimento de novos solventes mais eficientes, assunto também abordado por Araújo et al. (2017), que apresentam pesquisas com novas combinações de compostos, tais como MDEA com trietilenotetramina (TETA) ou com Piperazina (PZ).

3.1.2 PERMEAÇÃO POR MEMBRANAS

A permeação por membranas é a separação de componentes do gás através de uma barreira material – as próprias membranas. Membranas são definidas por Baker (2004) como uma interface fina e independente que regula a permeação de espécies químicas em contato com ela mesma. Esta interface pode ser molecularmente homogênea, ou seja, completamente uniforme em composição e estrutura, ou pode ser física ou quimicamente heterogênea, contendo orifícios ou poros de dimensões finitas, ou sendo constituída por uma estrutura em camadas. Baker (2004) ainda diferencia membranas de filtros: por convenção, filtros são estruturas que separam partículas em suspensão maiores que 1 a 10 µm, apesar de poderem ser enquadrados na definição de membranas. Outro fator de diferenciação é a alimentação do equipamento, que em filtros geralmente é realizada perpendicularmente ao meio filtrante, enquanto em membranas comumente é tangencial à interface (apesar de existirem arranjos nos quais a entrada é perpendicular às membranas).

Os principais mecanismos de permeação também são elucidados por Baker (2004): (1) escoamento por poros permanentes e (2) solução-difusão. No primeiro, a força motriz é a diferença de pressão, e o transporte ocorre através de escoamento convectivo por poros muito pequenos. A separação acontece porque alguns compostos escoam pelos poros e outros não, ocorrendo uma filtração molecular. No

segundo, além da diferença de pressão, algumas espécies são dissolvidas no material da membrana e, por gradiente de concentração, difundem por ela. Ambos os mecanismos são ilustrados na Figura 3.

Figura 3 - Ilustração de mecanismos de permeação por membranas

Fonte: adaptada de Baker (2004).

Baker (2004) afirma que, para separação de gases por membranas poliméricas, o mecanismo por solução-difusão é utilizado sem muita controvérsia. A descrição de Scholes, Stevens e Kentish (2012) confirma: a permeação de gás é descrita pelo mecanismo de solução-difusão, baseado na solubilidade de gases específicos dentro da membrana e sua difusão através da matriz de membrana densa. Para explicar a permeação de CO_2 por membranas, utilizam o mecanismo de solução-difusão. Tanto Scholes, Stevens e Kentish (2012) quanto Maddox, Sheerar e Morgan (2006) não chegam a citar o mecanismo de escoamento por poros permanentes.

Apesar de ser um fenômeno de separação física, o mecanismo de permeação por solução-difusão considera a solubilidade de compostos no material da membrana. Sendo assim, Scholes, Stevens e Kentish (2012) chamam a atenção para o fato de que a separação não depende apenas do tamanho molecular, mas também da interação química entre os gases e o material da membrana, geralmente um polímero.

Existem diversas configurações de plantas de separação de CO_2 de gás natural por membranas. A mais simples de todas contém apenas um estágio de separação. Segundo Baker (2004), esta configuração é recomendada para baixas vazões de gás, não possui equipamentos rotativos e requer manutenção mínima. Entretanto,

ainda conforme Baker (2004), as perdas de metano para o permeado (ou seja, o gás que efetivamente permeia pelas membranas) frequentemente são da ordem de 10 a 15%. Maddox, Sheerar e Morgan (2006) citam, para a permeação em único estágio, perdas de 8 a 15% de hidrocarbonetos.

Baker (2004) considera uma segunda configuração típica, que possui o objetivo de aumentar a vazão processada de gás e diminuir as perdas de hidrocarboneto: recompressão do permeado do primeiro estágio e permeação desta corrente por um segundo estágio de membranas. Com esta configuração é possível obter perdas percentuais de metano baixas, em torno de 2% (BAKER, 2004). Maddox, Sheerar e Morgan (2006) também consideram este segundo arranjo, mostrando perdas de 4% de metano para o permeado.

Na Figura 4 são mostrados esquemas das duas configurações citadas, contendo composições das correntes de alimentação, permeado e concentrado (corrente que não permeou pelas membranas), conforme Baker (2004).

Figura 4 - Esquemas típicos de plantas de separação de CO₂ de gás natural por membranas segundo Baker (2004)

Fonte: adaptada de Baker (2004).

Existem outras configurações de planta. É possível, por exemplo, haver um estágio inicial de tratamento, chamado de pré-membrana, e depois um ou dois estágios de separação, com reciclo ou não de permeado para a entrada das membranas. Segundo Baker (2004) e Maddox, Sheerar e Morgan (2006), a determinação da configuração da planta depende de fatores como teor de CO₂ na alimentação, concentração de CO₂ no concentrado, vazão de gás a ser processada, destino do permeado, custo de investimento e custo de operação. Uma demonstração de tal avaliação é o estudo de Bhidé e Stern (1993), que propõem sete diferentes

configurações de planta e, considerando os fatores de decisão citados, definem qual a melhor em cada cenário.

Apesar de buscar-se o melhor arranjo para as necessidades do processo, a separação de CO₂ por membranas não proporciona concentrações baixíssimas no gás tratado. Pela proposta de Bergel e Tierno (2009), ilustrada na Figura 1, nota-se que os teores obtidos em tratamentos por membranas são da ordem de 1 a 10%, o que é confirmado por Maddox, Sheerar e Morgan (2006). A razão para tal é o fato de todos os gases, em maior ou menor teor, permearem pelas membranas, influenciando a eficiência de separação e as perdas de produto (MADDOX; SHEERAR; MORGAN, 2006).

Uma questão importante relacionada aos sistemas de separação por membranas é a qualidade da carga. Maddox, Sheerar e Morgan (2006) afirmam que muitos dos danos causados a membranas tem sua origem na falta ou no tratamento inadequado da corrente de alimentação do sistema – uma vez que são sistemas relativamente simples, com poucas partes móveis. Para George et al. (2016), o tratamento adequado da corrente de alimentação é importante para que se possa garantir o desempenho e eficiência das membranas. Eles ainda explicam os problemas que podem ser gerados pelos contaminantes:

- a. Umidade: pode ser absorvida pela membrana causando seu inchaço e, por consequência, destruindo sua integridade como um todo;
- b. BTX e C6+: a presença destes hidrocarbonetos pode levar à formação de um filme sobre a superfície da membrana, causando perdas drásticas nas taxas de permeação;
- c. Inibidores de corrosão, glicóis e aditivos: diversos produtos químicos utilizados em diferentes atividades *offshore* podem ser danosos à integridade de membranas;
- d. Materiais particulados: quando presentes, podem levar à interrupção de fluxo pela membrana.

A presença de materiais particulados é danosa a qualquer tipo de membrana. Entretanto, vale ressaltar que o impacto da presença dos outros contaminantes citados depende da composição do material das membranas.

Quando o sistema de membranas não é projetado para trabalhar em presença de líquidos, o alerta de George et al. (2016) sobre o problema da condensação necessita ser considerado: deve-se garantir que não ocorrerá liquefação no interior das próprias membranas, controlando-se o ponto de orvalho a montante e aquecendo-se o gás com margem suficiente de superaquecimento.

Com o objetivo de evitar os problemas apontados por George et al. (2016) e estender a vida útil das membranas, Maddox, Sheerar e Morgan (2006) recomendam utilizar as seguintes técnicas:

- a. Evitar a presença de hidrocarbonetos líquidos quando solicitado pelo fabricante das membranas, principalmente se o condensado do gás natural tiver tendência a depositar parafinas;
- b. Evitar a presença de água líquida, glicóis, metanol, óleos lubrificantes, solventes a base de aminas, solventes aromáticos (tolueno, xileno) e hidrocarbonetos aromáticos polinucleados (os mais comuns são naftaleno, metil-naftaleno e bifenil);
- c. Evitar o uso de óleo diesel, que pode conter até 25% de naftaleno, e de produtos químicos, tais como inibidores de corrosão, que utilizem naftaleno como diluente;
- d. Proteger o sistema contra temperaturas excessivamente altas considerando proteções redundantes na entrada do sistema;
- e. Utilizar separadores, filtros e leitos de guarda com alta eficiência a montante das membranas para remover névoas e gotículas de líquidos;
- f. Considerar o pré-aquecimento (superaquecimento) do gás de entrada de maneira a vaporizar quaisquer gotículas.
- g. Evitar pressões muito altas de maneira a evitar compactação (ver item **3.4.1 COMPACTAÇÃO**). A faixa de pressões de operação varia de acordo com o fornecedor das membranas;
- h. Evitar altas velocidades de escoamento e perdas de carga excessivas nas membranas.

3.2 Membranas: Tipos, Morfologias e Materiais Utilizados

A seleção do material da membrana para uma separação específica deve considerar diversos fatores, incluindo uma combinação favorável de permeabilidade e seletividade requeridas e propriedades mecânicas e químicas da membrana (GEORGE et al., 2016).

Diversos materiais e tipos de estrutura podem ser utilizados na fabricação de membranas. Baker (2004) apresenta exemplos de diferentes tipos e seus usos:

- i. Metálicas: sua principal aplicação é a produção de hidrogênio puro para utilização em células combustíveis. Paládio apresenta alta permeabilidade a hidrogênio. Liga de prata/paládio também é bastante permeável e não sofre fragilização por hidrogênio. Tântalo, nióbio, vanádio, níquel, ferro, cobre, cobalto, platina também são metais permeáveis ao H_2 . As membranas metálicas também são utilizadas em reatores de membranas que operam a altas temperaturas e para separação de oxigênio, apesar de neste último caso as permeabilidades serem baixas.
- ii. Poliméricas: muitas das membranas utilizadas comercialmente são fabricadas com polímeros, como por exemplo Poliamida (PA), Polietersulfona (PES), Fluoreto de Polivinidileno (PVDF), Acetato de Celulose (CA), entre outros. A seguir uma breve descrição dos principais tipos de membranas poliméricas:
 - a. Membranas Microporosas: estrutura rígida, com muitos espaços vazios e poros interconectados aleatoriamente distribuídos. As moléculas passam pelos poros dependendo de seu tamanho. Sendo assim, a separação é principalmente função do tamanho das moléculas e da distribuição de tamanho de poros. Este tipo de membrana funciona efetivamente quando há diferença considerável no tamanho das moléculas a serem separadas, sendo aplicadas, por exemplo, em microfiltração e ultrafiltração. São consideradas membranas isotrópicas ou simétricas.
 - b. Membranas densas, não porosas: consistem de um filme denso através do qual espécies permeiam por difusão sob gradiente de pressão, concentração ou potencial elétrico, sendo consideradas membranas isotrópicas ou simétricas. A separação de vários componentes de uma mistura está diretamente relacionada à sua taxa relativa de transporte pela membrana,

que é determinada por suas difusividade e solubilidade no material da membrana. Assim, membranas densas não porosas podem separar espécies de tamanho similar se as suas concentrações no material da membrana (isto é, suas solubilidades) forem significativamente diferentes. A maioria dos processos de separação de gases, pervaporação e osmose reversa utilizam membranas densas. Entretanto, geralmente estas membranas são associadas a uma estrutura de suporte anisotrópica ou assimétrica para melhorar os fluxos de permeação, sendo aplicadas como membranas compostas.

- c. Membranas eletricamente carregadas: podem ser membranas densas ou microporosas, mas comumente são finamente microporosas com as paredes dos poros contendo cargas fixas positivas (troca aniônica) ou negativas (troca catiônica). A separação é obtida principalmente pela exclusão de íons com a mesma carga fixa da estrutura da membrana, e em grau muito menor, por tamanho de poro, sendo afetada por carga e concentração dos íons em solução. Este tipo de membrana é considerado isotrópico ou assimétrico e é utilizado em eletrodialise.
 - d. Membranas assimétricas ou anisotrópicas: proporcionam fluxos tão elevados que praticamente todos os processos comerciais utilizam estas membranas. Consistem em uma camada extremamente fina, da ordem de 20 μm de espessura, suportadas por subestrutura porosa espessa. As propriedades de separação e permeação são determinadas exclusivamente pela camada superficial. A subestrutura serve apenas de suporte mecânico. Podem ser membranas compostas e, neste caso, as camadas geralmente são constituídas de polímeros diferentes.
- iii. Cerâmicas e Zeolíticas: estruturas de compósitos em multicamadas formadas por uma fina camada de cerâmica ou zeólita seletiva depositada sobre suporte cerâmico microporoso. São feitas em formato tubular, apresentam seletividades extremamente altas e podem operar a temperaturas elevadas, permitindo o processamento de vazões elevadas. Um exemplo de uso é a desidratação de álcoois por pervaporação ou permeação vapor/vapor.
 - iv. Matriz mista: apesar de apresentarem seletividades excepcionais em diversas separações importantes, membranas cerâmicas e zeolíticas são complexas de produzir e acabam tornando-se proibitivamente caras para alguns tipos de

separação. Uma solução é preparar membranas de matriz polimérica contendo partículas de zeólitas dispersas, com o objetivo de combinar a seletividades das membranas de zeólita com o baixo custo e a facilidade de fabricação das membranas poliméricas.

Para membranas sintéticas, Ladewig e Al-Shaeli (2017) propõem a seguinte classificação morfológica:

- i. Membranas poliméricas densas homogêneas: por necessitarem de uma espessura que garanta a estabilidade mecânica da membrana, comumente permitem um fluxo de permeado bastante baixo. Para terem uso prático, precisam ser feitas de um polímero altamente poroso, tal como silicone.
- ii. Membranas porosas simétricas (isotrópicas): são microporosas (poros com diâmetros menores de 2 μm) ou mesoporosas (diâmetros de poro entre 2 e 50 μm) e possuem estrutura uniforme (tamanho de poro) ao longo de toda a espessura da membrana.
- iii. Membranas porosas assimétricas: são macroporosas, com diâmetros de poro maiores que 50 μm , e podem apresentar diversas estruturas distintas.
- iv. Membranas compostas: são formadas por mais de um tipo de estrutura morfológica. Por exemplo, um filme fino polimérico denso depositado sobre um substrato poroso.

Ladewig e Al-Shaeli (2017) enfatizam as diferenças entre membranas simétricas ou isotrópicas e assimétricas ou anisotrópicas:

- a. Simétricas ou isotrópicas: podem ser macroporosas ou não porosas e sua espessura está geralmente entre 30 e 500 μm . A resistência à transferência de massa está totalmente relacionada à espessura das membranas: menores espessuras elevam a taxa de permeação. Atualmente são usadas principalmente em diálise, eletrodíálise e em algumas aplicações de microfiltração.
- b. Assimétricas ou anisotrópicas: podem ser microporosas, mesoporosas ou não porosas. Possuem uma camada fina, de 0,1 a 5 μm de espessura, que é a barreira seletiva de fato, sobre uma estrutura altamente porosa com espessura de 100 a 300 μm que serve de suporte para a barreira seletiva, apresentando um gradiente em sua estrutura. A camada superficial é a responsável pela seletividade da membrana e pela resistência à transferência de massa, enquanto

o efeito do suporte nestas propriedades é diminuto. Uma camada seletiva bastante fina com estabilidade mecânica satisfatória e que proporciona altas vazões de permeado por área são propriedades distintas deste tipo de membrana e que as tornam muito importantes industrialmente. São aplicadas principalmente em processos dependentes de diferenciais de pressão, tais como osmose reversa, ultrafiltração e separação de gases.

Ladewig e Al-Shaeli (2017) afirmam que a maioria das membranas atualmente é porosa ou consiste de uma camada superficial densa sobre uma estrutura porosa. Em termos de materiais, além dos tipos já considerados por Baker (2004), Ladewig e Al-Shaeli (2017) citam ainda:

- i. Membranas de vidro: também podem ser consideradas como membranas cerâmicas. Alta sensibilidade a gradientes de temperatura, gerando rachaduras, instabilidade química de alguns materiais e dificuldades de selagem em módulos (ver item **3.3 Módulos de Membranas**) que operam a altas temperaturas são problemas relacionados a este tipo de membrana.
- ii. Membranas de carbono ou membranas de peneira molecular de carbono: são sólidas, porosas e contém buracos com dimensões próximas a de moléculas. Sendo assim, espécies com tamanhos diferentes podem ser separadas por peneiração molecular. Este tipo de membrana é considerado promissor para utilização em separações gasosas.
- iii. Membranas compostas ou de Filme Fino Composto (TFC - *Thin-Film Composite*): compostas de pelo menos duas camadas de materiais poliméricos diferentes, com um material muito seletivo depositado como uma camada densa ultrafina formada sobre uma camada de suporte mais ou menos porosa, que geralmente é uma membrana de ultrafiltração. A vantagem destas membranas é cada uma das camadas poder ser otimizada e controlada independentemente, buscando-se as permeabilidades e seletividades desejadas, ao mesmo tempo em que apresentam excelentes resistências mecânica e à compressão. Tais membranas têm sido utilizadas em dessalinização de água, tratamento de água de rejeitos, separação e purificação de materiais químicos e biológicos.

Para a remoção de CO₂ de gás natural, são utilizadas membranas poliméricas. Adicionalmente às propriedades de permeação de gases, outros motivos que favorecem a utilização das membranas poliméricas na separação de gases,

conforme Scholes, Stevens e Kentish (2012) são: facilidade de fabricação de módulos de membranas, robustez mecânica, resistência química e térmica que permitem durabilidade de longo prazo.

Baker (2004) cita o acetato de celulose como matéria-prima dos principais fabricantes. Scholes, Stevens e Kentish (2012) afirmam que há três tipos de membranas poliméricas disponíveis comercialmente: acetato de celulose, poliimidas e perfluoropolímeros. Esses autores afirmam ainda que, por serem amplamente aceitas na indústria, as de acetato de celulose são consideradas o padrão para efeitos de comparação.

Zhang et al. (2013) realizaram estudo a respeito do desenvolvimento de membranas utilizadas em processos de separação CO_2/CH_4 . Além de membranas poliméricas, os autores definem outras duas categorias utilizadas para este tipo de separação: membranas inorgânicas e membranas de matriz mista. Os autores também classificam as membranas poliméricas em três outros tipos, baseados no mecanismo de transporte: membranas de permeação de gás, membranas de transporte facilitado e membranas de microporos assimétricos. Em seu trabalho, Zhang et al. (2013) comparam os diferentes tipos de membrana levando em consideração condições específicas de operação, desempenho e custos, concluindo que as membranas poliméricas dominam o mercado de aplicações industriais por possuírem baixo custo de manufatura e poderem ser facilmente processadas em diferentes estruturas (tanto em folhas como em fibras ocas).

Mais recentemente, George et al. (2016) realizaram estudo, focado nos diferentes tipos de membranas poliméricas, sobre a separação de gases ácidos, CO_2 e H_2S , de gás natural. Além de assuntos já tratados por Zhang et al. (2013), George et al. (2016) avaliaram a utilização de poliuretanos como matriz, obtendo resultados promissores. Na conclusão, os autores consideram permeabilidade, seletividade e estabilidade mecânica do polímero como fatores decisivos na separação de gases ácidos de correntes de gás natural. Os autores afirmam que progressos serão obtidos com a melhoria dos processos de fabricação das membranas poliméricas e modificação de suas estruturas física e química, e recomendam que a pesquisa e o desenvolvimento concentrem esforços na criação de membranas poliméricas bastante permeáveis a gases, altamente seletivas aos gases ácidos em relação ao metano e que mantenham estabilidade física e química.

Em relação às membranas de matriz mista, há diversas pesquisas recentes relacionadas ao seu desenvolvimento. Um exemplo é o trabalho apresentado por Gong, Lee e Bae (2017), em que sintetizaram membranas de matriz polimérica com zeólita 5A dispersa em diferentes concentrações, com o objetivo de obter aumento de permeabilidade e seletividade do CO₂ na separação de metano.

O maior mercado para membranas de acetato de celulose são campos com alta concentração de CO₂ em que há limitações de espaço nas instalações, como plataformas de produção *offshore* (SCHOLES; STEVENS; KENTISH, 2012), caso avaliado neste estudo.

3.3 Módulos de Membranas

Segundo Baker (2004), para que separações por membrana pudessem ser utilizadas em escala industrial, foi necessário desenvolver métodos economicamente viáveis e eficientes de condensar grandes áreas. Isto porque plantas industriais demandam de centenas a milhares de metros quadrados de membrana para realizar a separação requerida. O desenvolvimento da tecnologia de produção de pacotes de membrana de baixo custo, os chamados módulos, foi um dos avanços que culminaram no estabelecimento de processos comerciais de separação por membranas nas décadas de 1960 e 1970.

Ainda segundo Baker (2004), os dois primeiros tipos de módulos foram desenvolvidos praticamente na mesma época, baseados em tecnologia de filtração simples:

- i. Folhas planas de membranas presas a um quadro-moldura, semelhantes ao de um filtro prensa;
- ii. Membranas em formas de tubo de 1 a 3 cm.

Ambos os modelos ainda são utilizados, mas, por causa de seu alto custo relativo, foram largamente substituídos, na maioria das aplicações, por dois outros modelos: módulo espiral e módulo de fibras ocas.

Sanders et al. (2013) definem a configuração de módulos espirais: camadas alternadas de folhas planas de membranas assimétricas com espaçadores porosos

entre as folhas de membranas. Baker (2004) complementa: as camadas de membrana e de espaçadores formam envelopes enrolados em torno de um tubo central perfurado, o tubo de coleta, e o módulo de membranas é inserido em um vaso de pressão tubular. A Figura 5 mostra um módulo espiral sendo instalado para uso industrial. Na Figura 6, tem-se um módulo espiral sendo avaliado em laboratório.

Figura 5 - Módulo espiral de membrana sendo instalado para uso industrial

Fonte: UOP LLC (2013).

Figura 6 - Módulo espiral de membrana sendo avaliado em laboratório

Fonte: Yasin Pajooh (2018).

Em termos de escoamento, Baker (2004) define: a alimentação passa axialmente pelo módulo através dos envelopes de membrana e a parte que permeia segue fluxo em espiral até o centro do módulo, escoando pelo tubo de coleta, como mostrado na Figura 7. Na Figura 8 é mostrada ilustração esquemática da permeação de gases em um módulo espiral de membranas.

Figura 7 - Ilustração esquemática de montagem e fluxos em um módulo espiral

Fonte: adaptada de Baker (2004).

Em relação a possíveis problemas de desempenho, George et al. (2016) citam a ocorrência de entupimentos, principalmente por sólidos, em módulos de membranas, afirmando que ocorrem com menor frequência em módulos espirais. Scholes, Stevens e Kentish (2012) alertam para danos causados por compactação (ver item **3.4.1 COMPACTAÇÃO**), caso os módulos sejam submetidos a elevadas pressões diferenciais (maiores que 12,5 MPa), e por acúmulo de líquidos nos espaçadores do lado da alimentação.

Figura 8 - Ilustração esquemática de permeação de gases em um módulo espiral

Fonte: adaptada de UC Berkeley (2018).

Os módulos de fibra oca são descritos por Scholes, Stevens e Kentish (2012) como milhares de fibras dentro de um casco. Jariwala (2015a) explica que as fibras tubulares são montadas em um único elemento compacto contendo um tubo perfurado de aço na parte central. O elemento de membrana é então alojado em um vaso hermético de aço para que seja possível controlar o fluxo de gás que passará em torno das fibras.

Na Figura 9 são mostradas fibras ocas e um corte transversal de um feixe de fibras.

Figura 9 - Fibras ocas e corte transversal em feixe de fibras ocas

Fonte: IGS (2018).

Na Figura 10 podem ser visualizados elementos de fibras ocas e um esquemático de um módulo.

Figura 10 - Elementos de fibras ocas e representação esquemática de módulo

Fonte: Avilo (2018).

Baker (2004) afirma que os diâmetros das fibras ocas podem variar de 50 a 3000 μm . Em diâmetros de 50 a 200 μm , por resistirem a pressões hidrostáticas elevadas, da ordem de 13,8 MPa, o fluido é alimentado pelo lado externo das fibras e são utilizadas para separação de gases a pressões elevadas. Para diâmetros entre 200 e 500 μm , a alimentação é feita pelo centro das fibras e o permeado é removido pelo lado externo, sendo esta configuração aplicada na separação de gases a pressões máximas de 1,0 MPa. Em termos de área, para que um módulo tenha poucos metros quadrados de superfície de permeação, são necessários quilômetros de fibras ocas.

Considerando o escoamento dos fluidos, Scholes, Stevens e Kentish (2012) consideram que os módulos de fibras ocas proporcionam elevada flexibilidade operacional, pois como a alimentação pode ser realizada pelo tubo central ou pelo casco, é possível obter escoamentos concorrente, contracorrente e cruzado. Baker (2004) cita as duas configurações geométricas usuais:

- i. Alimentação pelo lado externo: as fibras ocas ficam alojadas no interior de um vaso de pressão, o sistema é pressurizado pelo lado do casco do módulo (paredes externas das fibras), o permeado atravessa as paredes das fibras e sai pelas suas extremidades abertas.
- ii. Alimentação pelo centro: a alimentação é realizada pelo centro das fibras em uma de suas extremidades, o fluido permeia pelas paredes das fibras e sai pelas paredes externas (casco do módulo), o concentrado sai pelas extremidades

opostas às da alimentação (neste arranjo, as fibras são abertas nas suas duas extremidades).

Em termos de escoamento, Baker (2004) afirma que quando o arranjo do módulo é de alimentação pelo centro, as fibras geralmente possuem diâmetro maior do que as utilizadas em módulos alimentados pelo casco, com o objetivo de diminuir a perda de carga pelo fluxo no interior das fibras.

Maddox, Sheerar e Morgan (2006) apresentam ainda um terceiro arranjo construtivo: o módulo é utilizado na posição vertical, a alimentação é feita pelo centro do casco, o permeado sai tanto por cima quanto por baixo, o concentrado sai por baixo, pelo tubo de coleta central. O diferencial desta configuração é que ela tolera condensação de hidrocarbonetos. A Figura 11 é uma ilustração esquemática da permeação de gases neste tipo de módulo.

Figura 11 - Ilustração esquemática de permeação de gases em módulo de fibra oca vertical e com alimentação pelo centro do casco

Fonte: adaptada de Jariwala (2015b).

Conforme Scholes, Stevens e Kentish (2012), a maior vantagem do arranjo em fibras ocas é uma área muito maior de membrana por volume, o que pode ser importante em processos em que há limitação de espaço físico para instalação. Quando comparados aos módulos em espiral, os módulos de fibras ocas:

- Possuem custos de fabricação de duas até vinte vezes menores;
- Podem alcançar até três vezes a área por unidade de volume.

Baker (2004) alerta para problemas apresentados pelos módulos de fibra oca. Quando o arranjo do módulo é de alimentação pelo centro, é importante garantir que os diâmetros e as permeâncias das fibras sejam idênticos. Pequenas variações nas fibras, da ordem de 10% em relação às características médias, podem gerar grandes diferenças no desempenho do módulo. Este efeito acontece porque o fluxo é proporcional à quarta potência do diâmetro central das fibras, enquanto a área do módulo varia apenas com a segunda potência. Se a alimentação é realizada pelo lado externo das fibras, problemas frequentes são a polarização por concentração (ver item **3.4.2 POLARIZAÇÃO POR CONCENTRAÇÃO**), incrustação e perdas de carga parasitas (não decorrentes do fluxo do gás pelas membranas). Quando a alimentação é feita pelo lado externo das fibras ou pelo casco do módulo, áreas de estagnação de fluxo entre as fibras e caminhos preferenciais de escoamento são difíceis de evitar. Estas são causas significativas de polarização por concentração. Nas áreas de estagnação, qualquer material particulado suspenso pode facilmente acumular-se, gerando incrustações irreversíveis. Se as fibras ocas são muito finas, o canal de permeado é tão estreito que a perda de carga é desenvolvida ao longo do canal, reduzindo a diferença de pressão ao longo da membrana e, por consequência, a força motriz para a permeação. Este problema é bastante significativo quando a mistura a ser separada é bastante permeável, por exemplo, separação de dióxido de carbono de metano e, nestes casos, a perda de carga pode representar parte significativa da pressão total a ser aplicada.

3.4 Problemas que Afetam o Desempenho de Membranas

Neste item são apresentadas breves explicações de problemas que ocorrem com membranas e que afetam o seu desempenho, levando a separações menos eficientes do que o esperado ou, em alguns casos, levando a membrana à perda completa de sua função de elemento de separação.

3.4.1 COMPACTAÇÃO

A maioria das membranas poliméricas contém estruturas porosas, seja na camada de separação, seja como suporte mecânico em membranas compostas. Elevadas pressões de alimentação causam danos físicos às estruturas porosas das membranas, originando avarias permanentes, resultando em maiores custos operacionais. A estabilidade de membranas porosas é definida tanto por características do material quanto pela sua porosidade média, sendo que estruturas com microvazios são menos afetadas. As pressões de operação elevadas reorganizam a estrutura do macrovazio da membrana, diminuindo o volume de vazios e aumentando a resistência ao escoamento, afetando severamente as estruturas que contém poros com maior volume (GEORGE et al., 2016).

Como tentativa de minimizar o problema, pesquisas para desenvolvimento de novos materiais são realizadas. Ebert et al. (2004), por exemplo, estudaram a influência de dióxido de titânio como aditivo inorgânico em dois tipos de membranas poliméricas, sintetizando-as e avaliando seus desempenhos em processos de separação. Os autores concluíram que a utilização do aditivo possibilitou claramente a redução da compactação da estrutura porosa, além de aumentar a resistência à temperatura, ampliando, assim, a faixa de utilização das membranas.

3.4.2 POLARIZAÇÃO POR CONCENTRAÇÃO

Segundo Baker (2004), em processos de separação por membranas, o permeado apresenta elevada concentração de um dos elementos constituintes do fluido a ser separado. Pela diferença nas taxas de permeação dos componentes da mistura, gradientes de concentração são estabelecidos em ambos os lados da membrana (alimentação e permeado). Ou seja, a camada de fluido mais próxima à membrana, no lado da alimentação, torna-se reduzida na espécie que permeia, enquanto do outro lado da membrana, a concentração da mesma espécie aumenta. Este fenômeno é chamado de concentração por polarização e reduz a diferença de concentração do componente que permeia ao longo da membrana, resultando em

diminuição de fluxo e de seletividade. Gradientes de concentração das outras espécies também são formados e alguns processos são mais afetados do que outros pela polarização por concentração.

Baker (2004) afirma ainda que, para processos de separação de gases, não há muitos estudos sobre o assunto e frequentemente assume-se que o efeito da polarização por concentração é pequeno em razão de os coeficientes de difusão das espécies serem altos. Já em processos de separação de líquidos, o efeito pode ser importante. Osmose reversa pode ser bastante afetada, mas geralmente os processos industriais são bem controlados. Por outro lado, o desempenho das membranas é seriamente afetado em processos de ultrafiltração, eletrodialise e em alguns tipos de pervaporação.

Com o aumento da seletividade e da capacidade de fluxo das membranas, os efeitos da polarização por concentração aumentam. Em laboratório, estes efeitos são controlados pelo aumento da turbulência da corrente de alimentação. Em sistemas industriais, porém, existem limitações para tal prática. Sendo assim, a melhor estratégia para minimização dos efeitos da polarização por concentração é a de melhorar o projeto dos módulos de membrana, utilizando-se materiais adequados nos espaçadores dos canais e desenvolvendo métodos de controle da vazão de alimentação no módulo, buscando-se aumentar a turbulência no escoamento e evitando caminhos preferenciais (BAKER, 2004).

3.4.3 PLASTICIZAÇÃO

Mudanças nas propriedades térmicas e mecânicas de um determinado polímero geralmente são referidas como plasticização ou plastificação. Essas mudanças envolvem:

- a. Diminuição da rigidez a temperatura ambiente;
- b. Diminuição da temperatura na qual é possível causar deformações importantes com forças não tão intensas;
- c. Aumento do alongamento antes da ruptura a temperatura ambiente;
- d. Aumento da resistência a impacto até a menor temperatura de trabalho.

Estes efeitos podem ser obtidos: (1) compondo dado polímero com um composto de peso molecular mais baixo ou com outro polímero; (2) introduzindo um copolímero que reduza a cristalinidade e aumente a flexibilidade das cadeias. (IMMERGUT; MARK, 1965). Ou seja, na ciência dos polímeros, a plasticização é utilizada na busca da melhoria das propriedades do material.

No caso de membranas de separação, a ocorrência da plasticização é indesejável, uma vez que altera as propriedades dos materiais, afetando negativamente permeabilidade e seletividade e, por consequência, o desempenho da separação. Conforme Zhang et al. (2010), a plasticização é fenômeno comum em processos de separação de gases por membranas poliméricas, sendo usualmente encontrado na separação de gás natural, a qual envolve gases altamente condensáveis, como CO₂, H₂S e H₂O, e é originada pela interação entre os gases e as membranas, afetando significativamente o seu desempenho.

Zhang et al. (2010) mostram que há diversas definições de plasticização na literatura, mas que a maioria delas não é capaz de descrever completamente o fenômeno e todas as questões relacionadas devido à sua complexidade. Sendo assim, os autores definem a plasticização como uma variedade de fenômenos dependentes de pressão causados pela dissolução de determinadas espécies na matriz polimérica que modifica o empacotamento das cadeias e aumenta a mobilidade intersegmental. A pressão em que a permeabilidade gasosa exibe um mínimo é conhecida como a pressão de plasticização.

No caso específico da separação de CO₂ de gás natural, além de haver uma pressão crítica de alimentação do processo, na pressão de plasticização, as permeabilidades tanto de CO₂ quanto do CH₄ aumentam, ocasionando perda de seletividade pela membrana. Este efeito indesejado é mais pronunciado em membranas de poliimida, apesar de sua boa integridade química em relação a outras membranas poliméricas (ZHANG et al., 2010).

Buscando-se minimizar o problema, são realizadas pesquisas em desenvolvimento de materiais. Um exemplo é o trabalho de Wind et al. (2002), no qual, com o objetivo de eliminar a ocorrência indesejada da plasticização em membranas de poliimida utilizadas na separação CO₂/CH₄, os autores apresentam a síntese de copolímeros reticulados, concluindo que a utilização de ligações cruzadas covalentes mostrou-se

bastante promissora na inibição da plasticização. Outro estudo relacionado é o de Zhang et al. (2010), no qual, por meio de experimentos e simulações, os autores estudaram a interação molecular entre CO₂ e uma matriz polimérica de membrana a base de poliimida. A conclusão a que chegaram foi que em altas concentrações de CO₂, os grupos éter nas cadeias de poliimida apresentam efeito significativo na plasticização e, sendo assim, sugerem que a substituição destes grupos poderia suprimir a ocorrência do fenômeno indesejado.

3.5 Modelo Matemático de Solução-Difusão

Baker (2004) descreve o modelo matemático do mecanismo de solução-difusão de gases por membranas. Na definição de qualquer modelo de permeação, necessariamente, são adotadas premissas.

Em relação ao transporte pelas membranas, primeiramente considera-se que os fluidos em ambos os lados das membranas estão em equilíbrio com o material da membrana na interface, o que significa dizer que o gradiente de potencial químico pela membrana é contínuo e que as taxas de absorção e dessorção na interface da membrana são muito maiores do que a taxa de difusão pela membrana.

No que diz respeito aos gradientes de pressão e concentração nas membranas, o modelo de solução-difusão assume que a pressão no material da membrana é constante e igual à maior pressão do sistema. Portanto, o gradiente de potencial químico pela membrana é igual apenas ao gradiente de concentração e o material da membrana apresenta comportamento semelhante ao de líquidos, ou de um fluido incompressível.

Como consequência, frequentemente utiliza-se a equação (3) para representar o fluxo de um componente através de uma membrana densa em um processo de permeação gasosa (J_i). Ela também é apresentada por Baker e Lokhandwala (2008) e por Purkait e Singh (2018).

$$J_i = \frac{D_i K_i^G (P_{i_o} - P_{i_\ell})}{\ell} \quad (3)$$

em que D_i é o coeficiente de difusão do componente i , K_i^G é coeficiente de dissolução gasosa do componente i , P_{i_o} é a pressão parcial do componente i no gás de alimentação, P_{i_ℓ} é a pressão parcial do componente i na interface entre membrana e permeado, ℓ é a espessura da membrana.

A permeabilidade, p_i^G , definida como o produto $D_i K_i^G$, é a medida da capacidade de um gás permear pela membrana (PURKAIT; SINGH, 2018). Quando incluída na equação (3), obtém-se:

$$J_i = \frac{p_i^G (P_{i_o} - P_{i_\ell})}{\ell} \quad (4)$$

A relação entre a permeabilidade de dois gases é chamada de seletividade (Ψ_{xy}) e mede a capacidade de uma membrana separá-los (PURKAIT; SINGH, 2018):

$$\Psi_{xy} = \frac{p_x}{p_y} \quad (5)$$

A seletividade também pode ser descrita pela relação entre os coeficientes de difusão e de dissolução de dois componentes, como apresentado por Baker e Lokhandwala (2008):

$$\Psi_{xy} = \frac{[D_x/D_y]}{[K_x/K_y]} \quad (6)$$

Baker e Lokhandwala (2008) explicam que a razão D_x/D_y pode ser considerada a parcela da seletividade relacionada à mobilidade das moléculas. Ela indica a mobilidade relativa de moléculas dos componentes x e y , sendo proporcional à razão dos tamanhos das moléculas de duas espécies permeantes. Em materiais poliméricos, quanto maior o tamanho da molécula, menor o coeficiente de difusão D . Sendo assim, a seletividade de mobilidade D_x/D_y sempre favorece a permeação de moléculas menores tais como água e CO₂. A razão K_x/K_y indica a concentração relativa dos componentes no material da membrana. O coeficiente de dissolução K é uma medida da energia requerida ao componente gasoso para dissolução no polímero e aumenta com a condensabilidade do componente. Portanto, K_x/K_y é a parcela da seletividade relacionada a condensabilidade relativa dos componentes x e y , favorecendo a dissolução de gases mais condensáveis. O metano, com ponto de ebulição igual a 113 K, é menos condensável do que praticamente todos os

componentes do gás natural. Sendo assim, a seletividade de dissolução favorece a permeação de outros componentes ao invés do metano.

Ainda segundo Baker e Lokhandwala (2008), a seletividade de dissolução (K_x/K_y) para determinado par de gases é relativamente constante para todos os polímeros amorfos. Entretanto, a seletividade de difusão (D_x/D_y) é bastante dependente da natureza do polímero e também do arranjo e do movimento das moléculas da matriz polimérica. Se o polímero está abaixo da temperatura de transição vítrea, as cadeias poliméricas estão essencialmente fixas; o polímero apresenta-se como um material rígido e o efeito das diferenças nos tamanhos das moléculas gasosas permeantes sobre suas mobilidades relativas é acentuado. Se o polímero está acima da temperatura de transição vítrea, as cadeias poliméricas podem movimentar-se. Nesta situação, o polímero apresenta propriedades elásticas e de borracha e o efeito dos tamanhos das moléculas gasosas permeantes nas mobilidades relativas torna-se reduzido. Em um caso extremo de plasticização do polímero por um componente de baixo peso molecular que facilite o movimento das cadeias poliméricas, a relação D_x/D_y pode aproximar-se de 1 para espécies com tamanho similar ao daquela que causou a plasticização do polímero. Por isso, mudar as características químicas do material da membrana para obter a ótima seletividade de mobilidade é o método mais utilizado para desenvolver novos materiais com elevado desempenho de separação.

3.6 *Influência das Variáveis de Processo – Referência de Comportamento Esperado*

Diversas variáveis de processo influenciam no desempenho do sistema de separação de CO₂ de gás natural por membranas: vazão, concentração de CO₂, temperatura e pressão do gás a ser tratado, pressão do permeado, área de permeação disponível. A resposta esperada do sistema para alterações em cada uma das variáveis citadas, conforme Dortmundt e Doshi (1999), está explicitada nos itens seguintes e será utilizada como referência de comportamento esperado. Dortmundt e Doshi (1999) descrevem experiências operacionais, filosofias de projeto e buscam mostrar o comportamento do sistema de membranas relacionado a

alterações de variáveis de processo utilizando gráficos, o que facilita a compreensão dos fenômenos envolvidos e permite sua utilização como referência. Adicionalmente, o trabalho de Dortmund e Doshi (1999) é reconhecido e mencionado em outros estudos, como Baker e Lokhandwala (2008); Safari, Ghanizadeh, Montazer-Rahmati (2009); Bernardo, Drioli e Golemme (2009); George et al. (2016).

3.6.1 VAZÃO DE GÁS A SER TRATADO

Um aumento na vazão de gás a ser tratado gera um aumento diretamente proporcional da área necessária para determinada separação pelo fato de os sistemas de membrana serem modulares. Outro efeito decorrente do aumento da área é o aumento proporcional da perda de hidrocarbonetos para o permeado em termos de vazão, embora a perda relativa de hidrocarbonetos (vazão de hidrocarbonetos no permeado dividida pela vazão de hidrocarbonetos na alimentação) mantenha-se constante.

3.6.2 CONCENTRAÇÃO DE CO₂ NA ALIMENTAÇÃO

A percentagem desejada de remoção de CO₂ determina a área de permeação necessária. Sendo assim, para determinada especificação do teor de CO₂ no gás tratado, quanto maior a concentração de CO₂ na alimentação, maior a área requerida de membranas para que seja possível especificar o gás. Entretanto, quanto mais CO₂ permeia pelas membranas, maior a permeação de hidrocarbonetos também. Ou seja, com aumento da área de permeação, aumentam as perdas relativas de hidrocarbonetos. O efeito é mostrado na Figura 12.

Figura 12 - Efeito da remoção de CO₂ na área relativa de membranas e nas perdas relativas de hidrocarbonetos

Fonte: adaptada de Dortmund e Doshi (1999).

3.6.3 TEMPERATURA DO GÁS A SER TRATADO

Com o aumento da temperatura do gás a ser tratado, a permeabilidade aumenta e a seletividade diminui, diminuindo a área de membrana necessária, mas aumentando a perda de hidrocarbonetos, conforme apresentado na Figura 13.

Figura 13 - Efeito da temperatura do gás a ser tratado na área relativa de membranas e nas perdas relativas de hidrocarbonetos

Fonte: adaptada de Dortmundt e Doshi (1999).

3.6.4 PRESSÃO DO GÁS A SER TRATADO

Elevadas pressões ocasionam o fechamento de poros e orifícios de membranas, restringindo a passagem de espécies. Como consequência, tanto a permeabilidade quanto a seletividade das membranas são diretamente afetadas.

Apesar do aumento na pressão do gás a ser tratado diminuir tanto a permeabilidade quanto a seletividade, pressões elevadas originam forças motrizes maiores através da membrana, resultando em aumento na vazão de permeado e diminuição da área requerida. Adicionalmente, nota-se pequena redução na perda de hidrocarbonetos, ocasionada pela diminuição na área requerida aliada aos impactos da pressão na estrutura da membrana.

Na Figura 14 mostra-se o efeito da pressão do gás a ser tratado na área relativa de membranas e nas perdas relativas de hidrocarbonetos.

Figura 14 - Efeito da pressão do gás a ser tratado na área relativa de membranas e nas perdas relativas de hidrocarbonetos

Fonte: adaptada de Dortmund e Doshi (1999).

Uma vez que o efeito da pressão na área requerida é pronunciado enquanto não é significativo em outras variáveis, projetistas buscam a máxima pressão de operação com o objetivo de obter um sistema menor e mais barato. As limitações são a máxima pressão de trabalho das membranas, peso e custo de equipamentos que suportem pressões de trabalho elevadas.

3.6.5 PRESSÃO DO PERMEADO

Aumentar a pressão do permeado significa diminuir a força motriz de permeação. Variações relativamente pequenas na pressão do permeado aumentam significativamente a área requerida de membranas e, por consequência, ocorre um efeito pronunciado na perda de hidrocarbonetos, como pode ser constatado na Figura 15.

Figura 15 – Efeito da pressão do permeado na área relativa de membranas e nas perdas relativas de hidrocarbonetos

Fonte: adaptada de Dortmund e Doshi (1999).

Além da diferença de pressão através da membrana, que influencia diretamente a força motriz para a separação, a relação entre as pressões de alimentação e de permeado são um fator igualmente importante para o desempenho do sistema. Por esta razão, nos projetos de sistemas de separação por membranas busca-se estabelecer a menor pressão possível de permeado.

3.6.6 ÁREA DE PERMEAÇÃO

A área de permeação é o resultado de todas as outras variáveis relacionadas: para alcançar determinada especificação de teor de CO₂ no gás tratado, dependendo de vazão, temperatura e pressão do gás de alimentação, da concentração de CO₂ na entrada do sistema e da pressão do permeado, será necessária mais ou menos área de permeação.

Caso a área necessária não esteja disponível, para que a especificação do teor de CO₂ no gás tratado seja atingida, deverão ser realizados ajustes no processo: diminuir vazão de alimentação, aumentar temperatura e pressão de alimentação, diminuir a concentração de CO₂ no gás de entrada, diminuir a pressão de permeado.

3.7 Modelos Matemáticos Utilizados

Neste trabalho foram utilizados dois modelos matemáticos propostos para separação de CO₂ de gás natural por membranas:

- a. Permeador de gases por membrana do tipo espiral, proposto por Crivellari (2016), que será referido como PGPC – Permeador de Gases Proposto por Crivellari, implementado no *software* MATLAB® da MathWorks®;
- b. Simulador de Permeador de Gases, desenvolvido pelo Laboratório de Hidrorrefino, Engenharia de Processos e Termodinâmica Aplicada – H2CIN – da Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, apresentado por Pinto, Araújo e Medeiros (2009), aprimorado e implantado como extensão para Aspen HYSYS® (simulador de processos da AspenTech®) em 2015, referido como MPExt2015 – *Membrane Permeator Extension* 2015.

3.7.1 MODELO PGPC

Na Figura 16 é apresentado o esquema do equipamento representado pelo modelo PGPC: permeador de membranas do tipo espiral, em configuração de escoamento contracorrente, com a alimentação entrando na posição $x = 0$, mesma posição da saída do permeado, e a corrente de concentrado saindo na posição $x = L_{memb}$. Não é necessário definir outras características físicas, tais como diâmetro, espaçamento entre folhas, etc., uma vez que o modelo não considera perdas de carga no sistema (CRIVELLARI, 2016).

O principal parâmetro deste modelo matemático é a permeância da membrana considerada. A permeância é usualmente definida como a razão da permeabilidade pela área superficial da membrana. Porém, Crivellari (2016) utiliza a permeância por metro de permeador por considerar esta definição mais adequada aos balanços de massa realizados no sistema discretizado ao longo do equipamento.

Figura 16 - Esquema do permeador descrito pelo modelo PGPC

Fonte: adaptada de Crivellari (2016)

A correlação da permeância por metro de permeador (utilizada no modelo PGPC) com a permeância usual (por área superficial de membrana) é estabelecida utilizando-se a área transversal do permeador e a densidade de membrana por volume de permeador, conforme a equação 7:

$$U(i) = U'(i) \cdot d \cdot A \left[\frac{gmol}{Pa \cdot m \cdot h} \right], \quad i = 1, \dots, nc \quad (7)$$

em que $U(i)$ é a permeância do componente i por metro de permeador, $U'(i)$ é a permeância do componente i por área de membrana, d é a densidade de membrana no permeador, A é a área da seção transversal do permeador, nc é o número de componentes.

Para o balanço de energia do equipamento, o principal parâmetro é o coeficiente de transferência de calor. Este geralmente é definido considerando a área superficial de membrana como a área de referência. De maneira semelhante à permeância, Crivellari (2016) considera a transferência de calor por comprimento do permeador, e não por área de membrana.

Novamente são utilizadas a área transversal do permeador e a densidade de membrana por volume de permeador para correlacionar os coeficientes de transferência térmica por comprimento de permeador e por área superficial de membrana, como mostrado na equação 8:

$$k = k' \cdot d \cdot A \left[\frac{J}{h \cdot m \cdot K} \right] \quad (8)$$

em que k é coeficiente de transferência térmica por metro de permeador, k' é o coeficiente de transferência térmica por área de membrana, d é a densidade de membrana no permeador, A é a área da seção transversal do permeador.

Adicionalmente, o modelo PGPC baseia-se nas seguintes hipóteses e simplificações, conforme descrito por Crivellari (2016):

- i. Escoamento interno ao permeador em configuração contracorrente;
- ii. Perda de carga não significativa. Sendo assim, as pressões de concentrado e permeado são constantes;
- iii. Descrição do mecanismo de permeação e obtenção da vazão permeada pela membrana utilizando o modelo de solução-difusão;
- iv. Consideração de comportamento real dos gases, utilizando-se o coeficiente de fugacidade no cálculo da vazão permeada;
- v. As permeâncias são dependentes apenas da temperatura, independentes, portanto de pressão e concentração dos componentes;
- vi. Utilização de modelo tipo Arrhenius para definir a dependência das permeâncias da temperatura;
- vii. A entalpia da corrente permeada é calculada na temperatura e na pressão da corrente de concentrado;
- viii. Uma vez que para gases como CO₂, metano, nitrogênio e hidrogênio o efeito da polarização por concentração é pouco importante, ele é desprezado;
- ix. A transferência de calor entre o permeador e o ambiente é desprezada, mas a transferência de energia entre as correntes internas ao permeador é considerada;
- x. A equação de estado de Peng-Robinson é utilizada no cálculo dos coeficientes de fugacidade, entalpia e capacidade calorífica;
- xi. A temperatura da corrente é calculada pelas diferenças de entalpia na temperatura de referência e na temperatura de interesse.

O modelo tipo Arrhenius citado no item vi considera a variação da permeância de cada componente com a temperatura do concentrado, conforme a equação 9:

$$U(i, x) = U_0(i) \cdot \exp \left[-\frac{E(i)}{R} \cdot \left(\frac{1}{T_c(x)} - \frac{1}{T_0} \right) \right] \left[\frac{\text{gmol}}{\text{Pa.m.h}} \right], \quad i = 1, \dots, nc \quad (9)$$

em que $U(i, x)$ é a permeância do componente i por metro de permeador na posição x do permeador, $U_0(i)$ é a permeância do componente i na temperatura de referência por metro de permeador, $E(i)$ é a energia de ativação do componente i da equação tipo de Arrhenius, R é a constante universal dos gases, $T_c(x)$ é a temperatura da corrente de concentrado na posição x do permeador, T_0 é a temperatura de referência, nc é o número de componentes.

Crivellari (2016) descreve a metodologia para a determinação do parâmetro da equação de Arrhenius E/R para cada componente. Os valores obtidos e considerados por Crivellari (2016) estão mostrados na Tabela 2 e foram mantidos neste trabalho. De acordo com Crivellari (2016, p. 90), “Devido a restrições de divulgação de dados industriais, não podem ser reveladas as unidades de permeância utilizadas.” Assegura-se, no entanto, que unidades dimensionalmente consistentes foram usadas no presente trabalho.

Tabela 2 - Parâmetros da equação análoga à de Arrhenius utilizados por Crivellari (2016)

Componente	T_0 [°C]	U_0	E/R [K]
CO ₂	40,73	0,8217	- 919,4
Metano	40,73	0,0560	- 3034,7
Etano	40,73	0,0272	- 2346,2
Propano	40,73	0,0074	- 1716,5
i-Butano	40,73	0,0029	- 4,1
n-Butano	40,73	0,0063	- 809,9

Fonte: adaptada de Crivellari (2016), Tabela 29.

“A equação de estado de Peng Robinson de 1976 foi utilizada para o cálculo de entalpia, coeficiente de fugacidade e capacidade calorífica do gás a cada elemento de volume do permeador. Esta equação foi implementada no software Matlab®, o que está disponível em <http://www.mathworks.com/matlabcentral/fileexchange/27850-mixture-property-calculations-using-pr--rk-and-srk-eos>, acessado em 23/07/2016.” (CRIVELLARI, 2016, p. 143). Neste trabalho foram utilizadas as mesmas equações implementadas por Crivellari (2016), sem nenhuma modificação.

Ainda segundo Crivellari (2016, p. 144), “Diversos parâmetros são necessários para este cálculo, como pressão e temperatura crítica, fator acêntrico, massa molar e energia de formação. Estes parâmetros foram obtidos no software Hysys® da

Aspentech® [...]”. Tais parâmetros estão apresentados no **ANEXO A – Parâmetros utilizados na Equação de Estado de Peng-Robinson** e no **ANEXO B – Parâmetros de interação binários entre componentes usados na Equação de Estado de Peng-Robinson**.

Para o cálculo de capacidade calorífica a pressão constante na condição de gás ideal, o modelo PGPC utiliza a Equação de Shomate. Segundo Crivellari (2016, p. 145), “Os parâmetros A, B, C, D e Hosts foram obtidos da base de dados de referência NIST webbook® [...]”. Os parâmetros utilizados estão apresentados no **ANEXO C – Parâmetros da Equação de Shomate**.

Em termos de equações, considerando nc componentes a serem permeados, o modelo é composto por:

- a.1. nc equações diferenciais de balanço de massa para a corrente de concentrado;
- a.2. nc equações diferenciais de balanço de massa para a corrente de permeado;
- a.3. 2 equações diferenciais de balanço de energia, uma para a corrente de concentrado e outra para a de permeado;
- a.4. nc equações algébricas de fluxo de permeação;
- a.5. nc equações algébricas de permeância em função da temperatura;
- a.6. nc cálculos de coeficiente de fugacidade na corrente de concentrado;
- a.7. nc cálculos de coeficiente de fugacidade na corrente de permeado;
- a.8. 2 cálculos de temperatura, um para a corrente de concentrado e outro para a de permeado;
- a.9. 1 cálculo de entalpia para a corrente permeada.

Os dados de entrada do modelo são:

- Propriedades dos componentes: entalpia padrão, pressão e temperatura críticas, massas molares, fatores acêntricos, energias de formação, coeficientes de interação de Peng-Robinson, parâmetros da equação de Shomate;
- Parâmetros do modelo da membrana: Energia de ativação - E/R , permeâncias, comprimento da membrana, coeficiente de transferência de calor;
- Variáveis de processo: composição, vazão, pressão e temperatura da corrente de alimentação e pressão do permeado.

Como saída, são obtidas as concentrações molares e entalpias de cada componente, temperaturas e vazões das correntes de concentrado e permeado.

3.7.2 MODELO MPExt2015

O modelo do simulador descrito por Pinto, Araújo e Medeiros (2009) foi implantado considerando o cálculo da taxa de permeação por uma equação análoga à equação global de transferência de calor:

$$L_i = U_i \cdot A_p \cdot \Delta\pi_i^{LM} \quad (10)$$

em que L_i é a taxa de permeação do componente i (ao invés da quantidade de calor), U_i é a permeabilidade do componente i (em vez do coeficiente global de transferência de calor), A_p é a área de permeação e $\Delta\pi_i^{LM}$ é a média logarítmica das diferenças das pressões parciais do componente i (substituindo a média logarítmica de temperatura), que depende do arranjo de fluxo das correntes, cocorrente ou contracorrente.

Em 2015 o modelo foi incrementado, adicionando-se equações de balanço de energia, permitindo que o simulador fosse implantado como um módulo de extensão no Aspen HYSYS®. Sendo assim, o modelo pode ser utilizado como uma operação unitária em uma simulação de processo.

Por estar implementado em Aspen HYSYS®, todos os cálculos termodinâmicos são realizados pelas rotinas de cálculo do próprio simulador. Neste trabalho foi utilizada a equação de Peng-Robinson e todos os parâmetros padrão do próprio simulador. As propriedades e características dos componentes consideradas também foram as padrão do simulador, sem personalizações e/ou alterações.

Para nc componentes a serem permeados, compõem o modelo:

- b.1. nc equações de balanço de massa para o permeado;
- b.2. nc equações de balanço de massa para o concentrado;
- b.3. Normalização das frações molares dos componentes do permeado;
- b.4. Normalização das frações molares dos componentes do concentrado;

b.5. Balanço de energia considerando a diferença de temperatura entre concentrado e permeado.

Os dados de entrada do modelo são vazão, temperatura, pressão e composição da corrente de alimentação, tipo de membrana (fibra oca ou espiral), tipo de fluxo (concorrente ou contracorrente), área de permeação, permeâncias dos componentes, pressões de permeado e concentrado, diferença de temperatura entre permeado e concentrado.

Cabe reforçar que o modelo considera permeâncias fixas, ou seja, não estão implementadas correlações que considerem variações nas permeâncias dos componentes com alterações de temperatura ou concentração de CO₂.

As vazões, composições e temperaturas das correntes de concentrado e permeado são as saídas do simulador.

4 MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 Unidade Industrial Considerada

A unidade industrial considerada neste trabalho está em operação na Bacia de Santos, produzindo óleo e gás no pré-sal. A configuração da unidade de separação de CO₂ de gás natural é a de estágio único, utilizando módulos de membrana em espiral.

O estágio único é subdividido em três trens de membrana, A, B e C, como mostrado na representação esquemática da Figura 17. Cada um pode operar alinhado sozinho ou em paralelo com outros dependendo da vazão e da quantidade de CO₂ no gás a ser tratado. As áreas de cada um dos trens são respectivamente, 22,2%, 33,3% e 44,5% da área total de permeação disponível na unidade, a qual não será explicitada por questões de sigilo empresarial.

Figura 17 - Representação esquemática da unidade industrial considerada

Fonte: elaborada pelo autor.

Apesar de qualquer um dos trens poder operar sozinho, com os valores de teor de CO₂ no gás a ser tratado e vazão de alimentação do sistema considerados na fase de projeto, foram determinadas as seguintes configurações de operação: apenas trem B alinhado, apenas trem C alinhado, trens A e C alinhados, trens B e C alinhados, trens A, B e C alinhados.

4.2 Aderência Teórica dos Modelos

A avaliação da aderência teórica dos modelos consiste na comparação dos resultados obtidos em simulações utilizando os modelos PGPC e MPExt2015 com o comportamento esperado demonstrado no item **3.6 Influência das Variáveis de Processo – Referência de Comportamento Esperado**. Cada simulação realizada foi considerada um experimento computacional, para fins de análise.

Os experimentos (simulações) foram realizados em um computador com processador Intel® Core™ i5-5200U de 2,20 GHz, 4,0 GB de memória RAM, com sistema operacional Windows® 10 de 64 bits, utilizando-se a seguinte metodologia:

- i. Escolha de um caso de projeto do sistema de remoção de CO₂ representativo e próximo a condições operacionais da unidade;
- ii. Normalização das composições de entrada e saída do caso de projeto para utilização nos experimentos considerando 6 componentes: CO₂, metano, etano, propano, i-butano e n-butano. Estes componentes representam 98,6% da composição do gás de alimentação de projeto em base molar;
- iii. Utilização das seguintes condições do caso de projeto: temperatura e pressão de alimentação, pressão de concentrado, pressão de permeado, membrana tipo espiral, fluxo contracorrente, área de permeação;
- iv. Determinação de parâmetros: coeficiente de condutividade térmica da membrana e permeâncias para o modelo PGPC; permeâncias para o modelo MPExt2015. Como mostrado na Figura 18, foram executadas as etapas:
 - a. As composições normalizadas da alimentação e as condições de projeto citadas no item ii foram utilizadas como dados de entrada;
 - b. Foram variadas, para cada componente, as permeâncias nos modelos PGPC e MPExt2015, e a condutividade térmica das membranas no modelo PGPC, que são os parâmetros a serem determinados, apesar de também serem dados de entrada;
 - c. Os parâmetros foram considerados determinados quando as frações molares de CO₂, metano, etano e propano apresentaram desvio menor do que $\pm 1,0 \%$ em relação à composição normalizada de projeto do concentrado e a diferença de temperatura entre as correntes de

concentrado e permeado igualou-se a 3,0 °C (valor padrão utilizado no modelo MPExt2015 e adotado também para o modelo PGPC);

- v. Utilização do modelo com os parâmetros ajustados para realização dos experimentos (simulações), alterando-se uma variável de cada vez, mantendo-se as outras no mesmo valor do caso de projeto. Apenas para a avaliação da variação de vazão foi necessário alterar uma segunda variável: a área de permeação;
- vi. Comparação dos resultados dos experimentos com os comportamentos esperados.

Na determinação dos parâmetros, a corrente de concentrado foi priorizada por ser a corrente que, após tratamento, deve possuir o teor de CO₂ enquadrado. Desta maneira, as frações molares obtidas para a corrente de permeado são resultado do fechamento do balanço de massa.

Figura 18 - Fluxograma das etapas para determinação de parâmetros dos modelos PGPC e MPExt2015

Fonte: elaborada pelo autor.

4.3 Aderência de Modelo à Realidade Operacional

A avaliação da aderência de modelo à realidade operacional consiste na comparação dos resultados dos experimentos ou simulações realizadas no modelo com os dados operacionais reais obtidos da planta industrial considerada.

Para tanto, é necessário obter os dados operacionais reais, tratar os dados, gerar situações ou pontos operacionais a serem simulados, realizar os experimentos e comparar os resultados com os dados reais obtidos. Cada uma destas etapas foi realizada e está descrita nos itens a seguir.

4.3.1 OBTENÇÃO DE DADOS DE OPERAÇÃO

Os dados de operação considerados nas avaliações deste trabalho foram obtidos utilizando-se o PI Data Link® da OSIsoft, um suplemento para Microsoft Excel®. Esta ferramenta permite importar dados diretamente do historiador para uma planilha, possibilitando que os dados sejam trabalhados utilizando-se todas as ferramentas disponíveis no programa Microsoft Excel®.

Foram importados os seguintes dados:

- Pressão, temperatura, vazão e composição das correntes de alimentação e de concentrado;
- Vazão, pressão e composição da corrente de permeado (não há medições de temperatura desta corrente);
- Vazão de concentrado de cada um dos trens de membrana;
- Vazões a jusante do sistema de remoção de CO₂: consumo de gás combustível, gás exportado e gás injetado.

A composição das correntes é medida por cromatógrafos em linha. Os componentes medidos pelos equipamentos são: dióxido de carbono, metano, etano, propano, n-butano, i-butano, n-pentano, i-pentano, nitrogênio e faixas de hidrocarbonetos de

6, 7, 8 e 9 carbonos (C6, C7, C8 e C9). As medições são atualizadas a cada 30 minutos e, por esta razão, este foi o intervalo de coleta escolhido.

4.3.2 LIMPEZA DOS DADOS DE OPERAÇÃO OBTIDOS

Os dados de operação foram transferidos do servidor para a planilha sem nenhum tipo de filtro. Sendo assim, foi necessário avaliar a qualidade dos dados antes de utilizá-los nos experimentos.

Na análise foram identificados os seguintes tipos de dados que foram eliminados dos dados originais:

- Modos de falha na aquisição de dados: *Bad, Comm Fail, Out of Serv, Configure*;
- Calibração e/ou manutenção dos cromatógrafos: momentos em que o teor de nitrogênio na composição das correntes estava elevado (variando de 10,0 % até 94,5 %, quando normalmente os teores de nitrogênio são menores do que 1,0 % molar);
- Sistema parado: dados coletados durante a ocorrência de paradas não programadas de produção.
- Transientes: situações de partida do sistema em que os teores de CO₂ no concentrado e ou permeado estão elevados (acima de 5,05 % ou 85,0 %, respectivamente), demonstrando que a operação do sistema ainda não está em regime.

4.3.3 AGRUPAMENTO DOS DADOS DE OPERAÇÃO OBTIDOS

A simulação das 16.677 situações operacionais obtidas demandaria tempo não disponível para a realização deste trabalho. Adicionalmente, em condições estáveis de operação, as variações de processo são pequenas e, se as incertezas de medição forem consideradas, os valores obtidos para uma mesma variável, apesar de diferentes numericamente, podem ser estatisticamente equivalentes.

Portanto, o objetivo do agrupamento dos dados de operação obtidos é identificar os dados que são equivalentes, agrupá-los e considerá-los como um único ponto operacional a ser simulado.

Sendo assim, para cada uma das variáveis da corrente de alimentação das membranas medida, foi adotado um critério de incerteza que permite afirmar se duas medições numericamente diferentes são equivalentes ou não. O critério utilizado para cada variável está explicitado a seguir:

- Composição (conforme Tabela 3):
 - CO₂ e etano: $\pm 0,40$ % molar
 - Metano: $\pm 0,35$ % molar
 - Propano, n-butano e i-butano: $\pm 0,20$ % molar

Tabela 3 - Incertezas de medição de cromatógrafo em linha

Componente	Faixa [% mol]	Repetibilidade -18 a 55 °C, 24 h [% da Faixa]
CO ₂	0 a 20	2
Metano	65 a 100	1
Etano	0 a 20	2
Propano	0 a 10	2
i-Butano	0 a 5	4
n-Butano	0 a 5	4

Fonte: informações do fabricante do equipamento (informação pessoal).¹

- Pressão: $\pm 1,0$ % (OIML, 2007);
- Temperatura: $\pm 1,0$ °C (OIML, 2007);
- Vazão:
 - $\pm 1,5$ % quando a medição é fiscal (ANP e INMETRO, 2013)
 - $\pm 2,0$ % quando a medição é de apropriação (ANP e INMETRO, 2013)

ANP e INMETRO (2013) definem ponto de medição fiscal e de apropriação:

¹ Mensagem recebida em fausto.moretti@gmail.com.br em 30/01/2019.

- Os pontos de medição fiscal são todos aqueles utilizados no cômputo da totalização das Participações Governamentais, inclusive as medições utilizadas no cálculo das Participações Especiais.
- Toda a produção de petróleo e gás natural deverá ser apropriada aos poços e aos campos de origem. Qualquer instrumento ou sistema de medição cujos resultados façam parte dos cálculos da apropriação da produção aos poços ou ao campo, deverá atender aos requisitos exigidos para medição de apropriação e ser previamente autorizado pela ANP.

Considerando as incertezas para cada uma das variáveis, foram estabelecidas faixas de equivalência para os valores obtidos. Para cada uma das variáveis, a faixa máxima foi calculada considerando-se o maior valor coletado e subtraindo-se duas vezes a incerteza da variável. A próxima faixa foi calculada considerando-se o valor mínimo da faixa máxima e subtraindo-se duas vezes a incerteza da variável. As faixas seguintes foram calculadas sucessivamente desta mesma maneira até que o menor valor obtido estivesse compreendido pela faixa mínima de equivalência.

Como exemplo, segue o procedimento aplicado à variável temperatura:

- Temperatura máxima da corrente de alimentação obtida: 53,4 °C
- Incerteza: $\pm 1,0$ °C
- Cálculo da faixa de equivalência: $53,4 - 2 \times 1,0 = 51,4$ °C
- Faixa máxima de equivalência: de 51,4 a 53,4 °C
- Próxima faixa: $51,4 - 2 \times 1,0 = 49,4$ °C
- E sucessivamente até a faixa mínima de equivalência: 37,4 a 39,4 °C

Apesar da diferença nas incertezas entre medição fiscal e de apropriação, para a determinação das faixas de equivalência de vazão, foi adotado o critério mais restritivo, ou seja, o de medição fiscal, com incerteza de $\pm 1,5$ %.

Com as faixas de equivalência determinadas, a próxima etapa foi combiná-las de maneira a agrupar os dados semelhantes. A ordem de agrupamento das faixas de equivalência foi: percentagem molar de CO₂, percentagem molar de metano,

percentagem molar de etano, percentagem molar de propano, percentagem molar de i-butano, percentagem molar de n-butano, vazão, temperatura, pressão.

4.3.4 DETERMINAÇÃO DOS PONTOS OPERACIONAIS A SEREM SIMULADOS

Cada um dos grupos obtidos é formado por determinado número de situações operacionais, variando de 1 a 2007. Aqui cabe ressaltar que cada situação operacional corresponde a 30 minutos de operação da planta. Sendo assim, não se pode dizer que um grupo com apenas uma situação operacional seja tão significativo quanto um outro contendo 2007 situações equivalentes. Em consequência, foi realizada análise de relevância dos grupos em termos de representatividade de horas de operação.

Situações operacionais que duram poucas horas geralmente são transientes decorrentes de ajustes no processo (como por exemplo, mudança de configuração de poços de produção, rodízio de operação de compressores ou ajustes de vazões de injeção e exportação), ou ainda, períodos de retorno da planta à operação após parada não planejada. Estas situações justificam a decisão de não se considerar os grupos que representam menos de 12 h de operação para determinação dos pontos operacionais a serem simulados.

Uma vez que em cada grupo considerado as situações operacionais são equivalentes, foi realizada a média aritmética simples dos valores de cada uma das variáveis, obtendo-se assim, um único conjunto de variáveis para cada grupo. Portanto, cada grupo considerado originou um ponto operacional a ser simulado.

4.3.5 PRIORIZAÇÃO DE PONTOS OPERACIONAIS A SEREM SIMULADOS

Diante da diferença significativa na representatividade dos pontos, foi realizada priorização da simulação dos pontos mais representativos. Após análise da quantidade de horas operacionais representadas pelos pontos a serem simulados, foi definido o valor de 200 situações operacionais (100 h de operação) como limite

de divisão. Em consequência, foram priorizadas as convergências das simulações dos pontos operacionais equivalentes a mais de 100 h de operação.

4.3.6 SIMULAÇÃO DOS PONTOS OPERACIONAIS NO MODELO PGPC

Conforme resultados obtidos e argumentação exposta nos itens de Discussão **5.1.8** e **5.2.8**, a simulação dos pontos operacionais foi realizada utilizando-se apenas o Modelo PGPC. Sendo assim, a descrição contida neste item refere-se somente ao simulador desenvolvido e apresentado por Crivellari (2016).

Cada ponto operacional a ser simulado deu origem a um vetor com os dados de entrada necessários à simulação: frações molares de CO₂, metano, etano, propano, i-butano e n-butano nas correntes de alimentação, concentrado e permeado; vazões de alimentação, concentrado e permeado; temperaturas de alimentação e de concentrado; pressões de alimentação, concentrado e permeado.

Entretanto, o programa PGPC utiliza de fato em seus cálculos todos os dados da corrente de alimentação, as pressões de concentrado e permeado e a temperatura do concentrado. Os dados de entrada adicionais são utilizados para comparar os dados de saída com os resultados esperados. Desse modo, caso as vazões e composições das correntes de concentrado e permeado não estejam disponíveis, ainda assim é possível rodar a simulação.

Também são dados de entrada a permeância por metro de permeador de cada componente ($U(i)$) e o coeficiente de transferência térmica por metro de permeador (k).

O simulador calcula se, com os parâmetros $U(i)$ e k definidos, é possível obter a remoção de CO₂ nas vazões e concentrações desejadas. Se os resultados da simulação não forem satisfatórios, é necessário ajustar os parâmetros, simular novamente e avaliar os dados de saída obtidos, repetindo-se o procedimento até que se tenha atingido o resultado desejado, fato considerado como convergência.

Uma vez mais, priorizou-se a convergência da corrente de concentrado, respeitando-se as incertezas para cada componente e obtendo-se as frações molares para a corrente de permeado pelo fechamento do balanço de massa.

4.4 Métodos para Convergência das Simulações dos Pontos Operacionais

Nos itens seguintes estão descritos os métodos utilizados para obtenção da convergência das simulações dos pontos operacionais simulados. Por vezes, apenas um ou dois métodos foram suficientes para que se atingisse a convergência. Em outras, foi necessário utilizar todos eles até a obtenção da convergência.

4.4.1 UTILIZAÇÃO DOS PARÂMETROS DETERMINADOS – MÉTODO 1

A primeira tentativa de realização de experimentos consistiu em simular os pontos operacionais utilizando os parâmetros $U(i)$ e k determinados para o modelo PGPC e explicitados no item **5.1.1 PARÂMETROS DETERMINADOS**.

Os resultados obtidos estão mostrados no item **5.4.1 MÉTODO 1 - UTILIZAÇÃO DOS PARÂMETROS DETERMINADOS**, mas não foram satisfatórios. Sendo assim, foi necessário tentar obter a convergência por outro método.

4.4.2 TENTATIVA E ERRO – MÉTODO 2

O método de Tentativa e Erro utilizado consistiu em arbitrar-se valores dos parâmetros $U(i)$ e k , rodar a simulação e comparar os resultados obtidos com os esperados, de maneira semelhante ao definido no item **4.2 Aderência Teórica dos Modelos** e ilustrado na Figura 18.

Se a convergência não era atingida, os resultados da simulação eram analisados e, de acordo com a tendência observada de aproximação ou afastamento dos

resultados desejados, novos valores eram arbitrados e a simulação era rodada novamente. Este procedimento foi repetido até que fosse obtida a convergência para o ponto operacional em questão.

Este método foi inicialmente utilizado para a obtenção da convergência para o ponto de *id* 425, conforme resultados mostrados no item **5.4.2 MÉTODO 2 – TENTATIVA E ERRO** e depois utilizado para convergência de outros pontos operacionais.

4.4.3 SIMILARIDADE – MÉTODO 3

A aplicação do Método 2 (Tentativa e Erro) pode demandar bastante tempo, dependendo dos valores iniciais arbitrados para $U(i)$ e k ao serem iniciadas as simulações. Sendo assim, iniciou-se a utilização do Método 3 - Similaridade.

Este método consiste na comparação dos principais dados de entrada de um ponto operacional a ser simulado, quais sejam, teor de CO_2 na corrente de entrada e as temperaturas das correntes de alimentação e de concentrado, com os de pontos operacionais para os quais a convergência já foi obtida. Caso houvesse proximidade entre os valores do ponto a ser simulado com algum ponto já convergido, ou seja, os dados de entrada fossem similares, a primeira simulação era realizada utilizando-se os mesmos parâmetros $U(i)$ e k do ponto já convergido.

Utilizando-se este método, foi possível obter a convergência para diversos pontos com apenas uma simulação, ou, por vezes, duas ou três, quando havia similaridade do ponto a ser simulado com mais de um ponto operacional já convergido.

4.4.4 UTILIZAÇÃO DE PARÂMETROS MÉDIOS – MÉTODO 4

A aplicação do Método 3 (Similaridade) não resultou na obtenção da convergência para todos os pontos operacionais simulados. O Método 2 (Tentativa e Erro), como já explicado antes, pode ser demasiadamente demorado. Sendo assim, foi estabelecido e aplicado o Método 4 – Utilização de Parâmetros Médios.

Este quarto método utiliza-se de conceito semelhante ao treinamento de redes neurais. O conjunto de pontos utilizados para o treinamento foi o grupo 22+ e os parâmetros obtidos foram aplicados em pontos do grupo 62- (ver item **5.3.5 PRIORIZAÇÃO DOS PONTOS OPERACIONAIS**). Sendo assim, o método consistiu em:

- Determinar os Parâmetros Médios $U(i)$ e k do grupo 22+ calculando-se a média aritmética simples dos parâmetros de convergência de cada um dos pontos operacionais do grupo;
- Calcular os desvios padrão da média para cada um dos parâmetros;
- Utilizar os Parâmetros Médios como estimativa inicial dos parâmetros para tentar convergir a simulação de um ponto operacional do grupo 62-;
- Caso a convergência não fosse obtida, utilizar os Parâmetros Médios mais ou menos um, dois ou três desvios padrão, até obter-se a convergência.

Este método possibilitou o atingimento da convergência para diversos pontos operacionais simulados. Mesmo assim, para alguns pontos, este método não foi suficiente e, após a sua aplicação, houve a necessidade de aplicação do Método 2 (Tentativa e Erro), até obter-se a convergência.

4.4.5 INCERTEZAS CONSIDERADAS PARA CONVERGÊNCIA DAS VAZÕES

Os medidores de vazão disponíveis no sistema estão mostrados na Figura 19.

Figura 19 - Medidores de vazão disponíveis na planta industrial considerada neste estudo

Fonte: elaborada pelo autor.

Além de gás combustível, exportação e injeção, o gás ainda pode ser utilizado para elevação artificial de fluidos (operação conhecida como *gas lift*), ou ser enviado para queima no sistema de tocha. A unidade industrial em questão ainda não necessita realizar operações de *gas lift* e a queima de gás na tocha ocorre eventualmente, em situações transientes (quedas de compressores, paradas em emergência, etc.). Sendo assim, estas medições de vazão não foram consideradas e não estão representadas na Figura 19.

Os medidores do sistema de remoção de CO₂ são os FIT 01, 02 A, 02 B, 02 C e 03. Todos estes instrumentos são do tipo tubo de Pitot, ou seja, medem um diferencial de pressão entre dois pontos que é transformado em vazão por meio de cálculos. Porém, a transformação está configurada com pesos moleculares fixos para cada uma das correntes. Como a composição do gás varia e, por consequência, o seu peso molecular também, as medições não são precisas.

Os medidores FIT 04 e 05 são fiscais e o FIT 06 é de apropriação; desse modo, são fiscalizados e homologados pela ANP. Portanto, são medidores de vazão precisos e confiáveis. Sendo assim, foram os utilizados na definição da vazão que entra no sistema de separação de CO₂, ou seja, a soma das vazões do FIT 04, 05 e 06 corresponde à vazão da corrente de alimentação.

Uma vez que parte da corrente de concentrado mistura-se à de permeado antes de ser injetada, apenas pelas medições dos FIT 04, 05 e 06, não é possível definir a proporção entre as duas correntes de saída do sistema de separação de CO₂. Por conseguinte, assumiu-se o cálculo da parcela da corrente de concentrado (Q_c) utilizando-se a razão entre as vazões medidas pelos FIT 03 e 01, ou seja:

$$Q_c = \frac{Q_{FIT\ 03}}{Q_{FIT\ 01}} \cdot (Q_{FIT\ 04} + Q_{FIT\ 05} + Q_{FIT\ 06}) \quad (11)$$

A vazão da corrente de permeado foi calculada pela diferença das vazões entre as correntes de alimentação e de concentrado.

Considerando os diferentes tipos de medidores de vazão envolvidos, foi calculada a propagação das incertezas (definidas no item 4.3.3) para cada uma das vazões das correntes, conforme as equações 12, 13 e 14.

$$\sigma_{Q_A} = \sqrt{\sigma_{Q_{FIT\ 04}}^2 + \sigma_{Q_{FIT\ 05}}^2 + \sigma_{Q_{FIT\ 06}}^2} = 0,0292 \quad (12)$$

$$\sigma_{Q_C} = \sqrt{\sigma_{Q_{FIT\ 04}}^2 + \sigma_{Q_{FIT\ 05}}^2 + \sigma_{Q_{FIT\ 06}}^2} = 0,0292 \quad (13)$$

$$\sigma_{Q_P} = \sqrt{\sigma_{Q_A}^2 + \sigma_{Q_C}^2} = 0,0412 \quad (14)$$

De maneira conservativa, no cálculo da incerteza da corrente de concentrado foi considerado que a razão entre as vazões medidas pelos FIT 03 e 01 é um número absoluto. Em consequência, as incertezas destes dois instrumentos de vazão não foram propagadas. O resultado desta consideração é um intervalo de incerteza menor para a convergência da vazão de concentrado.

Em contrapartida, definiu-se o cálculo da vazão de permeado pela diferença entre as vazões de alimentação e de concentrado com o objetivo de, novamente, concentrar os erros na corrente de permeado e, assim sendo, considerando a propagação das incertezas das vazões de alimentação e concentrado, a incerteza da vazão de permeado é a maior das três.

4.5 Correção do Comprimento de Permeação

Conforme informado no item **3.7.1 MODELO PGPC**, o comprimento de permeação (L_{perm}) é um dado de entrada dos parâmetros do modelo da membrana. Neste trabalho, inicialmente as simulações foram realizadas utilizando o mesmo valor de comprimento de permeação utilizado por Crivellari (2016). Apesar de obtida convergência, os tempos de simulação apresentaram-se excessivamente elevados, como pode ser constatado em **5.4.2 MÉTODO 2 – TENTATIVA E ERRO**.

O modelo PGPC utiliza as permeâncias e o coeficiente de troca térmica em relação ao comprimento ao invés de relativos à área. Sendo assim, diferenças de área de permeação serão refletidas no comprimento de permeação.

A área de permeação do sistema industrial considerado neste trabalho é 39,5 % maior do que a utilizada por Crivellari (2016). Como a diferença de áreas é

significativa, realizou-se o ajuste do comprimento linearizando-se a relação entre as áreas de permeação dos dois sistemas. Os tempos de simulação inicialmente obtidos e o efeito do ajuste do comprimento de permeação são mostrados no item

5.4.3 REDUÇÃO DOS TEMPOS DE SIMULAÇÃO.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste item estão apresentados os resultados obtidos pela aplicação dos métodos apresentados no item **4 MATERIAIS E MÉTODOS**, bem como análises e considerações sobre tais resultados.

5.1 Avaliação da Aderência Teórica do Modelo PGPC

A comparação entre o comportamento do Modelo PGPC e o comportamento esperado é apresentada a seguir.

Quando aplicável, o cálculo das perdas relativas de hidrocarbonetos foi realizado dividindo-se a vazão de hidrocarbonetos na corrente de permeado pela vazão de hidrocarbonetos na corrente de alimentação.

5.1.1 PARÂMETROS DETERMINADOS

Na Tabela 4 estão apresentadas as vazões e temperaturas de projeto e frações molares normalizadas das correntes de Alimentação, Concentrado e Permeado, dados de entrada do modelo PGPC.

Tabela 4 – Vazões e temperaturas de projeto e frações molares normalizadas – dados de entrada do modelo PGPC

Corrente	Vazão [MNm ³ /d]	Temperatura [°C]	Frações Molares dos Componentes					
			CO ₂	Metano	Etano	Propano	n-Butano	i-Butano
Alimentação	4,7	42,0	0,2085	0,6544	0,0742	0,0428	0,0140	0,0061
Concentrado	3,3	35,0	0,0497	0,7636	0,0983	0,0600	0,0198	0,0087
Permeado	1,4	32,0	0,5866	0,3946	0,0167	0,0016	0,0003	0,0001

Fonte: elaborada pelo autor.

Na Tabela 5 estão os valores de saída do modelo PGPC utilizando-se os parâmetros determinados. Os resultados na Tabela 5 foram obtidos utilizando-se os parâmetros determinados mostrados na Tabela 6.

Tabela 5 - Vazões, temperaturas e frações molares normalizadas – resultados do modelo PGPC utilizando os parâmetros determinados

Corrente	Vazão [MNm³/d]	Temperatura [°C]	Frações Molares dos Componentes					
			CO ₂	Metano	Etano	Propano	n-Butano	i-Butano
Alimentação	4,71	42,0	0,2085	0,6544	0,0742	0,0427	0,0140	0,0061
Concentrado	3,35	35,5	0,0498	0,7644	0,0983	0,0594	0,0195	0,0085
Permeado	1,36	32,5	0,6014	0,3827	0,0142	0,0014	0,0002	0,0001

Fonte: elaborada pelo autor.

Tabela 6 - Parâmetros determinados para o modelo PGPC

k	$U(i)$ [gmol / (Pa.h.m de permeador)]					
[#]	CO ₂	Metano	Etano	Propano	n-Butano	i-Butano
30,33	$3,25 \times 10^{-7}$	$1,88 \times 10^{-8}$	$6,90 \times 10^{-9}$	$1,30 \times 10^{-9}$	$7,00 \times 10^{-10}$	$9,40 \times 10^{-10}$

$$\# \left[\frac{J}{h.K.m \text{ de permeador}} \right]$$

Fonte: elaborada pelo autor.

Na Tabela 7 estão os desvios percentuais entre os resultados do modelo PGPC utilizando os parâmetros determinados (conforme Tabela 5) e os dados de entrada (mostrados na Tabela 4). Os desvios são resultado da divisão dos valores obtidos por simulação pelos dados de entrada, subtraindo-se 1 e multiplicando-se por 100.

Tabela 7 - Desvios percentuais entre os resultados obtidos pelo modelo PGPC utilizando os parâmetros determinados e os dados de entrada

Corrente	Vazão [MNm³/d]	Temperatura [°C]	Frações Molares dos Componentes					
			CO ₂	Metano	Etano	Propano	n-Butano	i-Butano
Alimentação	0,2 %	0,0 %	0,0 %	0,0 %	0,0 %	- 0,1 %	0,0 %	- 0,5 %
Concentrado	1,5 %	1,4 %	0,2 %	0,1 %	0,0 %	- 1,0 %	- 1,3 %	- 1,8 %
Permeado	- 2,9 %	1,6 %	2,5 %	- 3,0 %	- 15,1 %	- 14,1 %	- 22,8 %	- 0,7 %

Fonte: elaborada pelo autor.

As frações molares somadas dos componentes i-Butano e n-Butano correspondem a 2,0 % na alimentação e 2,8 % no concentrado. Sendo assim, apesar destas frações molares apresentarem desvio absoluto maior do que 1,0 % em relação à condição normalizada de projeto, o desvio total pode ser considerado pouco significativo.

Em relação à corrente de permeado, os desvios percentuais são elevados, mas a diferença absoluta entre os resultados simulados e os dados de entrada é aceitável.

Adicionalmente, como já dito no item **4.2 Aderência Teórica dos Modelos**, foi priorizada a convergência da corrente de concentrado e os resultados para a corrente de permeado são os necessários ao fechamento dos balanços de massa e energia.

A diferença de temperatura obtida entre as correntes de concentrado e permeado foi de 3 °C (valor padrão utilizado no modelo MPExt2015 e adotado também para o modelo PGPC), sendo que, em relação à corrente de alimentação, houve queda de 6,5 °C na temperatura da corrente de concentrado.

5.1.2 VARIAÇÃO NA VAZÃO DE GÁS A SER TRATADO

Na Figura 20 e na Figura 21 estão mostrados os resultados obtidos variando-se a vazão de gás a ser tratado. Como já explicado no item **4.2 Aderência Teórica dos Modelos**, também foi necessário variar a área de permeação disponível com o aumento da vazão. Por questões de sigilo industrial, as áreas de permeação não serão explicitadas.

Figura 20 - Variação na área relativa de permeação com a vazão de gás a ser tratado para o modelo PGPC

Fonte: elaborada pelo autor.

Figura 21 - Relação entre perdas relativas de hidrocarbonetos e vazão de gás a ser tratado para o modelo PGPC

Fonte: elaborada pelo autor.

Os resultados obtidos estão coerentes com o resultado esperado descrito no item **3.6.1 VAZÃO DE GÁS A SER TRATADO**. Ou seja, com o aumento da vazão do gás a ser tratado, foi observado aumento diretamente proporcional da área de permeação necessária, como nota-se no gráfico da Figura 20, e pode-se considerar que a perda percentual de hidrocarbonetos manteve-se constante, uma vez que variou apenas 0,01, como mostrado na Figura 21.

5.1.3 VARIAÇÃO NA CONCENTRAÇÃO DE CO₂ NA ALIMENTAÇÃO

Os resultados evidenciados na Figura 22 estão coerentes com o descrito no item **3.6.2 CONCENTRAÇÃO DE CO₂ NA ALIMENTAÇÃO**.

Cabe ressaltar que, uma vez que a área de permeação foi mantida constante, para concentrações de CO₂ na alimentação maiores do que 20,85 % molar (máxima condição de projeto), foram obtidas concentrações de CO₂ no concentrado acima de 5,0 % molar. Ou seja, o gás tratado estaria fora de especificação e a resposta do modelo está de acordo com o esperado.

Figura 22 - Efeito da remoção de CO₂ nas perdas relativas de hidrocarbonetos para o modelo PGPC

Fonte: elaborada pelo autor.

5.1.4 VARIAÇÃO NA TEMPERATURA DO GÁS A SER TRATADO

O comportamento esperado, descrito no item **3.6.3 TEMPERATURA DO GÁS A SER TRATADO**, é de aumento das perdas relativas de hidrocarbonetos com o aumento da temperatura. O resultado dos experimentos pelo Modelo PGPC está concordante, como pode ser constatado na Figura 23.

Figura 23 – Variação das perdas relativas de hidrocarbonetos e das temperaturas de concentrado e permeado em relação à variação da temperatura do gás a ser tratado para o modelo PGPC

Fonte: elaborada pelo autor.

5.1.5 VARIAÇÃO NA PRESSÃO DO GÁS A SER TRATADO

Os resultados destes experimentos estão mostrados na Figura 24. O comportamento esperado, mostrado no item **3.6.4 PRESSÃO DO GÁS A SER TRATADO**, seria a diminuição da perda de hidrocarbonetos com o aumento da pressão do gás a ser tratado. Entretanto, os resultados mostram aumento da perda de hidrocarbonetos com o aumento da pressão do gás a ser tratado.

Figura 24 - Variação das perdas relativas de hidrocarbonetos e da vazão de permeado em relação à variação da pressão do gás a ser tratado para o modelo PGPC

Fonte: elaborada pelo autor.

O aumento da pressão do gás a ser tratado aumenta a força motriz para a separação, levando ao aumento da vazão de permeado. Como a composição do gás de alimentação e a área de permeação foram mantidas constantes nestes experimentos, um aumento da vazão de permeado implica em aumento não só da concentração de CO_2 , mas também em aumento da permeação dos hidrocarbonetos que compõem o gás de alimentação. Sendo assim, pode-se considerar que o comportamento do modelo está adequado.

5.1.6 VARIAÇÃO NA PRESSÃO DO PERMEADO

Nestes experimentos ocorreu diminuição nas perdas de hidrocarbonetos, como pode ser verificado na Figura 25. A diminuição observada é pequena, igual a 0,09 em termos de perdas relativas de hidrocarbonetos, equivalentes a uma variação negativa de 3,5 %. Entretanto, este comportamento é contrário ao esperado, descrito no item **3.6.5 PRESSÃO DO PERMEADO**.

Figura 25 - Relação entre perdas relativas de hidrocarbonetos e pressão do permeado para o modelo PGPC

Fonte: elaborada pelo autor.

Nestas avaliações, composição, vazão, pressão e temperatura de alimentação e área de permeação foram mantidas constantes, variando-se apenas a pressão de permeado. O aumento na pressão de permeado significa diminuição da força motriz para permeação. Mantendo-se as condições de entrada no sistema e diminuindo-se a força motriz, é esperado que os componentes com menor permeabilidade permeiem menos. Uma vez que, além do metano, outros hidrocarbonetos apresentam permeabilidades ordens de grandeza menores que o CO₂, a diminuição das perdas de hidrocarbonetos com o aumento da pressão de permeado é esperada.

Adicionalmente, a soma das frações molares dos componentes com menor permeabilidade na composição na corrente de alimentação é igual a 0,137, sendo que as frações molares de cada componente variam entre 0,006 e 0,074. Ou seja, a

presença de outros hidrocarbonetos além do metano no gás a ser tratado não é muito relevante. Isto contribui para a diminuição percebida nas perdas de hidrocarbonetos ser reduzida.

Diante do exposto, conclui-se que, apesar dos resultados destes experimentos apresentarem comportamento contrário ao esperado, possuem significado físico plausível. E em relação ao modelo PGPC, apesar da pressão de permeado estar considerada no modelo e ser, inclusive, um dos dados de entrada, a sua variação acaba não representando influência significativa nas perdas de hidrocarbonetos para a corrente de permeado.

5.1.7 VARIAÇÃO NA ÁREA DE PERMEAÇÃO

Nestes experimentos, para cada área de permeação considerada, foi ajustada a vazão máxima de gás a ser tratada de maneira que o limite da especificação da concentração de CO₂ no concentrado fosse atendido. O resultado está na Figura 26.

Figura 26 – Relação entre vazão máxima de gás a ser tratado e área relativa de permeação para o modelo PGPC

Fonte: elaborada pelo autor.

O aumento da área de permeação necessária com o aumento da vazão do gás a ser tratado está coerente com o comportamento esperado descrito no item **3.6.6 ÁREA DE PERMEAÇÃO**.

5.1.8 DISCUSSÃO

A avaliação da aderência teórica do modelo PGPC mostra que, após calibrado para as condições de projeto do sistema avaliado, são obtidos resultados bastante coerentes com a previsão descrita no item **3.6 Influência das Variáveis de Processo – Referência de Comportamento Esperado** e seus subitens.

Apenas para duas variáveis ocorreram desvios: pressão de alimentação e pressão de permeado. Dadas as condições em que os experimentos foram realizados (alterando-se uma variável e mantendo-se as outras constantes), os resultados obtidos são plausíveis e coerentes. Adicionalmente, os desvios observados não comprometem o desempenho geral do modelo.

Sendo assim, o modelo PGPC será utilizado para avaliação da aderência do modelo à situação operacional do sistema industrial, considerando-se dados reais da planta analisada.

5.2 Avaliação da Aderência Teórica do Modelo MPExt2015

A comparação entre o comportamento do Modelo MPExt2015 e o comportamento esperado é apresentada a seguir.

5.2.1 PARÂMETROS DETERMINADOS

As diferenças percentuais das frações molares dos componentes nas correntes de concentrado e de permeado em relação à composição normalizada de projeto, obtidas após a determinação de parâmetros para o modelo MPExt2015, estão mostradas na Tabela 8. Da mesma maneira que para o modelo PGPC, as diferenças relativas são o resultado da divisão das frações molares obtidas por simulação de cada componente pelas frações molares da composição de projeto normalizada, subtraindo-se 1 e multiplicando-se por 100.

Tabela 8 – Diferenças percentuais entre os resultados obtidos pelo modelo MPExt2015 após determinação dos parâmetros e a composição normalizada de projeto

	CO₂	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano
Concentrado	- 0,07 %	- 0,01 %	0,37 %	-0,02 %	-0,64 %	- 0,73 %
Permeado	2,83 %	-2,84 %	- 20,41 %	0,84 %	0,04 %	0,37 %

Fonte: elaborada pelo autor.

No caso das frações molares do concentrado, foram obtidos desvios absolutos menores que 1,00 % para todos os componentes. Para a corrente de permeado, os desvios absolutos são maiores, como esperado e já explicado no item **4.2 Aderência Teórica dos Modelos**.

Em relação às temperaturas, foi obtida uma diferença de 3,0 °C (valor padrão do modelo) entre as correntes de concentrado e permeado, sendo que a primeira ficou 7,1 °C mais fria que a corrente de alimentação.

5.2.2 VARIAÇÃO NA VAZÃO DE GÁS A SER TRATADO

Estes experimentos foram realizados considerando-se, além da variação na vazão de gás a ser tratado, aumento na área de permeação, como já explicado em **5.1.2**.

Os resultados na Figura 27 e na Figura 28 são coerentes com o comportamento esperado (ver item **3.6.1 VAZÃO DE GÁS A SER TRATADO**) e semelhantes aos obtidos para o modelo PGPC.

Figura 27 - Variação na área relativa de permeação com a vazão de gás a ser tratado para o modelo MPExt2015

Fonte: elaborada pelo autor.

Figura 28 - Relação entre perdas relativas de hidrocarbonetos e vazão de gás a ser tratado para o modelo MPExt2015

Fonte: elaborada pelo autor.

5.2.3 VARIAÇÃO NA CONCENTRAÇÃO DE CO₂ NA ALIMENTAÇÃO

Na Figura 29 pode ser verificado que os resultados destes experimentos estão coerentes com o comportamento previsto, ou seja, com o aumento da remoção de CO₂, também aumenta a perda de hidrocarbonetos, como descrito no item **3.6.2 CONCENTRAÇÃO DE CO₂ NA ALIMENTAÇÃO.**

Figura 29 - Efeito da remoção de CO₂ nas perdas relativas de hidrocarbonetos para o modelo MPExt2015

Fonte: elaborada pelo autor.

De maneira semelhante ao modelo PGPC, para concentrações de CO₂ na alimentação maiores que 20,85 % molar (máxima de projeto), foram obtidas concentrações de CO₂ no concentrado maiores do que 5,0 % molar, representando a perda de especificação do gás tratado, conforme esperado.

5.2.4 VARIAÇÃO NA TEMPERATURA DO GÁS A SER TRATADO

Pelos resultados destes experimentos é possível verificar um desvio do modelo em relação ao comportamento esperado descrito no item **3.6.3 TEMPERATURA DO GÁS A SER TRATADO**. Apesar da variação na temperatura, a vazão da corrente de permeado e, em consequência, a perda de hidrocarbonetos, são as mesmas em todos os experimentos, como pode ser observado na Figura 30.

Na Figura 30 também são explicitadas as temperaturas das correntes de concentrado e de permeado, mostrando que elas sobem com o aumento da temperatura de alimentação.

Como citado no item **3.7.2 MODELO MPEXT2015**, a temperatura de alimentação e a diferença de temperatura entre as correntes de concentrado e permeado são dados de entrada para o modelo, sendo utilizadas para fechamento de balanço de energia.

Figura 30 - Variação das perdas relativas de hidrocarbonetos e das temperaturas de concentrado e permeado em relação à variação da temperatura do gás a ser tratado para o modelo MPExt2015

Fonte: elaborada pelo autor.

Mesmo com o aumento da temperatura de alimentação, a perda de hidrocarbonetos não se altera, o que significa que não há alterações nas composições das correntes de concentrado e permeado, evidenciando que os balanços de massa e de energia realizados pelo modelo são independentes. Portanto, pelos resultados dos experimentos, pode-se afirmar que o modelo MPExt2015 não considera a influência da temperatura na permeabilidade e na seletividade das membranas.

5.2.5 VARIAÇÃO NA PRESSÃO DO GÁS A SER TRATADO

Para estes experimentos, os resultados obtidos pelo modelo MPExt2015, mostrados na Figura 31, são bastante semelhantes aos obtidos pelo modelo PGPC (ver Figura 24) e com comportamento contrário ao esperado (ver **3.6.4 PRESSÃO DO GÁS A SER TRATADO**), ou seja, aumento da perda de hidrocarbonetos ao invés de diminuição.

A explicação para tal fato é a mesma do item **5.1.5 VARIAÇÃO NA PRESSÃO DO GÁS A SER TRATADO**: com a composição de gás de alimentação e a área de permeação constantes, o aumento da pressão de alimentação implica em elevação da força motriz e consequente aumento da vazão de permeação, elevando não só a concentração de CO₂ no permeado, mas também a permeação de hidrocarbonetos.

Portanto, pode-se considerar que o comportamento apresentado pelo modelo MPExt2015 está adequado.

Figura 31 - Variação das perdas relativas de hidrocarbonetos e da vazão de permeado em relação à variação da pressão do gás a ser tratado para o modelo MPExt2015

Fonte: elaborada pelo autor.

5.2.6 VARIAÇÃO NA PRESSÃO DO PERMEADO

Como mostrado na Figura 32, estes experimentos mostraram resultados semelhantes aos do modelo PGPC: diminuição das perdas de hidrocarbonetos com o aumento da pressão de permeado e contrários ao comportamento esperado descrito no item **3.6.5 PRESSÃO DO PERMEADO**.

As considerações contidas no item **5.1.6 VARIAÇÃO NA PRESSÃO DO PERMEADO** também são válidas para estes experimentos. A conclusão do referido item também pode ser aplicada: os resultados são fisicamente possíveis e aceitáveis e, em relação ao modelo, a variação da pressão do permeado, mesmo sendo um dado de entrada, não possui influência significativa nas perdas de hidrocarbonetos.

Figura 32 - Relação entre perdas relativas de hidrocarbonetos e pressão do permeado para o modelo MPExt2015

Fonte: elaborada pelo autor.

5.2.7 VARIAÇÃO NA ÁREA DE PERMEÇÃO

Na Figura 33 observa-se o aumento da área de permeação necessária com o aumento da vazão máxima de gás a ser tratado, resultado condizente ao comportamento esperado descrito em **3.6.6 ÁREA DE PERMEÇÃO**.

Semelhantemente aos experimentos realizados para o modelo PGPC, a vazão máxima de gás a ser tratado foi ajustada de acordo com a área de permeação disponível, de maneira a respeitar o limite da especificação da concentração de CO₂ no concentrado.

Figura 33 - Relação entre vazão máxima de gás a ser tratado e área relativa de permeação para o modelo MPExt2015

Fonte: elaborada pelo autor

5.2.8 DISCUSSÃO

Para todas as variáveis consideradas na avaliação de aderência teórica, exceto para a temperatura de alimentação do gás a ser tratado, os resultados do modelo MPExt2015 são semelhantes aos obtidos para o modelo PGPC.

Entretanto, o fato de não serem observadas alterações nas frações molares dos componentes das correntes do sistema com a variação da temperatura de alimentação do gás, evidencia que o MPExt2015 não considera o efeito da temperatura na permeabilidade e na seletividade das membranas e, em consequência, não considera variações nas permeâncias dos componentes. Adicionalmente, fica evidenciado que os balanços de massa e energia não são termodinamicamente acoplados, o que pode levar a convergências numéricas do modelo, mas sem significado físico plausível ou real.

Isto limita a utilização do modelo a casos em que as características de duas das três correntes do sistema (alimentação, concentrado e permeado) estão disponíveis, ou seja, situações em que o balanço de massa é conhecido, impossibilitando a sua utilização para previsão de cenários operacionais não conhecidos.

Como o modelo está implementado em extensão para o simulador de processos Aspen Hysys®, ele é útil na simulação de situações conhecidas ou de casos em que a composição do gás processado não seja tão relevante. Se o objetivo de aplicação do modelo MPExt2015 for a previsão ou avaliação de situações desconhecidas de operação do sistema de separação de CO₂ por membranas, não se pode afirmar que os resultados obtidos serão precisos.

5.3 Obtenção e Tratamentos de Dados Operacionais

Nos itens a seguir estão mostrados os resultados alcançados após a aplicação dos métodos descritos nos itens **4.3.1 OBTENÇÃO DE DADOS DE OPERAÇÃO** a **4.3.5. PRIORIZAÇÃO DE PONTOS OPERACIONAIS A SEREM SIMULADOS**.

5.3.1 OBTENÇÃO DE DADOS DE OPERAÇÃO

O período de avaliação do sistema industrial considerado compreende 389 dias, 14 horas e 30 minutos. As datas exatas não serão citadas por questões de sigilo industrial. Os dados foram coletados a cada 30 minutos. Como resultado, foi gerada uma planilha de 18.702 linhas por 53 colunas, totalizando 991.206 dados a serem trabalhados. Cada uma das 18.702 linhas corresponde a um conjunto de variáveis do sistema e equivale a uma situação operacional.

5.3.2 LIMPEZA DOS DADOS DE OPERAÇÃO OBTIDOS

Após a limpeza dos dados, foi obtida uma planilha contendo 16.677 linhas por 53 colunas, correspondentes a 16.677 situações operacionais. Sendo assim, 107.325 dados foram eliminados, o que corresponde a 10,8 % do conjunto de dados obtidos originalmente.

5.3.3 AGRUPAMENTO DOS DADOS DE OPERAÇÃO OBTIDOS

O número de faixas de equivalência para cada variável obtida para a corrente de alimentação foi:

- Pressão: 5
- Temperatura: 8
- Vazão: 48
- Composição da corrente:
 - CO₂: 3; Metano: 8; Etano: 4; Propano: 7; n-Butano: 3; i-Butano: 2

Com a utilização de programa em MATLAB®, disponível no **APÊNDICE A – Programa para Agrupamento de Dados de Operação**, foram obtidos 691 grupos de dados. Ou seja, utilizando-se o agrupamento, foi possível reduzir as situações operacionais de 16.677 para 691, uma redução de 95,9 %.

5.3.4 DETERMINAÇÃO DOS PONTOS OPERACIONAIS

Na Figura 34 mostra-se que, dos 691 grupos, 607 correspondem a apenas 12,7 % do total de horas de operação observadas, sendo que cada um destes grupos corresponde a menos de 12 h de operação, variando de 0,5 h a 11,5 h.

Por outro lado, os 84 grupos restantes correspondem a 87,3 % das horas de operação observadas, variando de 12 h a 1.003,5 h de operação. Por serem mais representativos que os demais, estes 84 grupos foram então escolhidos para determinação dos pontos operacionais.

Cada um dos 84 pontos operacionais a serem simulados recebeu um número identificador (*id*) igual ao do grupo do qual se originou, conforme mostrado no **APÊNDICE B – Pontos Operacionais Simulados**.

Figura 34 - Números de grupos de dados e horas de operação correspondentes

Fonte: elaborada pelo autor.

5.3.5 PRIORIZAÇÃO DOS PONTOS OPERACIONAIS

Mesmo considerando os 84 pontos operacionais a serem simulados, o número de situações operacionais que cada um representa varia de 24 a 2007 (12 h a 1.003,5 h de operação). Considerando-se o valor definido de 200 situações operacionais (100 h de operação) como limite de divisão, foram obtidos 2 grupos distintos:

- 22+ contendo os pontos operacionais com mais de 100 h de operação;
- 62- composto pelos pontos operacionais com menos de 100 h de operação.

Na Figura 35 explicita-se a representatividade de cada um dos grupos em termos de percentagem das horas totais de operação simuladas.

A busca pela convergência dos pontos operacionais incluídos no grupo 22+ foi então priorizada e os resultados obtidos estão mostrados no item **5.4.5**.

Figura 35 - Priorização dos pontos operacionais a serem simulados

Fonte: elaborada pelo autor.

5.4 Experimentos com Pontos Operacionais Determinados

Em decorrência dos resultados obtidos na avaliação da aderência teórica dos modelos PGPC e MPExt2015, explicitados nos respectivos itens de Discussão **5.1.8** e **5.2.8**, os experimentos, ou seja, as simulações dos pontos operacionais determinados foram realizadas utilizando-se apenas o modelo PGPC. Os resultados obtidos são descritos nos itens a seguir.

5.4.1 MÉTODO 1 - UTILIZAÇÃO DOS PARÂMETROS DETERMINADOS

Primeiramente, aplicando-se o Método 1, escolheu-se o ponto com maior teor de CO_2 na entrada das membranas, 19,02 %, e a simulação foi realizada. O desvio do resultado para a fração molar de CO_2 foi maior do que 0,40 % mol e o da temperatura do concentrado maior do que 1 °C, ambos critérios de incerteza definidos no item **4.3.3 Agrupamento dos Dados de Operação Obtidos**.

Em seguida foram simulados mais dois pontos: aquele com a segunda maior concentração de CO_2 na entrada do sistema, 18,85 % molar, e o ponto operacional

que representa o maior tempo de operação, 1003,5 horas (o de *id* 425). Novamente, a fração molar de CO₂ e a temperatura da corrente de concentrado apresentaram desvios maiores dos que os máximos definidos, 0,40 % e 1 °C, respectivamente.

Estes resultados explicitaram a necessidade de aplicação de outros métodos para ajuste dos parâmetros dos pontos operacionais.

Os resultados esperados e os desvios obtidos para cada um dos pontos simulados estão mostrados na Tabela 9.

Tabela 9 - Resultados esperados, resultados simulados e desvios considerando-se os parâmetros determinados para o modelo PGPC

Ponto simulado	Resultados Esperados e Simulados e Desvios	Fração molar de CO ₂ no Concentrado	Temperatura do Concentrado
19,02 % de CO ₂ na entrada das membranas	Resultado Esperado	0,0458	35,6 °C
	Resultado da Simulação	0,0519	38,5 °C
	Desvio Relativo / Absoluto	13,32 % / 0,0061	- / 2,9 °C
18,85 % de CO ₂ na entrada das membranas	Resultado Esperado	0,0451	35,6 °C
	Resultado da Simulação	0,0520	38,6 °C
	Desvio Relativo / Absoluto	15,30 % / 0,0069	- / 3,0 °C
1003,5 h de operação com 18,41 % de CO ₂	Resultado Esperado	0,0438	35,6 °C
	Resultado da Simulação	0,0506	38,7 °C
	Desvio Relativo / Absoluto	15,53 % / 0,0068	- / 3,1 °C

Fonte: elaborada pelo autor.

5.4.2 MÉTODO 2 – TENTATIVA E ERRO

O primeiro ponto operacional escolhido foi o de *id* 425, o qual representa o maior tempo de operação observado (1003,5 h) e que tem 18,41 % de CO₂ na corrente de alimentação. Foram necessárias 31 iterações (simulações) para que fosse possível obter um conjunto de parâmetros que levasse à convergência.

Na Tabela 10 estão mostrados, para cada uma das simulações:

- Os principais parâmetros utilizados, quais sejam, coeficiente de transferência térmica e permeância do CO₂;

- Os desvios das frações molares de CO₂ e metano da corrente de concentrado e da temperatura de concentrado em relação ao ponto operacional;
- Tempo de simulação.

Na Tabela 10, as células em vermelho mostram valores obtidos fora do intervalo de incerteza. As linhas em amarelo sinalizam que outras variáveis não explicitadas na tabela estão fora dos respectivos intervalos de incerteza estabelecidos. O conjunto de parâmetros que permitiu a obtenção da convergência está representado na última linha, nas células preenchidas em verde.

Tabela 10 - Resultados das 31 iterações iniciais para o ponto de *id* 425 - continua

Parâmetros utilizados		Desvios em relação ao ponto operacional			Tempo de simulação
k $\left[\frac{J}{h.K.m\ de\ permeador}\right]$	U_{CO_2} $\left[\frac{10^{-7}.gmol}{h.Pa.m\ de\ permeador}\right]$	Frações molares no Concentrado		Temperatura do Concentrado [°C]	
		CO ₂	Metano		
3032,0	3,550	-0,0002	0,0004	2,6	6:16
3032,0	3,555	0,0002	0,0004	2,2	5:58
3032,0	3,560	0,0014	0,0005	1,2	8:47
3032,0	3,565	0,0007	0,0006	1,7	5:51
3032,0	3,600	0,0009	0,0009	1,1	11:43
3032,0	3,795	-0,0019	0,0029	1,2	11:36
3032,0	3,810	-0,0013	0,0030	0,7	10:40
3032,0	3,812	-0,0019	0,0030	1,1	11:04
3032,0	3,813	-0,0018	0,0030	1,0	11:16
3032,0	3,815	-0,0019	0,0030	1,0	11:40
3032,0	3,817	-0,0026	0,0030	1,6	12:04
3032,0	3,825	-0,0067	0,0029	5,2	13:39
3032,0	3,830	-0,0022	0,0032	1,2	14:39
3100,0	3,555	0,0010	0,0005	1,5	5:37
3297,0	3,555	0,0016	0,0004	1,1	8:07
3299,0	3,555	0,0012	0,0005	1,4	11:29
3300,0	3,555	0,0029	0,0005	0,1	6:12
3300,0	3,555	0,0029	0,0005	0,1	6:14
3301,0	3,555	0,0016	0,0005	1,1	7:13
3303,0	3,555	0,0014	0,0005	1,3	6:52
3310,0	3,555	0,0023	0,0005	0,6	5:51
3330,0	3,555	0,0020	0,0005	0,8	4:31
3330,0	3,555	0,0029	0,0005	0,1	7:27
3300,0	3,290	0,0060	-0,0025	0,9	4:37

Tabela 10 - Resultados das 31 iterações iniciais para o ponto de *id* 425 - conclusão

Parâmetros utilizados		Desvios em relação ao ponto operacional			Tempo de simulação [min:s]
k	U_{CO_2}	Frações molares no Concentrado		Temperatura do Concentrado [°C]	
$\left[\frac{J}{h.K.m \text{ de permeador}} \right]$	$\left[\frac{10^{-7}.gmol}{h.Pa.m \text{ de permeador}} \right]$	CO ₂	Metano		
3300,0	3,820	-0,0024	0,0030	1,4	12:40
3300,0	3,690	-0,0004	0,0018	1,1	11:47
3300,0	3,660	-0,0003	0,0015	1,4	8:29
3400,0	3,660	0,0002	0,0015	1,0	7:13
3600,0	3,660	-0,0019	0,0014	2,7	10:08
3430,0	3,660	0,0001	0,0016	1,1	8:15
3450,0	3,660	0,0008	0,0016	0,6	8:34

Fonte: elaborada pelo autor.

Uma questão a ser destacada é o tempo de simulação das iterações, que variou de 4 min 31 s até 14 min 39 s. As simulações realizadas para os itens **5.1.1 PARÂMETROS DETERMINADOS** a **5.1.7 VARIAÇÃO NA ÁREA DE PERMEACÃO** variavam de 30 s a 2 min. Portanto, pode-se considerar que os tempos de simulação das 31 iterações foram elevados.

No total, as 31 iterações consumiram 4 h 36 min 26 s de tempo de simulação. Considerando-se que o tempo necessário para registrar e analisar os resultados de uma iteração, e em seguida preparar e simular a próxima, é de pelo menos 5 minutos, pode-se adicionar ao tempo de simulação mais 150 min, ou 2 h 30 min.

Sendo assim, para um ponto de operação, seriam necessárias no mínimo 7 h ou aproximadamente um dia inteiro de trabalho dedicado apenas a simulações. Extrapolando para os 84 pontos operacionais definidos, seriam pelo menos 84 dias somente para realizar os experimentos, o que seria inviável no horizonte de tempo disponível para a realização deste trabalho.

5.4.3 REDUÇÃO DOS TEMPOS DE SIMULAÇÃO

O ajuste do comprimento de permeação foi realizado utilizando-se a equação 15, linearizando-se a relação entre as áreas de permeação dos dois sistemas:

$$L_{perm}' = \left(\frac{A_p'}{A_p} \right)^2 \cdot L_{perm} = (1,395)^2 \cdot L_{perm} = 1,95 \cdot L_{perm} \quad (15)$$

em que L_{perm}' é o comprimento ajustado do permeador, A_p' é a área de permeação do sistema industrial considerado neste trabalho, A_p é a área de permeação e L_{perm} é comprimento do permeador utilizados por Crivellari (2016).

Até ser obtida a convergência para o ponto operacional de *id* 425 (o mais representativo), foram necessárias 31 simulações, sendo o tempo médio de simulação de 8 min 55 s, e os tempos mínimo e máximo iguais a 4 min 31 s e 14 min 39 s, respectivamente.

Utilizando-se o comprimento ajustado, foi necessário realizar novas simulações do ponto operacional de *id* 425 para determinar os parâmetros na nova condição. Após 31 novas tentativas, foi obtida a convergência com tempo de simulação variando entre 45 s e 8 min 44 s e tempo médio igual a 2 min 1 s. Portanto, após o ajuste no comprimento de permeação, houve redução de 77,4 % no tempo médio de simulação, o que comprova a efetividade do procedimento adotado.

Na Figura 36 são mostrados os tempos de cada simulação e os tempos médios de simulação antes e depois do ajuste do comprimento de permeação.

Figura 36 - Tempos de simulação sem ajuste e após ajuste do comprimento do permeador

Fonte: elaborada pelo autor.

5.4.4 RESULTADOS APÓS O AJUSTE DE L_{perm} PARA O PONTO OPERACIONAL DE ID 425

Na Tabela 11 estão mostrados os parâmetros de convergência determinados para o ponto de id 425 após ajuste de L_{perm} . Na Tabela 12 estão os principais resultados das simulações após ajuste de L_{perm} . O código de cores é o mesmo utilizado na Tabela 10.

Tabela 11 - Parâmetros determinados para o ponto de id 425 após ajuste de L_{perm}

k [#]	U_{CO_2} [$10^{-7} \times \ddagger$]	U_{C1} [$10^{-8} \times \ddagger$]	U_{C2} [$10^{-9} \times \ddagger$]	U_{C3} [$10^{-10} \times \ddagger$]	U_{iC4} [$10^{-10} \times \ddagger$]	U_{nC4} [$10^{-10} \times \ddagger$]
673,0	1,8798	1,0940	3,5439	6,6769	3,5953	4,8279
$\# \left[\frac{J}{h.K.m \text{ de permeador}} \right] \quad \ddagger \left[10^{-9} \times \frac{gmol}{h.Pa.m \text{ de permeador}} \right]$						

Fonte: elaborada pelo autor.

Tabela 12 – Principais resultados das 31 iterações para o ponto de id 425 após ajuste de L_{perm} - continua

Parâmetros utilizados		Desvios em relação ao ponto operacional			Tempo de simulação [min:s]
k	U_{CO_2}	Frações molares no Concentrado		Temperatura do Concentrado [°C]	
$\left[\frac{J}{h.K.m \text{ de permeador}} \right]$	$\left[\frac{10^{-7}.gmol}{h.Pa.m \text{ de permeador}} \right]$	CO ₂	Metano		
340,0	3,6600	-0,0372	-0,0073	-0,3	4:52
340,0	3,6600	-0,0346	-0,0086	-0,3	1:19
340,0	3,2500	-0,0228	-0,0154	0,1	1:54
340,0	2,2500	0,0125	-0,0395	-0,3	1:14
340,0	1,2500	-0,0098	-0,0246	-0,4	0:45
340,0	1,7500	-0,0003	-0,0308	-0,4	1:28
340,0	1,5000	0,0009	-0,0311	-0,6	1:48
340,0	1,4800	0,0008	-0,0300	-1,0	0:57
340,0	1,4950	-0,0013	-0,0319	0,5	1:35
340,0	1,4980	-0,0002	-0,0308	-0,4	0:56
340,0	1,4990	0,0007	-0,0264	-0,2	1:25
340,0	Não registrado	-0,0002	-0,0304	-0,3	1:10
340,0	Não registrado	0,0004	-0,0284	-0,2	1:18
340,0	Não registrado	0,0014	-0,0235	-0,4	0:50
340,0	Não registrado	0,0057	-0,0092	0,1	1:42
340,0	Não registrado	-0,0069	0,0113	0,8	1:42

Tabela 12 – Principais resultados das 31 iterações para o ponto de *id* 425 após ajuste de *Lperm* - conclusão

Parâmetros utilizados		Desvios em relação ao ponto operacional			Tempo de simulação [min:s]
k $\left[\frac{J}{h.K.m \text{ de permeador}} \right]$	U_{CO_2} $\left[\frac{10^{-7}.gmol}{h.Pa.m \text{ de permeador}} \right]$	Frações molares no Concentrado		Temperatura do Concentrado [°C]	
		CO ₂	Metano		
340,0	Não registrado	-0,0014	0,0010	0,3	1:34
340,0	Não registrado	-0,0034	0,0038	-0,4	1:19
340,0	Não registrado	0,0183	-0,0132	0,6	1:24
340,0	Não registrado	0,0003	0,0000	0,4	1:52
340,0	Não registrado	-0,0001	0,0007	0,0	1:55
340,0	Não registrado	-0,0001	0,0003	0,3	1:20
340,0	Não registrado	0,0001	0,0000	0,4	2:08
335,0	Não registrado	0,0002	0,0000	0,3	2:05
330,0	Não registrado	-0,0025	0,0004	2,9	1:44
350,0	Não registrado	-0,0004	0,0004	0,3	0:50
289,0	1,7000	0,0001	0,0001	-0,1	1:30
290,0	1,8798	-0,0003	0,0016	1,3	6:00
345,0	1,8798	-0,0002	0,0016	1,2	8:44
565,0	1,8798	0,0001	0,0016	1,0	2:27
673,0	1,8798	0,0003	0,0016	0,9	2:37

Fonte: elaborada pelo autor.

5.4.5 MÉTODO 3 - SIMILARIDADE

Obtida a convergência para o ponto de *id* 425, foram iniciadas as simulações para convergências dos 21 demais pontos operacionais pertencentes ao grupo 22+. Inicialmente foram utilizados os parâmetros da Tabela 11 para os pontos similares ao de *id* 425. Quando a convergência não foi obtida, utilizou-se Método 2 (Tentativa e Erro) até a convergência. Os parâmetros de convergência obtidos para todos os pontos do grupo 22+ estão na Tabela 13.

Tabela 13 - Parâmetros de convergência dos pontos de operação do grupo 22+

<i>id</i>	Horas de Operação [h]	<i>k</i> [#]	U_{CO_2} [10 ⁻⁷ x ‡]	U_{C1} [10 ⁻⁸ x ‡]	U_{C2} [10 ⁻⁹ x ‡]	U_{C3} [10 ⁻¹⁰ x ‡]	U_{iC4} [10 ⁻¹⁰ x ‡]	U_{nC4} [10 ⁻¹⁰ x ‡]
425	1003,5	673,0	1,8798	1,0940	3,5439	6,6769	3,5953	4,8279
436	650,0	1273,0	1,8798	1,0940	3,5439	6,6769	3,5953	4,8279
439	375,5	773,0	1,8900	1,2500	3,5440	6,8000	3,5950	4,8280
487	313,5	1073,0	1,8950	1,2000	3,5439	6,4000	3,2000	4,4000
490	281,0	973,0	1,9400	1,2000	3,5439	3,4269	4,5953	3,9279
435	249,0	673,0	1,7598	1,0640	3,5439	7,1269	4,5953	3,9279
442	219,0	673,0	1,7598	1,0640	3,5439	7,1269	4,5953	3,9279
492	214,5	673,0	1,8798	1,0940	3,5439	6,6769	3,5953	4,8279
444	201,5	673,0	1,8798	1,0940	3,5439	6,6769	3,5953	4,8279
491	191,0	673,0	1,8798	1,0940	3,5439	6,6769	3,5953	4,8279
105	176,5	1173,0	1,8950	1,2000	3,5439	6,4000	3,2000	4,4000
385	171,0	873,0	1,8700	1,2500	3,7000	6,8000	3,5950	4,8280
350	137,5	823,0	1,8900	1,2500	3,5440	6,8000	3,5950	4,8280
441	130,5	673,0	1,7598	1,0640	3,5439	7,1269	4,5953	3,9279
376	130,5	473,0	1,8490	1,2500	3,5439	7,0000	4,4000	1,8000
347	129,0	873,0	1,8700	1,2500	3,7000	6,8000	3,5950	4,8280
146	114,5	1073,0	1,8950	1,2000	3,5439	6,4000	3,2000	4,4000
494	112,5	673,0	1,8798	1,0940	3,5439	6,6769	3,5953	4,8279
378	112,0	673,0	1,8850	1,1500	3,4000	6,4000	3,2000	4,4000
493	103,5	873,0	1,8798	1,0940	3,5439	6,6769	3,5953	4,8279
140	102,5	1473,0	2,0600	1,2500	3,7000	6,8300	3,7000	3,9000
342	100,5	973,0	1,9400	1,2000	3,5439	3,4269	4,5953	3,9279
# $\left[\frac{J}{h.K.m \text{ de permeador}} \right]$			‡ $\left[\frac{gmol}{h.Pa.m \text{ de permeador}} \right]$					

Fonte: elaborada pelo autor.

Os métodos de convergência utilizados para cada um dos pontos operacionais do grupo 22+ e os tempos de simulação até atingir a convergência estão mostrados na Tabela 14. A soma de todos os tempos de simulação para obtenção das convergências é igual a 16 h 42 min 36 s.

Tabela 14 - Métodos e tempos de convergência para os pontos do grupo 22+

<i>id</i>	Método de Convergência	Tempo até a Convergência [min:s]	<i>id</i>	Método de Convergência	Tempo até a Convergência [min:s]
425	2	338:51	385	2	10:36
436	2	4:12	350	2	9:56
439	2	64:15	441	2	5:42
487	2	29:08	376	2	136:12
490	2	33:05	347	2	4:39
435	2	17:20	146	2	10:47
442	2	4:08	494	3	2:45
492	3	3:24	378	2	61:46
444	3	2:57	493	2	9:52
491	3	9:02	140	2	193:12
105	2	36:05	342	2	7:12

Fonte: elaborada pelo autor

O método da similaridade foi o escolhido para iniciar as simulações para os pontos operacionais do grupo 62-, sendo possível atingir a convergência para os 21 pontos mostrados na Tabela 15. Foram dispendidas 3 h 16 min 39 s apenas em simulações. Os parâmetros de convergência para os pontos operacionais do grupo 62- mostrados na Tabela 15 são iguais aos mostrados na Tabela 13, de acordo com a similaridade entre os pontos do grupo 62- com os do grupo 22+.

Tabela 15 - Convergências pelo método da similaridade para pontos do grupo 62- - continua

<i>id</i> 62-	Similar ao de <i>id</i> 22+	Horas de Operação [h]	Tempo até a Convergência [min:s]	<i>id</i> 62-	Similar ao de <i>id</i> 22+	Horas de Operação [h]	Tempo até a Convergência [min:s]
443	425	92,0	4:10	588	490	22,5	11:21
472	490	89,5	19:35	437	439	22,5	4:32
187	146	61,0	9:59	204	146	21,5	3:18
489	425	60,5	4:25	486	425	20,5	4:57
550	425	41,0	2:59	103	140	19,5	16:35
110	105	40,5	6:36	426	493	17,0	9:11
443	425	92,0	4:10	588	490	22,5	11:21
472	490	89,5	19:35	437	439	22,5	4:32
187	146	61,0	9:59	204	146	21,5	3:18
489	425	60,5	4:25	486	425	20,5	4:57
550	425	41,0	2:59	103	140	19,5	16:35
110	105	40,5	6:36	426	493	17,0	9:11

Tabela 15 - Convergências pelo método da similaridade para pontos do grupo 62- - conclusão

<i>id</i> 62-	Similar ao de <i>id</i> 22+	Horas de Operação [h]	Tempo até a Convergência [min:s]	<i>id</i> 62-	Similar ao de <i>id</i> 22+	Horas de Operação [h]	Tempo até a Convergência [min:s]
210	105	38,0	37:13	305	439	14,5	8:07
448	385	35,5	9:06	79	105	13,0	6:53
71	105	34,5	8:01	94	105	12,5	6:03
446	439	31,5	5:45	499	385	12,0	10:41
46	105	25,5	7:12	-	-	-	-

Fonte: elaborada pelo autor.

5.4.6 MÉTODO 4 - UTILIZAÇÃO DE PARÂMETROS MÉDIOS

Os parâmetros médios e os desvios padrão da média foram obtidos utilizando-se os parâmetros ajustados para os pontos operacionais do grupo 22+, mostrados na Tabela 13, e estão explicitados na Tabela 16.

Tabela 16 - Parâmetros médios e desvios padrão da média utilizados na aplicação do Método 4 (utilização de parâmetros médios)

	<i>k</i> [#]	U_{CO_2} [$10^{-7} \times \ddagger$]	U_{C1} [$10^{-8} \times \ddagger$]	U_{C2} [$10^{-9} \times \ddagger$]	U_{C3} [$10^{-10} \times \ddagger$]	U_{IC4} [$10^{-10} \times \ddagger$]	U_{nC4} [$10^{-10} \times \ddagger$]
PM	852,5	1,8781	1,1591	3,5587	6,4365	3,7920	4,3658
DP	242,3	0,6359	0,7395	0,6511	0,9989	0,5086	0,6940
PM + 1DP	1094,9	1,9416	1,2330	3,6238	7,4355	4,3006	5,0597
PM - 1DP	610,2	1,8145	1,0851	3,4936	5,4376	3,2834	3,6718
PM + 2DP	1337,2	2,0052	1,3070	3,6889	8,4344	4,8092	5,7537
PM - 2DP	367,9	1,7509	1,0112	3,4285	4,4386	2,7747	2,9779
PM + 3DP	1579,6	2,0688	1,3809	3,7540	9,4334	5,3178	6,4477
PM - 3DP	125,5	1,6873	0,9372	3,3633	3,4397	2,2661	2,2839

$\# \left[\frac{J}{h.K.m \text{ de permeador}} \right] \quad \ddagger \left[\frac{gmol}{h.Pa.m \text{ de permeador}} \right]$

PM = Parâmetros Médios DP = Desvio Padrão da Média 1DP = 1 Desvio Padrão da Média
 2DP = 2 Desvios Padrão da Média 3DP = 3 Desvios Padrão da Média

Fonte: elaborada pelo autor.

Utilizando-se este método, a convergência foi atingida para 18 pontos operacionais do grupo 62-, mostrados na Tabela 17, com tempo total de simulação de 6 h 1 min 53 s.

Tabela 17 - Convergências obtidas utilizando-se os parâmetros médios para pontos operacionais do grupo 62-

id 62-	Parâmetros Utilizados	Horas de Operação [h]	Tempo até a Convergência [min:s]	id 62-	Parâmetros Utilizados	Horas de Operação [h]	Tempo até a Convergência [min:s]
108	PM	95,5	33:15	84	PM -DP	26,0	45:01
578	PM+DP	67,5	10:35	478	PM	23,0	5:37
568	PM+DP	65,0	16:06	111	PM-DP	22,5	36:54
173	PM+DP	58,0	31:12	555	PM	21,0	8:37
539	PM+2DP	50,5	17:41	450	PM-DP	21,0	30:42
585	PM	41,5	5:04	433	PM+3DP	16,0	22:08
404	PM+2DP	28,5	17:21	408	PM	15,0	2:36
484	PM + 2DP	26,0	19:38	424	PM	13,5	9:45
429	PM	26,0	7:32	83	PM-DP	13,0	41:51

PM = Parâmetros Médios DP = Desvio Padrão da Média 1DP = 1 Desvio Padrão da Média

2DP = 2 Desvios Padrão da Média 3DP = 3 Desvios Padrão da Média

Fonte: elaborada pelo autor.

5.4.7 CONVERGÊNCIAS OBTIDAS

Após a aplicação dos Métodos 3 e 4 a todos os pontos do grupo 62-, foi aplicado o Método 2 (Tentativa e Erro) buscando a convergência para os pontos ainda não convergidos. Os tempos de simulação para estes pontos totalizam 18 h 46 min 3 s. O resultado está na Tabela 18. Os parâmetros de convergência estão na Tabela 19.

Tabela 18 - Convergências obtidas por tentativa e erro para pontos operacionais do grupo 62-

id 62-	Horas de Operação [h]	Tempo até a Convergência [min:s]	id 62-	Horas de Operação [h]	Tempo até a Convergência [min:s]
354	75,5	187:08	322	20,5	11:25
48	58,0	87:53	369	19,0	7:32
533	56,0	58:15	192	16,5	50:58
584	52,5	22:59	373	16,5	46:56
438	49,5	9:43	144	15,5	104:48
133	48,5	61:35	30	15,0	56:23
558	41,0	74:35	229	13,5	36:24
523	29,5	193:05	318	13,5	116:39

Fonte: elaborada pelo autor.

Tabela 19 - Parâmetros de convergências obtidas por tentativa e erro para pontos operacionais do grupo 62-

<i>id</i>	<i>k</i> [#]	U_{CO_2} [10 ⁻⁷ x ‡]	U_{C1} [10 ⁻⁸ x ‡]	U_{C2} [10 ⁻⁹ x ‡]	U_{C3} [10 ⁻¹⁰ x ‡]	U_{iC4} [10 ⁻¹⁰ x ‡]	U_{nC4} [10 ⁻¹⁰ x ‡]
354	1094,9	1,9000	1,2330	4,2000	7,6500	4,3006	5,0597
48	1094,9	1,9416	1,2330	4,0000	7,8000	4,3006	5,0597
533	1339,2	2,0052	1,3070	3,6889	8,4344	4,8092	5,7537
584	367,0	1,7509	1,0112	3,4285	4,4386	2,7747	2,9779
438	367,8	1,7509	1,0112	3,4285	4,4386	2,7747	2,9779
133	1337,5	2,0052	1,3070	3,6889	8,4344	4,8092	5,7537
558	875,0	1,8781	1,1591	3,5587	6,4365	3,7920	4,3658
523	1392,0	2,2000	1,3809	3,0000	9,4334	5,3178	6,4477
322	663,1	2,0052	1,3070	3,6889	8,4344	4,8092	5,7537
369	600,0	1,8145	1,0851	3,4936	5,4376	3,2834	3,6718
192	1173,3	1,8950	1,2000	3,5439	6,4000	3,2000	4,4000
373	1370,0	2,0052	1,3070	3,6889	8,4344	4,8092	5,7537
144	1337,0	1,9416	1,2330	3,3000	7,4355	4,3006	5,0597
30	863,0	2,0688	1,3809	3,7540	9,4334	5,3178	6,4477
229	1173,2	1,8950	1,2000	3,5439	6,4000	3,2000	4,4000
318	1570,1	2,0688	1,3809	4,0000	9,4334	5,3178	6,4477

$$\# \left[\frac{J}{h.K.m \text{ de permeador}} \right] \quad \ddagger \left[\frac{gmol}{h.Pa.m \text{ de permeador}} \right]$$

Fonte: elaborada pelo autor.

5.4.8 PONTOS OPERACIONAIS NÃO CONVERGIDOS

Dos 84 pontos operacionais simulados, não foi possível obter a convergência para 7, todos pertencentes ao grupo 62-, os quais estão mostrados na Tabela 20. Em todos os casos, não foi possível enquadrar a temperatura da corrente de concentrado e, para o ponto de *id* 18, também não houve enquadramento da temperatura da corrente de alimentação, como mostrado na Tabela 21. Isto mostra a impossibilidade de fechamento do Balanço de Energia para estes pontos operacionais.

Tabela 20 - Pontos operacionais do grupo 62- sem convergência

<i>id 62-</i>	Horas de Operação [h]	Tempo total de simulação [min:s]	<i>id 62-</i>	Horas de Operação [h]	Tempo total de simulação [min:s]
132	42,5	142:58	18	18,0	69:12
317	28,0	113:16	29	17,5	53:27
243	25,0	11:55	241	14,0	15:43
497	22,0	11:49	-	-	-

Fonte: elaborada pelo autor.

Tabela 21 - Desvios de temperatura para os pontos operacionais sem convergência

<i>id 62-</i>	Temperatura Operacional do Concentrado [°C]	Temperatura Simulada do Concentrado [°C]	Mínimo Desvio Obtido [°C]
132	36,9	38,0	1,1
317	37,1	38,4	1,3
243	34,7	36,2	1,5
497	34,9	36,5	1,6
18	34,6	36,5	1,9
29	37,2	38,5	1,3
241	34,7	36,2	1,5
<i>id 62-</i>	Temperatura Operacional da Alimentação [°C]	Temperatura Simulada da Alimentação [°C]	Mínimo Desvio Obtido [°C]
18	43,8	45,0	1,2

Fonte: elaborada pelo autor.

Adicionalmente, foi observada uma característica comum entre estes pontos: todos eles apresentam a diferença de temperatura entre as correntes de alimentação e concentrado maior do que 8,9 °C, conforme Tabela 22. Para os outros 77 pontos operacionais, as diferenças de temperatura são sempre menores que 8,9 °C.

No **APÊNDICE C – Resultados das Simulações dos Pontos Operacionais pelo Modelo PGPC**, são encontrados os resultados de todas as simulações.

Tabela 22 - Diferenças de temperatura entre as correntes de alimentação e concentrado para os pontos operacionais não convergidos

<i>id 62-</i>	Temperatura Operacional da Alimentação [°C]	Temperatura Operacional do Concentrado [°C]	Diferença de Temperatura [°C]
132	45,8	36,9	8,9
317	46,0	37,1	8,9
243	43,8	34,7	9,1
497	43,9	35,0	8,9
18	43,8	34,6	9,2
29	46,1	37,2	8,9
241	43,7	34,7	9,0

Fonte: elaborada pelo autor.

5.4.9 ANÁLISE DOS RESULTADOS

Neste item apresenta-se, para as principais variáveis, análise dos resultados obtidos pela convergência das simulações dos pontos operacionais.

Para as figuras dos itens seguintes, foi adotado o padrão:

- O eixo das abscissas contém os dados de entrada da variável no simulador PGPC, que também são os resultados esperados da simulação para a variável;
- É apresentada a reta “Dados de entrada” para efeito de comparação visual. Esta é a reta $y = x$, isto é, os valores das abscissas e das ordenadas são iguais;
- Quando aplicável, os resultados de simulação são apresentados em função dos dados de entrada para que se tenha uma percepção visual da dispersão dos resultados simulados em relação aos resultados esperados (dados de entrada);
- A reta “Valores Médios” representa os valores médios dos resultados de simulação obtidos;
- As retas de valores médios mais ou menos desvios padrão foram incluídas para que se tenha uma noção numérica e estatística da dispersão dos resultados obtidos em torno da média.

5.4.9.1 Vazões de Concentrado e Permeado

Na Figura 37 estão apresentados os resultados para a vazão de concentrado. Os valores médios dos resultados simulados são praticamente coincidentes com os dados de entrada e, por esta razão, estão representados por marcadores ao invés de uma reta. Adicionalmente, os resultados simulados estão todos a mais ou menos um desvio padrão da média. Estes fatos mostram que o modelo PGPC foi capaz de reproduzir muito bem os valores esperados para a vazão de concentrado.

Figura 37 - Resultados dos pontos operacionais convergidos pelo modelo PGPC para vazão de concentrado

Fonte: elaborada pelo autor.

Os resultados obtidos para a vazão de permeado estão na Figura 38. Para a vazão de permeado, nota-se uma diferença de inclinação entre as retas “Dados de entrada” e “Valores médios”, mas a reta “Dados de entrada” está totalmente contida nos limites de mais ou menos um desvio padrão da média, mostrando que a dispersão dos resultados simulados é relativamente pequena. Apesar de maior variação em relação à média, os resultados para a vazão de permeado também foram bastante bons.

Figura 38 - Resultados dos pontos operacionais convergidos pelo modelo PGPC para vazão de permeado

Fonte: elaborada pelo autor.

5.4.9.2 Frações Molares de CO₂ e Metano no Concentrado

Os resultados obtidos para as frações molares de CO₂ e metano na corrente de concentrado estão apresentados na Figura 39 e na Figura 40, respectivamente. Em termos de composição, estes são os resultados mais importantes pois mostram se o tratamento do gás pelo sistema analisado está, de fato, cumprindo os seus objetivos.

Tanto para as frações molares de CO₂ quanto para as de metano, ocorre diferença de inclinação entre as retas de valores médios e dados de entrada, o que não é um problema pois os dados de entrada estão todos contidos entre mais ou menos um desvio padrão da média dos resultados simulados.

Para a fração molar de CO₂, há um ponto simulado acima de 0,050, valor que é o limite máximo de teor de dióxido de carbono no gás tratado. Este resultado é relativo à convergência do ponto de *id* 133, que apresenta fração molar de CO₂ no concentrado igual a 0,0491. O resultado simulado é igual a 0,0512, dentro da incerteza de mais ou menos 0,40 % molar ou 0,0040. Portanto, o resultado está condizente com os métodos utilizados e pode-se considerar que o valor simulado de

0,0512 é equivalente ao valor medido de 0,0491, atendendo a especificação de qualidade do gás tratado.

Figura 39 - Resultados dos pontos operacionais convergidos pelo modelo PGPC para fração molar de CO_2 no concentrado

Fonte: elaborada pelo autor.

Figura 40 - Resultados dos pontos operacionais convergidos pelo modelo PGPC para fração molar de metano no concentrado

Fonte: elaborada pelo autor.

5.4.9.3 Frações Molares de CO₂ e Metano no Permeado

Considerando-se o CO₂, a dispersão dos resultados simulados em relação à média é menor para o permeado do que para o concentrado, o que pode ser notado comparando-se a Figura 39 com a Figura 41. Entretanto, a média dos resultados para a corrente de permeado está mais distante dos resultados esperados (dados de entrada), sendo necessários dois desvios padrão da média para que a reta dos dados de entrada esteja entre as retas limite. Ainda, a distância entre as retas de desvio padrão para a corrente de concentrado é de aproximadamente 0,007, enquanto para o permeado é de 0,015, mais do que o dobro.

Figura 41 - Resultados dos pontos operacionais convergidos pelo modelo PGPC para fração molar de CO₂ no permeado

Fonte: elaborada pelo autor.

Na Figura 39 observa-se também que os valores médios estão, em sua maioria, abaixo dos valores esperados, o que indica que os parâmetros ajustados levaram a frações molares de CO₂ menores nos resultados simulados do que nos resultados esperados. Na Figura 41 o contrário é observado, ou seja, a maioria dos resultados simulados é maior do que os resultados esperados, confirmando o balanço de massa: o “excesso” de CO₂ retirado do concentrado aparece na corrente de permeado.

Para o metano, a dispersão dos resultados de simulação em relação aos valores médios é maior no permeado do que no concentrado, o que pode ser notado ao se comparar a Figura 40 com a Figura 42. A distância aproximada entre as retas de valores médios mais ou menos um desvio padrão é de 0,009 na corrente de concentrado e de 0,050 na corrente de permeado, mais de cinco vezes superior. Visualmente, também é possível notar que os resultados simulados são mais próximos aos resultados esperados para a corrente de concentrado do que para o permeado.

Figura 42 - Resultados dos pontos operacionais convergidos pelo modelo PGPC para fração molar de metano no permeado

Fonte: elaborada pelo autor.

5.4.9.4 Permeâncias de CO₂ e Metano

As permeâncias ajustadas para CO₂ e metano em função das frações molares destes mesmos componentes na corrente de alimentação estão apresentadas na Figura 43 e na Figura 44.

Os resultados simulados estão conforme o esperado: com o aumento das frações molares, as permeâncias também apresentam tendência de aumento.

Figura 43 - Permeâncias do CO₂ ajustadas nas simulações convergidas de pontos operacionais pelo modelo PGPC em função da fração molar de CO₂ na alimentação

Fonte: elaborada pelo autor.

Figura 44 - Permeâncias do metano ajustadas nas simulações convergidas de pontos operacionais pelo modelo PGPC em função da fração molar de metano na alimentação

Fonte: elaborada pelo autor.

Em relação a outras variáveis analisadas, a dispersão das permeâncias é maior. São necessários dois desvios padrão da média, tanto no caso do CO₂ quanto no do metano, para englobar os resultados de simulação. Notam-se também em cada gráfico, para os dois componentes, dois resultados de simulação além das retas limites.

Quando são considerados três desvios padrão da média, ao invés de dois, apenas um resultado para o CO₂, correspondente ao ponto operacional de *id* 523, ficaria fora dos limites.

Ao plotar-se as permeâncias em função da vazão da corrente de alimentação, para o CO₂ percebe-se tendência de aumento, mostrada na Figura 45, e para o metano nota-se leve tendência de queda, apresentada na Figura 46.

Figura 45 - Permeâncias do CO₂ ajustadas nas simulações convergidas de pontos operacionais pelo modelo PGPC em função da vazão de alimentação

Fonte: elaborada pelo autor.

Figura 46 - Permeâncias do metano ajustadas nas simulações convergidas de pontos operacionais pelo modelo PGPC em função da vazão de alimentação

Fonte: elaborada pelo autor.

Embora estas variações não sejam tão pronunciadas, em torno de 3,9 % para o CO₂ e apenas de 1,0 % para o metano (considerando-se os mínimos e máximos das retas de valores médios), isto indica que a concentração relativa de CO₂ aumenta e a de metano diminui com o aumento da vazão de alimentação do sistema.

A hipótese é confirmada na Figura 47 e na Figura 48, em que são apresentadas, respectivamente, as frações molares de CO₂ e de metano na corrente de alimentação em função da vazão de alimentação.

Para o CO₂ confirma-se a tendência de aumento da fração molar com a vazão. Para o metano observa-se a tendência de diminuição da fração molar com o aumento da vazão. Sendo assim, as tendências das permeâncias na Figura 45 e na Figura 46 são adequadas.

Figura 47 - Variação da fração molar de CO₂ com a vazão de alimentação em simulações convergidas de pontos operacionais pelo modelo PGPC

Fonte: elaborada pelo autor.

Figura 48 - Variação da fração molar de metano com a vazão de alimentação em simulações convergidas de pontos operacionais pelo modelo PGPC

Fonte: elaborada pelo autor.

Adicionalmente, na Figura 47 e na Figura 48 percebe-se que os dados estão concentrados em pelo menos 4 regiões, assinaladas em amarelo na Figura 49 e na Figura 50.

Figura 49 - Variação da fração molar de CO_2 com a vazão de alimentação em simulações convergidas de pontos operacionais pelo modelo PGPC mostrando as regiões de concentração de pontos operacionais

Fonte: elaborada pelo autor.

Figura 50 - Variação da fração molar de metano com a vazão de alimentação mostrando as regiões de concentração de pontos operacionais

Fonte: elaborada pelo autor.

É possível que durante o período de coleta de dados tenham ocorrido situações operacionais mais frequentes, as quais podem representar diferentes configurações de poços de produção ou alinhamentos de sistemas/equipamentos.

Os poços de produção possuem características (vazão, RGO, BS&W, etc.) distintas entre si. Sendo assim, a composição do gás natural produzido muda conforme a abertura de poços diferentes e se há determinados poços produzindo ou não. A configuração de alinhamento e abertura dos poços pode ser alterada dependendo das necessidades de produção (aumentar produção de óleo, diminuir produção de gás ou de água, entre outras) ou até mesmo por questões relacionadas à pressurização e integridade do reservatório.

Em relação a sistemas ou equipamentos alinhados, não é incomum que um trem ou um equipamento tenha eficiência ou desempenho superior a outro. Por exemplo, o leito de desidratação A pode apresentar-se mais eficiente que o leito C, enquanto o compressor de exportação de gás B pode apresentar melhor desempenho que o A.

Sendo assim, é bastante plausível que as regiões de concentração de pontos operacionais apresentadas na Figura 49 e na Figura 50 representem situações operacionais distintas.

5.4.9.5 Temperatura do Concentrado

Os resultados obtidos para a temperatura de concentrado estão apresentados na Figura 51.

Figura 51 - Resultados dos pontos operacionais convergidos pelo modelo PGPC para temperatura do concentrado

Fonte: elaborada pelo autor.

A grande maioria dos resultados de simulação é superior aos resultados esperados. Nota-se também uma pequena diferença de inclinação entre as retas de dados de entrada e de valores médios, mas a diferença entre elas mantém-se em torno de um quarto de desvio padrão da média dos resultados simulados. Portanto, pode-se considerar que os resultados obtidos para esta variável foram muito bons.

5.4.9.6 Coeficiente de Transferência Térmica - k

O Coeficiente de transferência térmica k é apresentado na Figura 52 em função da diferença entre as temperaturas de alimentação e de concentrado.

Figura 52 - Coeficientes de transferência térmica k ajustados nas simulações convergidas de pontos operacionais pelo modelo PGPC em função da diferença de temperatura entre as correntes de alimentação e concentrado

Fonte: elaborada pelo autor.

Apesar de haver dispersão significativa dos dados, existe uma tendência de aumento do coeficiente de transferência térmica com o aumento da diferença de temperatura entre as correntes de alimentação e concentrado, conforme esperado.

Na tentativa de visualizar uma melhor correlação, o coeficiente de transferência térmica foi plotado em função da temperatura de alimentação, como apresentado na Figura 53. Continua sendo possível observar tendência de aumento no coeficiente de condutividade térmica com o aumento da temperatura de alimentação, como esperado.

Mas a dispersão dos dados mostra-se alterada em relação à Figura 52. Os dados estão concentrados em quatro regiões, assinaladas em amarelo e semelhantes às apresentadas na Figura 49 e na Figura 50. Esta é mais um indicação de que durante o período de coleta de dados ocorreram situações operacionais com diferentes configurações de poços de produção ou alinhamentos de equipamentos e sistemas.

Figura 53 - Coeficientes de transferência térmica k ajustados nas simulações convergidas de pontos operacionais pelo modelo PGPC em função da temperatura de alimentação

Fonte: elaborada pelo autor.

5.4.9.7 Comportamento Contraditório e Ocorrência de Mínimos Locais

Observando-se os resultados das simulações dos pontos operacionais, foi identificado comportamento contraditório na convergência de algumas variáveis e a ocorrência de mínimos locais.

Na Figura 54 está o exemplo do ponto de *id* 354. Em todas as tentativas de simulação mostradas no gráfico, a única variável fora dos limites de incerteza era a temperatura de concentrado. A cada simulação, o coeficiente de condutividade térmica k era ajustado na tentativa de se obter uma diferença entre as temperaturas simulada e operacional da corrente de concentrado menor do que $1,0\text{ }^{\circ}\text{C}$.

No exemplo, as temperaturas simuladas são sempre maiores do que a operacional. Sendo assim, era necessário aumentar a troca térmica do sistema para que a temperatura da corrente de concentrado diminuísse. Para obtenção deste efeito, era necessário aumentar o valor de k . Entretanto, nota-se que da simulação 38 para a 39, aumentou-se o k , mas a diferença entre as temperaturas também subiu, ao contrário do esperado.

Figura 54 - Comportamento contraditório nas tentativas de convergência para o ponto de *id* 354

Fonte: elaborada pelo autor.

Nas simulações 40 a 42, diminuindo-se o k , foi obtida a redução das diferenças de temperatura até o valor mínimo encontrado de 1,02 °C. Ou seja, houve a ocorrência de um mínimo local.

Nas simulações de 43 a 45, o comportamento contraditório continuou, com tendência de aumento na diferença de temperaturas. Na simulação 46, novamente apresentou-se comportamento contrário ao esperado: diminuição da diferença de temperatura com a diminuição de k .

A convergência só foi obtida para o ponto de *id* 354 na simulação de número 52, com um k igual a 1094,9 e após ajustes nas permeâncias de CO₂, etano e propano, mesmo com o balanço de massa já convergido desde a simulação 30. Os tempos das simulações 38 a 46 totalizaram 44 min 59 s.

Os desvios e comportamentos descritos neste item também foram observados na tentativa de convergência de outros pontos operacionais.

5.4.9.8 Sensibilidade com Variação de Parâmetros

Nas tentativas de obter convergência, para alguns pontos ocorreu grande variação no resultado das simulações quando pequenas alterações nos parâmetros eram realizadas. A Figura 55 mostra o exemplo do ponto de *id* 318.

Figura 55 - Sensibilidade de k para convergência do ponto de *id* 318

Fonte: elaborada pelo autor.

Nas simulações 7, 8 e 10, nota-se a ocorrência do comportamento contraditório descrito no item **5.4.9.1**. Na simulação 11 ocorreu o efeito esperado: aumento da diferença entre as temperaturas operacional e simulada da corrente de concentrado com a diminuição de k .

Na simulação 12, novamente ocorreu o efeito esperado, ou seja, diminuição da diferença de temperaturas com o aumento de k , atingindo-se o menor desvio entre as temperaturas até então. Avaliando-se o resultado desta simulação, considerou-se que a convergência estava próxima e, então, o problema da sensibilidade mostrou-se bastante intenso no resultado da simulação 13: aumentando o k de 1570,1 para 1570,2, ocorreu aumento desproporcional da diferença de temperaturas de 1,03 para 3,08. O esperado era a diminuição e enquadramento da temperatura simulada da corrente de concentrado na faixa de incerteza. Pode-se considerar também que o valor de 1,03 para a diferença de temperaturas é um mínimo local ocorrido entre os valores de 1567,0 e 1570,2 para k .

Diante do resultado da simulação 13, considerou-se que obter a convergência apenas com ajuste de k não seria possível. Sendo assim, nas simulações 14 e 15 foi adotado 1570,1 para o coeficiente de troca térmica, uma vez que foi o valor que possibilitou obter a menor diferença entre as temperaturas simulada e operacional, e partiu-se, então, para ajustes na permeância do etano. A convergência foi obtida na simulação 15 com tempo total de simulação de 92 min e 4 s para este ponto.

5.4.10 DISCUSSÃO

A expectativa inicial era utilizar os parâmetros determinados para o modelo PGPC no item **5.1.1 PARÂMETROS DETERMINADOS** para convergência de alguns pontos operacionais (pelo menos os de maior concentração de CO₂ na alimentação), o que acabou não se confirmando.

Na Tabela 23 estão mostrados o caso de projeto e os primeiros pontos operacionais simulados. O caso de projeto representa o limite do sistema, ou seja, suas condições máximas de operação. Os pontos operacionais de *id* 229 e 204 são os de maior concentração de CO₂ na alimentação e o de *id* 425 é o ponto operacional mais frequente.

Tabela 23 - Comparação entre a condição de projeto e primeiros pontos operacionais simulados

Ponto Simulado	Corrente de Alimentação				Corrente de Concentrado	
	Vazão	CO ₂	CH ₄	Temperatura	Vazão	Temperatura
	[Nm ³ /d]	[% mol]	[% mol]	[°C]	[Nm ³ /d]	[°C]
Projeto	4,7	20,9	65,4	42,0	3,3	35,0
<i>id</i> 229	4,9	19,0	63,3	43,8	3,5	35,6
<i>id</i> 204	4,9	18,9	63,3	43,8	3,5	35,6
<i>id</i> 425	5,0	18,4	63,6	43,8	3,6	35,6

Fonte: elaborada pelo autor.

Para os pontos operacionais, é possível notar que as vazões de alimentação estão de 4,3 % a 6,4 % acima da vazão de projeto e que as temperaturas de alimentação estão 1,8 °C ou 4,3 % acima da temperatura de projeto. Percebe-se ainda que a

diferença das temperaturas de alimentação e de concentrado para os pontos operacionais é de 8,2 °C, enquanto é igual a 7,0 °C para o caso de projeto. Isto é, a diferença das temperaturas de alimentação e de concentrado para os pontos operacionais é 1,2 °C ou 17,1 % superior à do caso de projeto.

Estes dados demonstram que o sistema industrial tem sido operado em sua capacidade máxima. É possível que o projetista do sistema industrial tenha considerado alguma folga de projeto, mas esta informação não está disponível.

Adicionalmente, as primeiras simulações dos pontos operacionais foram realizadas antes da correção do comprimento de permeação. Isto, juntamente com a operação do sistema em condições acima das de projeto, podem ser consideradas causas prováveis e plausíveis para que a utilização dos parâmetros determinados no item **5.1.1** não tenha sido bem sucedida.

Ainda vale ressaltar que um modelo matemático é desenvolvido considerando-se determinadas condições de contorno. Caso sejam utilizadas situações não compreendidas por tais condições, é bastante provável que o modelo não seja capaz de representar estas situações.

A principal dificuldade encontrada na simulação do ponto operacional de *id* 425 foi não haver uma estimativa inicial dos parâmetros para utilizar o Método 2 (Tentativa e Erro). Antes da correção do comprimento de permeação, nenhuma técnica ou método de estimativa foi utilizado para definição dos parâmetros iniciais. Estes foram simplesmente arbitrados, o que resultou na necessidade de 31 iterações (simulações) até a convergência.

Após a correção do comprimento de permeação, tentou-se estabelecer alguma correlação entre os parâmetros de convergência antes da correção e os possíveis parâmetros após a correção. Não houve sucesso e, uma vez mais, foi necessário arbitrar os parâmetros iniciais. Como resultado, novamente foram necessárias 31 iterações até a obtenção da convergência para o ponto operacional de *id* 425.

O Método 3 (Similaridade) foi proposto como uma tentativa de amenizar a dificuldade em não se ter uma referência inicial, encontrada primeiramente na convergência do ponto de *id* 425, mas não foi efetivo o suficiente para auxiliar na convergência de todos os pontos operacionais. Observando-se a Tabela 14 e a

Tabela 15 percebe-se, pelos tempos de simulação, que uma estimativa inicial de parâmetros bem direcionada é crucial para a obtenção da convergência com poucas iterações.

Após a utilização do Método 3, a convergência ainda não havia sido obtida para 41 (48,8 %) dos 84 pontos operacionais a serem simulados. Então decidiu-se por utilizar um método inspirado em treinamento de redes neurais, o Método 4 - Utilização de Parâmetros Médios. Por este método, a convergência foi obtida para mais 18 pontos.

A tentativa de convergência para os até então 25 pontos operacionais ainda não convergidos foi realizada utilizando-se o Método 2 (Tentativa e Erro), sendo obtidas mais 16 convergências.

A convergência foi obtida para 77 dos 84 pontos operacionais determinados, o que corresponde a 91,7 %. Como apresentado na Tabela 24, o método de convergência mais efetivo foi o de Tentativa e Erro, seguido por Similaridade e Parâmetros Médios.

Tabela 24 - Número de pontos operacionais convergidos por método

Grupo de Pontos Operacionais	Método 1 Parâmetros Determinados	Método 2 Tentativa e Erro	Método 3 Similaridade	Método 4 Parâmetros Médios	Total Por Grupo
22+	0	18	4	0	22
62-	0	16	21	18	55
Total por Método	0	34	25	18	-

Fonte: elaborada pelo autor.

Os 7 pontos para os quais a convergência não foi obtida representam 167 horas de operação, equivalentes a 2,3 % das horas simuladas e 1,8 % do total de horas analisadas.

Todos os 7 pontos operacionais não convergidos apresentaram as diferenças entre as temperaturas das correntes de alimentação e concentrado maiores do que 8,9 °C. Aparentemente isto representa uma limitação do Modelo PGPC, a qual merece ser

melhor investigada. Estes 7 pontos também exigiram maiores tempos de simulação e esforço computacional na tentativa de fechamento do balanço de energia. O balanço de massa foi convergido em todos os casos.

Diante destas observações, uma hipótese inicial a ser analisada é a existência de algum limitador de número de iterações para tentativa de convergência. Outra sugestão seria tentar modificar as incertezas de convergência consideradas no programa e avaliar se a convergência para estes 7 pontos consegue ser atingida.

Há ainda a possibilidade da planta industrial possuir folgas de projeto que compensam deficiências de sistemas a montante das membranas de separação de CO_2 e que não estão consideradas no Modelo PGPC. Consequentemente, o simulador não consegue reproduzir tais compensações e não consegue convergir nas 7 condições operacionais referidas.

Os resultados de simulação obtidos para as vazões de concentrado e permeado e frações molares de CO_2 e metano nestas correntes mostram que o modelo PGPC é capaz de reproduzir bastante bem o balanço de massa do sistema industrial analisado, tanto em termos de vazões quanto de composições.

Ao se considerar os valores médios de simulação das frações molares de CO_2 e metano nas correntes de concentrado e permeado, percebe-se que os resultados para a corrente de permeado não são tão bons quanto os obtidos para a corrente de concentrado. Mas, como informado no item 4.3.6, a convergência desta última foi priorizada e, sendo assim, resultados melhores para o concentrado já eram esperados. Como as incertezas do concentrado são compensadas no permeado, um refinamento dos resultados simulados para a corrente de concentrado também ocasionará a diminuição dos erros para a corrente de permeado.

O comportamento das permeâncias de CO_2 e metano ajustadas para obter a convergência dos pontos operacionais é coerente com a variação da concentração destes componentes na alimentação do sistema. Para o dióxido de carbono, houve aumento das frações molares com o aumento da vazão e a permeância para o CO_2 também apresentou tendência de aumento. No caso do metano, com o aumento da vazão de alimentação, foram observadas leves tendências de queda tanto para a fração molar quanto para a permeância. Estes resultados são bastante significativos, uma vez que confirmam a variação da permeância dos componentes com alteração

de vazão e concentração de CO₂ e metano na alimentação do sistema e indicam que adotar permeâncias fixas para cada componente não é adequado.

A concentração das permeâncias em determinadas regiões mostra que, durante o período de coleta de dados, aconteceram situações operacionais mais frequentes, as quais representam, provavelmente, alternância nos alinhamentos de sistemas ou equipamentos da planta de processamento e variação em alinhamentos e aberturas dos poços de produção.

Os resultados de simulação obtidos para a temperatura da corrente de concentrado foram bastante bons. Porém, a grande maioria dos resultados simulados está acima dos resultados esperados, fato que pode ser indicação de uma dificuldade do modelo em fechar o balanço de energia e que merece ser estudada mais detalhadamente.

A tendência do comportamento dos coeficientes de transferência térmica ajustados para a convergência dos pontos operacionais apresentou-se conforme o esperado: com o aumento da temperatura da corrente de alimentação e da diferença de temperatura entre as correntes de alimentação e concentrado, houve tendência de aumento do coeficiente de transferência térmica. Ou seja, com o aumento da necessidade de transferência de energia, foi necessário aumentar o k para possibilitar o fechamento do balanço de energia.

Foram observadas a ocorrência de mínimos locais e elevada sensibilidade à alteração de alguns parâmetros de entrada, relatadas respectivamente nos itens **5.4.9.7** e **5.4.9.8**. Estes dois problemas numéricos dificultam a busca da convergência dos pontos operacionais, ainda mais porque, apesar de terem sido apresentados quatro métodos diferentes para tentativa de convergência, o método que se mostrou mais efetivo foi o **Método 2 - Tentativa e Erro**.

A ocorrência de mínimos locais ou a sensibilidade à alteração de parâmetros ocasionam um desvio no comportamento esperado, podendo induzir a uma falsa percepção de que o ponto de convergência está se distanciando quando, na verdade, ocorreu apenas um problema numérico localizado. Estes problemas também podem levar a uma convergência numérica que pode não representar o fenômeno real.

A sensibilidade reforça a necessidade de um método para determinação das estimativas iniciais das permeâncias e do coeficiente de transferência térmica quando não há nenhuma referência disponível. Sendo assim, a avaliação de métodos numéricos de estimativas iniciais para os parâmetros é recomendada.

6 CONCLUSÕES

Sobre a avaliação da aderência teórica dos modelos, conforme resultados obtidos e argumentação exposta nos itens de Discussão **5.1.8** e **5.2.8**, o modelo MPExt2015 não considera os efeitos da variação da temperatura da corrente de alimentação na seletividade e permeabilidade das membranas. Em consequência, a permeância dos componentes não se altera e a composição das correntes de concentrado e permeado mantêm-se constantes e independentes da temperatura da corrente de alimentação, situação não condizente com a realidade. Portanto, o modelo MPExt2015 necessita ser incrementado.

Também em decorrência dos resultados obtidos na avaliação da aderência teórica dos modelos, a comparação entre saídas de modelo e resultados obtidos em planta industrial, ou seja, a avaliação da aderência dos modelos à realidade operacional, foi realizada apenas para o modelo PGPC.

Para tal, o ponto de partida foi a obtenção de 991.206 dados reais de operação, registrados em uma planilha de 53 colunas e 18.702 linhas. A etapa de limpeza de dados eliminou 107.325 dados, correspondentes a 1.012,5 horas de operação ou 10,8 % do total de horas considerado. Após o agrupamento de dados, foram determinados 84 pontos operacionais a serem simulados, os quais representam 7.281 horas de operação, 77,8 % das 9.350,5 horas analisadas.

A convergência foi obtida para 77 dos 84 pontos operacionais determinados, o que corresponde a 91,7 %. A análise dos resultados de simulação mostrou que o comportamento das variáveis está coerente e os resultados simulados estão bastante próximos dos resultados esperados. Sendo assim, é possível afirmar que o modelo PGPC é capaz de reproduzir as condições operacionais da unidade industrial considerada.

Os 7 pontos para os quais a convergência não foi obtida representam 167 horas de operação, equivalentes a 2,3 % das horas simuladas e 1,8 % do total de horas analisadas. Todos estes pontos apresentaram valores da diferença entre as temperaturas das correntes de alimentação e concentrado maiores do que 8,9 °C, o

que aparenta ser uma limitação do modelo PGPC em termos de capacidade de fechamento de balanço de energia.

Os principais parâmetros do modelo PGPC são linearizados, ou seja, o coeficiente de troca térmica da membrana k e as permeâncias dos componentes $U(i)$ são definidos por metro de permeador ao invés de por m^2 de área superficial da membrana. Após corrigir o comprimento do permeador pela relação entre as áreas do sistema considerado neste estudo e do sistema representado por Crivellari (2016), houve melhora de desempenho, notada pela diminuição dos tempos de simulação e do esforço computacional necessário à execução do programa.

Os resultados obtidos para o modelo PGPC demonstram a variação da permeância com a alteração das vazões e concentrações de dióxido de carbono e metano na corrente de alimentação, mostrando que considerar permeâncias fixas para os componentes do sistema não é adequado. Adicionalmente, foram obtidos resultados melhores para a corrente de concentrado (a qual teve a convergência priorizada) do que para a corrente de permeado. A normalização das composições de entrada contribui para tal, mas o ajuste das permeâncias é fator muito relevante e que não deve ser desprezado em análises de comportamento e tendências do modelo.

Durante as sucessivas simulações utilizando-se o modelo PGPC, foram observadas ocorrências de mínimos locais e elevada sensibilidade à alteração de alguns dados de entrada. Estes problemas numéricos dificultam a busca da convergência, ainda mais quando a Tentativa e Erro é o método de convergência mais efetivo.

Ainda, o programa realiza uma iteração de cada vez. Após entrar com os dados e rodar a simulação, a saída é analisada e comparada com os dados desejados pelo usuário e, caso a resposta buscada não tenha sido atingida, os dados de entrada têm que ser modificados, inseridos no programa e a simulação rodada de novo manualmente. Este processo deve ser repetido até que a convergência seja obtida, podendo ser bastante demorado e sendo mais um dificultador da obtenção da convergência.

Diante do aprendizado gerado por este estudo, sugere-se para trabalhos futuros:

- a. Buscando aprimoramento do modelo MPExt2015, pode-se avaliar a implementação de:

- a.1. Correlação análoga à equação de Arrhenius para definir a dependência das permeâncias de cada componente com a temperatura, de maneira semelhante ao implementado no modelo PGPC;
 - a.2. Correlações que considerem variações nas permeâncias dos componentes em função de alterações de concentração e vazão na corrente de alimentação.
- b. Para o simulador do modelo PGPC:
- b.1. Estabelecer a área superficial de permeação como um dado de entrada e implementar no programa método de linearização dos parâmetros do sistema a ser estudado em relação aos parâmetros do permeador definido por Crivellari (2016);
 - b.2. Investigar os motivos pelos quais o programa não consegue convergir o balanço de energia quando a diferença de temperatura entre as correntes de alimentação e concentrado é superior a 8,9 °C e, se aplicável, implementar modificações no programa para eliminar esta limitação;
 - b.3. Avaliar e implementar outros métodos de cálculo e de convergência numérica que diminuam tanto a ocorrência de mínimos locais quanto a elevada sensibilidade a ajustes de alguns dados de entrada, seria uma contribuição importante;
 - b.4. Em virtude das dificuldades de obtenção da convergência de um ponto operacional quando não há nenhuma referência disponível ou nenhum ponto similar convergido, estabelecer ao menos um método para definição de estimativa inicial dos parâmetros (permeâncias dos componentes e coeficiente de transferência térmica) traria mais agilidade ao processo de obtenção da convergência;
 - b.5. Automatizar a realização de diversas iterações, variando-se os dados de entrada automaticamente entre limites definidos pelo usuário, tornaria a utilização do Modelo PGPC mais prática, rápida e efetiva;
 - b.6. Ao estabelecer método para estimativa de parâmetros e automatizar a realização de diversas iterações, não adotar a premissa de permeâncias fixas para as espécies, ou seja, considerar variações nas permeâncias dos

componentes em função de alterações de concentração e vazão na corrente de alimentação.

- b.7. Implementar no simulador a possibilidade de utilização de mais componentes, tais como água e hidrocarbonetos pentanos até decano, além de CO₂, metano, etano, propano, iso-butano e n-butano, deixaria o programa mais robusto;
- b.8. Implementar a avaliação da ocorrência de condensação de fluidos durante o processo de separação poderia trazer ganhos relativos a análise de desempenho e otimização do processo.
- b.9. Integrar o simulador ou transformá-lo em uma extensão para simulador de processo comercial, de maneira semelhante ao MPExt2015, tornaria a sua utilização mais ampla e poderia acelerar o seu desenvolvimento por meio da implantação de novos recursos e de melhorias;
- c. Utilizando os métodos propostos neste trabalho, comparar períodos de operação com membranas de CO₂ recém-instaladas e períodos de operação próximos à substituição das membranas, avaliando os efeitos provocados pelo desgaste das membranas durante a campanha operacional;
- d. Utilizar e avaliar o desempenho dos modelos para sistemas de separação de CO₂ de gás natural por membranas com mais de um estágio;
- e. Estudar a influência da perda de carga nos fenômenos envolvidos na separação de CO₂ de gás natural por membranas e incrementar os modelos, caso sejam constatados efeitos significativos.

REFERÊNCIAS²

ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. **Boletim da Produção de Petróleo e Gás Natural - Circulação Externa**. 111. ed. Rio de Janeiro: Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural, e Biocombustíveis, 2019.

ANP – Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. **Produção de petróleo e gás no Brasil ultrapassa 4 milhões de boe/d pela primeira vez**. 2020. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/noticias/5628-producao-de-petroleo-e-gas-no-brasil-ultrapassa-4-milhoes-de-boe-d-pela-primeira-vez>>. Acesso em: 11 mar. 2020.

ANP – Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. **Produção de petróleo no pré-sal ultrapassa pela primeira vez a do pós-sal**. 2017. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/noticias/anp-e-p/3912-producao-pre-sal-31jul2017>>. Acesso em: 23 jan. 2020.

ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. Resolução ANP nº 16, de 17 de junho de 2008. **Regulamento Técnico ANP Nº 2/2008**. Diário Oficial da União, BRASÍLIA, 18 jun. 2008. Disponível em: <<http://legislacao.anp.gov.br/?path=legislacao-anp/resol-anp/2008/junho&item=ranp-16-2008&export=pdf>>. Acesso em: 18 out. 2017.

ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis; INMETRO - Instituto Nacional de Metrologia, Qualidade e Tecnologia. Resolução Conjunta ANP/INMETRO nº 1, de 10 de junho de 2013. **Regulamento Técnico de Medição de Petróleo e Gás Natural**. Diário Oficial da União, BRASÍLIA, 12 jun. 2013. Disponível em: <<http://www.inmetro.gov.br/legislacao/rtac/pdf/RTAC001995.pdf>>. Acesso em: 09 abr. 2019.

ARAÚJO, Ofélia de Queiroz Fernandes et al. Comparative analysis of separation technologies for processing carbon dioxide rich natural gas in ultra-deepwater oil fields. **Journal of Cleaner Production**, [s.l.], 155, Part 1, p. 12-22. 01 jul. 2017.

AVILO (Holanda). Avilo Stikstof En Persluchtsystemen B.V.. **Nitrogen Membrane Technology**. Disponível em: <<http://www.avilo.nl/aviloindustry/n2-membrane>>. Acesso em: 6 abr. 2018.

BAKER, Richard W. **Membrane Technology and Applications**. 2. ed. Chichester, West Sussex, England: John Wiley & Sons, Ltd, 2004.

² De acordo com a Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT NBR 6023:2018)

BAKER, Richard W.; LOKHANDWALA, Kaaeid. Natural Gas Processing with Membranes: An Overview. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, [s.l.], v. 47, n. 7, p.2109-2121, abr. 2008. American Chemical Society (ACS). <http://dx.doi.org/10.1021/ie071083w>.

BERGEL, Marco; TIerno, Ignacio. SWEETENING TECHNOLOGIES – A LOOK AT THE WHOLE PICTURE. In: WORLD GAS CONFERENCE, 24., 2009, Buenos Aires. **WGC2009 Proceedings**. Red Hook: Curran Associates, Inc., 2010. v. 6, p. 2215 - 2231.

BERNARDO, P.; DRIOLI, E.; GOLEMME, G.. Membrane Gas Separation: A Review/State of the Art. **Industrial & Engineering Chemistry Research**. [s.l.], 48 (10) p. 4638-4663. 22 abr. 2009.

BHIDE, B. D.; STERN, S. A.. Membrane processes for the removal of acid gases from natural gas.: I. Process configurations and optimization of operating conditions. **Journal of Membrane Science**, [s.l.], p. 209-237. jun 1993.

BHIDE, B. D.; VOSKERICYAN, A.; STEM, A. S. Hybrid processes for the removal of acid gases from natural gas. **Journal of Membrane Science**, [s.l.], 140, p. 27-49. 1998.

BRASIL. Lei nº 12351, de 22 de dezembro de 2010. Dispõe sobre a exploração e a produção de petróleo, de gás natural e de outros hidrocarbonetos fluidos, sob o regime de partilha de produção, em áreas do pré-sal e em áreas estratégicas; cria o Fundo Social - FS e dispõe sobre sua estrutura e fontes de recursos; altera dispositivos da Lei no 9.478, de 6 de agosto de 1997; e dá outras providências. **Diário Oficial da União**. Brasília, 23 dez. 2010.

COMYNS, Alan E. **Encyclopedic Dictionary of Named Processes in Chemical Technology**. 4. ed. Boca Raton, Fl, EUA: CRC Press, Taylor & Francis Group, 2014.

CRIVELLARI, Gabriel Pereira. **Modelagem matemática e simulação de um permeador de gases para separação de CO₂ de gás natural**. 2016. 177 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Departamento de Engenharia Química, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2016.

DATTA, A.K.; SEN, P. K. Optimization of membrane unit for removing carbon dioxide from natural gas. **Journal of Membrane Science**, [s.l.], 300, p. 291-300. 2006.

DORTMUNDT, D., DOSHI, K. **Recent Development in CO₂ Removal Membrane Technology**, UOP LLC, 1999. Disponível em: <<http://www.membrane-guide.com/download/CO2-removal-membranes.pdf>>. Acesso em: 14/05/2018.

EBERT, K. et al. Influence of inorganic fillers on the compaction behaviour of porous polymer based membranes. **Journal of Membrane Science**, [s.l.], v. 233, n. 1-2, p.71-78, abr. 2004. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.memsci.2003.12.012>.

FORMIGLI FILHO, José Miranda; PINTO, Antônio Carlos Capeleiro; ALMEIDA, Alberto Sampaio de. Santos Basin's Reservoir Development - The Way Ahead. In: **OFFSHORE TECHNOLOGY CONFERENCE**, 2009, Houston, Texas, EUA. OTC 19953. Offshore Technology Conference, 2009.

GEORGE, Gigi et al. Polymer membranes for acid gas removal from natural gas. **Separation and Purification Technology**, [s.l.], p. 333-356. jan. 2016.

GONG, Heqing; LEE, Siew Siang; BAE, Tae-Hyun. Mixed-matrix membranes containing inorganically surface-modified 5^a zeolite for enhanced CO₂/CH₄ separation. **Microporous and Mesoporous Materials**, [s.l.], p. 82-89. 1 jan. 2017.

HARKIN, Trent; HOADLEY, Andrew; HOOPER, Barry. Reducing the energy penalty of CO₂ capture and compression using pinch analysis. **Journal of Cleaner Production**, [s.l.], p. 857-866. 2010.

IGS (Itália). Innovative Gas Systems. **GENERON™ Hollow Fiber**. Disponível em: <http://www.igs-italia.com/engineering_membrane.html>. Acesso em: 6 abr. 2018.

IMMERGUT, Edmund H.; MARK, Herman F.. Chapter 1: Principles of Plasticization. In: NORBERT A. J. PLATZER (Ed.). Plasticization and Plasticizer Processes. [s.l.]: **American Chemical Society**, 1965. p. 1-26. (Advances in Chemistry, Vol. 48).

IVANOV, Yuriy et al. Extraction of carbon dioxide from gas mixtures with amines absorbing process. In: INTERNATIONAL SCIENTIFIC CONFERENCE "ENVIRONMENTAL AND CLIMATE TECHNOLOGIES", CONECT 2017., 2017, Riga, Latvia. **Energy Procedia**. [s.l.]: Elsevier B.V., 2017. v. 128, p. 240 - 247.

JARIWALA, Ankur (EUA). Cameron. Know Your Stuff. **Hydrocarbon Engineering**, UK, v. 8, n. 20, p.39-42, ago. 2015. 2015a.

JARIWALA, Ankur (Org.). Wanted: Efficient Gas Treatment System To Fit Tight FPSO Footprint. **E&P Magazine**, Houston, Texas, EUA, set. 2015. 2015b. Disponível em: <<https://www.epmag.com/wanted-efficient-gas-treatment-system-fit-tight-fpso-footprint-816471#p=1>>. Acesso em: 5 abr. 2018.

JIE, Gao et al. Experimental Study of the Absorption and Regeneration Performance of Several Candidate Solvents for Post-Combustion CO₂ Capture. **China Petroleum Processing & Petrochemical Technology**, vol. 19, n° 4, p. 55-64. 30 dez. 2017.

LADEWIG, Bradley; AL-SHAELI, Muayad Nadhim Zemam. Chapter 2: Fundamentals of Membrane Processes. In: LADEWIG, Bradley; AL-SHAELI, Muayad Nadhim Zemam. **Fundamentals of Membrane Bioreactors: Materials, Systems and Membrane Fouling**. [s.l.]: Springer, Singapore, 2017. p. 13-37. (Springer Transactions in Civil and Environmental Engineering).

LUNA, Denise; KHALIP, Andrei. **Petrobras descobre reserva gigante de petróleo; ações disparam**. 2007. Disponível em: <<https://br.reuters.com/article/topNews/idBRN0820855620071108>>. Acesso em: 2 out. 2017.

KARDEC, Allan. **O Livro dos Espíritos**: princípios da doutrina espírita sobre a imortalidade da alma, a natureza dos Espíritos e suas relações com os homens, as leis morais, a vida presente, a vida futura e o porvir da Humanidade - segundo os ensinamentos dados por Espíritos Superiores com o concurso de diversos médiuns - recebidos e coordenados por Allan Kardec; [tradução de guillon ribeiro]. 89. ed. Rio de Janeiro: Federação Espírita Brasileira, 2007. 608 p. Tradução de: Le livre des esprits.

MADDOX, Robert N.; SHEERAR, Leonard F.; MORGAN, John. **Gas Conditioning and Processing**: Volume 4: Gas Treating and Sulfur Recovery. 4. ed. Norman, Oklahoma, EUA: Campbell Petroleum Series, 2006.

ORGANISATION INTERNATIONALE DE MÉTROLOGIE LÉGALE. **OIML R 140**: Measuring systems for gaseous fuel. 2007 (E) ed. Paris: OIML, 2007. Disponível em: <https://www.oiml.org/en/files/pdf_r/r140-e07.pdf>. Acesso em: 09 abr. 2019.

PETERS, Lars et al. CO₂ removal from natural gas by employing amine absorption and membrane technology - A technical and economical analysis. **Chemical Engineering Journal**, 172, p. 952-960. 2011.

PETROBRAS – Petróleo Brasileiro S.A.. **Petrobras descobre maior área petrolífera do país**. 2007. Disponível em: <http://www.agenciapetrobras.com.br/Materia/ExibirMateria?p_materia=4047>. Acesso em: 02 out. 2017.

PETROBRAS - Petróleo Brasileiro S.A.. **Pré-Sal**. Disponível em: <<http://www.petrobras.com.br/pt/nossas-atividades/areas-de-atuacao/exploracao-e-producao-de-petroleo-e-gas/pre-sal/>>. Acesso em: 02 out. 2017.

PINTO, Diego di Domenico; ARAÚJO, Ofélia de Queiroz Fernandes; MEDEIROS, José Luiz de. **Curso de Membranas**: Módulo 1: Conceitos Básicos. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ/H2CIN, 2009. Disponível em: <<http://www.h2cin.org.br/download/?h2cin-apostila-de-membranas.pdf>>. Acesso em: 24 abr. 2018.

PPSA - PRÉ-SAL PETRÓLEO S.A.. **O pré-sal - Características**. Disponível em: <<http://www.presalpetroleo.gov.br/ppsa/o-pre-sal/caracteristicas>>. Acesso em: 02 out. 2017.

PURKAIT, Mihir Kumar; SINGH, Randeep. Chapter 1: Introduction to Membranes. In: PURKAIT, Mihir Kumar; SINGH, Randeep. **Membrane Technology in Separation Science**. Boca Raton, Fl: CRC Press, 2018. p. 1-44.

RACKLEY, Stephen A. 6 - Absorption capture systems. In: **Carbon Capture and Storage**. 2. ed. Boston: Butterworth-Heinemann, 2017. Cap. 6. p. 115-149.

SAFARI, Mohammadhosein; GHANIZADEH, Amin; MONTAZER-RAHMATI, Mohammad Mehdi. Optimization of membrane-based CO₂-removal from natural gas using simple models considering both pressure and temperature effects. **International Journal Of Greenhouse Gas Control**. [s.l.], p. 3-10. jan. 2009.

SANDERS, David F. et al. Energy-efficient polymeric gas separation membranes for a sustainable future: A review. **Polymer**, [s.l.], v. 54, n. 18, p.4729-4761, ago. 2013. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.polymer.2013.05.075>.

SARTORI, G. et al. Sterically-hindered Amines for Acid Gas Absorption. In: PAUL, Jan; PRADIER, Claire-Marie (Ed.). **Carbon Dioxide Chemistry**: Environmental Issues. Hemavan, Suécia: Woodhead Publishing, 1994. p. 205-221. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B9781855737990500297>>. Acesso em: 10 out. 2019.

SCHOLES, Colin A.; STEVENS, Geoff W.; KENTISH, Sandra E.. Membrane gas separation applications in natural gas processing. **Fuel**. Amsterdam, The Netherlands, p. 15-28. jun. 2012.

UC Berkeley (CA, EUA). University of California, Berkeley (Ed.). **Berkeley Lectures on Energy: Carbon Capture and Sequestration**: Flexible MOFs in Polymer Membrane Support. Disponível em: <<http://www.cchem.berkeley.edu/molsim/teaching/spring2013/CCS/Group8/membrane.html>>. Acesso em: 5 abr. 2018.

UOP LLC (Des Plaines, IL, EUA). **UOP SEPAREX™ Membrane Elements**: High-performance gas separation for resource monetization. 2013. Disponível em: <<https://www.uop.com/processing-solutions/gas-processing/technologies/acid-gas-removal/?document=uop-separex-membrane-elements-datasheet&download=1>>. Acesso em: 5 abr. 2018.

WIND, John D. et al. The Effects of Crosslinking Chemistry on CO₂ Plasticization of Polyimide Gas Separation Membranes. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, [s.l.], v. 41, n. 24, p.6139-6148, nov. 2002. American Chemical Society (ACS). <http://dx.doi.org/10.1021/ie0204639>.

YASIN PAJOOH (Irã). Yasin Pajoo Co. **Membrane Autopsy**. Disponível em: <<http://www.yasinpajoo.com/pages/view/pageid/99/lang/en>>. Acesso em: 6 abr. 2018.

ZHANG, Liling et al. Mechanistic understanding of CO₂-induced plasticization of a polyimide membrane: A combination of experiment and simulation study. **Polymer**, [s.l.], v. 51, n. 19, p.4439-4447, set. 2010. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.polymer.2010.07.032>.

ZHANG, Yuan et al. Current status and development of membranes for CO₂/CH₄ separation: A review. **International Journal Of Greenhouse Gas Control**, [s.l.], v. 12, p.84-107, jan. 2013. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijggc.2012.10.009>.

ANEXOS

ANEXO A – Parâmetros utilizados na Equação de Estado de Peng-Robinson

Tabela 25 - Parâmetros utilizados na Equação de Estado de Peng-Robinson

	Pressão Crítica [Pa]	Fator Acêntrico	Massa Molar [g/gmol]	Temperatura Crítica [K]	Energia de Formação [kJ/kmol]
N ₂	3394370,12	0,04000	28,013	126,194	0,0
CO ₂	7370000,00	0,23900	44,010	304,100	-393790,0
Metano	4640680,18	0,01150	16,043	190,699	-74900,0
Etano	4883850,10	0,09860	30,070	305,428	-84738,0
Propano	4256660,16	0,15240	44,097	369,898	-103890,0
iso-Butano	3647620,12	0,18479	58,124	408,096	-134590,0
n-Butano	3796620,12	0,20100	58,124	425,199	-126190,0
iso-Pentano	3333590,09	0,22224	72,151	460,398	-154590,0
n-Pentano	3375120,12	0,25389	72,151	469,600	-146490,0
Hexano	3031620,12	0,30070	86,178	507,898	-167290,0
Heptano	2736780,03	0,34979	100,205	540,158	-187890,0
Octano	2496620,12	0,40180	114,232	568,598	-208590,0
Nonano	2300070,07	0,44549	128,259	594,598	-229190,0
H ₂ S	9007790,04	0,08100	34,076	373,600	-20179,0
Argônio	4864000,00	-0,00400	39,950	150,600	0,0
H ₂	1316000,00	-0,12009	2,016	33,300	0,0
O ₂	5080020,02	0,01900	32,000	154,770	0,0
He	226968,00	-0,39000	4,003	5,190	0,0
H ₂ O	22120000,00	0,34400	18,015	647,299	-241814,0
Eteno	5031790,04	0,08500	28,054	282,359	52329,8

Fonte: Tabela 44 de Crivellari (2016), reproduzida mediante autorização (informação pessoal).³

³ Autorização do autor recebida por fausto.moretti@gmail.com em 19 de abr. de 2020.

ANEXO B – Parâmetros de interação binários entre componentes usados na Equação de Estado de Peng-Robinson

Tabela 26 - Parâmetros de interação binários entre componentes usados na Equação de Estado de Peng-Robinson (parte 1 de 3)

	N ₂	CO ₂	Metano	Etano	Propano [x 10 ⁻⁴]	Iso-butano [x 10 ⁻⁵]	n-Butano [x 10 ⁻⁵]
N ₂	0,0000	-0,0200	0,03600	0,05000	800,00	9500,00	9000,00
CO ₂	-0,0200	0,0000	0,10000	0,12300	1350,00	13000,00	13000,00
Metano	0,0360	0,1000	0,00000	0,00224	68,30	1310,00	1230,00
Etano	0,0500	0,1300	0,00224	0,00000	12,60	457,00	410,00
Propano	0,0800	0,1350	0,00683	0,00126	0,00	104,00	81,90
iso-Butano	0,0950	0,1300	0,01310	0,00457	10,40	0,00	1,33
n-Butano	0,0900	0,1298	0,01230	0,00410	8,19	1,33	0,00
iso-Pentano	0,0950	0,1250	0,01760	0,00741	25,80	34,60	49,50
n-Pentano	0,1000	0,1250	0,01790	0,00761	27,00	39,00	54,70
Hexano	0,1490	0,1250	0,02350	0,01140	51,40	157,00	187,00
Heptano	0,1440	0,1200	0,02890	0,01530	78,90	322,00	365,00
Octano	0,1000	0,1150	0,03420	0,01930	109,00	521,00	575,00
Nonano	0,1000	0,1010	0,03890	0,02300	137,00	726,00	788,00
H ₂ S	0,1680	0,1000	0,08500	0,08400	750,00	5000,00	6000,00
Argônio	0,0000	0,0000	0,02300	0,00000	0,00	0,00	0,00
H ₂	-0,0360	0,1200	0,20200	0,22300	2140,00	20400,00	19400,00
O ₂	-0,0120	0,0975	0,00000	0,00000	0,00	0,00	0,00
He	0,0685	0,7970	0,76500	1,12000	10600,00	0,00	0,00
H ₂ O	-0,3160	0,0445	0,50000	0,50000	5000,00	50000,00	50000,00
Eteno	0,0722	0,0662	0,02150	0,01230	26,70	702,00	9400,00

Fonte: Tabela 45 de Crivellari (2016), reproduzida mediante autorização (informação pessoal).⁴

⁴ Autorização do autor recebida por fausto.moretti@gmail.com em 19 de abr. de 2020.

Tabela 27 - Parâmetros de interação binários entre componentes usados na Equação de Estado de Peng-Robinson (parte 2 de 3)

	Iso-Pentano [x 10 ⁻⁶]	n-Pentano [x 10 ⁻⁶]	Hexano	Heptano	Octano	Nonano	H ₂ S
N ₂	95000,00	100000,00	0,149000	0,144000	0,100000	0,100000	0,1680
CO ₂	125000,00	125000,00	0,125000	0,112000	0,115000	0,101000	0,1000
Metano	17600,00	17900,00	0,023500	0,028900	0,034200	0,038900	0,0850
Etano	7410,00	7610,00	0,011400	0,015300	0,019300	0,023000	0,0840
Propano	2580,00	2700,00	0,005140	0,007890	0,010900	0,013700	0,0750
iso-Butano	346,00	390,00	0,001570	0,003220	0,005210	0,007260	0,0500
n-Butano	495,00	547,00	0,001870	0,003650	0,005750	0,007880	0,0600
iso-Pentano	0,00	1,31	0,000440	0,001460	0,002880	0,004450	0,0600
n-Pentano	1,31	0,00	0,000393	0,001370	0,002760	0,004300	0,0650
Hexano	440,00	393,00	0,000000	0,000297	0,001070	0,002100	0,0600
Heptano	1460,00	1370,00	0,000297	0,000000	0,000241	0,000818	0,0600
Octano	2880,00	2760,00	0,001070	0,000241	0,000000	0,000171	0,0550
Nonano	4450,00	4230,00	0,002100	0,000818	0,000171	0,000000	0,0500
H ₂ S	60000,00	65000,00	0,060000	0,060000	0,055000	0,050000	0,0000
Argônio	0,00	0,00	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,0000
H ₂	292000,00	292000,00	0,292000	-0,117000	0,292000	0,292000	0,7500
O ₂	0,00	0,00	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,0000
He	0,00	0,00	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,0000
H ₂ O	500000,00	480000,00	0,500000	0,500000	0,500000	0,500000	0,0819
Eteno	10400,00	10700,00	0,015100	0,017000	0,024000	0,028000	0,0500

Fonte: Tabela 46 de Crivellari (2016), reproduzida mediante autorização (informação pessoal).⁵

⁵ Autorização do autor recebida por fausto.moretti@gmail.com em 19 de abr. de 2020.

Tabela 28 - Parâmetros de interação binários entre componentes usados na Equação de Estado de Peng-Robinson (parte 3 de 3)

	Argônio	H₂	O₂	Hélio	H₂O	Eteno
N ₂	0,0000	-0,03600	-0,0120	0,0685	-0,3160	0,07220
CO ₂	0,0000	0,12000	0,0975	0,7970	0,0445	0,06620
Metano	0,0230	0,20200	0,0000	0,7650	0,5000	0,02150
Etano	0,0000	0,22300	0,0000	1,1200	0,5000	0,01230
Propano	0,0000	0,21400	0,0000	1,0600	0,5000	0,00267
iso-Butano	0,0000	0,20400	0,0000	0,0000	0,5000	0,00702
n-Butano	0,0000	0,19400	0,0000	0,0000	0,5000	0,09400
iso-Pentano	0,0000	0,29200	0,0000	0,0000	0,5000	0,01040
n-Pentano	0,0000	0,29200	0,0000	0,0000	0,4800	0,01070
Hexano	0,0000	0,29200	0,0000	0,0000	0,5000	0,01510
Heptano	0,0000	-0,11700	0,0000	0,0000	0,5000	0,01700
Octano	0,0000	0,29200	0,0000	0,0000	0,5000	0,02400
Nonano	0,0000	0,29200	0,0000	0,0000	0,5000	0,02800
H ₂ S	0,0000	0,75000	0,0000	0,0000	0,0819	0,05000
Argônio	0,0000	0,00000	0,0104	0,0000	0,5000	0,00000
H ₂	0,0000	0,00000	0,0000	0,4060	-0,3000	0,00740
O ₂	0,0104	0,00000	0,0000	0,0000	0,0000	0,00000
He	0,0000	0,40600	0,0000	0,0000	0,0000	0,00000
H ₂ O	0,5000	-0,30000	0,0000	0,0000	0,0000	0,50000
Eteno	0,0000	0,00740	0,0000	0,0000	0,5000	0,00000

Fonte: Tabela 47 de Crivellari (2016), reproduzida mediante autorização (informação pessoal).⁶

⁶ Autorização do autor recebida por fausto.moretti@gmail.com em 19 de abr. de 2020.

ANEXO C – Parâmetros da Equação de Shomate

Tabela 29 - Parâmetros da equação de Shomate para cálculo da capacidade calorífica a pressão constante na condição de gás ideal de cada componente

Componente	A $\left[\frac{J}{\text{gmol} \cdot K}\right]$	B $\left[\frac{J}{\text{gmol} \cdot K^2}\right]$	C $\left[\frac{J}{\text{gmol} \cdot K^3}\right]$	D $\left[\frac{J}{\text{gmol} \cdot K^4}\right]$	E $\left[\frac{J \cdot K^3}{\text{gmol}}\right]$
N ₂	28,986	1,854	-9,647	16,635	0,000
CO ₂	24,997	55,187	-33,691	7,948	-0,137
Metano	-0,703	108,477	-42,522	5,863	0,679
Etano	6,082	173,582	-66,919	9,089	0,129
Propano	12,661	232,070	-70,345	0,607	0,027
iso-Butano	8,327	344,923	-141,650	17,403	0,026
n-Butano	22,158	292,589	-85,817	-1,014	0,006
iso-Pentano	-16,143	517,364	-271,314	56,157	0,317
n-Pentano	-16,143	517,364	-271,314	56,157	0,317
Hexano	-50,646	722,889	-452,673	110,464	1,352
Heptano	-55,289	829,240	-518,177	124,876	1,462
Octano	-62,745	945,644	-594,762	142,632	1,625
Nonano	-76,649	1087,837	-704,732	173,979	1,897
H ₂ S	26,884	18,678	3,434	-3,379	0,136
Argônio	20,786	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂	33,066	-11,363	11,433	-2,773	-0,159
O ₂	31,322	-20,235	57,866	-36,506	-0,007
He	20,786	0,000	0,000	0,000	0,000
H ₂ O	30,092	6,833	6,793	-2,534	0,082
Eteno	-6,388	184,402	-112,972	28,496	0,316

Fonte: Tabela 48 de Crivellari (2016), reproduzida mediante autorização (informação pessoal).⁷

⁷ Autorização do autor recebida por fausto.moretti@gmail.com em 19 de abr. de 2020.

APÊNDICES

APÊNDICE A – Programa para Agrupamento de Dados de Operação

Programa escrito na linguagem MATLAB®.

```

data = MTLBDepoissemfalhas; % planilha contendo os dados obtidos limpos %

filename = 'Depois.xlsx'; % planilha onde os dados agrupados serão armazenados %

nr = 0; % Número da aba da planilha %

for i=1:3 %for CO2%

filterdataCO2=data(data.FCO2molar>CO2mol(i,1) & data.FCO2molar<=CO2mol(i,2),:);

if numel(filterdataCO2) ~= 0 % Se houver valores para a combinação, executo os comandos % if CO2 %

for j=1:8 %for C1%

filterdataC1=filterdataCO2(filterdataCO2.FC1molar>C1mol(j,1) & filterdataCO2.FC1molar<=C1mol(j,2),:);

if numel(filterdataC1) ~= 0 %if C1%

for k=1:4 %C2%

filterdataC2=filterdataC1(filterdataC1.FC2molar>C2mol(k,1) & filterdataC1.FC2molar<=C2mol(k,2),:);

if numel(filterdataC2) ~= 0 %if C2%

for l=1:7 %C3%

filterdataC3=filterdataC2(filterdataC2.FC3molar>C3mol(l,1) & filterdataC2.FC3molar<=C3mol(l,2),:);

if numel(filterdataC3) ~= 0 %if C3%

for m=1:2 %iC4%

filterdataiC4=filterdataC3(filterdataC3.FiC4molar>iC4mol(m,1) & filterdataC3.FiC4molar<=iC4mol(m,2),:);

if numel(filterdataiC4) ~= 0 %if iC4%

for n=1:3 %nC4%

filterdatanC4=filterdataiC4(filterdataiC4.FnC4molar>nC4mol(n,1) & filterdataiC4.FnC4molar<=nC4mol(n,2),:);

if numel(filterdatanC4) ~= 0 %if nC4%

for o=1:48 %flow%

filterdataF=filterdatanC4(filterdatanC4.FVazoMMNmd>flow(o,1) & filterdatanC4.FVazoMMNmd<=flow(o,2),:);

if numel(filterdataF) ~= 0 %if flow%

for p=1:8 %temperature%

filterdataT=filterdataF(filterdataF.FTemperaturaC>temperature(p,1) & filterdataF.FTemperaturaC<=temperature(p,2),:);

```

140

```
if numel(filterdataT) ~= 0 %if temperature%

for r=1:5 %pressure%

filterdataP=filterdataT(filterdataT.FPressokPag>pressure(r,1) & filterdataT.FPressokPag<=pressure(r,2),:);

if numel(filterdataP) ~= 0 %if pressure%

namesheet = r+10*p+100*o+1000*n+10000*m+100000*i+1000000*k+10000000*j+100000000*i

nr = nr+1

writetable(filterdataP,filename,'Sheet',nr,'Range','C3');

end %if pressure%

end %for pressure%

end %if temperature%

end %end for temperature%

end %if flow%

end %for flow%

end %if nC4%

end %for nC4%

end %if iC4

end %for iC4%

end %if C3%

end %for C3%

end %if CO2%

end %for C2%

end %if C1%

end %for C1%

end %if CO2%

end %for CO2%
```

APÊNDICE B – Pontos Operacionais Simulados

Tabela 30 - Pontos operacionais simulados - principais características - continua

<i>id</i>	Situações Operacionais Equivalentes	Corrente de Alimentação		
		Fração molar de CO ₂	Temperatura [°C]	Vazão [10 ⁶ x Nm ³ /d]
425	2007	0,184	43,8	4,96
436	1300	0,183	43,9	4,75
439	751	0,182	42,7	4,67
487	627	0,184	44,0	4,77
490	562	0,183	42,5	4,69
435	498	0,184	44,2	4,76
442	438	0,184	39,8	4,76
492	429	0,184	39,9	4,73
444	403	0,184	39,1	4,79
491	382	0,184	40,0	4,78
105	353	0,186	44,0	4,74
385	342	0,181	43,8	4,53
350	275	0,181	42,8	4,67
441	261	0,184	39,9	4,78
376	261	0,183	43,9	4,67
347	258	0,181	44,0	4,73
146	229	0,187	42,9	4,74
494	225	0,184	38,8	4,80
378	224	0,184	43,0	4,70
493	207	0,184	38,6	4,82
140	205	0,187	46,9	4,78
342	201	0,183	43,8	4,94
108	191	0,186	43,0	4,75
443	184	0,184	39,0	4,79
472	179	0,184	43,8	4,93
354	151	0,180	43,8	4,49
578	135	0,185	43,8	4,95
568	130	0,185	43,1	4,72
187	122	0,188	43,8	4,97
489	121	0,184	42,0	4,74

Tabela 30 - Pontos operacionais simulados - principais características - continuação

<i>id</i>	Situações Operacionais Equivalentes	Corrente de Alimentação		
		Fração molar de CO₂	Temperatura [°C]	Vazão [10⁶ x Nm³/d]
173	116	0,186	43,1	4,71
48	116	0,186	43,2	4,69
533	112	0,185	46,8	4,75
584	105	0,185	44,1	4,74
539	101	0,185	42,8	4,73
438	99	0,183	41,8	4,73
133	97	0,187	46,8	4,91
132	85	0,186	45,8	4,96
585	83	0,184	44,3	4,75
550	82	0,184	43,8	4,94
558	82	0,182	42,8	4,68
110	81	0,187	39,9	4,79
210	76	0,188	44,1	4,79
448	71	0,181	44,0	4,51
71	69	0,186	43,8	4,97
446	63	0,181	44,0	4,51
523	59	0,185	45,8	4,96
404	57	0,185	46,6	4,73
317	56	0,185	46,0	4,93
84	52	0,186	39,8	4,75
484	52	0,185	46,9	4,73
429	52	0,184	38,3	4,89
46	51	0,186	43,9	4,67
243	50	0,184	43,8	4,26
478	46	0,184	38,3	4,88
111	45	0,186	39,8	4,75
588	45	0,183	42,7	4,69
437	45	0,182	43,8	4,73
497	44	0,184	43,9	4,45
204	43	0,189	43,8	4,93
555	42	0,183	43,9	4,79
450	42	0,181	39,8	4,50

Tabela 30 - Pontos operacionais simulados - principais características - conclusão

<i>id</i>	Situações Operacionais Equivalentes	Corrente de Alimentação		
		Fração molar de CO₂	Temperatura [°C]	Vazão [10⁶ x Nm³/d]
486	41	0,184	43,9	4,75
322	41	0,184	46,9	4,81
103	39	0,186	46,7	4,75
369	38	0,183	43,8	4,93
18	36	0,187	43,8	4,26
29	35	0,186	46,1	4,93
426	34	0,184	43,8	4,95
192	33	0,187	44,0	4,77
373	33	0,185	46,0	4,73
433	32	0,185	47,2	4,73
144	31	0,187	44,2	4,73
30	30	0,186	47,0	4,90
408	30	0,185	44,1	4,66
305	29	0,180	42,3	4,65
241	28	0,184	43,7	4,34
229	27	0,190	43,8	4,92
318	27	0,185	46,9	4,91
424	27	0,184	43,8	4,89
83	26	0,186	39,8	4,80
79	26	0,186	44,0	4,77
94	25	0,187	43,9	4,95
499	24	0,182	42,6	4,53

APÊNDICE C – Resultados das Simulações dos Pontos Operacionais pelo Modelo PGPC

Nas tabelas a seguir, os pontos operacionais para os quais não foi possível obter a convergência das simulações pelo modelo PGPC estão com o *id* grifado em vermelho, como neste exemplo: **132**. Os valores que se apresentaram fora das margens de erro estabelecidas estão sinalizados da mesma maneira.

[illegible]

Tabela 31 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de alimentação dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC -
continuação

id	Horas de Operação	Valores	Corrente de Alimentação							Temperatura [°C]	Vazão [Nm³/d]
			Frações Molares								
			CO ₂	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano			
105	176,5	Dados de Entrada	0,1860	0,6353	0,0976	0,0570	0,0085	0,0156	44,05	4,74	
		Dados Simulados	0,1860	0,6353	0,0976	0,0570	0,0085	0,0156	43,89	4,74	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	-0,16	0,0%	
385	171,0	Dados de Entrada	0,1810	0,6370	0,1004	0,0576	0,0085	0,0154	43,82	4,53	
		Dados Simulados	0,1811	0,6369	0,1005	0,0576	0,0085	0,0155	44,08	4,53	
		Erros	0,0001	-0,0001	0,0001	0,0000	0,0000	0,0001	0,26	0,0%	
350	137,5	Dados de Entrada	0,1813	0,6365	0,0991	0,0582	0,0088	0,0162	42,78	4,67	
		Dados Simulados	0,1813	0,6365	0,0991	0,0582	0,0088	0,0162	42,53	4,67	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	-0,24	0,0%	
441	130,5	Dados de Entrada	0,1836	0,6375	0,0960	0,0581	0,0087	0,0160	39,85	4,78	
		Dados Simulados	0,1836	0,6375	0,0960	0,0581	0,0087	0,0160	40,16	4,78	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,31	0,0%	
376	130,5	Dados de Entrada	0,1826	0,6365	0,0996	0,0573	0,0085	0,0155	43,90	4,67	
		Dados Simulados	0,1828	0,6363	0,0996	0,0573	0,0085	0,0155	44,05	4,67	
		Erros	0,0002	-0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,15	0,0%	
347	129,0	Dados de Entrada	0,1809	0,6368	0,0990	0,0583	0,0088	0,0162	44,00	4,73	
		Dados Simulados	0,1810	0,6367	0,0990	0,0583	0,0088	0,0162	44,05	4,73	
		Erros	0,0001	-0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,05	0,0%	
146	114,5	Dados de Entrada	0,1868	0,6373	0,0966	0,0560	0,0083	0,0151	42,93	4,74	
		Dados Simulados	0,1868	0,6373	0,0966	0,0560	0,0083	0,0151	42,23	4,74	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	-0,69	0,0%	
494	112,5	Dados de Entrada	0,1841	0,6375	0,0963	0,0578	0,0086	0,0157	38,77	4,80	
		Dados Simulados	0,1841	0,6375	0,0962	0,0578	0,0086	0,0157	38,71	4,80	
		Erros	0,0000	0,0000	-0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	-0,06	0,0%	
378	112,0	Dados de Entrada	0,1840	0,6356	0,0996	0,0567	0,0085	0,0155	43,05	4,70	
		Dados Simulados	0,1840	0,6356	0,0996	0,0567	0,0085	0,0155	43,15	4,70	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,10	0,0%	
493	103,5	Dados de Entrada	0,1841	0,6374	0,0964	0,0577	0,0086	0,0157	38,58	4,82	
		Dados Simulados	0,1842	0,6373	0,0964	0,0577	0,0086	0,0157	38,67	4,82	
		Erros	0,0001	-0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,10	0,0%	

Tabela 31 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de alimentação dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC - continuação

id	Horas de Operação	Valores	Corrente de Alimentação							Temperatura [°C]	Vazão [Nm³/d]
			Frações Molares								
			CO ₂	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano			
140	102,5	Dados de Entrada	0,1869	0,6383	0,0975	0,0549	0,0080	0,0144	46,93	4,78	
		Dados Simulados	0,1869	0,6383	0,0975	0,0549	0,0080	0,0144	47,00	4,78	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,07	0,0%	
342	100,5	Dados de Entrada	0,1829	0,6352	0,0990	0,0580	0,0088	0,0161	43,78	4,94	
		Dados Simulados	0,1829	0,6352	0,0990	0,0580	0,0088	0,0161	44,09	4,94	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,32	0,0%	
108	95,5	Dados de Entrada	0,1861	0,6365	0,0965	0,0568	0,0085	0,0156	42,98	4,75	
		Dados Simulados	0,1861	0,6365	0,0965	0,0568	0,0085	0,0156	42,98	4,75	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,00	0,0%	
443	92,0	Dados de Entrada	0,1840	0,6373	0,0958	0,0582	0,0087	0,0160	39,01	4,79	
		Dados Simulados	0,184	0,6373	0,0958	0,0582	0,0087	0,016	39,56	4,79	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,55	0,0%	
472	89,5	Dados de Entrada	0,1838	0,6367	0,0975	0,0576	0,0086	0,0158	43,80	4,93	
		Dados Simulados	0,1838	0,6367	0,0975	0,0576	0,0086	0,0158	44,14	4,93	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,34	0,0%	
354	75,5	Dados de Entrada	0,1799	0,6374	0,0992	0,0587	0,0088	0,0161	43,84	4,49	
		Dados Simulados	0,1799	0,6374	0,0992	0,0587	0,0088	0,0161	44,07	4,49	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,23	0,0%	
578	67,5	Dados de Entrada	0,1846	0,6342	0,0979	0,0582	0,0088	0,0163	43,78	4,95	
		Dados Simulados	0,1846	0,6342	0,0979	0,0582	0,0088	0,0163	43,63	4,95	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	-0,15	0,0%	
568	65,0	Dados de Entrada	0,1852	0,6336	0,1003	0,0567	0,0085	0,0156	43,10	4,72	
		Dados Simulados	0,1853	0,6336	0,1003	0,0567	0,0085	0,0156	43,54	4,72	
		Erros	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,43	0,0%	
187	61,0	Dados de Entrada	0,1876	0,6330	0,0971	0,0576	0,0087	0,0160	43,79	4,97	
		Dados Simulados	0,1877	0,6328	0,0971	0,0576	0,0087	0,016	43,93	4,97	
		Erros	0,0001	-0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,14	0,0%	
489	60,5	Dados de Entrada	0,1840	0,6373	0,0968	0,0576	0,0086	0,0157	41,96	4,74	
		Dados Simulados	0,1841	0,6372	0,0968	0,0576	0,0086	0,0157	42,14	4,74	
		Erros	0,0001	-0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,18	0,0%	

Tabela 31 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de alimentação dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC - continuação

[illegible]

Tabela 31 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de alimentação dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC - continuação

id	Horas de Operação	Valores	Corrente de Alimentação							Temperatura [°C]	Vazão [Nm³/d]
			Frações Molares								
			CO ₂	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano			
558	41,0	Dados de Entrada	0,1824	0,6346	0,0992	0,0584	0,0089	0,0164	42,83	4,68	
		Dados Simulados	0,1824	0,6346	0,0992	0,0584	0,0089	0,0164	42,89	4,68	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,06	0,00%	
110	40,5	Dados de Entrada	0,1867	0,6360	0,0956	0,0574	0,0086	0,0156	39,90	4,79	
		Dados Simulados	0,1867	0,636	0,0956	0,0574	0,0086	0,0156	38,95	4,79	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	-0,95	0,00%	
210	38,0	Dados de Entrada	0,1881	0,6334	0,0975	0,0569	0,0085	0,0157	44,12	4,79	
		Dados Simulados	0,1881	0,6332	0,0975	0,0569	0,0085	0,0157	44,48	4,78	
		Erros	0,0000	-0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,36	-0,02%	
448	35,5	Dados de Entrada	0,1809	0,6376	0,0979	0,0587	0,0088	0,0162	44,02	4,51	
		Dados Simulados	0,1809	0,6376	0,0979	0,0586	0,0088	0,0162	44,50	4,51	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	-0,0001	0,0000	0,0000	0,48	0,00%	
71	34,5	Dados de Entrada	0,1862	0,6351	0,0960	0,0579	0,0087	0,0160	43,80	4,97	
		Dados Simulados	0,1862	0,6351	0,096	0,0579	0,0087	0,016	44,11	4,97	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,31	0,00%	
446	31,5	Dados de Entrada	0,1809	0,6376	0,0979	0,0587	0,0088	0,0162	44,02	4,51	
		Dados Simulados	0,1809	0,6376	0,0979	0,0586	0,0088	0,0162	44,50	4,51	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	-0,0001	0,0000	0,0000	0,48	0,00%	
523	29,5	Dados de Entrada	0,1852	0,6406	0,0948	0,0562	0,0083	0,0150	45,79	4,96	
		Dados Simulados	0,1852	0,6405	0,0948	0,0562	0,0083	0,015	46,03	4,96	
		Erros	0,0000	-0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,24	-0,01%	
404	28,5	Dados de Entrada	0,1845	0,6383	0,0989	0,0556	0,0081	0,0146	46,57	4,73	
		Dados Simulados	0,1845	0,6383	0,0989	0,0556	0,0081	0,0146	46,71	4,73	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,14	0,00%	
317	28,0	Dados de Entrada	0,1849	0,6426	0,0939	0,0557	0,0082	0,0148	46,04	4,93	
		Dados Simulados	0,1849	0,6426	0,0939	0,0557	0,0082	0,0148	46,42	4,93	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,38	0,00%	
84	26,0	Dados de Entrada	0,1862	0,6357	0,0963	0,0575	0,0086	0,0157	39,83	4,75	
		Dados Simulados	0,1863	0,6354	0,096	0,0578	0,0087	0,0159	40,21	4,75	
		Erros	0,0001	-0,0003	-0,0003	0,0003	0,0001	0,0002	0,38	-0,16%	

Tabela 31 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de alimentação dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC - continuação

id	Horas de Operação	Valores	Corrente de Alimentação							Temperatura [°C]	Vazão [Nm³/d]
			Frações Molares								
			CO ₂	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano			
484	26,0	Dados de Entrada	0,1850	0,6358	0,0982	0,0567	0,0085	0,0157	46,90	4,73	
		Dados Simulados	0,1850	0,6358	0,0982	0,0567	0,0085	0,0157	46,37	4,73	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	-0,53	0,00%	
429	26,0	Dados de Entrada	0,1843	0,6367	0,0964	0,0580	0,0087	0,0160	38,34	4,89	
		Dados Simulados	0,1843	0,6366	0,0964	0,058	0,0087	0,016	38,62	4,89	
		Erros	0,0000	-0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,28	0,00%	
46	25,5	Dados de Entrada	0,1859	0,6345	0,0993	0,0566	0,0084	0,0153	43,92	4,67	
		Dados Simulados	0,1859	0,6345	0,0993	0,0566	0,0084	0,0153	44,15	4,67	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,23	-0,01%	
243	25,0	Dados de Entrada	0,1836	0,6648	0,0908	0,0445	0,0059	0,0105	43,76	4,26	
		Dados Simulados	0,1837	0,6646	0,0908	0,0445	0,0059	0,0105	44,63	4,26	
		Erros	0,0001	-0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,88	-0,04%	
478	23,0	Dados de Entrada	0,1842	0,6374	0,0964	0,0576	0,0086	0,0157	38,32	4,88	
		Dados Simulados	0,1842	0,6374	0,0964	0,0576	0,0086	0,0157	38,72	4,88	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,40	0,00%	
111	22,5	Dados de Entrada	0,1862	0,6357	0,0963	0,0575	0,0086	0,0157	39,83	4,75	
		Dados Simulados	0,1863	0,6356	0,0963	0,0575	0,0086	0,0157	40,31	4,75	
		Erros	0,0001	-0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,49	-0,02%	
588	22,5	Dados de Entrada	0,1834	0,6347	0,0980	0,0585	0,0089	0,0164	42,73	4,69	
		Dados Simulados	0,1834	0,6347	0,098	0,0585	0,0089	0,0164	42,99	4,69	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,26	0,00%	
437	22,5	Dados de Entrada	0,1820	0,6369	0,0976	0,0584	0,0088	0,0162	43,83	4,73	
		Dados Simulados	0,1820	0,6369	0,0976	0,0584	0,0088	0,0162	43,89	4,73	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,06	0,00%	
497	22,0	Dados de Entrada	0,1839	0,6370	0,0976	0,0576	0,0085	0,0153	43,86	4,45	
		Dados Simulados	0,1840	0,637	0,0976	0,0576	0,0085	0,0153	44,58	4,45	
		Erros	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,72	0,00%	
204	21,5	Dados de Entrada	0,1885	0,6333	0,0968	0,0570	0,0086	0,0158	43,81	4,93	
		Dados Simulados	0,1886	0,6332	0,0968	0,057	0,0086	0,0158	44,12	4,93	
		Erros	0,0001	-0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,31	-0,04%	

Tabela 31 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de alimentação dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC - continuação

id	Horas de Operação	Valores	Corrente de Alimentação							Temperatura [°C]	Vazão [Nm³/d]
			Frações Molares								
			CO ₂	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano			
555	21,0	Dados de Entrada	0,1834	0,6342	0,0992	0,0582	0,0088	0,0162	43,85	4,78	
		Dados Simulados	0,1834	0,6342	0,0992	0,0582	0,0088	0,0162	44,12	4,79	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,27	0,00%	
450	21,0	Dados de Entrada	0,1806	0,6376	0,0975	0,0591	0,0089	0,0163	39,84	4,50	
		Dados Simulados	0,1805	0,6376	0,0975	0,0591	0,0089	0,0163	39,21	4,50	
		Erros	-0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	-0,64	0,00%	
486	20,5	Dados de Entrada	0,1839	0,6375	0,0970	0,0574	0,0086	0,0156	43,93	4,75	
		Dados Simulados	0,1839	0,6375	0,097	0,0574	0,0086	0,0156	44,29	4,75	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,36	0,00%	
322	20,5	Dados de Entrada	0,1839	0,6426	0,0968	0,0547	0,0079	0,0142	46,87	4,81	
		Dados Simulados	0,1839	0,6426	0,0968	0,0547	0,0079	0,0142	46,81	4,81	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	-0,06	0,00%	
103	19,5	Dados de Entrada	0,1860	0,6350	0,0979	0,0567	0,0085	0,0158	46,74	4,75	
		Dados Simulados	0,1860	0,635	0,0979	0,0567	0,0085	0,0158	46,72	4,75	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	-0,03	0,00%	
369	19,0	Dados de Entrada	0,1830	0,6358	0,0990	0,0577	0,0086	0,0158	43,77	4,93	
		Dados Simulados	0,1830	0,6358	0,099	0,0577	0,0086	0,0158	43,61	4,93	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	-0,16	0,00%	
18	18,0	Dados de Entrada	0,1868	0,6612	0,0909	0,0446	0,0060	0,0105	43,77	4,26	
		Dados Simulados	0,1869	0,6612	0,0909	0,0446	0,006	0,0105	45,03	4,26	
		Erros	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,26	0,01%	
29	17,5	Dados de Entrada	0,1859	0,6421	0,0933	0,0557	0,0082	0,0148	46,14	4,93	
		Dados Simulados	0,1859	0,6421	0,0933	0,0557	0,0082	0,0148	46,61	4,93	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,47	0,01%	
426	17,0	Dados de Entrada	0,1839	0,6358	0,0975	0,0580	0,0088	0,0161	43,79	4,95	
		Dados Simulados	0,1839	0,6358	0,0975	0,0580	0,0088	0,0161	43,93	4,95	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,14	0,00%	
192	16,5	Dados de Entrada	0,1871	0,6330	0,0974	0,0577	0,0087	0,0161	44,04	4,77	
		Dados Simulados	0,1871	0,633	0,0974	0,0576	0,0087	0,0161	44,35	4,77	
		Erros	0,0000	0,0000	0,0000	-0,0001	0,0000	0,0000	0,31	0,00%	

[illegible]

Tabela 32 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de concentrado dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC -
continua

id	Valores	Corrente de Concentrado						Temperatura [°C]	Vazão [Nm³/d]
		Frações Molares							
		CO2	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano		
425	Dados de Entrada	0,0438	0,7154	0,1267	0,0794	0,0122	0,0224	35,59	3,58
	Dados Simulados	0,0441	0,7170	0,1263	0,0788	0,0119	0,0219	36,50	3,61
	Erros	0,0003	0,0016	-0,0004	-0,0006	-0,0003	-0,0005	0,91	1,02%
436	Dados de Entrada	0,0404	0,7176	0,1277	0,0800	0,0121	0,0223	36,36	3,43
	Dados Simulados	0,0404	0,7176	0,1277	0,0800	0,0121	0,0223	36,36	3,43
	Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,00	0,00%
439	Dados de Entrada	0,0405	0,7152	0,1283	0,0806	0,0125	0,0229	34,32	3,33
	Dados Simulados	0,0397	0,7135	0,1302	0,0814	0,0124	0,0228	35,31	3,31
	Erros	-0,0008	-0,0017	0,0019	0,0008	-0,0001	-0,0001	0,99	-0,68%
487	Dados de Entrada	0,0422	0,7151	0,1286	0,0797	0,0122	0,0222	35,53	3,39
	Dados Simulados	0,0412	0,7150	0,1299	0,0799	0,0120	0,0219	36,04	3,39
	Erros	-0,0010	-0,0001	0,0013	0,0002	-0,0002	-0,0003	0,51	0,01%
490	Dados de Entrada	0,0425	0,7168	0,1275	0,0789	0,0121	0,0221	34,08	3,35
	Dados Simulados	0,0417	0,7170	0,1285	0,0792	0,0118	0,0217	34,94	3,36
	Erros	-0,0008	0,0002	0,0010	0,0003	-0,0003	-0,0004	0,86	0,21%
435	Dados de Entrada	0,0427	0,7154	0,1271	0,0799	0,0123	0,0226	36,03	3,42
	Dados Simulados	0,0421	0,7170	0,1270	0,0796	0,0121	0,0222	36,94	3,44
	Erros	-0,0006	0,0016	-0,0001	-0,0003	-0,0002	-0,0004	0,91	0,48%
442	Dados de Entrada	0,0413	0,7215	0,1244	0,0786	0,0121	0,0220	31,83	3,48
	Dados Simulados	0,0412	0,7229	0,1241	0,0783	0,0118	0,0217	32,69	3,50
	Erros	-0,0001	0,0014	-0,0003	-0,0003	-0,0003	-0,0003	0,85	0,46%
492	Dados de Entrada	0,0409	0,7219	0,1253	0,0783	0,0119	0,0217	31,78	3,46
	Dados Simulados	0,0384	0,7249	0,1254	0,0782	0,0117	0,0214	31,75	3,47
	Erros	-0,0025	0,0030	0,0001	-0,0001	-0,0002	-0,0003	-0,03	0,24%
444	Dados de Entrada	0,0429	0,7218	0,1231	0,0783	0,0120	0,0219	31,18	3,53
	Dados Simulados	0,0408	0,7240	0,1233	0,0784	0,0118	0,0216	31,82	3,53
	Erros	-0,0021	0,0022	0,0002	0,0001	-0,0002	-0,0003	0,64	-0,16%
491	Dados de Entrada	0,0422	0,7220	0,1243	0,0780	0,0119	0,0216	31,91	3,51
	Dados Simulados	0,0390	0,7249	0,1250	0,0781	0,0117	0,0213	32,33	3,50
	Erros	-0,0032	0,0029	0,0007	0,0001	-0,0002	-0,0003	0,41	-0,21%

Tabela 32 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de concentrado dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC - continuação

id	Valores	Corrente de Concentrado							
		Frações Molares						Temperatura [°C]	Vazão [Nm³/d]
		CO ₂	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano		
105	Dados de Entrada	0,0423	0,7144	0,1292	0,0796	0,0122	0,0223	35,49	3,35
	Dados Simulados	0,0424	0,7143	0,1299	0,0795	0,0120	0,0219	36,00	3,37
	Erros	0,0001	-0,0001	0,0007	-0,0001	-0,0002	-0,0004	0,51	0,41%
385	Dados de Entrada	0,0375	0,7151	0,1326	0,0805	0,0122	0,0220	35,07	3,19
	Dados Simulados	0,0344	0,7136	0,1357	0,0820	0,0122	0,0221	35,86	3,15
	Erros	-0,0031	-0,0015	0,0031	0,0015	0,0000	0,0001	0,79	-1,41%
350	Dados de Entrada	0,0407	0,7137	0,1296	0,0807	0,0124	0,0229	34,36	3,33
	Dados Simulados	0,0410	0,7115	0,1317	0,0810	0,0123	0,0226	34,80	3,33
	Erros	0,0003	-0,0022	0,0021	0,0003	-0,0001	-0,0003	0,44	-0,05%
441	Dados de Entrada	0,0414	0,7212	0,1245	0,0787	0,0121	0,0221	31,80	3,50
	Dados Simulados	0,0414	0,7229	0,1240	0,0782	0,0118	0,0217	32,66	3,52
	Erros	0,0000	0,0017	-0,0005	-0,0005	-0,0003	-0,0004	0,86	0,52%
376	Dados de Entrada	0,0395	0,7154	0,1310	0,0799	0,0122	0,0221	35,29	3,31
	Dados Simulados	0,0379	0,7129	0,1342	0,0809	0,0121	0,0221	36,03	3,27
	Erros	-0,0016	-0,0025	0,0032	0,0010	-0,0001	0,0000	0,74	-1,02%
347	Dados de Entrada	0,0395	0,7150	0,1293	0,0809	0,0125	0,0228	35,60	3,37
	Dados Simulados	0,0375	0,7127	0,1325	0,0821	0,0124	0,0228	36,10	3,33
	Erros	-0,0020	-0,0023	0,0032	0,0012	-0,0001	0,0000	0,50	-1,15%
146	Dados de Entrada	0,0441	0,7174	0,1271	0,0780	0,0119	0,0215	34,27	3,37
	Dados Simulados	0,0468	0,7164	0,1272	0,0771	0,0115	0,0210	34,53	3,41
	Erros	0,0027	-0,0010	0,0001	-0,0009	-0,0004	-0,0005	0,26	1,22%
494	Dados de Entrada	0,0434	0,7213	0,1241	0,0778	0,0119	0,0216	30,86	3,55
	Dados Simulados	0,0418	0,7239	0,1240	0,0775	0,0116	0,0212	31,18	3,55
	Erros	-0,0016	0,0026	-0,0001	-0,0003	-0,0003	-0,0004	0,32	0,17%
378	Dados de Entrada	0,0399	0,7159	0,1311	0,0790	0,0121	0,0221	34,46	3,34
	Dados Simulados	0,0405	0,7159	0,1318	0,0785	0,0118	0,0216	35,40	3,37
	Erros	0,0006	0,0000	0,0007	-0,0005	-0,0003	-0,0005	0,94	0,73%
493	Dados de Entrada	0,0437	0,7214	0,1241	0,0775	0,0118	0,0215	30,65	3,57
	Dados Simulados	0,0420	0,7237	0,1242	0,0774	0,0116	0,0211	31,14	3,57
	Erros	-0,0017	0,0023	0,0001	-0,0001	-0,0002	-0,0004	0,49	0,09%

Tabela 32 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de concentrado dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC - continuação

id	Valores	Corrente de Concentrado							Temperatura [°C]	Vazão [Nm³/d]
		Frações Molares								
		CO ₂	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano			
140	Dados de Entrada	0,0479	0,7100	0,1306	0,0786	0,0118	0,0211	38,25	3,28	
	Dados Simulados	0,0482	0,7111	0,1311	0,0778	0,0114	0,0205	39,17	3,34	
	Erros	0,0003	0,0011	0,0005	-0,0008	-0,0004	-0,0006	0,92	1,83%	
342	Dados de Entrada	0,0430	0,7142	0,1284	0,0796	0,0123	0,0225	35,63	3,57	
	Dados Simulados	0,0400	0,7137	0,1310	0,0807	0,0122	0,0224	36,53	3,54	
	Erros	-0,0030	-0,0005	0,0026	0,0011	-0,0001	-0,0001	0,90	-0,88%	
108	Dados de Entrada	0,0401	0,7186	0,1278	0,0792	0,0121	0,0222	34,26	3,38	
	Dados Simulados	0,0418	0,7186	0,1274	0,0787	0,0118	0,0217	35,13	3,40	
	Erros	0,0017	0,0000	-0,0004	-0,0005	-0,0003	-0,0005	0,87	0,67%	
443	Dados de Entrada	0,0428	0,7214	0,1235	0,0783	0,0120	0,0219	31,10	3,53	
	Dados Simulados	0,0402	0,7237	0,1241	0,0785	0,0119	0,0217	32,05	3,52	
	Erros	-0,0026	0,0023	0,0006	0,0002	-0,0001	-0,0002	0,94	-0,26%	
472	Dados de Entrada	0,0435	0,7156	0,1273	0,0793	0,0122	0,0222	35,51	3,55	
	Dados Simulados	0,0402	0,7162	0,1293	0,0803	0,012	0,0220	36,50	3,52	
	Erros	-0,0033	0,0006	0,0020	0,0010	-0,0001	-0,0002	1,00	-0,83%	
354	Dados de Entrada	0,0370	0,7149	0,1306	0,0821	0,0126	0,0229	35,30	3,17	
	Dados Simulados	0,0332	0,7151	0,1328	0,0834	0,0126	0,0229	35,85	3,12	
	Erros	-0,0038	0,0002	0,0022	0,0013	0,0000	0,0000	0,55	-1,29%	
578	Dados de Entrada	0,0434	0,7148	0,1274	0,0795	0,0123	0,0226	35,57	3,57	
	Dados Simulados	0,0405	0,7137	0,1300	0,0809	0,0123	0,0227	35,84	3,53	
	Erros	-0,0029	-0,0011	0,0026	0,0014	0,0000	0,0001	0,27	-1,10%	
568	Dados de Entrada	0,0395	0,7155	0,1319	0,0789	0,0121	0,0221	34,47	3,36	
	Dados Simulados	0,0368	0,7145	0,1347	0,0799	0,0120	0,0221	35,43	3,32	
	Erros	-0,0027	-0,0010	0,0028	0,0010	-0,0001	0,0000	0,96	-1,23%	
187	Dados de Entrada	0,0450	0,7147	0,1268	0,0789	0,0122	0,0224	35,62	3,59	
	Dados Simulados	0,0429	0,714	0,1288	0,0799	0,0121	0,0223	36,22	3,55	
	Erros	-0,0021	-0,0007	0,0020	0,0010	-0,0001	-0,0001	0,60	-1,07%	
489	Dados de Entrada	0,0433	0,7184	0,1259	0,0786	0,0120	0,0218	33,93	3,45	
	Dados Simulados	0,0400	0,7212	0,1266	0,0788	0,0118	0,0216	34,43	3,44	
	Erros	-0,0033	0,0028	0,0007	0,0002	-0,0002	-0,0002	0,50	-0,40%	

Tabela 32 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de concentrado dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC - continuação

id	Valores	Corrente de Concentrado							
		Frações Molares						Temperatura [°C]	Vazão [Nm³/d]
		CO ₂	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano		
173	Dados de Entrada	0,0399	0,7154	0,1316	0,0789	0,0121	0,0221	34,48	3,35
	Dados Simulados	0,0368	0,7147	0,1343	0,08	0,0121	0,0221	35,48	3,30
	Erros	-0,0031	-0,0007	0,0027	0,0011	0,0000	0,0000	0,99	-1,49%
48	Dados de Entrada	0,0396	0,7159	0,1314	0,0790	0,0121	0,0221	34,54	3,33
	Dados Simulados	0,0372	0,7166	0,1326	0,0796	0,012	0,0219	34,82	3,30
	Erros	-0,0024	0,0007	0,0012	0,0006	-0,0001	-0,0002	0,28	-0,95%
533	Dados de Entrada	0,0472	0,7089	0,1309	0,0794	0,0120	0,0216	38,14	3,26
	Dados Simulados	0,0474	0,708	0,1326	0,0791	0,0117	0,0212	39,09	3,29
	Erros	0,0002	-0,0009	0,0017	-0,0003	-0,0003	-0,0004	0,95	0,91%
584	Dados de Entrada	0,0429	0,7153	0,1270	0,0798	0,0123	0,0226	36,03	3,41
	Dados Simulados	0,0446	0,7159	0,1262	0,0792	0,012	0,0221	36,75	3,46
	Erros	0,0017	0,0006	-0,0008	-0,0006	-0,0003	-0,0005	0,71	1,50%
539	Dados de Entrada	0,0445	0,7167	0,1274	0,0779	0,0119	0,0216	34,15	3,36
	Dados Simulados	0,0431	0,7163	0,1295	0,0781	0,0117	0,0213	33,87	3,35
	Erros	-0,0014	-0,0004	0,0021	0,0002	-0,0002	-0,0003	-0,28	-0,20%
438	Dados de Entrada	0,0429	0,7175	0,1262	0,0791	0,0121	0,0222	33,82	3,44
	Dados Simulados	0,0446	0,7192	0,1247	0,0781	0,0118	0,0216	34,72	3,49
	Erros	0,0017	0,0017	-0,0015	-0,0010	-0,0003	-0,0006	0,89	1,53%
133	Dados de Entrada	0,0491	0,7117	0,1294	0,0777	0,0115	0,0206	38,17	3,38
	Dados Simulados	0,0512	0,7104	0,1304	0,0768	0,0112	0,0201	38,69	3,44
	Erros	0,0021	-0,0013	0,0010	-0,0009	-0,0003	-0,0005	0,52	1,53%
132	Dados de Entrada	0,0445	0,7123	0,1274	0,0812	0,0123	0,0222	36,92	3,36
	Dados Simulados	0,0464	0,711	0,1288	0,0803	0,0119	0,0216	37,96	3,42
	Erros	0,0019	-0,0013	0,0014	-0,0009	-0,0004	-0,0006	1,04	1,75%
585	Dados de Entrada	0,0409	0,7151	0,1282	0,0805	0,0124	0,0228	35,96	3,39
	Dados Simulados	0,0389	0,7146	0,13	0,0813	0,0124	0,0228	36,69	3,37
	Erros	-0,0020	-0,0005	0,0018	0,0008	0,0000	0,0000	0,73	-0,51%
550	Dados de Entrada	0,0430	0,7140	0,1283	0,0797	0,0123	0,0226	35,61	3,57
	Dados Simulados	0,0439	0,714	0,1288	0,0791	0,012	0,0221	36,41	3,61
	Erros	0,0009	0,0000	0,0005	-0,0006	-0,0003	-0,0005	0,80	1,05%

Tabela 32 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de concentrado dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC - continuação

id	Valores	Corrente de Concentrado							Temperatura [°C]	Vazão [Nm³/d]
		Frações Molares								
		CO2	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano			
558	Dados de Entrada	0,0386	0,7148	0,1297	0,0810	0,0126	0,0232	34,46	3,33	
	Dados Simulados	0,0403	0,7133	0,1307	0,0806	0,0123	0,0228	35,26	3,36	
	Erros	0,0017	-0,0015	0,0010	-0,0004	-0,0003	-0,0004	0,80	0,96%	
110	Dados de Entrada	0,0428	0,7219	0,1242	0,0777	0,0119	0,0216	31,79	3,52	
	Dados Simulados	0,0392	0,7232	0,1257	0,0786	0,0118	0,0215	30,90	3,48	
	Erros	-0,0036	0,0013	0,0015	0,0009	-0,0001	-0,0001	-0,90	-1,22%	
210	Dados de Entrada	0,0441	0,7130	0,1290	0,0793	0,0122	0,0223	35,67	3,39	
	Dados Simulados	0,0437	0,7125	0,1301	0,0796	0,012	0,0221	36,67	3,39	
	Erros	-0,0004	-0,0005	0,0011	0,0003	-0,0002	-0,0002	1,00	-0,13%	
448	Dados de Entrada	0,0373	0,7151	0,1299	0,0820	0,0126	0,0230	35,51	3,18	
	Dados Simulados	0,0333	0,714	0,133	0,0838	0,0127	0,0232	36,37	3,13	
	Erros	-0,0040	-0,0011	0,0031	0,0018	0,0001	0,0002	0,86	-1,70%	
71	Dados de Entrada	0,0443	0,7154	0,1261	0,0794	0,0123	0,0225	35,56	3,59	
	Dados Simulados	0,0421	0,7157	0,1274	0,0803	0,0122	0,0223	36,43	3,55	
	Erros	-0,0022	0,0003	0,0013	0,0009	-0,0001	-0,0002	0,88	-0,99%	
446	Dados de Entrada	0,0373	0,7151	0,1299	0,0820	0,0126	0,0230	35,51	3,18	
	Dados Simulados	0,0333	0,714	0,133	0,0838	0,0127	0,0232	36,37	3,13	
	Erros	-0,0040	-0,0011	0,0031	0,0018	0,0001	0,0002	0,86	-1,70%	
523	Dados de Entrada	0,0443	0,7122	0,1277	0,0812	0,0123	0,0222	36,91	3,36	
	Dados Simulados	0,044	0,7116	0,1306	0,0803	0,0119	0,0216	37,91	3,43	
	Erros	-0,0003	-0,0006	0,0029	-0,0009	-0,0004	-0,0006	1,00	1,87%	
404	Dados de Entrada	0,0465	0,7084	0,1319	0,0798	0,0120	0,0215	37,92	3,24	
	Dados Simulados	0,0472	0,7072	0,1339	0,0792	0,0116	0,0209	38,82	3,28	
	Erros	0,0007	-0,0012	0,0020	-0,0006	-0,0004	-0,0006	0,89	1,35%	
317	Dados de Entrada	0,0446	0,7134	0,1269	0,0809	0,0122	0,0220	37,09	3,34	
	Dados Simulados	0,0469	0,7117	0,1287	0,0797	0,0117	0,0213	38,37	3,40	
	Erros	0,0023	-0,0017	0,0018	-0,0012	-0,0005	-0,0007	1,29	1,96%	
84	Dados de Entrada	0,0417	0,7218	0,1249	0,0780	0,0119	0,0217	31,70	3,47	
	Dados Simulados	0,0402	0,7228	0,1249	0,0785	0,0118	0,0217	32,54	3,47	
	Erros	-0,0015	0,0010	0,0000	0,0005	-0,0001	0,0000	0,83	-0,16%	

Tabela 32 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de concentrado dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC - continuação

id	Valores	Corrente de Concentrado						Temperatura [°C]	Vazão [Nm³/d]
		Frações Molares							
		CO ₂	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano		
484	Dados de Entrada	0,0470	0,7055	0,1311	0,0809	0,0125	0,0230	38,40	3,27
	Dados Simulados	0,0473	0,7049	0,1326	0,0806	0,0122	0,0225	38,57	3,29
	Erros	0,0003	-0,0006	0,0015	-0,0003	-0,0003	-0,0005	0,17	0,80%
429	Dados de Entrada	0,0440	0,7208	0,1239	0,0777	0,0119	0,0217	30,53	3,62
	Dados Simulados	0,0421	0,7215	0,1249	0,0783	0,0118	0,0216	31,06	3,60
	Erros	-0,0019	0,0007	0,0010	0,0006	-0,0001	-0,0001	0,53	-0,74%
46	Dados de Entrada	0,0397	0,7158	0,1315	0,0791	0,0120	0,0219	35,21	3,30
	Dados Simulados	0,0376	0,7156	0,1334	0,0798	0,0119	0,0217	36,00	3,28
	Erros	-0,0021	-0,0002	0,0019	0,0007	-0,0001	-0,0002	0,79	-0,42%
243	Dados de Entrada	0,0373	0,7548	0,1211	0,0630	0,0086	0,0151	34,66	2,94
	Dados Simulados	0,0344	0,7567	0,1222	0,0632	0,0085	0,0149	36,16	2,97
	Erros	-0,0029	0,0019	0,0011	0,0002	-0,0001	-0,0002	1,50	1,06%
478	Dados de Entrada	0,0445	0,7208	0,1242	0,0773	0,0118	0,0215	30,48	3,63
	Dados Simulados	0,0418	0,7224	0,1251	0,0778	0,0116	0,0212	31,16	3,59
	Erros	-0,0027	0,0016	0,0009	0,0005	-0,0002	-0,0003	0,68	-0,98%
111	Dados de Entrada	0,0417	0,7218	0,1249	0,0780	0,0119	0,0217	31,70	3,47
	Dados Simulados	0,0399	0,7233	0,1255	0,0782	0,0117	0,0214	32,65	3,47
	Erros	-0,0018	0,0015	0,0006	0,0002	-0,0002	-0,0003	0,94	-0,09%
588	Dados de Entrada	0,0396	0,7145	0,1291	0,0810	0,0126	0,0232	34,42	3,35
	Dados Simulados	0,0382	0,7142	0,1303	0,0818	0,0124	0,023	35,22	3,34
	Erros	-0,0014	-0,0003	0,0012	0,0008	-0,0002	-0,0002	0,81	-0,26%
437	Dados de Entrada	0,0413	0,7153	0,1277	0,0805	0,0124	0,0228	35,60	3,38
	Dados Simulados	0,0381	0,7139	0,1307	0,082	0,0124	0,0228	36,05	3,34
	Erros	-0,0032	-0,0014	0,0030	0,0015	0,0000	0,0000	0,45	-1,28%
497	Dados de Entrada	0,0367	0,7179	0,1297	0,0810	0,0124	0,0224	34,93	3,08
	Dados Simulados	0,0346	0,7183	0,1314	0,0817	0,0122	0,0218	36,54	3,11
	Erros	-0,0021	0,0004	0,0017	0,0007	-0,0002	-0,0006	1,60	0,86%
204	Dados de Entrada	0,0451	0,7156	0,1267	0,0784	0,0121	0,0222	35,60	3,55
	Dados Simulados	0,0427	0,715	0,1288	0,0794	0,012	0,0221	36,35	3,51
	Erros	-0,0024	-0,0006	0,0021	0,0010	-0,0001	-0,0001	0,75	-1,00%

Tabela 32 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de concentrado dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC -
continuação

id	Valores	Corrente de Concentrado						Temperatura [°C]	Vazão [Nm³/d]
		Frações Molares							
		CO ₂	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano		
555	Dados de Entrada	0,0403	0,7148	0,1295	0,0803	0,0124	0,0227	35,50	3,42
	Dados Simulados	0,0395	0,7135	0,1314	0,0808	0,0123	0,0225	36,42	3,42
	Erros	-0,0008	-0,0013	0,0019	0,0005	-0,0001	-0,0002	0,93	-0,06%
450	Dados de Entrada	0,0373	0,7203	0,1267	0,0806	0,0124	0,0227	31,84	3,26
	Dados Simulados	0,0363	0,7224	0,1267	0,0803	0,0121	0,0222	31,52	3,29
	Erros	-0,0010	0,0021	0,0000	-0,0003	-0,0003	-0,0005	-0,32	1,03%
486	Dados de Entrada	0,0432	0,7165	0,1270	0,0792	0,0121	0,0220	35,79	3,41
	Dados Simulados	0,0401	0,7194	0,1276	0,0793	0,0119	0,0217	36,61	3,41
	Erros	-0,0031	0,0029	0,0006	0,0001	-0,0002	-0,0003	0,82	-0,07%
322	Dados de Entrada	0,0474	0,7119	0,1296	0,0786	0,0117	0,0208	38,22	3,29
	Dados Simulados	0,049	0,7116	0,1304	0,0775	0,0112	0,0202	39,02	3,35
	Erros	0,0016	-0,0003	0,0008	-0,0011	-0,0005	-0,0006	0,80	1,81%
103	Dados de Entrada	0,0471	0,7052	0,1311	0,0810	0,0125	0,0230	38,18	3,28
	Dados Simulados	0,0467	0,7069	0,1315	0,0803	0,0122	0,0224	38,99	3,32
	Erros	-0,0004	0,0017	0,0004	-0,0007	-0,0003	-0,0006	0,81	1,23%
369	Dados de Entrada	0,0432	0,7152	0,1279	0,0794	0,0122	0,0222	35,46	3,56
	Dados Simulados	0,0455	0,7147	0,1283	0,0783	0,0118	0,0215	36,40	3,61
	Erros	0,0023	-0,0005	0,0004	-0,0011	-0,0004	-0,0007	0,93	1,51%
18	Dados de Entrada	0,0378	0,7544	0,1211	0,0630	0,0086	0,0151	34,64	2,94
	Dados Simulados	0,0343	0,7552	0,1231	0,0637	0,0085	0,0151	36,51	2,96
	Erros	-0,0035	0,0008	0,0020	0,0007	-0,0001	0,0000	1,86	0,44%
29	Dados de Entrada	0,0447	0,7140	0,1262	0,0808	0,0122	0,0220	37,18	3,33
	Dados Simulados	0,0469	0,7125	0,1274	0,08	0,0118	0,0214	38,49	3,39
	Erros	0,0022	-0,0015	0,0012	-0,0008	-0,0004	-0,0006	1,31	1,73%
426	Dados de Entrada	0,0442	0,7149	0,1269	0,0793	0,0123	0,0225	35,72	3,59
	Dados Simulados	0,0443	0,7164	0,1267	0,0787	0,012	0,022	36,69	3,61
	Erros	0,0001	0,0015	-0,0002	-0,0006	-0,0003	-0,0005	0,97	0,75%
192	Dados de Entrada	0,0425	0,7146	0,1282	0,0797	0,0123	0,0226	35,63	3,40
	Dados Simulados	0,0399	0,7137	0,1304	0,081	0,0123	0,0227	36,40	3,37
	Erros	-0,0026	-0,0009	0,0022	0,0013	0,0000	0,0001	0,77	-0,90%

Tabela 32 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de concentrado dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC -
continuação

id	Valores	Corrente de Concentrado						Temperatura [°C]	Vazão [Nm³/d]
		Frações Molares							
		CO ₂	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano		
373	Dados de Entrada	0,0453	0,7071	0,1315	0,0809	0,0125	0,0228	37,40	3,27
	Dados Simulados	0,0456	0,7062	0,1333	0,0804	0,0121	0,0223	37,49	3,31
	Erros	0,0003	-0,0009	0,0018	-0,0005	-0,0004	-0,0005	0,10	1,00%
433	Dados de Entrada	0,0476	0,7044	0,1310	0,0813	0,0126	0,0232	38,74	3,27
	Dados Simulados	0,044	0,7031	0,1347	0,0824	0,0126	0,0232	39,19	3,23
	Erros	-0,0036	-0,0013	0,0037	0,0011	0,0000	0,0000	0,45	-1,30%
144	Dados de Entrada	0,0430	0,7153	0,1285	0,0790	0,0121	0,0220	35,58	3,32
	Dados Simulados	0,0439	0,7141	0,1302	0,0785	0,0118	0,0216	36,11	3,35
	Erros	0,0009	-0,0012	0,0017	-0,0005	-0,0003	-0,0004	0,53	0,86%
30	Dados de Entrada	0,0487	0,7123	0,1276	0,0787	0,0117	0,0210	38,27	3,36
	Dados Simulados	0,0479	0,7116	0,13	0,0784	0,0114	0,0206	39,27	3,36
	Erros	-0,0008	-0,0007	0,0024	-0,0003	-0,0003	-0,0004	1,00	0,14%
408	Dados de Entrada	0,0392	0,7185	0,1308	0,0783	0,0118	0,0214	35,27	3,28
	Dados Simulados	0,0387	0,7183	0,132	0,0783	0,0116	0,0211	35,80	3,31
	Erros	-0,0005	-0,0002	0,0012	0,0000	-0,0002	-0,0003	0,53	0,66%
305	Dados de Entrada	0,0428	0,7170	0,1272	0,0789	0,0121	0,0220	33,96	3,32
	Dados Simulados	0,0434	0,7157	0,1284	0,079	0,0118	0,0216	34,87	3,32
	Erros	0,0006	-0,0013	0,0012	0,0001	-0,0003	-0,0004	0,92	0,05%
241	Dados de Entrada	0,0378	0,7548	0,1208	0,0629	0,0086	0,0151	34,75	3,00
	Dados Simulados	0,0357	0,7563	0,1217	0,0629	0,0084	0,0149	36,23	3,04
	Erros	-0,0021	0,0015	0,0009	0,0000	-0,0002	-0,0002	1,48	1,35%
229	Dados de Entrada	0,0458	0,7157	0,1266	0,0777	0,0120	0,0222	35,60	3,54
	Dados Simulados	0,0424	0,7162	0,1287	0,0786	0,012	0,0221	36,45	3,49
	Erros	-0,0034	0,0005	0,0021	0,0009	0,0000	-0,0001	0,85	-1,36%
318	Dados de Entrada	0,0480	0,7121	0,1281	0,0790	0,0118	0,0211	38,20	3,35
	Dados Simulados	0,0482	0,7117	0,1293	0,0787	0,0115	0,0206	39,05	3,38
	Erros	0,0002	-0,0004	0,0012	-0,0003	-0,0003	-0,0005	0,85	0,70%
424	Dados de Entrada	0,0422	0,7157	0,1271	0,0800	0,0123	0,0226	35,30	3,51
	Dados Simulados	0,0407	0,7167	0,128	0,0802	0,0122	0,0223	36,00	3,51
	Erros	-0,0015	0,0010	0,0009	0,0002	-0,0001	-0,0003	0,70	-0,14%

Tabela 32 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de concentrado dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC - conclusão

id	Valores	Corrente de Concentrado							
		Frações Molares						Temperatura [°C]	Vazão [Nm³/d]
		CO ₂	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano		
83	Dados de Entrada	0,0424	0,7210	0,1243	0,0783	0,0120	0,0220	31,76	3,51
	Dados Simulados	0,0427	0,7225	0,1235	0,0780	0,0118	0,0216	31,61	3,54
	Erros	0,0003	0,0015	-0,0008	-0,0003	-0,0002	-0,0004	-0,14	0,71%
79	Dados de Entrada	0,0422	0,7147	0,1281	0,0800	0,0123	0,0227	35,61	3,40
	Dados Simulados	0,0404	0,7147	0,1292	0,0808	0,0123	0,0226	36,28	3,37
	Erros	-0,0018	0,0000	0,0011	0,0008	0,0000	-0,0001	0,68	-0,61%
94	Dados de Entrada	0,0449	0,7145	0,1270	0,0792	0,0122	0,0222	35,65	3,55
	Dados Simulados	0,0443	0,7148	0,1277	0,0794	0,0120	0,0219	36,41	3,54
	Erros	-0,0006	0,0003	0,0007	0,0002	-0,0002	-0,0003	0,76	-0,35%
499	Dados de Entrada	0,0413	0,7164	0,1288	0,0793	0,0121	0,0221	34,14	3,20
	Dados Simulados	0,0410	0,7142	0,1308	0,0801	0,0120	0,0220	35,06	3,20
	Erros	-0,0003	-0,0022	0,0020	0,0008	-0,0001	-0,0001	0,92	-0,09%

Tabela 33 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de permeado dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPc -
continua

id	Valores	Corrente de Permeado						Vazão [Nm³/d]
		Frações Molares						
		CO ₂	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano	
425	Dados de Entrada	0,5146	0,4464	0,0314	0,0057	0,0005	0,0013	1,38
	Dados Simulados	0,5614	0,4179	0,0185	0,0018	0,0001	0,0003	1,34
	Erros	0,0468	-0,0285	-0,0129	-0,0039	-0,0004	-0,0010	-2,65%
436	Dados de Entrada	0,5519	0,4268	0,0190	0,0019	0,0001	0,0003	1,32
	Dados Simulados	0,5519	0,4268	0,0190	0,0019	0,0001	0,0003	1,32
	Erros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,00%
439	Dados de Entrada	0,4985	0,4609	0,0327	0,0060	0,0005	0,0014	1,34
	Dados Simulados	0,5268	0,4528	0,0181	0,0018	0,0001	0,0003	1,36
	Erros	0,0283	-0,0081	-0,0146	-0,0042	-0,0004	-0,0011	1,72%
487	Dados de Entrada	0,5009	0,4582	0,0332	0,0059	0,0005	0,0013	1,37
	Dados Simulados	0,5362	0,4433	0,0184	0,0017	0,0001	0,0003	1,37
	Erros	0,0353	-0,0149	-0,0148	-0,0042	-0,0004	-0,0011	-0,02%
490	Dados de Entrada	0,4992	0,4602	0,0328	0,0059	0,0005	0,0013	1,34
	Dados Simulados	0,5395	0,4410	0,0182	0,0009	0,0002	0,0002	1,33
	Erros	0,0403	-0,0192	-0,0146	-0,0050	-0,0004	-0,0011	-0,52%
435	Dados de Entrada	0,5090	0,4515	0,0319	0,0058	0,0005	0,0013	1,34
	Dados Simulados	0,5520	0,4262	0,0193	0,0020	0,0002	0,0003	1,32
	Erros	0,0430	-0,0253	-0,0126	-0,0038	-0,0003	-0,0011	-1,22%
442	Dados de Entrada	0,5337	0,4289	0,0297	0,0058	0,0005	0,0013	1,27
	Dados Simulados	0,5814	0,3984	0,0179	0,0019	0,0002	0,0002	1,26
	Erros	0,0477	-0,0305	-0,0118	-0,0039	-0,0004	-0,0011	-1,31%
492	Dados de Entrada	0,5350	0,4273	0,0301	0,0057	0,0005	0,0013	1,27
	Dados Simulados	0,5838	0,3965	0,0175	0,0017	0,0001	0,0003	1,26
	Erros	0,0488	-0,0308	-0,0126	-0,0040	-0,0004	-0,0010	-0,66%
444	Dados de Entrada	0,5371	0,4263	0,0290	0,0058	0,0005	0,0013	1,26
	Dados Simulados	0,5848	0,3958	0,0172	0,0017	0,0001	0,0003	1,26
	Erros	0,0477	-0,0305	-0,0118	-0,0041	-0,0004	-0,0010	0,32%
491	Dados de Entrada	0,5352	0,4275	0,0297	0,0057	0,0005	0,0013	1,27
	Dados Simulados	0,5807	0,3996	0,0175	0,0017	0,0001	0,0003	1,28
	Erros	0,0455	-0,0279	-0,0122	-0,0040	-0,0004	-0,0010	0,56%

Tabela 33 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de permeado dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGC -
continuação

id	Valores	Corrente de Permeado						Vazão [Nm³/d]
		Frações Molares						
		CO2	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano	
105	Dados de Entrada	0,4996	0,4591	0,0337	0,0059	0,0005	0,0013	1,39
	Dados Simulados	0,5377	0,4418	0,0184	0,0017	0,0001	0,0003	1,37
	Erros	0,0381	-0,0173	-0,0153	-0,0042	-0,0004	-0,0011	-0,98%
385	Dados de Entrada	0,4927	0,4637	0,0357	0,0060	0,0005	0,0013	1,33
	Dados Simulados	0,5164	0,4615	0,0198	0,0018	0,0001	0,0003	1,38
	Erros	0,0237	-0,0022	-0,0159	-0,0042	-0,0004	-0,0010	3,26%
350	Dados de Entrada	0,4962	0,4621	0,0337	0,0061	0,0005	0,0014	1,34
	Dados Simulados	0,5287	0,4507	0,0184	0,0018	0,0001	0,0003	1,34
	Erros	0,0325	-0,0114	-0,0153	-0,0043	-0,0004	-0,0011	0,13%
441	Dados de Entrada	0,5332	0,4294	0,0298	0,0058	0,0005	0,0013	1,28
	Dados Simulados	0,5812	0,3986	0,0179	0,0019	0,0002	0,0002	1,26
	Erros	0,0480	-0,0308	-0,0119	-0,0039	-0,0004	-0,0011	-1,39%
376	Dados de Entrada	0,4986	0,4589	0,0347	0,0059	0,0005	0,0013	1,36
	Dados Simulados	0,5228	0,4565	0,0187	0,0018	0,0002	0,0001	1,39
	Erros	0,0242	-0,0024	-0,0160	-0,0041	-0,0004	-0,0012	2,33%
347	Dados de Entrada	0,4993	0,4597	0,0332	0,0060	0,0005	0,0013	1,36
	Dados Simulados	0,5229	0,4556	0,0192	0,0018	0,0001	0,0003	1,40
	Erros	0,0236	-0,0041	-0,0140	-0,0042	-0,0004	-0,0011	2,80%
146	Dados de Entrada	0,5002	0,4593	0,0329	0,0058	0,0005	0,0013	1,37
	Dados Simulados	0,5457	0,4344	0,0179	0,0016	0,0001	0,0003	1,33
	Erros	0,0455	-0,0249	-0,0150	-0,0042	-0,0004	-0,0010	-3,01%
494	Dados de Entrada	0,5388	0,4240	0,0295	0,0057	0,0005	0,0013	1,25
	Dados Simulados	0,5889	0,3917	0,0172	0,0017	0,0001	0,0003	1,25
	Erros	0,0501	-0,0323	-0,0123	-0,0040	-0,0004	-0,0010	-0,46%
378	Dados de Entrada	0,5029	0,4543	0,0352	0,0058	0,0005	0,0013	1,35
	Dados Simulados	0,5473	0,4324	0,0182	0,0017	0,0001	0,0003	1,33
	Erros	0,0444	-0,0219	-0,0170	-0,0041	-0,0004	-0,0010	-1,81%
493	Dados de Entrada	0,5406	0,4223	0,0296	0,0057	0,0005	0,0013	1,26
	Dados Simulados	0,5897	0,3909	0,0172	0,0017	0,0001	0,0003	1,25
	Erros	0,0491	-0,0314	-0,0124	-0,0040	-0,0004	-0,0010	-0,39%

Tabela 33 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de permeado dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC -
continuação

id	Valores	Corrente de Permeado						Vazão [Nm³/d]
		Frações Molares						
		CO ₂	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano	
140	Dados de Entrada	0,4622	0,4930	0,0369	0,0061	0,0005	0,0013	1,50
	Dados Simulados	0,5083	0,4697	0,0199	0,0018	0,0001	0,0002	1,44
	Erros	0,0461	-0,0233	-0,0170	-0,0043	-0,0004	-0,0011	-4,00%
342	Dados de Entrada	0,5111	0,4487	0,0327	0,0058	0,0005	0,0013	1,37
	Dados Simulados	0,5426	0,4378	0,0183	0,0009	0,0002	0,0002	1,40
	Erros	0,0315	-0,0109	-0,0144	-0,0049	-0,0004	-0,0011	2,30%
108	Dados de Entrada	0,5054	0,4547	0,0322	0,0058	0,0005	0,0013	1,37
	Dados Simulados	0,5507	0,429	0,0181	0,0017	0,0001	0,0003	1,35
	Erros	0,0453	-0,0257	-0,0141	-0,0041	-0,0004	-0,0011	-1,65%
443	Dados de Entrada	0,5375	0,4256	0,0292	0,0058	0,0005	0,0013	1,26
	Dados Simulados	0,5828	0,3976	0,0174	0,0017	0,0001	0,0003	1,27
	Erros	0,0453	-0,0280	-0,0118	-0,0041	-0,0004	-0,0010	0,75%
472	Dados de Entrada	0,5117	0,4488	0,0319	0,0057	0,0005	0,0013	1,38
	Dados Simulados	0,5428	0,4379	0,018	0,000897	0,0002	0,0002	1,41
	Erros	0,0311	-0,0109	-0,0139	-0,0048	-0,0003	-0,0010	2,16%
354	Dados de Entrada	0,4899	0,4679	0,0340	0,0062	0,0005	0,0014	1,32
	Dados Simulados	0,5159	0,4593	0,0222	0,0021	0,0002	0,0003	1,36
	Erros	0,0260	-0,0086	-0,0118	-0,0041	-0,0004	-0,0011	3,09%
578	Dados de Entrada	0,5136	0,4469	0,0319	0,0057	0,0005	0,0013	1,38
	Dados Simulados	0,5432	0,4364	0,0181	0,0019	0,0001	0,0003	1,42
	Erros	0,0296	-0,0105	-0,0138	-0,0038	-0,0004	-0,0010	2,85%
568	Dados de Entrada	0,5058	0,4508	0,0358	0,0058	0,0005	0,0013	1,36
	Dados Simulados	0,5369	0,4419	0,0188	0,0019	0,0001	0,0003	1,40
	Erros	0,0311	-0,0089	-0,0170	-0,0039	-0,0004	-0,0010	3,01%
187	Dados de Entrada	0,5196	0,4413	0,0316	0,0056	0,0005	0,0013	1,38
	Dados Simulados	0,5511	0,4292	0,0177	0,0016	0,0001	0,0003	1,42
	Erros	0,0315	-0,0121	-0,0139	-0,0040	-0,0004	-0,0010	2,66%
489	Dados de Entrada	0,5191	0,4420	0,0312	0,0058	0,0005	0,0013	1,29
	Dados Simulados	0,5637	0,4156	0,0184	0,0018	0,0001	0,0003	1,30
	Erros	0,0446	-0,0264	-0,0128	-0,0040	-0,0004	-0,0010	0,95%

Tabela 33 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de permeado dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC -
continuação

id	Valores	Corrente de Permeado						Vazão [Nm³/d]
		Frações Molares						
		CO ₂	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano	
173	Dados de Entrada	0,5075	0,4496	0,0353	0,0058	0,0005	0,0013	1,36
	Dados Simulados	0,5379	0,441	0,0187	0,0019	0,0001	0,0003	1,41
	Erros	0,0304	-0,0086	-0,0166	-0,0039	-0,0004	-0,0010	3,58%
48	Dados de Entrada	0,5060	0,4512	0,0352	0,0058	0,0005	0,0013	1,36
	Dados Simulados	0,5389	0,4384	0,0203	0,002	0,0001	0,0003	1,39
	Erros	0,0329	-0,0128	-0,0149	-0,0038	-0,0004	-0,0010	2,33%
533	Dados de Entrada	0,4589	0,4958	0,0372	0,0062	0,0005	0,0013	1,49
	Dados Simulados	0,4949	0,4827	0,0197	0,0022	0,0002	0,0003	1,46
	Erros	0,0360	-0,0131	-0,0175	-0,0040	-0,0004	-0,0010	-2,10%
584	Dados de Entrada	0,5101	0,4507	0,0316	0,0058	0,0005	0,0013	1,33
	Dados Simulados	0,5642	0,4151	0,0192	0,0013	0,0001	0,0002	1,28
	Erros	0,0541	-0,0356	-0,0124	-0,0045	-0,0004	-0,0011	-3,84%
539	Dados de Entrada	0,4976	0,4613	0,0334	0,0059	0,0005	0,0013	1,37
	Dados Simulados	0,5304	0,4490	0,0180	0,0021	0,0002	0,0003	1,37
	Erros	0,0328	-0,0123	-0,0154	-0,0038	-0,0004	-0,0010	0,49%
438	Dados de Entrada	0,5190	0,4419	0,0313	0,0059	0,0005	0,0013	1,29
	Dados Simulados	0,5739	0,4059	0,0186	0,0013	0,0001	0,0002	1,24
	Erros	0,0549	-0,0360	-0,0127	-0,0046	-0,0004	-0,0011	-4,07%
133	Dados de Entrada	0,4638	0,4924	0,0360	0,0060	0,0005	0,0013	1,53
	Dados Simulados	0,5043	0,474	0,0191	0,0021	0,0001	0,0003	1,47
	Erros	0,0405	-0,0184	-0,0169	-0,0039	-0,0003	-0,0010	-3,39%
132	Dados de Entrada	0,4577	0,5007	0,0331	0,0065	0,0006	0,0015	1,60
	Dados Simulados	0,4973	0,4816	0,0182	0,0023	0,0002	0,0004	1,54
	Erros	0,0396	-0,0191	-0,0149	-0,0042	-0,0004	-0,0011	-3,77%
585	Dados de Entrada	0,5046	0,4553	0,0324	0,0059	0,0005	0,0013	1,36
	Dados Simulados	0,5409	0,4382	0,0188	0,0018	0,0001	0,0003	1,38
	Erros	0,0363	-0,0171	-0,0136	-0,0041	-0,0004	-0,0010	1,18%
550	Dados de Entrada	0,5117	0,4481	0,0327	0,0058	0,0005	0,0013	1,37
	Dados Simulados	0,5617	0,4171	0,0189	0,0018	0,0001	0,0003	1,34
	Erros	0,0500	-0,0310	-0,0138	-0,0040	-0,0004	-0,0010	-2,72%

Tabela 33 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de permeado dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC -
continuação

id	Valores	Corrente de Permeado						Vazão [Nm³/d]
		Frações Molares						
		CO₂	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano	
558	Dados de Entrada	0,4999	0,4584	0,0337	0,0060	0,0005	0,0014	1,35
	Dados Simulados	0,5451	0,4338	0,0189	0,0018	0,0001	0,0003	1,32
	Erros	0,0452	-0,0246	-0,0148	-0,0042	-0,0004	-0,0011	-2,37%
110	Dados de Entrada	0,5384	0,4247	0,0294	0,0057	0,0005	0,0013	1,28
	Dados Simulados	0,5754	0,4062	0,0164	0,0016	0,0001	0,0003	1,32
	Erros	0,0370	-0,0185	-0,0130	-0,0041	-0,0004	-0,0010	3,36%
210	Dados de Entrada	0,5026	0,4564	0,0334	0,0058	0,0005	0,0013	1,39
	Dados Simulados	0,5386	0,4409	0,0184	0,0017	0,0001	0,0003	1,40
	Erros	0,0360	-0,0155	-0,0150	-0,0041	-0,0004	-0,0010	0,23%
448	Dados de Entrada	0,4922	0,4664	0,0334	0,0061	0,0005	0,0014	1,33
	Dados Simulados	0,514	0,4651	0,0187	0,0019	0,0001	0,0003	1,39
	Erros	0,0218	-0,0013	-0,0147	-0,0042	-0,0004	-0,0011	4,08%
71	Dados de Entrada	0,5170	0,4449	0,0306	0,0057	0,0005	0,0013	1,38
	Dados Simulados	0,547	0,4334	0,0176	0,0017	0,0001	0,0003	1,42
	Erros	0,0300	-0,0115	-0,0130	-0,0040	-0,0004	-0,0010	2,58%
446	Dados de Entrada	0,4922	0,4664	0,0334	0,0061	0,0005	0,0014	1,33
	Dados Simulados	0,514	0,4651	0,0187	0,0019	0,0001	0,0003	1,39
	Erros	0,0218	-0,0013	-0,0147	-0,0042	-0,0004	-0,0011	4,08%
523	Dados de Entrada	0,4578	0,5005	0,0332	0,0065	0,0006	0,0015	1,60
	Dados Simulados	0,5006	0,4818	0,0148	0,0023	0,0002	0,0004	1,53
	Erros	0,0428	-0,0187	-0,0184	-0,0042	-0,0004	-0,0011	-3,96%
404	Dados de Entrada	0,4573	0,4968	0,0377	0,0063	0,0005	0,0014	1,49
	Dados Simulados	0,4949	0,4824	0,0199	0,0022	0,0002	0,0003	1,45
	Erros	0,0376	-0,0144	-0,0178	-0,0041	-0,0004	-0,0010	-2,90%
317	Dados de Entrada	0,4541	0,5046	0,0328	0,0065	0,0006	0,0015	1,60
	Dados Simulados	0,4918	0,489	0,0163	0,0024	0,0002	0,0004	1,53
	Erros	0,0377	-0,0156	-0,0165	-0,0041	-0,0004	-0,0011	-4,09%
84	Dados de Entrada	0,5383	0,4243	0,0299	0,0057	0,0005	0,0013	1,28
	Dados Simulados	0,583	0,3979	0,0174	0,0014	0,0001	0,0002	1,28
	Erros	0,0447	-0,0264	-0,0125	-0,0043	-0,0004	-0,0011	-0,16%

Tabela 33 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de permeado dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC -
continuação

id	Valores	Corrente de Permeado						Vazão [Nm³/d]
		Frações Molares						
		CO ₂	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano	
484	Dados de Entrada	0,4625	0,4922	0,0371	0,0063	0,0005	0,0014	1,47
	Dados Simulados	0,5000	0,4776	0,0196	0,0022	0,0002	0,0003	1,44
	Erros	0,0375	-0,0146	-0,0175	-0,0041	-0,0004	-0,0011	-1,78%
429	Dados de Entrada	0,5422	0,4208	0,0293	0,0057	0,0005	0,0013	1,26
	Dados Simulados	0,5813	0,3999	0,0168	0,0016	0,0001	0,0003	1,29
	Erros	0,0391	-0,0209	-0,0125	-0,0041	-0,0004	-0,0011	2,12%
46	Dados de Entrada	0,5027	0,4546	0,0351	0,0058	0,0005	0,0013	1,37
	Dados Simulados	0,5368	0,4425	0,0187	0,0017	0,0001	0,0003	1,39
	Erros	0,0341	-0,0121	-0,0164	-0,0041	-0,0004	-0,0010	1,00%
243	Dados de Entrada	0,4899	0,4725	0,0316	0,0047	0,0004	0,0009	1,32
	Dados Simulados	0,5284	0,4518	0,0183	0,0012	0,0001	0,0002	1,29
	Erros	0,0385	-0,0207	-0,0133	-0,0035	-0,0003	-0,0007	-2,49%
478	Dados de Entrada	0,5435	0,4194	0,0295	0,0057	0,0005	0,0013	1,26
	Dados Simulados	0,5800	0,4012	0,0169	0,0016	0,0001	0,0003	1,29
	Erros	0,0365	-0,0182	-0,0126	-0,0041	-0,0004	-0,0010	2,83%
111	Dados de Entrada	0,5383	0,4243	0,0299	0,0057	0,0005	0,0013	1,28
	Dados Simulados	0,5826	0,3982	0,0174	0,0014	0,0001	0,0002	1,28
	Erros	0,0443	-0,0261	-0,0125	-0,0043	-0,0004	-0,0011	0,17%
588	Dados de Entrada	0,5031	0,4563	0,0326	0,0060	0,0005	0,0014	1,34
	Dados Simulados	0,5419	0,4384	0,0183	0,0009	0,0002	0,0002	1,35
	Erros	0,0388	-0,0179	-0,0143	-0,0051	-0,0004	-0,0011	0,65%
437	Dados de Entrada	0,5041	0,4562	0,0320	0,0059	0,0005	0,0013	1,35
	Dados Simulados	0,5278	0,4519	0,0181	0,0018	0,0001	0,0003	1,39
	Erros	0,0237	-0,0043	-0,0139	-0,0041	-0,0004	-0,0010	3,23%
497	Dados de Entrada	0,3705	0,5571	0,0544	0,0139	0,0012	0,0030	1,37
	Dados Simulados	0,5299	0,4486	0,0193	0,0018	0,0001	0,0003	1,34
	Erros	0,1594	-0,1085	-0,0351	-0,0121	-0,0011	-0,0027	-1,91%
204	Dados de Entrada	0,5194	0,4416	0,0317	0,0056	0,0005	0,0013	1,38
	Dados Simulados	0,5497	0,4306	0,0177	0,0016	0,0001	0,0003	1,42
	Erros	0,0303	-0,0110	-0,0140	-0,0040	-0,0004	-0,0010	2,44%

Tabela 33 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de permeado dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC -
continuação

id	Valores	Corrente de Permeado						Vazão [Nm³/d]
		Frações Molares						
		CO₂	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano	
555	Dados de Entrada	0,5046	0,4543	0,0334	0,0059	0,0005	0,0013	1,37
	Dados Simulados	0,5426	0,4363	0,019	0,0017	0,0001	0,0003	1,37
	Erros	0,0380	-0,0180	-0,0144	-0,0042	-0,0004	-0,0011	0,16%
450	Dados de Entrada	0,5220	0,4389	0,0311	0,0061	0,0006	0,0014	1,24
	Dados Simulados	0,5734	0,4067	0,018	0,0015	0,0001	0,0002	1,21
	Erros	0,0514	-0,0322	-0,0131	-0,0046	-0,0004	-0,0012	-2,71%
486	Dados de Entrada	0,5062	0,4537	0,0324	0,0059	0,0005	0,0013	1,34
	Dados Simulados	0,5495	0,4292	0,019	0,0018	0,0001	0,0003	1,34
	Erros	0,0433	-0,0245	-0,0134	-0,0041	-0,0004	-0,0010	0,19%
322	Dados de Entrada	0,4556	0,5003	0,0362	0,0062	0,0005	0,0013	1,52
	Dados Simulados	0,4939	0,4841	0,0194	0,0022	0,0002	0,0003	1,46
	Erros	0,0383	-0,0162	-0,0168	-0,0040	-0,0003	-0,0010	-3,93%
103	Dados de Entrada	0,4650	0,4899	0,0369	0,0062	0,0005	0,0014	1,47
	Dados Simulados	0,5099	0,4679	0,0199	0,0019	0,0001	0,0002	1,43
	Erros	0,0449	-0,0220	-0,0170	-0,0043	-0,0004	-0,0012	-2,74%
369	Dados de Entrada	0,5115	0,4485	0,0325	0,0057	0,0005	0,0013	1,37
	Dados Simulados	0,5595	0,4198	0,0189	0,0015	0,0001	0,0002	1,32
	Erros	0,0480	-0,0287	-0,0136	-0,0042	-0,0004	-0,0011	-3,92%
18	Dados de Entrada	0,4927	0,4701	0,0312	0,0046	0,0004	0,0009	1,32
	Dados Simulados	0,5315	0,4487	0,0183	0,0012	0,0001	0,0002	1,31
	Erros	0,0388	-0,0214	-0,0129	-0,0034	-0,0003	-0,0007	-0,96%
29	Dados de Entrada	0,4541	0,5043	0,0330	0,0065	0,0006	0,0015	1,60
	Dados Simulados	0,4915	0,4874	0,0182	0,0024	0,0002	0,0004	1,54
	Erros	0,0374	-0,0169	-0,0148	-0,0041	-0,0004	-0,0011	-3,56%
426	Dados de Entrada	0,5151	0,4457	0,0316	0,0057	0,0005	0,0013	1,36
	Dados Simulados	0,561	0,4181	0,0186	0,0018	0,0001	0,0003	1,34
	Erros	0,0459	-0,0276	-0,0130	-0,0039	-0,0004	-0,0010	-1,96%
192	Dados de Entrada	0,5090	0,4507	0,0327	0,0058	0,0005	0,0013	1,37
	Dados Simulados	0,5402	0,4395	0,0182	0,0017	0,0001	0,0003	1,40
	Erros	0,0312	-0,0112	-0,0145	-0,0041	-0,0004	-0,0010	2,24%

Tabela 33 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de permeado dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC -
continuação

id	Valores	Corrente de Permeado						Vazão [Nm³/d]
		Frações Molares						
		CO ₂	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano	
373	Dados de Entrada	0,4698	0,4851	0,0370	0,0062	0,0005	0,0014	1,46
	Dados Simulados	0,5071	0,4708	0,0194	0,0022	0,0002	0,0003	1,43
	Erros	0,0373	-0,0143	-0,0176	-0,0040	-0,0004	-0,0010	-2,26%
433	Dados de Entrada	0,4609	0,4940	0,0369	0,0063	0,0005	0,0014	1,46
	Dados Simulados	0,4865	0,4909	0,0196	0,0025	0,0002	0,0004	1,50
	Erros	0,0256	-0,0031	-0,0173	-0,0038	-0,0004	-0,0010	2,92%
144	Dados de Entrada	0,4915	0,4668	0,0340	0,0059	0,0005	0,0013	1,41
	Dados Simulados	0,5316	0,449	0,017	0,0019	0,0001	0,0003	1,38
	Erros	0,0401	-0,0178	-0,0170	-0,0040	-0,0004	-0,0010	-2,02%
30	Dados de Entrada	0,4563	0,5008	0,0349	0,0062	0,0005	0,0013	1,55
	Dados Simulados	0,4885	0,4899	0,0188	0,0023	0,0002	0,0003	1,54
	Erros	0,0322	-0,0109	-0,0161	-0,0039	-0,0003	-0,0010	-0,46%
408	Dados de Entrada	0,5001	0,4574	0,0350	0,0057	0,0005	0,0013	1,37
	Dados Simulados	0,5419	0,4369	0,019	0,0017	0,0001	0,0003	1,35
	Erros	0,0418	-0,0205	-0,0160	-0,0040	-0,0004	-0,0010	-1,58%
305	Dados de Entrada	0,4912	0,4675	0,0334	0,0060	0,0005	0,0014	1,33
	Dados Simulados	0,5228	0,4568	0,0182	0,0018	0,0001	0,0003	1,33
	Erros	0,0316	-0,0107	-0,0152	-0,0042	-0,0004	-0,0011	-0,20%
241	Dados de Entrada	0,4927	0,4699	0,0314	0,0046	0,0004	0,0009	1,34
	Dados Simulados	0,5318	0,4486	0,0181	0,0012	0,0001	0,0002	1,30
	Erros	0,0391	-0,0213	-0,0133	-0,0034	-0,0003	-0,0007	-2,99%
229	Dados de Entrada	0,5249	0,4363	0,0316	0,0054	0,0005	0,0012	1,38
	Dados Simulados	0,5517	0,4287	0,0176	0,0016	0,0001	0,0003	1,43
	Erros	0,0268	-0,0076	-0,0140	-0,0038	-0,0004	-0,0010	3,47%
318	Dados de Entrada	0,4543	0,5027	0,0349	0,0063	0,0005	0,0013	1,55
	Dados Simulados	0,4871	0,4901	0,0199	0,0024	0,0002	0,0003	1,53
	Erros	0,0328	-0,0126	-0,0150	-0,0039	-0,0003	-0,0010	-1,51%
424	Dados de Entrada	0,5115	0,4495	0,0313	0,0058	0,0005	0,0013	1,38
	Dados Simulados	0,5478	0,4319	0,0182	0,0017	0,0001	0,0003	1,38
	Erros	0,0363	-0,0176	-0,0131	-0,0041	-0,0004	-0,0010	0,34%

Tabela 33 - Dados de entrada, resultados das simulações e erros para a corrente de permeado dos pontos operacionais simulados pelo modelo PGPC - conclusão

id	Valores	Corrente de Permeado						Vazão [Nm³/d]
		Frações Molares						
		CO₂	Metano	Etano	Propano	i-Butano	n-Butano	
83	Dados de Entrada	0,5372	0,4257	0,0295	0,0057	0,0005	0,0013	1,28
	Dados Simulados	0,5899	0,3913	0,017	0,0014	0,0001	0,0002	1,26
	Erros	0,0527	-0,0344	-0,0125	-0,0043	-0,0004	-0,0011	-1,95%
79	Dados de Entrada	0,5056	0,4544	0,0323	0,0058	0,0005	0,0013	1,37
	Dados Simulados	0,5385	0,4413	0,0181	0,0017	0,0001	0,0003	1,39
	Erros	0,0329	-0,0131	-0,0142	-0,0041	-0,0004	-0,0010	1,40%
94	Dados de Entrada	0,5107	0,4502	0,0316	0,0057	0,0005	0,0013	1,39
	Dados Simulados	0,545	0,4352	0,0178	0,0017	0,0001	0,0003	1,40
	Erros	0,0343	-0,0150	-0,0138	-0,0040	-0,0004	-0,0010	0,90%
499	Dados de Entrada	0,4802	0,4752	0,0358	0,0067	0,0006	0,0015	1,33
	Dados Simulados	0,5203	0,4582	0,0193	0,0018	0,0001	0,0003	1,33
	Erros	0,0401	-0,0170	-0,0165	-0,0049	-0,0005	-0,0012	0,23%