

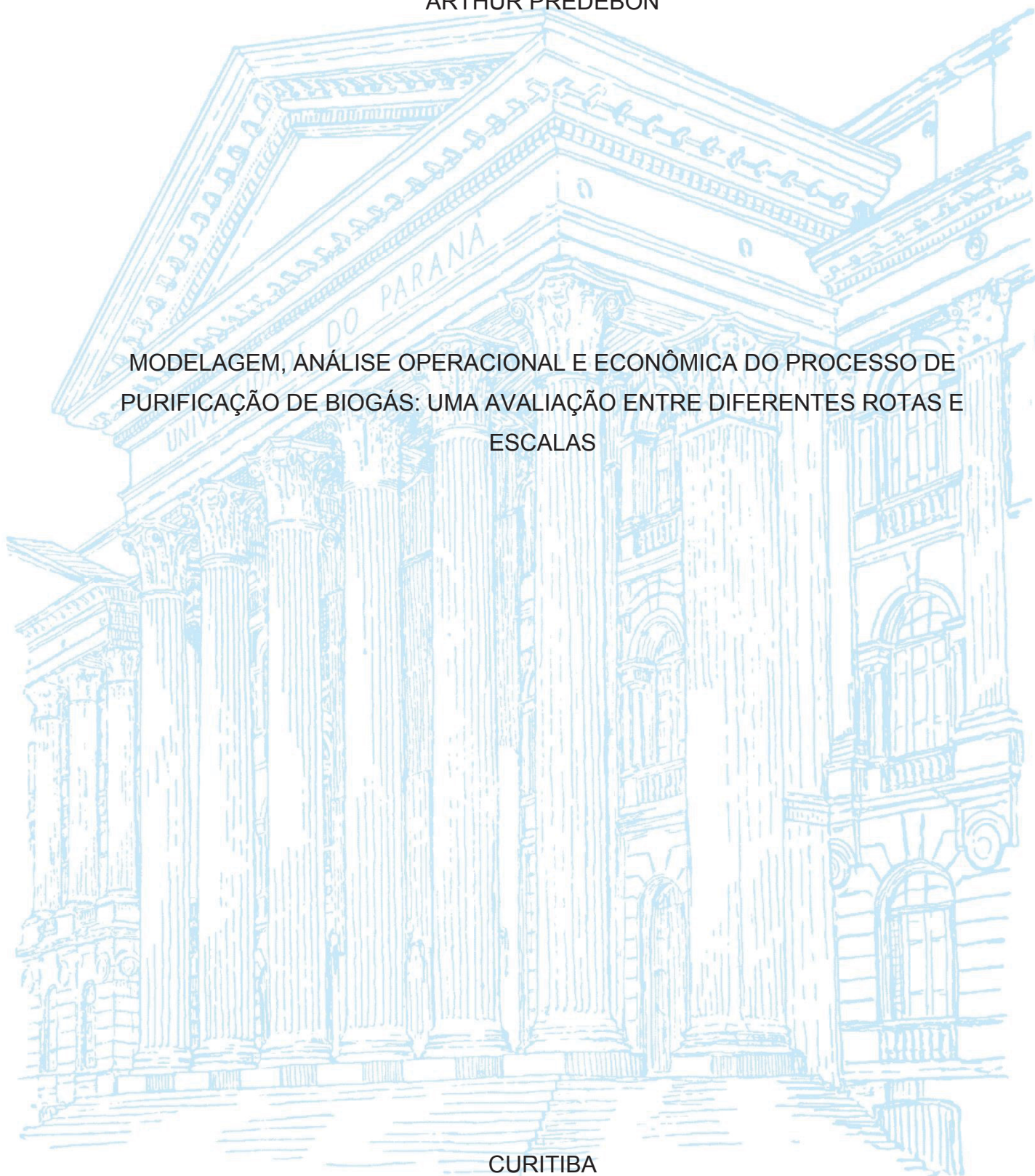
UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ

ARTHUR PREDEBON

MODELAGEM, ANÁLISE OPERACIONAL E ECONÔMICA DO PROCESSO DE
PURIFICAÇÃO DE BIOGÁS: UMA AVALIAÇÃO ENTRE DIFERENTES ROTAS E
ESCALAS

CURITIBA

2021



ARTHUR PREDEBON

MODELAGEM, ANÁLISE OPERACIONAL E ECONÔMICA DO PROCESSO DE
PURIFICAÇÃO DE BIOGÁS: UMA AVALIAÇÃO ENTRE DIFERENTES ROTAS E
ESCALAS

Dissertação apresentada ao curso de Pós-Graduação em engenharia química, Setor de tecnologias, Universidade Federal do Paraná, como requisito parcial à obtenção do título de Mestre em engenharia química.

Orientador: Prof. Dr. Daniel Eiras

Coorientador: Prof. Dr. Luiz Fernando de Lima Luz Jr

CURITIBA

2021

Catálogo na Fonte: Sistema de Bibliotecas, UFPR
Biblioteca de Ciência e Tecnologia

P923m Predebon, Arthur

Modelagem, análise operacional e econômica do processo de purificação de biogás: uma avaliação entre diferentes rotas e escalas [recurso eletrônico] / Arthur Predebon – Curitiba, 2021.

Dissertação - Programa de Pós-Pós-graduação em Engenharia Química, Setor de tecnologias, Universidade Federal do Paraná, como requisito parcial à obtenção do título de Mestre em Engenharia Química

Orientador: Prof. Dr. Daniel Eiras

Coorientador: Prof. Dr. Luiz Fernando de Lima Luz Júnior

1. Biogás. 2. Biometano. 3. Membrana. I. Eiras, Daniel. II. Luz Júnior, Luiz Fernando de Lima. III. Universidade Federal do Paraná. IV. Título.

CDD 665.776

Bibliotecária: Vilma Machado CRB-9/1563



MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO
SETOR DE TECNOLOGIA
UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ
PRÓ-REITORIA DE PESQUISA E PÓS-GRADUAÇÃO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO ENGENHARIA QUÍMICA
- 40001016056P9

ATA Nº154

**ATA DE SESSÃO PÚBLICA DE DEFESA DE MESTRADO PARA A
OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM ENGENHARIA QUÍMICA**

No dia cinco de agosto de dois mil e vinte e um às 14:00 horas, na sala Microsoft Teams, Plataforma online, em função da portaria 754/2020 da Reitoria - UFPR, foram instaladas as atividades pertinentes ao rito de defesa de dissertação do mestrando **ARTHUR PREDEBON**, intitulada: **Modelagem, análise operacional e econômica do processo de purificação de biogás: uma avaliação entre diferentes rotas e escalas**, sob orientação do Prof. Dr. DANIEL EIRAS. A Banca Examinadora, designada pelo Colegiado do Programa de Pós-Graduação em ENGENHARIA QUÍMICA da Universidade Federal do Paraná, foi constituída pelos seguintes Membros: DANIEL EIRAS (UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ), MARCELO KAMINSKI LENZI (UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ), VITOR RENAN DA SILVA (UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ). A presidência iniciou os ritos definidos pelo Colegiado do Programa e, após exarados os pareceres dos membros do comitê examinador e da respectiva contra argumentação, ocorreu a leitura do parecer final da banca examinadora, que decidiu pela APROVAÇÃO. Este resultado deverá ser homologado pelo Colegiado do programa, mediante o atendimento de todas as indicações e correções solicitadas pela banca dentro dos prazos regimentais definidos pelo programa. A outorga de título de mestre está condicionada ao atendimento de todos os requisitos e prazos determinados no regimento do Programa de Pós-Graduação. Nada mais havendo a tratar a presidência deu por encerrada a sessão, da qual eu, DANIEL EIRAS, lavrei a presente ata, que vai assinada por mim e pelos demais membros da Comissão Examinadora.

CURITIBA, 05 de Agosto de 2021.

Assinatura Eletrônica

05/08/2021 18:09:01.0

DANIEL EIRAS

Presidente da Banca Examinadora

Assinatura Eletrônica

06/08/2021 08:08:57.0

MARCELO KAMINSKI LENZI

Avaliador Interno (UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ)

Assinatura Eletrônica

05/08/2021 18:40:45.0

VITOR RENAN DA SILVA

Avaliador Externo (UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ)

Rua Cel. Francisco Heráclito dos Santos, s/nº - CURITIBA - Paraná - Brasil
CEP 81531-980 - Tel: (41) 3361-3590 - E-mail: ppgeq@ufpr.br

Documento assinado eletronicamente de acordo com o disposto na legislação federal Decreto 8539 de 08 de outubro de 2015. Gerado e autenticado pelo SIGA-UFPR, com a seguinte identificação única: 104971

Para autenticar este documento/assinatura, acesse

<https://www.prppg.ufpr.br/siga/visitante/autenticacaoassinaturas.jsp> e insira o código 104971



MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO
SETOR DE TECNOLOGIA
UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ
PRÓ-REITORIA DE PESQUISA E PÓS-GRADUAÇÃO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO ENGENHARIA QUÍMICA
- 40001016056P9

TERMO DE APROVAÇÃO

Os membros da Banca Examinadora designada pelo Colegiado do Programa de Pós-Graduação em ENGENHARIA QUÍMICA da Universidade Federal do Paraná foram convocados para realizar a arguição da Dissertação de Mestrado de **ARTHUR PREDEBON** intitulada: **Modelagem, análise operacional e econômica do processo de purificação de biogás: uma avaliação entre diferentes rotas e escalas**, sob orientação do Prof. Dr. DANIEL EIRAS, que após terem inquirido o aluno e realizada a avaliação do trabalho, são de parecer pela sua APROVAÇÃO no rito de defesa. A outorga do título de mestre está sujeita à homologação pelo colegiado, ao atendimento de todas as indicações e correções solicitadas pela banca e ao pleno atendimento das demandas regimentais do Programa de Pós-Graduação.

CURITIBA, 05 de Agosto de 2021.

Assinatura Eletrônica

05/08/2021 18:09:01.0

DANIEL EIRAS

Presidente da Banca Examinadora

Assinatura Eletrônica

06/08/2021 08:08:57.0

MARCELO KAMINSKI LENZI

Avaliador Interno (UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ)

Assinatura Eletrônica

05/08/2021 18:40:45.0

VITOR RENAN DA SILVA

Avaliador Externo (UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ)

Rua Cel. Francisco Heráclito dos Santos, s/nº - CURITIBA - Paraná - Brasil
CEP 81531-980 - Tel: (41) 3361-3590 - E-mail: ppgeq@ufpr.br

Documento assinado eletronicamente de acordo com o disposto na legislação federal Decreto 8539 de 08 de outubro de 2015. Gerado e autenticado pelo SIGA-UFPR, com a seguinte identificação única: 104971

Para autenticar este documento/assinatura, acesse

<https://www.prppg.ufpr.br/siga/visitante/autenticacaoassinaturas.jsp> e insira o código 104971

AGRADECIMENTOS

Fica aqui registrada toda a minha gratidão aos que contribuíram para a realização deste trabalho, assim como aos que fizeram parte de minha vida durante este momento:

Aos meus orientadores Daniel Eiras e Luiz Fernando de Lima Luz Jr pela orientação ao longo do projeto. Aos professores das bancas de qualificação e defesa: Alexandre Ferreira Santos, Marcelo Kaminski Lenzi e Vitor Renan da Silva pelas sugestões, ideias e críticas construtivas.

A CAPES pelo financiamento deste trabalho.

Aos meus familiares, que me ajudaram a passar por todos os momentos difíceis, crises existenciais e frustrações, sempre me apoiando incondicionalmente e torcendo por mim a cada minuto. Obrigado mãe, pai e irmão.

Aos companheiros de almoço Fernando, Andressa e Baldo pelas conversas que se estendiam para além das refeições, sempre acompanhadas de uma xícara de café, reflexões e risadas.

Aos companheiros que atendiam religiosamente às nossas reuniões de jogos nas noites de terça-feira, Pietro, Plagas e Mateus, obrigado por estes e outros momentos de descontração, enriquecidos por discussões a respeito de nossas vidas, problemas e sonhos.

Aos meus colegas e vizinhos de laboratório Raquel, Paula, Jardel, João, Ana Flávia e Carol, pelos momentos de descontração na forma de conversas pelos corredores e laboratórios, que tornaram meu trabalho um pouco menos solitário.

Ao cachorro que auxiliou na manutenção de minha sanidade mental durante este momento de isolamento social, Amora Cristina, que me acompanhou até nas madrugadas de trabalho, sempre com muito carinho, amor, baba, cabeçadas, patadas e eventuais concessões de colo compelido.

Por fim, eu não poderia deixar de agradecer a pessoa mais importante em minha vida, que esteve ao meu lado a cada segundo desta jornada, sempre disposta a me receber com um abraço, onde me tranquilizava dizendo que tudo iria ficar bem, sempre me apoiando e acreditando em mim, até nos momentos em que tudo se tornava obscuro e a saída parecia não existir, você me reergueu, cada vez, e me fez seguir em frente, sem você eu não teria conseguido, obrigado Amanda Mildemberger, amor da minha vida.

RESUMO

Neste trabalho foi criado um modelo computacional para simular o comportamento de um módulo de permeação de gases por membrana. Este modelo foi então utilizado para estudar a influência que os parâmetros de entrada exercem sobre o resultado do custo de separação de um sistema CO_2/CH_4 na obtenção de biometano a partir de uma corrente proveniente do biogás. Foram testadas diferentes condições de alimentação, escala de produção e dados de permeação sobre a curva superior Robeson. Também foram testadas 4 diferentes possibilidades de arranjo de dois módulos de permeação, por fim, os dados obtidos nas simulações foram utilizados para avaliar a influência que a vazão de alimentação exerce na escolha da configuração e das variáveis de projeto ideais. Os resultados indicaram que as melhores pressões de operação se encontram em torno de 7 a 10 Bar e uma seletividade entre 10 e 40, associadas as permeâncias de 12414 e 321 Barrer, respectivamente. Também foi possível concluir que os melhores arranjos de dois módulos ocorrem para o reaproveitamento do permeado do primeiro módulo, sem realização do reciclo ou o reaproveitamento do retido do primeiro módulo com reciclo do permeado do segundo módulo de volta para a alimentação.

Palavras-chave: Biogás. Biometano. Membrana. Permeação.

ABSTRACT

In this work, a computational model was created to simulate the behavior of a gas permeation membrane module. The model was then used to study the influence of input parameters on the the CO₂/CH₄ separation cost for obtaining biomethane from biogas. Different feeding conditions, production scale and permeation data were tested for the upper Robeson curve. Four different possibilities of arrangement of two permeation modules were also tested, finally, the data obtained in the simulations were used to evaluate the influence of the feed flow on the optimal configuration and design variables. The results indicated that the best operating pressures occurs around 7 to 10 Bar and a selectivity between 10 and 40, associated with permeances of 12414 and 321 Barrer, respectively. It was also possible to conclude that the best arrangements of two modules occur for the reuse of the permeate from the first module, without recycling or the reuse of the retained from the first module with recycling of the permeate from the second module back to the feed.

Keywords: Biogas. Biomethane. Membrane. Permeation.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Composição de metano resultante da fermentação de diferentes substratos.....	23
Figura 2 – Potencial de produção de biogás para produção de energia (GW/ano) no estado do Paraná (Ferreira et al. 2018).	25
Figura 3 – Etapas do tratamento do biogás e utilização do produto de acordo com a faixa de composição (Silveira et al., 2015).....	26
Figura 4 – Esquema simplificada de uma unidade de permeação de gases por membrana	30
Figura 5 – Limite superior de Robeson para o sistema CO ₂ e CH ₄ (Robeson 2008)	32
Figura 6 – polímeros que ultrapassam a curva superior de Robeson	33
Figura 7 – Esquema de módulo de membrana de fibra oca (Coker et al., 1998)	35
Figura 8 – Associação de duas etapas de permeação sem reciclo.....	37
Figura 9 – Configurações com reciclo para duas etapas de separação com reciclo.	38
Figura 10 – Esquema de discretização do comprimento da membrana.....	39
Figura 11 – Elemento n da discretização	40
Figura 12 – Preço FOB de compressores em função da potência de operação (Seider et al. 2016).....	46
Figura 13 – Fluxograma do código de VBA criado para este trabalho.	64
Figura 14 – esquema detalhado do sistema 1A	70
Figura 15 – Esquema detalhado do sistema 2A.....	72
Figura 16 – Esquema detalhado do sistema 2B.....	73
Figura 17 – Esquema detalhado do sistema 2A.....	75
Figura 18 – Esquema detalhado do sistema 2 ^a	76
Figura 19 – Esquema do sistema de compressão	77
Figura 20 – esquema de tabela consultada pela função interpolar().....	80
Figura 21 – Concentração de metano no retido e permeado em função da área de permeação ($Z_{CH_4}=0,5$, $P_r=5$ Bar, $P_P=1$ Bar, $Barr_{CH_4}=50$, $K_{CO_2}=178,4$.).....	84
Figura 22 – Tempo de cálculo e número de iterações para o sistema da Figura 21 em função do	85
Figura 23 – Resultados de Stage Cut em função da área para diferentes números de iterações	85

Figura 24 – Composição de metano no retido em função da área, iteração comum	86
Figura 25 - Composição de metano no retido em função da área, restrição de fluxo positivo.	87
Figura 26 – Composição de metano no retido em função da área, $dy=0,1$	87
Figura 27 – Composição de metano no retido em função da área, $dy=0,9$	88
Figura 28 – Custo de separação para sistema 1A (US\$/m ³).	89
Figura 29 - Área de permeação do sistema 1A (m ²).	91
Figura 30 – Recuperação do sistema 1A	92
Figura 31 – Custo dos módulos de membrana (MB), compressor (CP) e trocador de calor (TC) em função da pressão de projeto para o sistema 1A, $\alpha=15$, $z_1=0,5$.	93
Figura 32 – Custo de diferentes módulos, compressor e trocador de calor em função da pressão de projeto para o sistema 1A, $\alpha=5, 15$ e 25 , $z_1=0,5$.	94
Figura 33 – Custo capital e de operação para o sistema 1A, $\alpha=15$, $z=15$, $z_1=0,5$.	95
Figura 34 – Decomposição dos custos de operação para o sistema 1A, $\alpha=15$, $z=15$, $z_1=0,5$.	95
Figura 35 - Custo de separação para sistema 2A (US\$/m ³).	96
Figura 36 – Custo de separação para sistema 2B (US\$/m ³).	97
Figura 37 – recuperação do sistema 2A.	99
Figura 38 - Recuperação do sistema 2B.	100
Figura 39 – Custo de separação versus recuperação para os sistemas 1A, 2A e 2B	101
Figura 40 - Comparação do aumento de custo para a variação da fração de metano no retido do primeiro módulo, aumento medido em relação ao sistema com especificação de 60%.	102
Figura 41 - Aumento do custo de separação para o sistema 2B em função do aumento da pressão do permeado do primeiro módulo, variação em relação ao sistema com $P^P=1,2$ Bar.	103
Figura 42 - Custo de separação para sistema 2Ar (US\$/m ³).	104
Figura 43 - Custo de separação para sistema 2Br (US\$/m ³).	105
Figura 44 – Dados do custo de separação em função da seletividade para os sistemas 2B, 2Ar e 2Br	106
Figura 45 – Custo de separação em função da recuperação	107

Figura 46 – Custo de separação em função da recuperação para valores acima de	107
Figura 47 – Custo de separação em função da vazão molar de metano para uma recuperação não especificada.	109
Figura 48 – Custo de separação em função da vazão molar de metano para uma recuperação mínima de 90%.	111
Figura 49 – Custo de separação em função da vazão molar de metano para uma recuperação mínima de 97%.	112

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Composição média do biogás para diferentes fontes (Chmielewski et al. 2019).....	22
Tabela 2 – Rendimento de diferentes substratos em biogás (Steinhauser 2011)	24
Tabela 3 – Utilização do biogás no Brasil (CIBiogás, 2019).....	29
Tabela 4 – Comparação entre diferentes módulos de membrana (Baker 2012).....	34
Tabela 5 – comparação entre diferentes tipos de compressor (Seider et al. 2016) ..	45
Tabela 6 – operação dos compressores para diferentes vazões de entrada	45
Tabela 7 – Composição do custo Total Investido (Seider et al. 2016)	49
Tabela 8 – Custo de compra dos módulos de fibra oca segundo (Baker, 2012).....	51
Tabela 9 – Estimativas do custo de módulos de membrana observados na literatura.	53
Tabela 10 – Custos associados ao módulo (Seider et al., 2016)	54
Tabela 11 - Custo de instalação de utilidades em função do consumo para (CEPSI =567) (Seider et al., 2016).	55
Tabela 12 – Valores de seletividade e permeabilidade testados.....	69
Tabela 13 - Variáveis estudadas para cada simulação	70
Tabela 14 - Variáveis estudadas para o sistema 2A	73
Tabela 15 - Variáveis estudadas para o sistema 2B	74
Tabela 16 - Variáveis estudadas para o sistema 1Ar	76
Tabela 17 - Variáveis estudadas para o sistema 1Br	77
Tabela 18 – Simulações realizadas para o sistema de compressão	79
Tabela 19 – Razão máxima para o estágio de compressão em função do número de compressores.....	79
Tabela 20 – Parâmetros utilizados na simulação	82
Tabela 21 – Melhores resultados do custo de separação em função da vazão de alimentação.....	108
Tabela 22 – Melhores resultados do custo de separação em função da vazão de alimentação para recuperações superiores a 90%	110
Tabela 23 – Melhores resultados do custo de separação em função da vazão de alimentação para recuperações superiores a 97%.	112

LISTA DE ABREVIATURAS OU SIGLAS

AP	– Aspen Plus
ACM	– Aspen Custom Modeler
APEA	– Aspen Process Economic Analyzer
Capex	– Capital Expenditures
CNTP	– Condições normais de temperatura e pressão (1atm, 0°C)
COFINS	– Contribuição para o Financiamento da Seguridade Social
CP	– Compressor
CSLL	– contribuição social sobre lucro líquido
FOB	– Free on board
GNR	– Gás natural renovável
IRPJ	– Imposto de renda sobre pessoa jurídica
MUS\$	– Milhões de dólares americanos
NBR	– Norma Brasileira
Opex	– Operational Expenditures
PIM	– Membrana com micro-porosidade intrínseca (<i>Membrane with Intrinsic Micro-Porosity</i>)
PIS	– Programa de integração social
PPM	– Parte por milhão
R\$	– Reais
RSU	– Resíduo Urbano sólido
SEPCI	– Chemical Engineering Plant Cost Index
TC	– Trocador de calor
TR	– Termo rearranjado
US¢	– Centavos americanos
US\$	– Dólares americanos

LISTA DE SÍMBOLOS

α	– Seletividade
ΔA	– Elemento de área (m ²)
ΔP	– Queda de pressão (Pa)
ρ	– Densidade molar (mol/m ³)
μ	– Viscosidade (Pa.s)
Ψ	– Fator de empacotamento
Σ	– Somatório de termos
ϕ	– Coeficiente de fugacidade
π	– Pi (3,14159265)
A	– Área de permeação (m ²)
c	– Constante
C	– Custo
d_o	– Diâmetro externo da fibra (m)
d_h	– Diâmetro hidráulico (m)
d_i	– Diâmetro interno da fibra (m)
d_s	– Diâmetro interno do casco (m)
f	– Função
f_L	– Fator de localização
F	– Vazão (mol.s ⁻¹)
FE	– Fator de escala
FT	– Fator de tamanho
H	– Entalpia (J)
ha	– hectare (10.000m ²)
I	– Índice
J	– Vazão molar através da membrana (mol.s ⁻¹)
K	– Permeabilidade (mol.m ⁻² .s ⁻¹ .Pa ⁻¹)
kPa	– Quilo pascal
L	– Comprimento ativo da membrana(m)
n	– Elemento genérico
N	– Numero de elementos
N_F	– Número de fibras

Nm^3	– Normal metro cúbico (m^3)
P	– Pressão (Pa)
P_i	– Pressão parcial do componente i (Pa)
q	– fluxo de calor através da membrana (J)
Q	– Permeância ($cm^3.cm.cm^{-2}.s^{-1}.cmHg^{-1}$)
T	– Temperatura (K)
U_0	– Coeficiente global de troca térmica ($J.m^{-2}.K^{-1}$)
x	– Fração molar no retido(mol/mol)
X	– Variável otimizada
y	– Fração molar no permeado (mol/mol)
z	– Fração molar na alimentação (mol/mol)

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO E JUSTIFICATIVA.....	17
2	OBJETIVOS.....	20
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	21
3.1	O BIOGÁS	21
3.1.1	composição	21
3.1.2	Fontes.....	23
3.1.3	Tratamento do biogás.....	26
3.1.4	Utilização do Biogás	27
3.1.4.1	Fornos de cozinha	27
3.1.4.2	Caldeira	28
3.1.4.3	Geração de energia elétrica	28
3.1.4.4	Injeção no sistema de gás natural	28
3.1.4.5	Outros usos	28
3.1.5	Utilização no Brasil	29
3.2	PROCESSOS DE REMOÇÃO DE CO ₂ DO BIOGÁS UTILIZANDO TECNOLOGIA DE PERMEAÇÃO POR MEMBRANAS	29
3.2.1	Mecanismo de separação.....	30
3.2.2	Materiais	31
3.2.3	Módulos de separação	33
3.2.4	Associação de módulos.....	36
3.2.5	Descrição matemática do modelo de permeação por membrana	38
3.2.6	Extrapolações do modelo	43
3.2.7	Sistema de compressão	44
3.2.8	Análise de desempenho econômico do processo de separação	47
3.2.8.1	Capital total investido.....	48
3.2.8.2	Custos operacionais	56
3.3	ESTADO DA ARTE	57
3.3.1	Estudos anteriores sobre a viabilidade de processos de purificação de biogás	57
3.3.2	Modelagem matemática para separação de gases em membrana de fibra oça assimétrica	58
4	METODOLOGIA.....	60

4.1	ESCOLHA DA FERRAMENTA PARA A MODELAGEM DO MÓDULO DE PERMEAÇÃO	61
4.2	PLANILHA E ALGORITMO DE RESOLUÇÃO	63
4.2.1	Função de nível 3	64
4.2.2	Funções de nível 2	65
4.2.3	Main.....	66
4.2.4	Fitpar	66
4.2.5	Funções de nível 1	66
4.2.5.1	Run_main e Run_fitpar.....	67
4.2.5.2	Schedule.....	67
4.2.6	Multistage	68
4.2.7	Schedule_Multistage	68
4.3	SIMULAÇÕES	68
4.3.1	Configuração do sistema 1A.....	70
4.3.2	Configuração do sistema 2A.....	71
4.3.3	Configuração do sistema 2B.....	73
4.3.4	Configuração do sistema 2Ar	74
4.3.5	Configuração do sistema 2Br	76
4.4	CUSTO DE COMPRESSÃO	77
4.5	CÁLCULO DOS CUSTOS	81
4.6	EXTRAPOLAÇÃO DOS RESULTADOS PARA DIFERENTES FLUXOS DE ALIMENTAÇÃO.....	82
5	RESULTADOS	84
5.1	CONVERGENCIA DA FUNÇÃO.....	84
5.2	1 ETAPA DE PERMEAÇÃO	89
5.3	2 ETAPAS DE PERMEAÇÃO SEM RECICLO	96
5.4	2 ETAPAS DE PERMEAÇÃO COM RECICLO	104
5.5	INFLUÊNCIA DA VAZÃO	107
6	CONCLUSÃO.....	114
	REFERÊNCIAS.....	116
	ANEXO A: COMPOSIÇÃO DO BIOGÁS.....	120

1 INTRODUÇÃO E JUSTIFICATIVA.

Devido a sua vasta extensão territorial, o Brasil possui um grande potencial para a produção agrícola e criação de gado, sendo um dos maiores produtores e exportadores agropecuários. Só em agosto de 2020 podemos citar o Brasil líder mundial na produção de açúcar, café, soja, carne de porco e de gado (Bruto; Paulo 2020).

A agricultura que movimentou 440,01 bilhões de reais no último ano, encontra-se espalhada por uma área de mais de 65 milhões de hectares. Já a pecuária teve um valor de 234,19 bilhões de reais com mais de 200 milhões de cabeças de gado e mais de 1,4 bilhão de galináceos (Bruto; Paulo 2020).

Estes dados são uma somatória de uma vasta pluralidade de escalas de operação, desde grandes indústrias como produtores e exportadores de grãos até as cooperativas formadas por produtores familiares.

Independentemente da escala de produção ou exercício desempenhado dentro da agropecuária, um problema que permeia todo o setor é a geração de resíduos orgânicos como dejetos animais, aparas, rejeitos agrícolas e mais uma infinidade de outros descartes que nem sempre encontram um fim apropriado.

Podemos citar como uma prática comum no país as queimadas, muito utilizadas para abrir espaço para a atividade pecuária e para novas safras. Apesar de simples e fácil, esta estratégia, além de ambientalmente danosa, desperdiça grande parte do potencial de utilização da matéria orgânica (Ferreira et al. 2018).

Este potencial pode ser aproveitado de diferentes maneiras, entre elas estão a compostagem, produção de combustíveis sólidos, produção de etanol de segunda geração e a produção de biogás.

Apesar de algumas destas soluções estarem bem estabelecidas em alguns processos agrícolas, podemos destacar a produção de biogás como sendo uma alternativa que possui grande flexibilidade de operação e matérias primas, podendo ser empregado para a reutilização de quase qualquer resíduo orgânico (Steinhauser 2011).

A produção de biogás tem por vantagem, não só ser uma destinação para os resíduos, mas também uma forma de gerar um gás com potencial de queima, rico em metano, e ainda um subproduto orgânico ideal para uso como fertilizante (Steinhauser 2011).

Além de seu potencial na agropecuária existem uma infinidade de outras fontes menores de matéria prima como resíduos industriais e urbanos, o que torna a produção de biogás uma solução para problemas como tratamento de esgotos, efluentes industriais, entre outros (Ferreira et al. 2018).

Neste processo o biogás é gerado a partir da fermentação anaeróbica da matéria orgânica em ambiente controlado. O resultado é um gás constituído predominantemente por metano (CH_4) e dióxido de carbono (CO_2).

Apesar de poder ser queimado em sua forma natural, o que é atrativo em muitos casos, a remoção do CO_2 gera um produto com maior valor calórico, aumentando assim a eficiência do processo de queima ao todo (Sun et al. 2015).

Além queima e posterior geração de energia, uma corrente de biometano, após a concentração e purificação pode encontrar diferentes aplicações comerciais, tanto como produto principal como excedente do processo de produção de energia local.

Para realizar esta separação existem diversos métodos comercialmente disponíveis atualmente, como a lavagem de gases por aminas, colunas de absorção por variação de pressão, permeação de gases por membranas e filtros biológicos (Petersson; Wellinger 2009).

Os processos mais utilizados hoje são os de lavagem, tanto por água quanto por aminas, processos estes, bem consolidados pela indústria petroquímica. Por outro lado, temos novas tecnologias como as membranas, que vem crescendo nos últimos anos e apresenta características de operação completamente diferentes (Petersson; Wellinger 2009).

Apesar de baratos, estas tecnologias são recomendadas para grandes vazões de gás, o que nem sempre é atingido por uma unidade de processamento de biogás, desta forma se torna interessante a utilização do processo de separação por membranas.

Uma unidade de separação de gases através da permeação por membranas possui uma série de vantagens como pequena área de instalação, fácil instalação e manutenção, menor impacto ambiental, operação simplificada e com menores riscos, fácil ampliação e menores riscos ambientais e à saúde.

Por ser constituído de unidades em paralelo, uma modificação na vazão de processo pode ser atendida com a adição de um ou mais módulos em paralelo, o que

confere ao processo um fácil escalonamento, sendo ideal para atender a demanda de pequenos processos, como é o caso do processamento de biogás.

2 OBJETIVOS.

Tendo em vista a grande oportunidade de aproveitamento do biogás e do crescente número de novas unidades de produção no Brasil (CIBiogás 2019), aliados as vantagens do processo de separação membranas tem em relação aos demais métodos, tornou-se de interesse estudar este processo para melhor entender a aplicabilidade, custos e variáveis

O principal objetivo trabalho foi avaliar o custo associado à separação de CO_2/CH_4 para diferentes vazões de alimentação, de forma a observar como a escala de processamento interfere na escolha da configuração ótima e das variáveis envolvidas.

Espera-se que os resultados aqui encontrados possam ser utilizados posteriormente em um estudo comparativo entre diferentes tecnologias de separação para a produção de biometano a partir de biogás. Além disso esperasse sanar algumas dúvidas a respeito deste processo de separação CO_2/CH_4 :

- a) Quais as possíveis associações entre dois módulos de membrana, quais as características, limitações e variáveis de projeto;
- b) Quais os custos de separação para diferentes configurações;
- c) Quais recuperações são possíveis para uma e duas etapas de permeação.
- d) Qual o equilíbrio ideal entre custo de compressão e separação;
- e) Quais as características do material ou associação de materiais em diferentes módulos que resulta em um melhor resultado econômico;

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 O BIOGÁS

O nome biogás é utilizado para designar o gás proveniente da decomposição de matéria orgânica por microrganismos e é constituído majoritariamente por metano (CH_4) e dióxido de carbono (CO_2).

Este processo é intencionalmente induzido no interior de grandes reatores alimentados por matéria orgânica proveniente de resíduos agrícolas, resíduos industriais, dejetos, ou até misturas destes e demais materiais orgânicos. Também pode ocorrer de forma natural, em locais como pântanos e aterros.(Steinhauser 2011).

A decomposição é gerada pelos microrganismos presentes no meio e pode se dar tanto na presença como ausência de oxigênio, que é indesejado no sistema por reduzir o rendimento de CH_4 .

A mistura resultante possui potencial de queima devido à presença majoritária do metano, este que pode ser concentrado e purificado para aumentar o poder calorífico.

3.1.1 composição

A principal molécula presente no biogás é o metano, correspondendo a cerca de 50 a 70% da composição molar, seguido pelo dióxido de carbono, que ocupa cerca de 30 a 50% da mistura.

Também estão presentes outros componentes em menor concentração como o nitrogênio (N_2) e oxigênio (O_2), que podem estar presentes devido a vazamentos no sistema ou como resquício da entrada de ar no biorreator juntamente com o substrato, estes componentes apresentam concentrações típicas inferiores a 1 e 3% (Angelidaki et al. 2018).

Ainda podem haver alguns contaminantes como o sulfeto de hidrogênio (H_2S), comumente encontrado em concentrações de até 10.000 ppm, resultante da redução do sulfato; Amônia (NH_3), proveniente da hidrólise de proteínas ou de urina, em uma faixa de até 200 mg/m^3 ; E siloxanos, em concentrações de até 41 mg/m^3 ,

gerado em substratos como, por exemplo, resíduos industriais das indústrias de cosmético ou médica (Angelidaki et al. 2018).

Além destes contaminantes existe também a presença de água (H_2O) na proporção de entre 5 e 10%, ou maiores dependendo da temperatura da biodigestão, (Angelidaki et al. 2018).

Alguns estudos ainda apresentaram traços de outros contaminantes ou compostos orgânicos como parte do biogás, porém, foi observado não ser usual a consideração de demais compostos.

Estas concentrações podem variar em torno destes valores e são influenciados por uma diversidade de fatores como o tipo de substrato, pH e temperatura da digestão ou configurações do reator.

Para um melhor discernimento a respeito das composições do biogás é possível observar a Tabela 1, nela são dadas as composições médias do biogás obtidas por diferentes sistemas.

Tabela 1 – Composição média do biogás para diferentes fontes (Chmielewski et al. 2019)

Componente	Unidade	Lodo municipal	Planta agrícola 1	Planta agrícola 2	Aterro sanitário
CO ₂	% mol/mol	30,93	44,03	47,45	31,87
CH ₄	% mol/mol	65,82	50,18	52,19	50,55
N ₂	% mol/mol	2,56	5,49	0,28	16,72
O ₂	% mol/mol	0,69	0,29	0,08	0,86
H ₂ S	mg/m ³	>560	381,4	470,5	não testado
Água	mg/m ³	10,1	27,3	12,5	9,7
Densidade	kg/m ³	1,12	1,30	1,32	1,21
Valor Calórico	MW/m ³	6,57	5,01	5,21	5,04

Na Tabela 1 a planta 1 utiliza silagem de milho, capim, soro de leite, resíduos de destilação e polpa de batata enquanto a planta 2 utiliza principalmente silagem de milho (Chmielewski et al. 2019).

É importante enfatizar que estes são valores médios, a produção de biogás em um determinado biodigestor também pode sofrer alterações com o tempo, resultando em uma flutuação de composição, como mostrado na Figura 1.

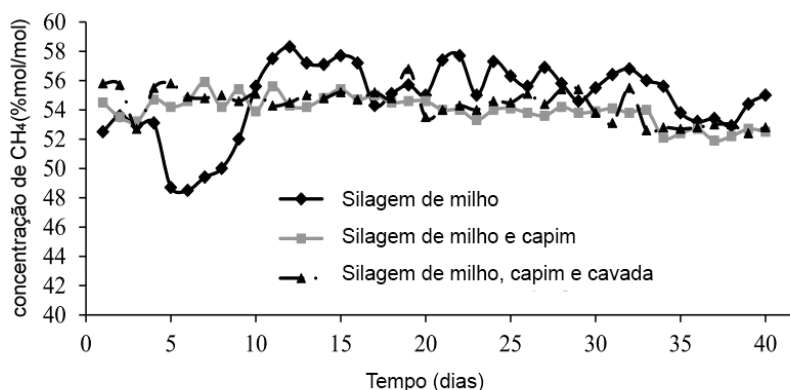


Figura 1 – Composição de metano resultante da fermentação de diferentes substratos

Ainda a respeito da composição, outro fator relevante a ser mencionado é que o biogás não deve ser confundido com gás natural. O gás natural é proveniente de reservas fósseis, está geralmente associado a petróleo, é gerado a partir da decomposição de matéria orgânica por processos geológicos, e estará disponível a pressões mais altas que o biogás (Steinhauser 2011).

Além das fontes, os dois gases diferem nas concentrações de metano, muito mais altas no gás natural, e da presença de hidrocarbonetos leves na faixa entre C_2 a C_8 , além de outros compostos em menor quantidade, uma comparação entre a composição e características dos dois gases pode ser observada no anexo A1

3.1.2 Fontes

A matéria orgânica utilizada como reagente na produção de biogás é denominada substrato e pode ser proveniente de uma série de fontes como resíduos agrícolas, restos de alimentos e dejetos animais.

Qualquer fonte orgânica pode ser utilizada como substrato, contanto que contenha carboidratos, proteínas, gorduras, celulose, hemicelulose, e um baixo teor de material não orgânico, que pode prejudicar o processo de digestão (Steinhauser 2011).

O substrato também deve estar livre de patógenos e é interessante que o resultado da fermentação tenha composição adequada para uso como fertilizante (Steinhauser 2011).

Podemos citar como exemplos de substrato resíduos agrícolas como: folhas, caules, melaço e restos de grãos e frutas; Resíduos de matadouros e processamento de carne como o sangue, restos de carne, gorduras, gordura residual da produção de gelatina e conteúdo do estômago de animais (Steinhauser 2011).

Também pode ser usado mato, aparas de grama, feno, alimentos vencidos, esgoto residencial ou industrial, resíduos da indústria alimentícia, polpa de celulose, óleos e lubrificantes biológicos, fezes animais, e soro do leite (Steinhauser 2011).

Além dessas e de outras fontes podem ser utilizados co-substratos, para aumentar, tanto a disponibilidade de substrato como o rendimento de gás obtido.

Para resíduos agrícolas, o rendimento do substrato irá depender da fonte, colheita, condições climáticas e configurações do reator (Steinhauser 2011), na Tabela 2 temos alguns exemplos de rendimento de alguns substrato em biogás:

Tabela 2 – Rendimento de diferentes substratos em biogás (Steinhauser 2011)

substrato	% matéria seca	matéria orgânica/ matéria seca (%)	m ³ de biogás por kg de matéria orgânica	Complexidade do pré-tratamento (1-3)
Restos de grãos frescos	20-26	75-95	0,5-1,1	1
Restos de grãos secos	90	95	0,6	1
Bagaço	40-50	80-95	0,6-0,7	1
Resíduo de lúpulo (seco)	90	97	0,5-0,6	2
Restos de fruta	25-45	90-95	0,4-0,7	1
Resíduo de abatedouro	-	-	0,3-0,7	1
Farinha de carne e ossos	8-25	90	0,8-1,2	1
Farinha de sangue	90	80	0,65-0,9	1
Folhas	-	82	0,6	2
Verduras	12-42	90-97	0,4-0,8	2
Estrume bovino líquido	6-13	68-85	0,1-0,8	1
Excremento bovino	25-30	80	0,2-0,9	1
Estrume suíno líquido	2-11	77-85	0,3-0,9	1
Excremento suíno	15-25	75-80	0,27-0,45	1
Excremento de avicultura	10-29	67-77	0,3-0,5	1
Polpa de celulose	13	90	0,65-0,75	3

É interessante observar na Tabela 2 que, além do rendimento, existem algumas características que irão impactar o projeto de uma unidade de processamento como a necessidade de secagem de substratos com o teor muito alto de água.

Também devem ser levados em conta a complexidade da digestão e teor de sólidos, que interferem no tempo de digestão, capacidade de processamento e tempo de operação do biodigestor.

Outro fator a ser considerado é a disponibilidade de substrato. O potencial de produção de uma unidade de geração de biogás estará limitado ao substrato disponível no local, que pode variar de acordo com o tipo de resíduos gerados nas proximidades.

Uma ideia a respeito do potencial de produção de biogás pode ser obtida através do estudo de Ferreira et al. (2018), onde o potencial de geração de energia a partir da produção de biogás é estimado para diferentes fontes.

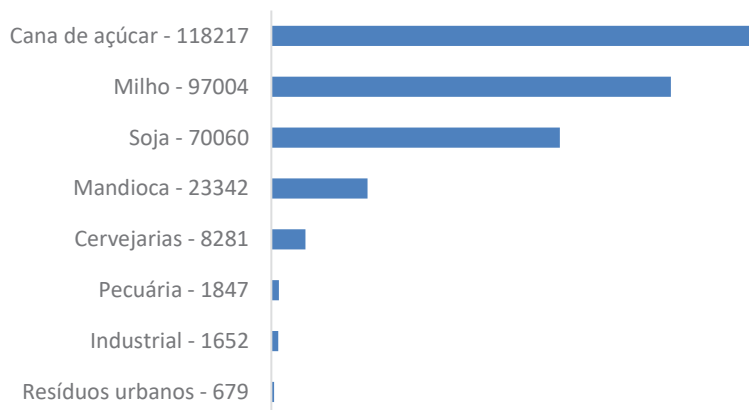


Figura 2 – Potencial de produção de biogás para produção de energia (GW/ano) no estado do Paraná (Ferreira et al. 2018).

Na Figura 2 pode-se observar que o potencial de geração de biogás a partir de resíduos agrícolas corresponde a 96,1% do total estimado para o estado, comparado a 3,7% da indústria e agropecuária somadas e apenas 2% dos resíduos urbanos.

Por outro lado, entre as 50 maiores unidades de produção de biogás no país, apenas 4% processam substrato proveniente de resíduos agrícolas (CIBiogás, 2019).

Isso pode indicar que, apesar da vasta disponibilidade, o substrato encontra-se distribuído.

3.1.3 Tratamento do biogás

O tratamento do biogás tem por objetivo remover contaminantes da mistura assim como concentrar o metano para obter um produto com poder calorífico mais alto. Este processo está esquematizado na Figura 3, juntamente com o produto desejado em cada etapa.

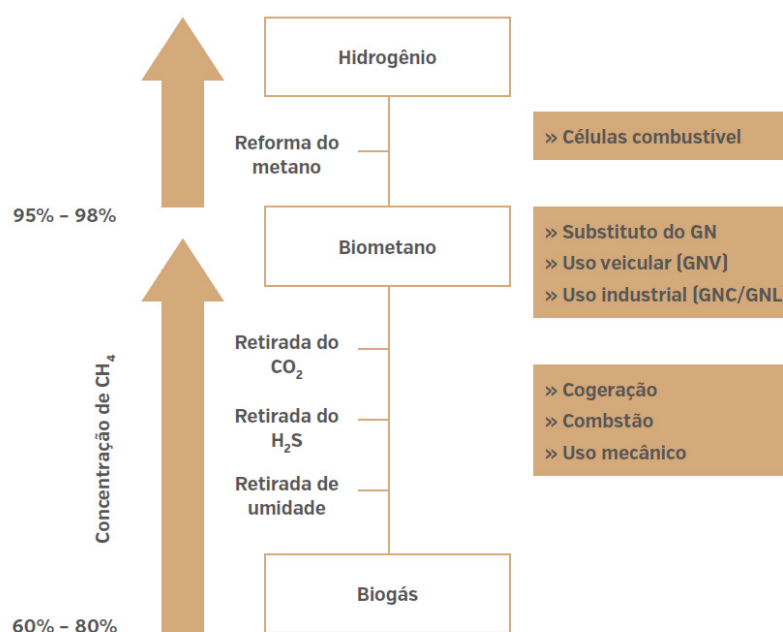


Figura 3 – Etapas do tratamento do biogás e utilização do produto de acordo com a faixa de composição (Silveira et al., 2015)

Este esquema demonstra de maneira simples os processos de purificação e separação. Estas etapas podem variar de acordo com a tecnologia empregada para a separação, que será escolhida de acordo com as especificações do produto e custos de operação e instalação.

A primeira etapa de separação é a remoção da água, que deve ser removida para evitar a condensação no compressor. A presença de água também pode causar dano aos equipamentos de separação no caso da utilização de membranas ou absorvedoras.

Em seguida o H_2S , principal contaminante do biogás, é removido. Esta etapa deve ser feita o quanto antes para evitar danos aos equipamentos, dada a sua corrosividade do sulfeto de hidrogênio.

Por fim CO_2 é removido de acordo com a sua destinação, esta etapa é opcional para algumas finalidades, porém, é indicada por aumentar a eficiência do processo ao todo (Sun et al. 2015). Caso a concentração de metano atinja 93% ou mais, o produto resultante é conhecido como biometano e pode ser utilizado como alternativa ao gás natural.

O metano ainda pode ser utilizado posteriormente como intermediário na produção de gás de síntese, gerando CO e H_2 através do processo de reforma do metano.

3.1.4 Utilização do Biogás

Ao biogás podem ser dadas uma série de aplicações, nas seções a seguir destacam-se alguns dos principais usos e características do produto a fim de ser aplicado a cada caso.

3.1.4.1 Fornos de cozinha

O biogás pode ser utilizado para substituir o gás natural, combustível comum para fornos domésticos. É preciso realizar a purificação do biogás antes de sua utilização, tendo em vista que contaminantes podem causar danos à saúde do usuário e a tubulação do forno.

O gás natural é comumente alimentado a uma pressão manométrica de 2 kPa, a substituição deste combustível sem a adaptação do equipamento exige uma concentração de metano próxima de 100%. A mistura pode também ser comprimida para aumentar a densidade calorífica, desta forma, para uma concentração de 93% é preciso uma pressão de 10 kPa (Sun et al. 2015).

Uma prática comum em pequenas propriedades rurais é a adaptação dos queimadores dos fornos para permitir um maior fluxo de biogás. A alimentação é dada por uma tubulação ligando o equipamento diretamente a biodigestor e a purificação é realizada através de uma coluna de água, onde o gás é borbulhado (Vieira 2016).

3.1.4.2 Caldeira

O uso do biogás em caldeiras não exige a remoção do CO_2 , assim como apresenta uma maior tolerância a impurezas. São recomendadas concentrações de H_2S abaixo de 250ppm para evitar corrosão do equipamento, podendo a dessulfonização ocorrer após a queima (Sun et al. 2015).

3.1.4.3 Geração de energia elétrica

O biogás também pode ser utilizado sem a necessidade de separação do CO_2 na geração de eletricidade. Para motores alternativos de combustão interna a concentração mínima de CH_4 é de 21%, e para atingir uma combustão ótima são necessárias concentrações acima de 30% (Sun et al. 2015).

Para o motor de Stirling, um motor a combustão externa, a concentração mínima de operação é de 35% (Sun et al. 2015).

Já para turbinas a gás, a utilização de biogás para geração de energia não é convencional, tendo em vista que estes geradores operam a uma potência acima de 5MW, demandando uma grande quantidade de biogás, porém caso produzido em escala suficiente pode ser utilizado como combustível (Sun et al. 2015).

Apesar de poder ser utilizado sem uma etapa prévia de separação, a remoção do CO_2 resulta em uma maior eficiência do gerador, gerando um equilíbrio entre o custo e eficiência geral, que deve ser levada em conta no projeto do processo (Sun et al. 2015).

3.1.4.4 Injeção no sistema de gás natural

Para adicionar o biogás a uma rede de gás natural é necessário cumprir com as exigências de qualidades locais, no caso do Brasil estas especificações são dadas pela ABNT NBR 16837-1:2020.

3.1.4.5 Outros usos

O Biogás ainda pode ser utilizado como gás veicular, em células de hidrogênio ou como matéria prima para a produção de gás de síntese.

3.1.5 Utilização no Brasil

No Brasil, a maior parte das unidades de produção de biogás tem por objetivo principal a produção de energia elétrica, totalizando 82,3% de todas as unidades no país, em segundo lugar está a produção de energia térmica, utilizada em 14,6% das unidades.

Apenas uma pequena parcela das unidades - 1,5% - utiliza o biogás para a produção de biometano e GNR (gás natural renovável) e uma parcela ainda menor – 1,1% - utiliza o biogás para a produção de energia mecânica, como pode ser observado em números totais de unidades de processamentos na Tabela 3:

Tabela 3 – Utilização do biogás no Brasil (CIBiogás, 2019)

Principal uso do biogás	Agropecuária	indústria	RSU e Esgoto
Energia elétrica	397	14	43
Energia térmica	21	55	4
GNR/Biometano	2	1	5
Energia mecânica	6		

3.2 PROCESSOS DE REMOÇÃO DE CO₂ DO BIOGÁS UTILIZANDO TECNOLOGIA DE PERMEAÇÃO POR MEMBRANAS

Na separação de gases por membrana, o gás contendo CH₄, CO₂ e contaminantes é introduzido em um equipamento contendo um meio semipermeável - a membrana – que separa duas regiões do interior de um casco.

O escoamento se dá de maneira paralela à superfície da membrana. Durante a passagem deste gás, uma fração dele será absorvida na superfície da membrana, permeando até a superfície oposta onde é dessovido. O gás que atravessa a membrana é então coletado no lado oposto.

A fração do gás de alimentação que não permeia a membrana atinge então a extremidade oposta do equipamento, onde deixa a unidade com o nome de retido, enquanto o gás que atravessa recebe o nome de permeado, analogamente ao processo de filtração, como mostra a Figura 4:

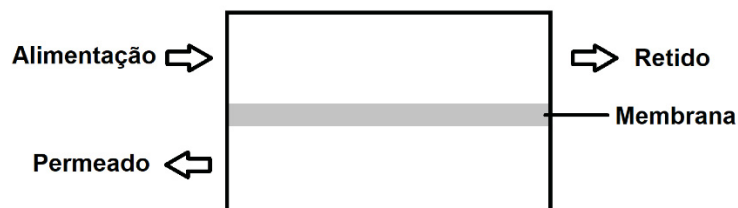


Figura 4 – Esquema simplificado de uma unidade de permeação de gases por membrana

A separação se dá devido às diferentes taxas de permeação dos compostos presentes, sendo que moléculas com maior permeação irão se concentrar no permeado enquanto o retido se torna mais rico nos compostos com menor taxa.

Para o biogás, as moléculas H_2S , CO_2 e O_2 possuem uma permeabilidade maior que o CH_4 , desta forma, elas tendem a se concentrar no permeado, enquanto o metano irá se concentrar no retido.

O grau de separação irá depender da área de permeação e da pressão entre a alimentação e o retido, o que gera a força motriz para a permeação, assim como o material da membrana, que pode permitir um maior fluxo ou uma maior seletividade de separação.

Geralmente um módulo pode não ser suficiente para atingir especificações de concentração ou recuperação, sendo necessário a associação de mais de um estágio de permeação, em série, paralelo ou até com configurações com reciclo.

3.2.1 Mecanismo de separação

Diferentemente dos processos de membrana como ultra, nano e microfiltração, que se baseiam na exclusão da massa atômica, na permeação de gases a separação se dá devido a difusão dos compostos através da membrana, em um mecanismo conhecido como solução-difusão.

Esta peculiaridade é proveniente da utilização de membranas densas na separação de gases, desta forma, não ocorre a passagem da molécula através de poros e sim um processo em que o gás é absorvido na superfície da camada densa e se difunde até o lado oposto, onde é desorvido (Ettouney; Majeed 1996).

Como o processo de difusão se beneficia da mobilidade do componente a permeabilidade acaba sendo função do tamanho das moléculas envolvidas. De forma que para os componentes do biogás, a ordem de permeação é $H_2O < H_2S < CO_2 < O_2 < CH_4 < N_2$. Desta forma as impurezas devem permear preferencialmente pela membrana, concentrando o metano e nitrogênio no lado da alimentação.

3.2.2 Materiais

A maior parte das membranas utilizadas para a permeação de gases hoje é constituída de material polimérico. Também existem outros materiais que apresentam propriedades de separação similares ou até melhores que os polímeros, porém, não encontraram seu uso comercialmente viável devido a demais desvantagens.

São os casos das membranas de carbono, que possuem alto custo de produção além de grande número de defeitos, e as membranas cerâmicas que apresentam baixa resistência a pressão.

As membranas poliméricas podem ser divididas em polímeros vítreos de borrachosos, sendo as vítreas mais vantajosas

Cada material irá apresentar valores de permeação característicos, que serão diferentes para cada componente presente, estes valores são geralmente medidos em função do volume permeado e são normatizados pela espessura da camada densa da membrana. A unidade mais comumente utilizada para medir a permeação é a barrer ($cm^3.cm.cm^{-2}.s^{-1}.cmHg^{-1}$).

Dadas as diferentes permeâncias (Q_i) de dois compostos podemos medir a seletividade (α) da membrana em relação a um deles pela razão entre as permeâncias (Q_i / Q_j), sendo usual a utilização da menor permeância como divisor.

Robeson (1991) estudou a relação entre permeância e seletividade para diferentes duplas, concluindo que existe um equilíbrio entre permeância e seletividade que não ultrapassa uma curva limítrofe. Anos depois o estudo foi refeito (Robeson 2008) com os novos materiais desenvolvidos, redefinindo a curva para a direita, como mostra a Figura 5:

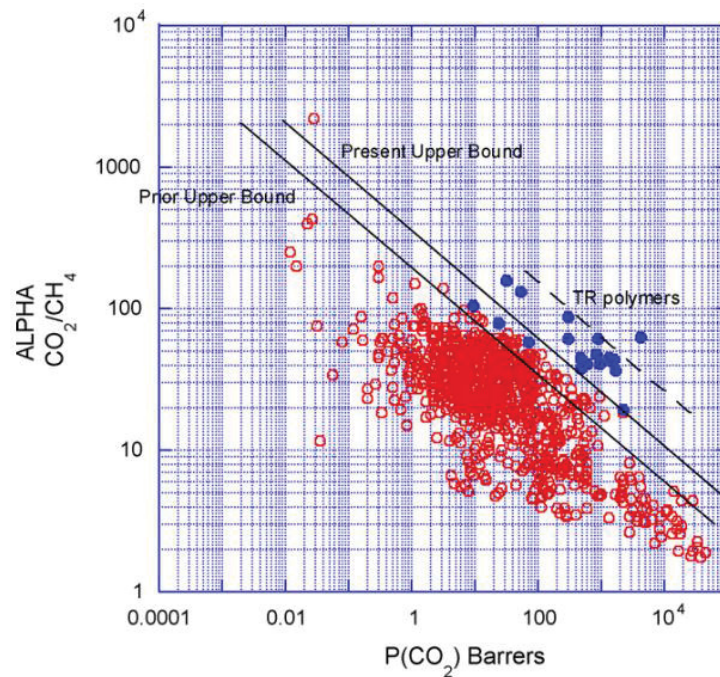


Figura 5 – Limite superior de Robeson para o sistema CO₂ e CH₄ (Robeson 2008)

Na Figura 5, estão plotados uma compilação de pontos experimentais para a permeabilidade da mistura CO₂/CH₄ em diversos materiais e a correlação que descreve a curva superior limítrofe de 2008 é dada pela equação (1):

$$Q_{CO_2} = 53369140. \alpha^{-2,636} \quad (1)$$

Além de estabelecer uma nova relação para o valor superior, também foram demonstrados que alguns polímeros ultrapassam este limite para a mistura CO₂/CH₄. Estes polímeros são conhecidos como termo rearranjados (TR) e polímeros de micro porosidade intrínseca (PIM), e podem ser observados mais detalhadamente na Figura 6:

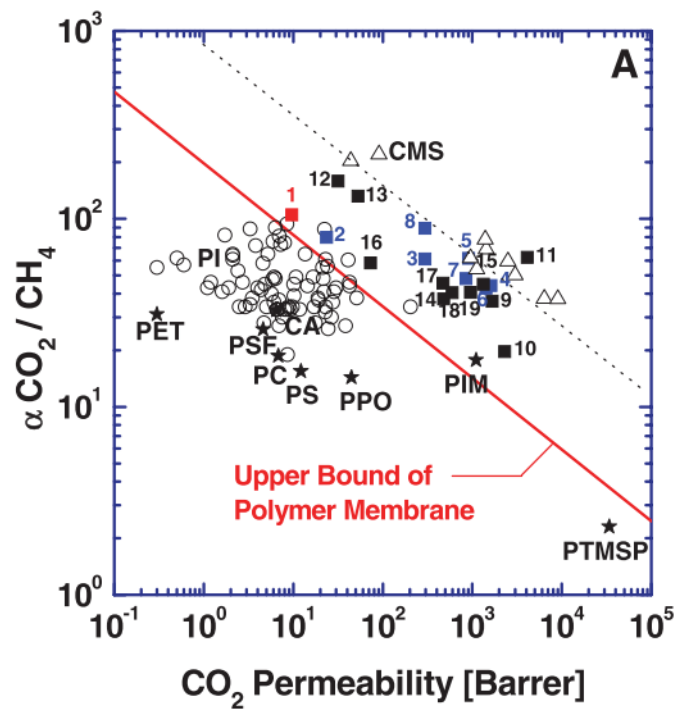


Figura 6 – polímeros que ultrapassam a curva superior de Robeson

3.2.3 Módulos de separação

Para alcançar determinado grau de separação e recuperação de uma corrente pode ser necessária uma área de permeação que atinja milhares de metros quadrados. Desta forma, tornasse necessário o empacotamento desta área em um pequeno volume, chamado de módulo.

Estes módulos são comercializados com diferentes configurações, entre eles os mais comuns são os módulos de fibra oca, em espiral, tubular e o de placa e moldura. Cada uma destas configurações de construção possui vantagens, desvantagens e aplicações, como mostram a Tabela 4.

Tabela 4 – Comparação entre diferentes módulos de membrana (Baker 2012)

	fibra oca		Espiral	Placa e moldura	tubular
	fina	capilar			
Custo de produção (US\$/m ²)	5 - 20	10 - 50	5 - 100	50 - 200	50 - 200
Controle sobre a polarização da Concentração	pobre	bom	moderado	bom	muito bom
queda de pressão no permeado	alto	moderado	moderado	baixo	baixo
Facilidade de limpeza		pobre	moderado	bom	muito bom
Densidade de empacotamento(m ² /m ³)	500 - 9000		200 - 800	30 - 800	30 - 200
Operação a alta pressão	sim	não	sim	sim	marginal
Uso limitado ao tipo de material		sim	não	não	não
Uso em permeação de gases		sim	sim	não	não
Outras aplicações		OR,UF	OR, UF, MF	OR, PV, UF, MF	RO, UF

OR = Osmose reversa, UF = Ultrafiltração, MF = Microfiltração, PV = Pervaporação

Os primeiros módulos comerciais de membrana foram produzidos entre as décadas de 1960 e 1970, eles possuíam uma construção e operação baseada no filtro prensa. Ao mesmo tempo também foram desenvolvidos módulos na forma de tubos com 1 a 3 cm de diâmetro. (Baker, 2012)

Estes módulos ainda são utilizados até hoje, porém, com o surgimento de módulos com uma maior densidade de empacotamento e menores custos, estes módulos tiveram seu uso restrito a situações onde os demais módulos não podem ser aplicados.

O modelo de placa plana é atualmente utilizado em sistemas com alimentações altamente incrustante e possui bom controle sobre o fluxo, tanto no retido como no permeado. Entre as desvantagens podemos citar o risco de vazamentos e o alto custo devido ao grande número de placas separadoras e selos de vedação.

No módulo em espiral uma membrana plana é enrolada de maneira espiralada no interior de um vaso de pressão cilíndrico, já no módulo de fibra oca são utilizadas fibras que são construídas com o formato cilíndrico na forma de um feixe, localizado no interior de um vaso de pressão, de maneira similar a um trocador de calor.

Devido ao seu maior fator de empacotamento, o modelo de fibra oca foi escolhido para as análises realizadas neste trabalho. Um esquema de um módulo de membrana está esquematizado na Figura 7:

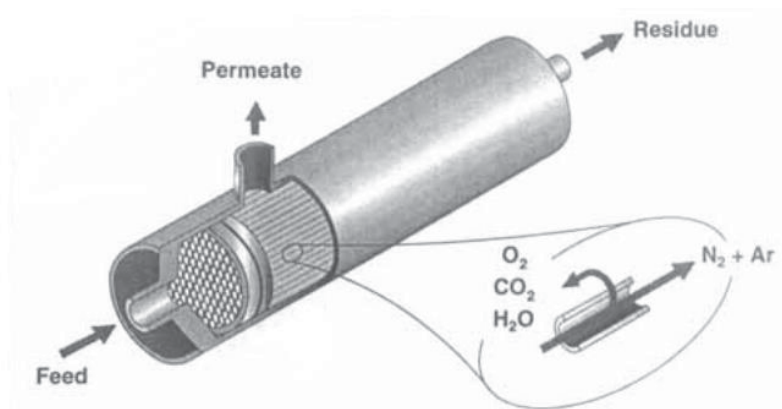


Figura 7 – Esquema de módulo de membrana de fibra oca (Coker et al.,1998)

No esquema podemos ver que o módulo opera introduzindo uma corrente de gás por um feixe de fibras, esta corrente passa pelo interior das fibras, também chamadas de lúmen, e sai na corrente de retido, enquanto parte da corrente permeia no sentido radial da fibra sendo coletada no casco e retirada na corrente de permeado.

Outras opções de operação podem ser a alimentação no casco, com retirada do permeado pelo lúmen, a utilização de uma corrente de arraste, no lado do permeado, e as operações concorrente ou fluxo cruzado.

Também podem ser empregadas diferentes combinações de unidades de separação por membrana: Unidades em paralelo, de modo a aumentar a capacidade de processamento; Em série, para aumentar a permeação; Em cascata, para promover uma maior recuperação; Assim como qualquer combinação das anteriores. Deng; Hägg (2010) estudaram diferentes configurações e concluíram que o processo ótimo de operação ocorre ao utilizar membranas em cascata.

A força motriz para a transferência de massa através da membrana pode se dar pela diferença de pressão - tanto por pressurizar a alimentação como por utilizar vácuo no permeado - ou por uma diferença de concentração, onde é utilizado o gás de arraste, com concentração diferente da alimentação. Apesar de ter um custo

energético maior, a pressurização da alimentação apresenta-se como alternativa mais interessante (Scholz; Melin; et al. 2013).

A membrana utilizada pode ser tanto polimérica quanto inorgânica. Apesar de não serem tão boas quanto algumas membranas inorgânicas destacam-se as membranas poliméricas como o acetato de celulose, a polisulfona e as poliamidas, por possuírem um menor custo e disponibilidade para aplicação na escala industrial. As membranas inorgânicas podem apresentar uma melhor seletividade na separação CH_4/CO_2 , porém são indicadas para pequenas vazões (Scholz; Melin; et al. 2013).

A escolha da membrana irá influenciar na seletividade da separação, no tempo de operação e nos equipamentos utilizados antes e depois da separação, algumas membranas podem ser sensíveis a água e H_2S , sendo necessária uma posterior retirada destas impurezas (Angelidaki et al. 2018).

No caso de Membranas mais resistentes, se torna mais interessante a separação das impurezas juntamente com o CO_2 , reduzindo o número de operações unitárias presentes na planta.

Caso a operação de separação por membrana não seja suficiente para garantir a especificação de H_2S no produto é possível utilizar uma unidade de lavagem após a membrana, isso implica em uma quantidade reduzida de sulfeto de hidrogênio à coluna de lavagem e com isso uma considerável redução do tamanho do equipamento e das vazões de solvente (Scholz; Melin; et al. 2013).

Outro fator a ser considerado é a presença de água e H_2S no compressor, que podem gerar condensação e corrosão, respectivamente. Dessa forma, torna-se importante, também, o posicionamento da compressão na ordem das operações unitárias, o que gera uma série de possíveis configurações que merece ser testada a fim de otimizar o processo de purificação por membrana.

3.2.4 Associação de módulos

É possível ainda associar mais de um módulo de separação de forma a obter melhores resultados de separação.

Para um sistema contendo duas etapas de separação são possíveis apenas duas possibilidades: Conectando-se o retido da primeira etapa à alimentação da

segunda (2A); Ou conectando o permeado à segunda etapa (2B), como mostra a Figura 8:

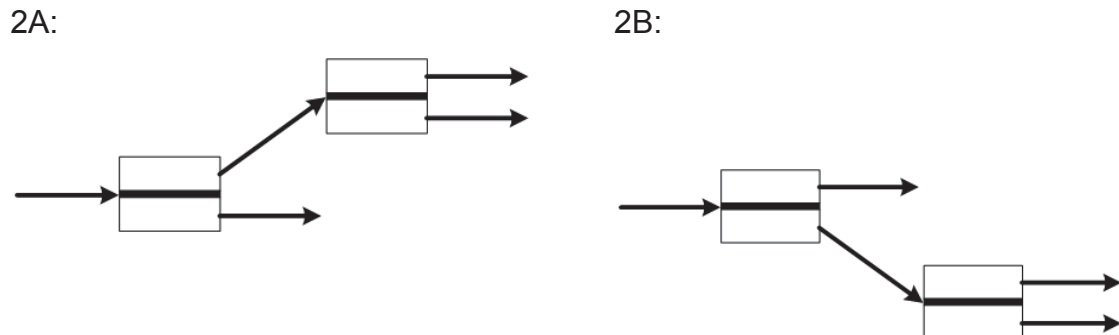


Figura 8 – Associação de duas etapas de permeação sem reciclo

Ambas as configurações não consideram possíveis reciclos, assim como sistemas de compressão, que serão considerados posteriormente. Aqui também não foram consideradas possíveis bifurcações nas correntes.

Introduzindo a possibilidade de um reciclo, e limitando a corrente reciclada à reintrodução integral a uma etapa diferente da qual ela parte, surgem mais 4 possibilidades, como mostra a Figura 9:

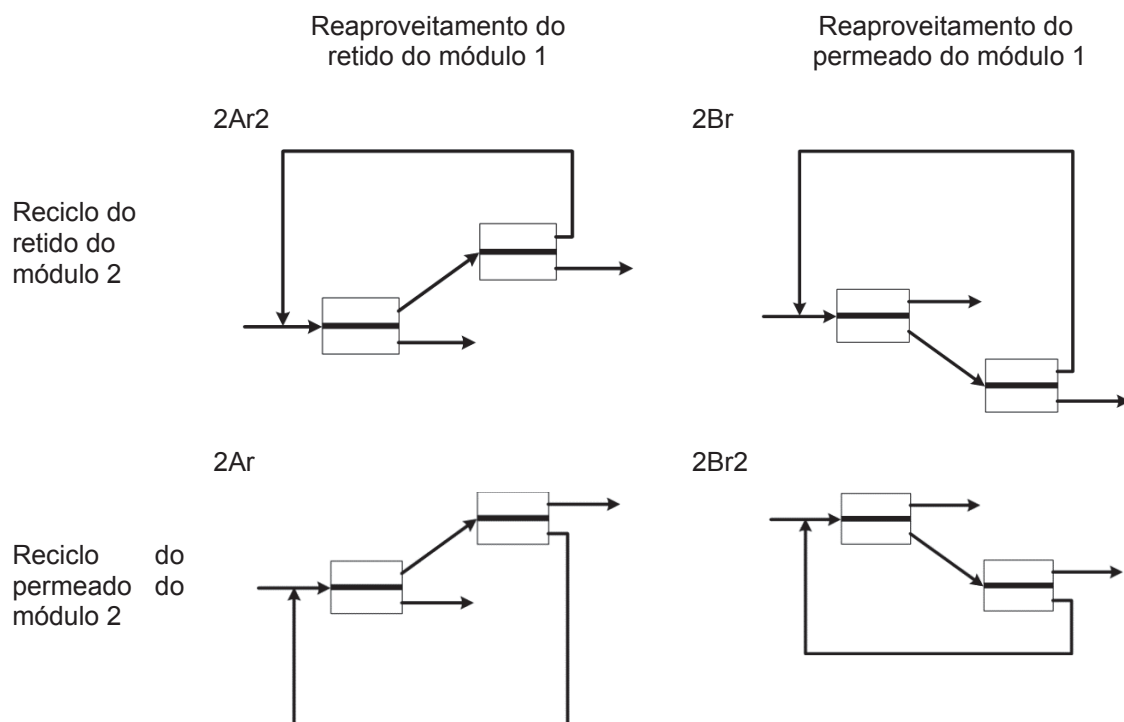


Figura 9 – Configurações com reciclo para duas etapas de separação com reciclo.

Para o sistema 2Ar2 é possível observar que ambas as saídas do sistema ocorrem no permeado das duas etapas, o que não é desejável, tendo em vista que o CH_4 possui uma permeabilidade inferior ao CO_2 , e a retirada de uma corrente rica em metano do permeado seria extremamente ineficiente.

O mesmo vale para o sistema 2Ar2, que apresenta duas saídas de retido, desta forma, ambas as configurações foram desconsideradas.

A utilização de um reciclo introduz ao sistema a possibilidade de se escolher uma recuperação global, pois parte do produto irá recircular, aumentando o fluxo das correntes até que ambas as etapas possam atingir as especificações de projeto.

Desta forma surgem 2 etapas de separação com funções distintas: A etapa que possui uma corrente de retido deixando o sistema se torna responsável por levar a alimentação até a concentração do produto.

Já a etapa em que o permeado deixa o sistema, ocorre uma separação de forma a permitir a perda de uma quantidade desejada de produto, com o intuito de atingir a recuperação global.

Esta perda pode ser considerada uma variável a ser analisada na otimização, tendo em vista que a diminuição da perda implica no aumento do refluxo, resultando no aumento das correntes internas e áreas de permeação, aumentando tanto os custos de separação como os de compressão. Por outro lado, a diminuição da perda de material resulta em uma maior produção de biometano.

Para os sistemas sem reciclo ainda teremos ao menos uma das etapas responsáveis por atingir a concentração do produto, porém, não é possível utilizar o outro módulo para garantir uma recuperação global.

3.2.5 Descrição matemática do modelo de permeação por membrana

O modelo criado foi baseado no trabalho de Miandoab et al. (2020), que leva em consideração uma série de não idealidades para uma unidade de permeação de gases através de membrana de fibra oca assimétrica.

As considerações realizadas no trabalho do autor foram:

1. Operação em estado estacionário;
2. O escoamento, tanto no interior quanto no exterior da fibra são laminares;
3. Os fenômenos descritos ocorrem igualmente em todas as fibras;
4. A permeabilidade independe da composição;
5. Os raios interno e externo são constantes ao longo da fibra;
6. Não ocorre deformação da membrana.
7. A polarização da concentração é desprezível;

Levando em conta a consideração 3 podemos concluir que as variações de massa, temperatura e momento ocorrerão apenas no sentido de escoamento, podendo ser ignoradas no sentido radial. Com isso, o sistema pode ser modelado de forma unidimensional, no sentido axial, tanto para o interior da fibra quanto para o exterior.

A fim de resolver os balanços de massa, energia e momento ao longo do comprimento da membrana, o comprimento foi discretizar em J segmentos, como demonstrado na Figura 10:

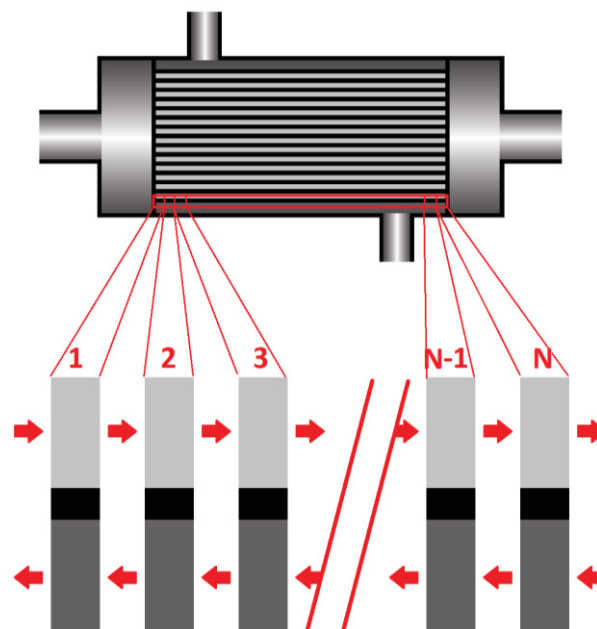


Figura 10 – Esquema de discretização do comprimento da membrana

A técnica de discretização foi escolhida por permitir uma melhor adição de não idealidades em relação ao método de equações diferenciais, desta forma o processo

de representação de não idealidades pode ser programado de forma modular, permitindo a avaliação da influência das não idealidades no sistema.

Na Figura 10 o comprimento é descrito em segmentos de 1 a N. Em cima, em tom mais claro tem-se o casco e em baixo o lúmen, separados por uma membrana, em preto. Cada uma dessas unidades representa um sistema que conserva massa, energia e momento.

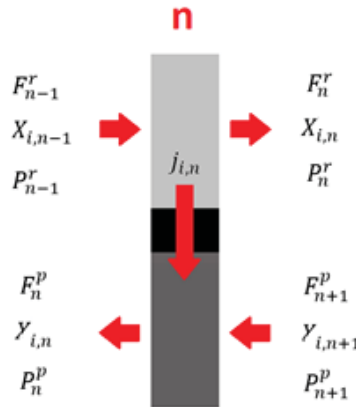


Figura 11 – Elemento n da discretização

A Figura 11 apresenta um elemento diferencial isolado onde F representa a vazão molar, x a fração molar no retido, y a fração molar no permeado, P as pressões e j a vazão molar de componentes através da membrana. Os sobrescritos r e s referem-se ao retido e permeado e os subscritos i e n indicam que a variável corresponde a um componente i na posição n da discretização.

O retido corresponde ao lado em que ocorre a alimentação, anterior ao estágio 1, e o no estágio N temos a corrente resultante de retido. Para o permeado teremos a possibilidade de realizar a operação em contracorrente, retirando a corrente de permeado no estágio 1 ou concorrente, retirando a corrente no estágio N.

Também pode ser empregada uma corrente de arraste na extremidade oposta da corrente de permeado.

Realizando um balanço molar para o elemento diferencial n, para uma configuração contracorrente obtêm-se a equação:

$$F_{n-1}^r - F_n^r = J_n = F_n^p - F_{n+1}^p \quad (2)$$

que pode ser expressado para dada componente i na forma:

$$F_{n-1}^r \cdot x_{i,n-1} - F_n^r \cdot x_{i,n} = j_{i,n} = F_n^p y_{i,n} - F_{n+1}^p y_{i,n+1} \quad (3)$$

A permeação do componente i será dada pela equação (4):

$$j_{i,n} = k_i \cdot \Delta A_n \cdot (P_n^r \cdot x_{i,n} - P_n^p \cdot y_{i,n}) \quad (4)$$

onde k é o coeficiente de permeação do componente i, ΔA_n corresponde à área da membrana dentro do elemento n. Aqui o potencial de permeação é dado pela diferença de pressão parcial dos compostos através da membrana, e a permeabilidade k é função apenas do componente.

Para considerar o comportamento não ideal do gás é possível levar em consideração a diferença da fugacidade, adicionando o coeficiente de fugacidade na equação:

$$j_{i,n} = k_{i,n} \cdot \Delta A \cdot (P_n^r \cdot \phi_{i,n}^r x_{i,n} - P_n^p \cdot \phi_{i,n}^p y_{i,n}) \quad (5)$$

Desta forma chegamos a uma equação mais rigorosa, note que agora o coeficiente de permeação passa a ter um subscrito n, podendo ter seu valor variado ao longo do comprimento para corrigir a dependência a permeabilidade com a pressão e temperatura.

Como o comprimento será dividido em partes iguais, e levando em conta as considerações 5 e 6 o elemento de área ΔA_n pode ser apenas descrito como ΔA , seu valor pode ser calculado por:

$$\Delta A = \frac{\pi \cdot d_o \cdot L \cdot N_F}{N} \quad (6)$$

onde d_o é o diâmetro externo, L é o comprimento ativo da fibra e N_F é o número de fibras.

A variação de pressão será dada pela equação de Hagen-Poiseuille tanto no casco, equação (7), como no lúmen, equação (8):

$$\Delta P_n^s = \frac{128 \cdot \mu_n^s}{\pi \cdot \rho_n^l \cdot d_h^2 \cdot (d_s^2 - N_F \cdot d_o^2)} F_n^s \cdot \frac{L}{N} \quad (7)$$

$$\Delta P_n^l = \frac{128 \cdot \mu_n^l}{\pi \cdot \rho_n^l \cdot d_i^2 \cdot N_F} F_n^l \cdot \frac{L}{N} \quad (8)$$

Aqui d_i , d_s e d_h são o diâmetro interno do tubo, diâmetro do casco e diâmetro hidráulico do casco, μ e ρ são a viscosidade e densidade ao longo do comprimento e os sobrescritos l e s representam o interior do lúmen e o casco (shell).

O diâmetro hidráulico pode ser calculado por:

$$d_h = \frac{1 - \Psi}{\Psi} d_o \quad (9)$$

onde Ψ é o fator de empacotamento do módulo, dado por:

$$\Psi = N_F \left(\frac{d_o}{d_s} \right)^2 \quad (10)$$

Dada a diferença entre a pressão entre o casco e as fibras, a difusão dos componentes através da membrana implica na expansão isentálpica do gás, tendo em vista que as moléculas passam de um ambiente de alta pressão para um de baixa pressão.

Este fenômeno de aquecimento associado a queda de pressão é conhecido como efeito Joule-Thomson e será tão acentuado quanto a diferença de pressão entre ambos os lados da membrana (Miandoab et al. 2020).

O balanço de energia para o elemento de volume n é dado pela equação:

$$H_{n-1}^r - H_n^r = H_{n+1}^p - H_n^p \quad (11)$$

Onde H é a entalpia na posição n. Se considerarmos a diferença entre a entalpia de entrada e saída de um dos lados da membrana teremos uma variação que

é proveniente, tanto do fluxo mássico através da membrana, quanto pelo fluxo térmico gerado pela diferença de temperaturas:

$$H_{n-1}^r - H_n^r = H_{n-1}^r J_n + q_n \quad (12)$$

O fluxo térmico q_n , por sua vez, é dado pela equação:

$$q_n = U_0 \Delta A [T_n^r - T_n^p] \quad (13)$$

3.2.6 Extrapolações do modelo

A partir da equação (4), que descreve o modelo mais simples, temos que o fluxo através de um elemento da membrana é dado pela equação

$$F_{n-1}^r \cdot x_{i,n-1} - F_n^r \cdot x_{i,n} = k_i \cdot \Delta A_n \cdot (P_n^r \cdot x_{i,n} - P_n^p \cdot y_{i,n}) \quad (14)$$

Onde o lado direito representa o fluxo de um componente i através da membrana, a somatória deste fluxo para todos os componentes resulta na diferença entre a vazão de entrada e de saída do elemento, desta forma é possível reescrever a equação como:

$$F_{n-1}^r \cdot x_{i,n-1} - [F_{n-1}^r - \sum_j k_j \cdot \Delta A_n \cdot (P_n^r \cdot x_{j,n} - P_n^p \cdot y_{j,n})] \cdot x_{i,n} = k_i \cdot \Delta A_n \cdot (P_n^r \cdot x_{i,n} - P_n^p \cdot y_{i,n}) \quad (15)$$

Rearranjando os termos chegamos a:

$$\frac{F_{n-1}^r}{\Delta A_n} = \frac{k_i \cdot (P_n^r \cdot x_{i,n} - P_n^p \cdot y_{i,n}) - x_{i,n} \cdot \sum_j k_j (P_n^r \cdot x_{j,n} - P_n^p \cdot y_{j,n})}{x_{i,n-1} - x_{i,n}} \quad (16)$$

Considerando a pressão constante ao longo do módulo e dividindo todos os termos por P^r :

$$\frac{F_{n-1}^r}{\Delta A_n \cdot P^r} = \frac{k_i \cdot \left(x_{i,n}^r - \frac{y_{i,n}}{\gamma} \right) - x_{i,n} \cdot \sum_j k_j \left(x_{j,n} - \frac{y_{i,n}}{\gamma} \right)}{x_{i,n-1} - x_{i,n}} \quad (17)$$

onde:

$$\gamma = \frac{P^r}{P^p} \quad (18)$$

Como todos os argumentos dependentes da concentração se encontram do lado direito da equação, quaisquer alterações das variáveis no lado esquerdo, que não alterem o valor desta parcela da igualdade, não irão influenciar no resultado do termo à direita.

Desta forma, alterações das variáveis F, A e Pr que obedeçam a equação (19) não afetam o resultado das concentrações do permeado e retido.

$$\frac{F_0^r}{A \cdot P^r} = C \quad (19)$$

Com isso é possível realizar a extrapolação dos resultados de balanço de massa, de acordo com a equação:

$$A = \frac{F_0^r}{P^r} \cdot \frac{A_{ref} \cdot P_{ref}^r}{F_{0ref}^r} \quad (20)$$

Esta extrapolação será válida apenas para um gás ideal

3.2.7 Sistema de compressão

Os dispositivos de deslocamento de gases podem ser divididos em ventiladores, sopradores e compressores. Diferentemente dos demais, os compressores podem operar com razões de compressão acima de 2, sendo os equipamentos escolhidos para este processo, tendo em vista que moires

compressões resultam em uma maior força motriz para separação no módulo de membrana (Seider et al. 2016)

Entre os compressores mais utilizados estão o compressor recíproco, compressor de parafuso e o compressor centrífugo, cada um deles apresenta suas vantagens características específicas, uma comparação entre eles pode ser observada na Tabela 5:

Tabela 5 – comparação entre diferentes tipos de compressor (Seider et al. 2016)

tipo	Fluxo (m ³ /s)	P (bara)	Eficiência
Recíproco	0,008 - 10,8	6.896	80-90%
Parafuso	1,2 - 30	29	75-85%
Centrífugo	1,5 - 232	346	70-75%

Dentre estes equipamentos, o único que atende a todas as especificações é o compressor recíproco, por operar a baixas vazões. Os demais compressores operam apenas para maiores volumes processados, além disso, todas as pressões testadas são suportadas por ambos os equipamentos, com exceção do compressor de parafuso, que tem seu limite de operação em torno de 29 bar.

A Tabela 6 compara a região de operação de cada compressor da Tabela 5 com as vazões de biogás estudadas, além de algumas vazões superiores, que podem ser atingidas através de refluxo de alguma das correntes.

Tabela 6 – operação dos compressores para diferentes vazões de entrada

F (kmol/h)	m ³ /s	recíproco	parafuso	centrífugo
1400	9,48	ok	ok	ok*
1200	8,13	ok	ok	ok*
1000	6,77	ok	ok	ok*
800	5,42	ok	ok	ok*
600	4,06	ok	ok	ok*
400	2,71	ok	ok	ok*
200	1,35	ok	ok	
100	0,68	ok		
50	0,34	ok		
10	0,068	ok		

Seider et al. (2016) apresenta um gráfico de custo em função da pressão do compressos, apresentado na Figura 12, podemos observar que para potência:

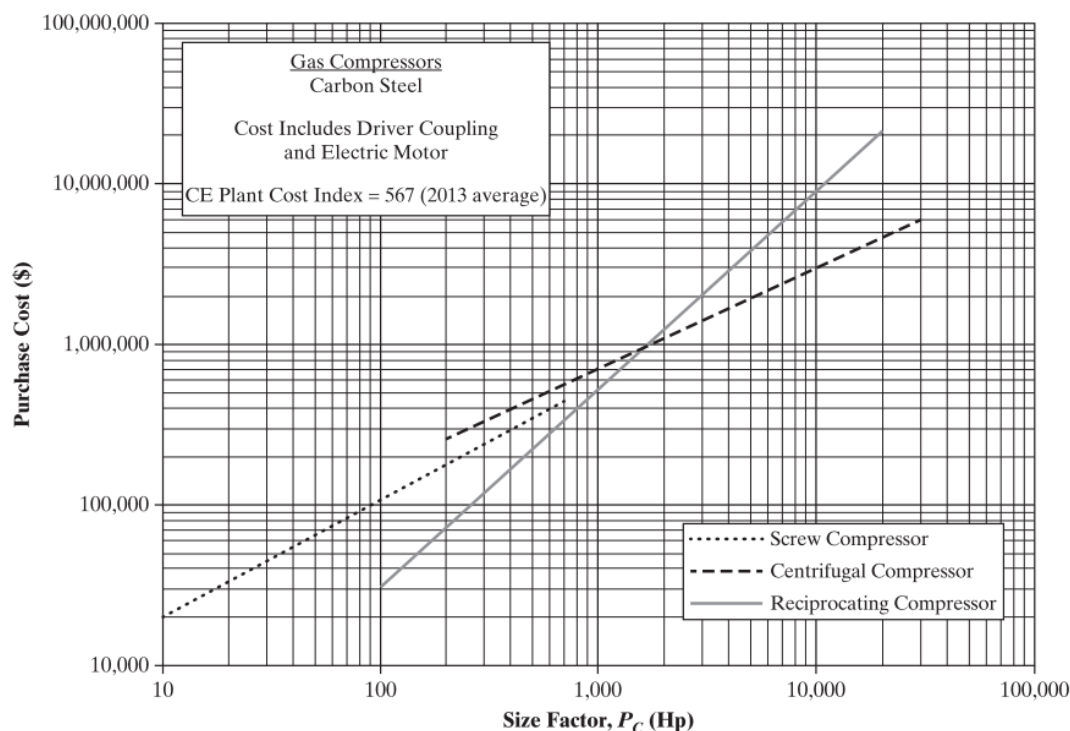


Figura 12 – Preço FOB de compressores em função da potência de operação (Seider et al. 2016).

Os cálculos do sistema de compressão indicaram que a potência desenvolvida pelo sistema na compressão de uma mistura CO_2/CH_4 para as vazões entre 10 e 800 kmol estão em uma faixa de 9,5 Hp a 1200 Hp, para sistemas sem reciclo.

Sendo assim, para a maior parte dos sistemas, a faixa de operação estará abaixo do ponto em que o compressor centrífugo se tornam mais econômico que o recíproco, descartando o uso do compressor recíproco para a maior parte das simulações.

Caso ocorra o refluxo de gás no sistema de permeação, de forma a aumentar o fluxo no sistema de compressão para valores superiores a 1200 kmol/h, o compressor centrífugo passa a ser cogitado como alternativa.

Já para vazões menores, é preciso avaliar se o uso do compressor recíproco é possível, caso não seja é necessária a utilização do compressor de parafuso, para os demais casos o compressor recíproco terá um menor custo.

Outro fator importante a se considerar é o número de estágios de compressão, tendo em vista que a maior parte das pressões estudadas não será atingida com apenas um estágio de compressão.

Múltiplos estágios se fazem necessários tanto para atingir especificações de projeto de compressores como razão de compressão máxima como para evitar altas temperaturas de operação. Para o compressor com pistões recomenda-se uma razão de compressão entre 1,2 e 6, não ultrapassando a temperatura de 150°C (Woods, 2007).

3.2.8 Análise de desempenho econômico do processo de separação

A comparação entre diversas opções de sistema de separação exige a otimização de uma das variáveis. A escolha desta variável deve ser feita de forma a abranger todas as demais e descrever o verdadeiro ponto ótimo do sistema.

As variáveis econômicas são ideais para esta finalidade, tendo em vista que quaisquer mudanças nas variáveis de processo resultarão em uma alteração dos custos capitais e operacionais, além de que, a operação de uma unidade depende diretamente de seu desempenho econômico.

A utilização de apenas uma destas variáveis como função objetivo irá suceder em um problema de minimização, o que geralmente resulta na maximização da outra, desta forma, se faz necessária a adoção de um parâmetro que envolva ambas.

Existem diversos indicadores econômicos que podem agrupar estas duas variáveis como o lucro líquido, margem líquida, EBITDA, taxa de retorno sobre investimento e outros, porém, todos estes indicadores exigem uma análise completa do processo.

Como o objetivo deste trabalho é comparar apenas os sistemas de separação, foi escolhido avaliar o custo de separação por volume de produto, desta forma são descartados da análise os demais custos do processo, matéria prima e produto, obtendo-se apenas o custo que o sistema de separação acrescenta ao produto.

O custo de separação é calculado por meio da soma dos custos operacionais ao custo capital distribuído ao longo do período de operação, divididos pelo volume normal de produto, como demonstrado a equação (21):

$$C_{separação} = \frac{C_{Op} + \frac{C_{FT}}{t_{Op}}}{F_{Produto} \cdot \rho_{cntp}} \quad (21)$$

O custo de separação pode então ser minimizado reduzindo custos do capital fixo total (C_{FT}) e operacional (C_{Op}) ou aumentando a recuperação de produto, dadas as especificações e limites de operação.

Estes custos por sua vez, são estimados a partir de equações e regras heurísticas apresentadas na literatura, como mostram os capítulos a seguir.

3.2.8.1 Capital total investido

O capital total investido (C_{TI}) também chamado de capital inicial corresponde ao investimento inicial do processo, no caso deste trabalho, o custo despendido na instalação e inicialização do sistema de separação.

O Capital corresponde a construção da área de processo, utilidades e construções associadas, assim como custos indiretos associados a construção. Estes valores representam o Capital total fixo, que somado ao capital de giro fornece o valor do capital total investido.

O cálculo deste valor parte dos custos de aquisição dos equipamentos (C_{EQ}), cada equipamento então é somado aos custos associados a eles para fornecer o custo total do módulo (C_{TM}). O custo de todos os módulos é então somado aos custos das unidades fora da área de processo, como utilidades e serviços, para fornecer o valor do investimento permanente direto (C_{IPD}).

Ao investimento permanente direto é considerada um valor de contingência e custos com contratantes resultando no capital total depreciável (C_{TD}), por fim são acrescidos os custos não depreciáveis e o capital de giro para fornecer o Capital total investido.

Um resumo desse processo de cálculo pode ser observado na Tabela 7:

Tabela 7 – Composição do custo Total Investido (Seider et al. 2016)

C_{EQ} (custo do equipamento)
+ $C_{materiais}$
+ $C_{instalação}$
+ $C_{indiretos}$
C_M (custo do módulo)
+ $C_{sobressalente}$
+ $C_{tancagem}$
+ $C_{catalisador}$
+ $C_{computadores}$
$= C_{TM}$ (custo total do módulo)
+ C_{area}
+ $C_{serviço}$
+ $C_{alocação}$
$= C_{IPD}$ (Investimento permanente direto)
+ $C_{contingência}$
+ $C_{contratante}$
$= C_{TD}$ (Total depreciável)
+ $C_{terreno}$
+ $C_{royalties}$
+ $C_{startup}$
$= C_{FT,ref}$ (Capital fixo total, golfo do México)
$\times F_{alocação}$
$= C_{FT}$ (Total Permanente Investido, local)
+ Capital de giro
$= C_{TI}$ (Capital total investido)

3.2.8.1.1 Custo dos equipamentos

O custo de cada equipamento pode ser estimado de acordo com custos anteriores, estes custos são geralmente compilados de forma a encontrar equações que descrevam o custo em função de uma variável característica, como por exemplo a área de troca térmica para trocadores ou a potência para compressores. Estes valores podem ser encontrados na literatura na forma de equações e gráficos

Outra forma de previsão é a ordem de grandeza, em que o custo do equipamento será proporcional a um custo anterior, corrigido de sua ordem de grandeza, representado por um fator de tamanho (FT) e um fator de escala (FE), como mostrado na equação (22):

$$\frac{C_2}{C_1} = \left(\frac{FT_2}{FT_1} \right)^{FE} \quad (22)$$

Dados fatores como inflação e alterações dos custos de produção, o uso de um custo de referência antigo pode resultar em um erro de estimativa, geralmente fornecendo um valor inferior ao esperado.

Para evitar este erro se faz necessária a correção deste valor baseada no aumento médio do preço sofrido pelo equipamento entre o período de referência e a data atual. Isso é feito pelo índice de preço (I), de acordo com a equação (23):

$$C_{atual} = \frac{I_{atual}}{I_{ref}} C_{ref} \quad (23)$$

Existem diferentes índices de preço, um deles é o CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*), que tem o valor de 100 para os anos de 1957 a 1959, tendo seu valor atualizado pela revista *Chemical Engineering* todos os anos a partir dessa data.

Atualmente o método mais preciso para a estimativa de custos de equipamentos são os softwares de estimativa de custo, que realizam a estimativa baseada em um banco de dados contendo um grande número de referências.

Neste trabalho será utilizado o Aspen Process Economic Analyzer (APEA). Este software utiliza o processo de estimativa Icarus, que realiza o dimensionamento

automático de equipamentos baseado nos resultados de simulação do AP, obtendo estimativas de custo baseadas nas dimensões resultantes, se aproximando da metodologia de precificação de fabricantes.

O APEA ainda realiza estimativas de tempo de montagem, materiais utilizados e mão de obra para fornecer custos realísticos de módulos, assim como custos de operação como manutenção, operação e custos de utilidades.

Por possuir um sistema integrado com o AP, é possível obter as estimativas de custo na própria interface de simulação, estando inclusas estimativas para todos os equipamentos disponíveis no simulador.

Para o processo de permeação por membranas se faz necessário o cálculo externo ao simulador, desta forma os cálculos de balanço de massa foram feitos externamente ao AP e o custo foi estimado de acordo com a literatura, como detalhado na seção a seguir.

3.2.8.1.2 Custo do módulo de membrana

Os módulos de membrana são equipamentos relativamente novos e demandam equipamentos sofisticados e uma produção constante e com baixa perda para viabilizar o produto (Baker 2012). Desta forma estimativas de custos destes equipamentos são raras.

Alguns livros e artigos trazem equações para descrever o custo das membranas em função de sua área de permeação, porém, na maioria dos casos não são especificados os materiais ou configuração dos módulos.

Na Tabela 4, retirada de Baker (2012), é apresentado o custo de produção de diferentes membranas de acordo com a configuração. O autor afirma que o custo de compra dos equipamentos será em torno de 2 a 5 vezes o valor do custo de produção, desta forma podemos esperar as seguintes faixas de preço:

Tabela 8 – Custo de compra dos módulos de fibra oca segundo (Baker, 2012)

Configuração	Fibra oca fina	Fibra oca capilar	Espiral
Custo US\$/m ²	10 - 100	20 - 250	10 - 500

Apesar de esta ser a única estimativa de custo que leva em consideração a configuração da membrana, a faixa de custos é grande e não é fornecido nenhum fator de correção temporal, não tendo havido alterações destes valores nas últimas edições do livro.

Seider et al. (2016) estima o custo de membranas como sendo 51US\$/ft² para processos de permeação por gases, com um SEPCI de 567, convertido para um valor em metros, e corrigindo para valores atuais, chegamos a um custo de aproximadamente 590,00 US\$/m².

Woods (2007) utiliza a ordem de grandeza para estimar o custo do módulo, usando como base um equipamento com 560m² de área de permeação e custo de US\$ 130.000, com o fator de escala de 0,42 para módulos de 100 a 560m² e 1 para áreas entre 560 a 10.000m².

$$C_{eq} = 130.000 \left(\frac{A}{560} \right)^{NF} \quad (24)$$

O autor ainda padroniza todas as equações para um CEPSI de 1000, desta forma, convertendo para valores atuais, a equação (24) se torna:

$$C_{eq} = 553,7 \cdot A^{0,41} \quad 100 > A > 560m^2 \quad (25)$$

$$C_{eq} = 14,1 \cdot A \quad 560 > A > 10.000m^2 \quad (26)$$

Uma estimativa comum para o custo da membrana é de 50 US\$/m², este valor se repetiu em diversos artigos encontrados na literatura, aliado a este valor pode ser encontrados diferentes fatores de módulo, alguns exemplos de valores utilizados na literatura estão condensados na Tabela 9:

Tabela 9 – Estimativas do custo de módulos de membrana observados na literatura.

artigo	Remoção de CO ₂ de	Método de precificação	Custo (US\$)	Fator de módulo
Deng; Hägg (2010)	biogás	custo por metro	20 /m ²	3
Leme; Seabra (2017)	biogás	preço cotado	23.316/um	5*
Chu; He (2018)	gás natural	Custo por metro + instalação	50-100 /m ²	1
Ho et al. (2008)	gás de combustão	custo por metro	50 /m ²	1,5*
Arias et al. (2016)	gás de combustão	custo da área + custo casco	50 /m ²	
Alshehri et al. (2013)	gás de combustão	custo por metro	50 /m ²	
Yan et al. (2011)	gás de combustão	custo por metro	50 /m ²	

* fatores globais.

Alguns artigos ainda consideram separadamente o custo da membrana em si e o vaso de pressão que contêm a membrana, este método permite uma melhor avaliação do custo de reposição, tendo em vista que apenas a membrana é substituída. A equação (27) apresenta o custo do casco da membrana (C_{cm}):

$$C_{cm} = 0,238 \cdot 10^6 \left(\frac{A}{2000} \right)^{0,7} \quad (27)$$

Onde A é a área de permeação, utilizando este método o custo do equipamento será dado por:

$$C_{eq,mem} = AC_A + C_{cm} \quad (28)$$

3.2.8.1.3 Custo do módulo e custo total do módulo

Aos custos de um equipamento em específico são somados todos os custos ligados a ele de forma a considerar todo o sistema necessário para que o equipamento funcione, incluindo itens como a estrutura, suportes, pintura e instrumentação.

A essa unidade se dá o nome de módulo, estando cada módulo geralmente associado a um processo unitário contendo um ou mais equipamentos. O conjunto de todos os módulos totaliza a área de processo.

A Tabela 7 apresenta os valores que devem ser somados ao custo do equipamento para obter-se o custo do módulo, estes valores são aprofundados na Tabela 10:

Tabela 10 – Custos associados ao módulo (Seider et al., 2016)

$C_{\text{materiais}}$	Tubulação
	Concreto
	Estruturas
	Instrumentos
	Eletricidade
	Isolamento
	Pintura
$C_{\text{instalação}}$	Instalação dos materiais
	Instalação do equipamento
$C_{\text{indiretos}}$	Transporte, frete e seguro
	construções temporárias de instalação
	Gastos com engenharia

É comum utilizar um fator multiplicador para considerar estes valores, de forma a ter um fator que multiplica o custo de aquisição do equipamento para obter o custo do módulo. Estando esse fator associado a um equipamento específico.

O fator de módulo será sempre referente a construção em aço carbono, o uso de outros materiais exige uma correção dos valores por um fator de material. Assim como a utilização de pressões muito altas, também exige uma correção do fator de módulo.

Associados a cada módulo existem ainda alguns custos como peças reservas, tanques pulmão e de drenagem, catalisadores e computadores para o sistema de controle. A soma dos módulos e estes custos resulta no custo total do módulo.

Como o APEA realiza a estimativa destes valores, se faz necessária apenas a utilização do fator de módulo para a membrana.

3.2.8.1.4 Investimento permanente direto

Além da área de operação devem ser consideradas as áreas de utilidades, serviços e demais construções auxiliares, a soma de todas as áreas e mais o custo despendido no preparo do terreno para aceitar as construções é denominado de Investimento permanente direto. Na Tabela 7 vemos que os custos são divididos em C_{area} , $C_{\text{serviço}}$ e $C_{\text{alocação}}$, cada um deles inclui:

Os gatos com o preparo do terreno (C_{area}) são estimados entre 10 a 20% do valor do C_{tm} para uma nova planta e entre 4 a 6% para uma área anexa. Este valor abrangem custos com escavações, drenagem, terraplanagem, remoção de rochas, ruas, calçadas, grades, unidade contra incêndio e esgoto (Seider et al., 2016).

O custo da área de serviço ($C_{\text{serviço}}$) inclui linhas de utilidade, laboratórios, oficina de manutenção, prédio administrativo, enfermaria, restaurante e depósito. Este valor pode ser significativo para novas plantas mas seu custo é reduzido para projetos de unidades anexas (Seider et al., 2016).

O custo de alocação ($C_{\text{alocação}}$) inclui as utilidades como ar comprimido, água de resfriamento, sistema de refrigeração, sistema elétrico, sistema de flare e tratamento de efluentes. Equações que descrevem o custo de alguns destes sistemas podem ser encontrados na Tabela 11:

Tabela 11 - Custo de instalação de utilidades em função do consumo para (CEPSI =567) (Seider et al., 2016).

Table 16.12 Allocated Capital Investment Costs for Utility Plants (CE cost index = 567)

Utility	Size Factor, S	Range of S	Allocated Cost, \$
Steam	Flow rate, lb/hr	20,000 – 1,000,000 lb/hr	$C_{\text{alloc}} = 930 S^{0.81}$
Electricity	Power, MW	0.5 – 1,000 MW	$C_{\text{alloc}} = 2,900,000 S^{0.83}$
Cooling water	Flow rate, gpm	1,000 – 200,000 gpm	$C_{\text{alloc}} = 1,100 S^{0.68}$
Process water	Flow rate, gpm	5 – 10,000 gpm	$C_{\text{alloc}} = 1,700 S^{0.96}$
Refrigeration (evaporator temperature = -20°F)	Tons	3 – 1,000 tons	$C_{\text{alloc}} = 12,500 S^{0.77}$

3.2.8.1.5 Capital total depreciável

Ao C_{IPD} são acrescidos um valor de contingência, para eventuais gastos não previstos, este valor é determinado pela empresa que realiza o projeto, e tem seu valor baseado na experiência da equipe e o grau de incerteza com relação ao processo,

sendo mais alta para processos inovadores e mais baixa para processos mais bem estabelecidos. Seider et al. (2016) sugere a utilização de uma contingência de 15% do C_{IPD} .

Além disso devem ser consideradas as taxas de contratante, estimadas em 3% do C_{IPD} , totalizando 18% do capital total depreciável (Seider et al., 2016).

3.2.8.1.6 Custo total investido

Ao capital depreciável são somados o capital não depreciável, como o terreno, royalties e o custo do startup para obter o Investimento permanente total. Como todos os custos são estimados baseados nos custos de construção no golfo do México se faz necessária a correção deste valor para considerar a mão de obra, tempo de trabalho, benefícios de trabalhadores no local de instalação da planta.

A correção é feita pela equação (29):

$$C_{TPI,local} = \frac{f_{inst,local}}{f_{inst,ref}} C_{TPI,ref} \quad (29)$$

onde o fator de instalação de referência ($f_{inst,ref}$) se refere ao local onde as estimativas de custo são realizadas. Seider et al. (2016) utiliza um fator de referência igual a 1 para o golfo do México.

Por fim é somado o capital de giro para ao C_{TPI} para obter o capital total inicial.

3.2.8.2 Custos operacionais

Diferentemente do custo capital, que é desembolsado apenas uma vez, o custo operacional é gerado periodicamente e refere-se aos custos que o processo gera mensalmente ou anualmente.

Estes custos incluem as matérias primas, gastos com utilidades, royalties, materiais, reposição de peças e equipamentos, salários, taxas, tributos e outros fatores que serão abordados na seção seguinte.

Neste trabalho foram considerados apenas os gastos relativos ao sistema de separação, incluído utilidades com água de resfriamento, eletricidade e manutenção.

O custo da água de resfriamento deve levar em conta todo o sistema de utilidade, como bombas, torres de resfriamento, makup de água, Seider et al. (2016) estima o custo da água de torre como 0,027 US\$/m². Para o custo de manutenção, o autor indica o valor de 3,5% do capital depreciável.

Para o custo da eletricidade foi considerada uma média de valores de encontradas para o Brasil, o valor utilizado foi de 0,062 US\$/kWh.

3.3 ESTADO DA ARTE

3.3.1 Estudos anteriores sobre a viabilidade de processos de purificação de biogás

É possível encontrar na literatura uma série de artigos que realizam a análise da viabilidade econômica de uma unidade de produção de biogás. Para o Brasil, os estudos mais comuns se referem ao aproveitamento de resíduos da suinocultura e da indústria sucroalcooleira, a seguir se destacam alguns estudos:

Souza et al. (2004) estudou o custo da eletricidade gerada em uma residência rural a partir da queima de biometano proveniente da suinocultura em um motor de combustão interna acoplado a um gerador.

No trabalho são comparados diversos preços de operação para diferentes tempos de amortização. O autor ainda conclui que o tempo de retorno da implementação do sistema é de 5,4 anos, dadas as condições avaliadas para uma residência no interior do Paraná no mesmo ano.

Anos mais tarde, Avaci et al. (2013), avaliou o mesmo processo e chega a um tempo de retorno mínimo de 6 anos, levando em consideração a venda de créditos de carbono.

Leme; Seabra (2017) realizou a análise econômica do processo de geração de biometano a partir de vinhaça, foi considerada uma planta anexa a uma unidade já existente de produção de cana de açúcar e foram analisados diferentes processos de purificação.

Os autores comparam o custo de operação utilizando lavagem por água, solvente orgânico, separação por membrana e adsorção e chegam a custos que variam em até 13,3%. Também é concluído que o tamanho mínimo de uma planta de

produção de etanol seria de 87 milhões de litros para poder comportar uma unidade anexa de biometano.

Apesar da comparação entre processos e escalas, não são realizadas simulações e os dados de balanço de energia e massa são estimados a partir de dados de plantas reais e informações fornecidas por empresas, operadores e até estimativas do autor.

No mesmo ano, Picionieri et al. (2017) avaliou a produção de biometano a partir da vinhaça para produção de energia, foram consideradas as hipóteses de planta anexa e autônoma. O trabalho conclui que seria necessária uma área de plantio de 14.580 ha para atingir uma viabilidade econômica no caso de uma planta anexa e de 6.000 ha, no caso de uma planta autônoma.

Ferreira et al. (2018) apresenta o potencial de produção de energia através da queima de biometano no estado do Paraná. O autor estima que mais de 90% do potencial de produção de biometano encontrasse em processos agrícolas, sendo a cana-de-açúcar responsável por quase 40% do potencial total.

Mais recentemente Fuess; Zaiat (2020), realizou a comparação entre o uso do biometano como produto ou a geração de energia no aproveitamento de vinhaça, chegando à conclusão que o biometano é mais atrativo economicamente.

O trabalho utilizou como base informações obtidas em escala piloto e avisa que ainda são necessários maiores conhecimentos sobre scale-up no processo de produção de biometano.

3.3.2 Modelagem matemática para separação de gases em membrana de fibra oca assimétrica

O modelo matemático para a permeação de alto fluxo em membrana assimétrica foi primeiramente descrito por Pan (1983). No artigo, o sistema é modelado através de uma equação diferencial para sistemas binários, anos mais tarde, o mesmo autor publicou um trabalho contendo a modelagem para sistemas multicomponentes (Pan 1986).

A modelagem proposta por Pan diferencia-se das modelagens até então por ser um modelo de membrana assimétrica. Este tipo de membrana consiste em uma camada homogênea, onde a difusão ocorre, suportada por uma cama porosa que não

representa resistência ao transporte de massa, aumentando assim o fluxo de permeação (Pan 1983).

Gorissen (1987) estudou as variações de temperatura ao longo da separação considerando o processo como isentálpico (efeito Joule-Thomson). A modelagem proposta pelo autor consegue prever mudanças de temperatura presentes em alguns processos de separação por membrana, dentre elas, a purificação de biogás.

Até então, os estudos consideravam o processo como isotérmico, apesar deste avanço, muitos dos modelos posteriores continuaram adotando esta simplificação, tendo em vista que para muitos sistemas não ocorrem mudanças significativas de temperatura.

Coker et al. (1998) resolveu o problema numericamente a partir da discretização do sistema ao longo do comprimento, com isso cada segmento se torna um conjunto de equações lineares, que podem ser arranjadas em uma matriz tridiagonal, que é então solucionada utilizando o método numérico de Thomas.

Esta modelagem tem como vantagem a simplicidade, podendo ser adicionadas as não idealidades sem a necessidade de alterar as equações de permeabilidade e fluxo molar ao longo do comprimento, o que não é possível com a resolução de equações diferenciais.

Uma modificação do modelo de Coker foi proposto por Chowdhury et al. (2005) onde as equações de transferência de massa são resolvidas como um problema de valor inicial. O autor propõe um código em Fortran com a solução numérica das equações usando rotinas externas IMSL (pacote comercial de rotinas).

As vantagens apresentadas por esta solução são a conectividade do modelo ao aspen, uma solução mais rápida, modelos mais simples, correção da viscosidade e não necessitar de um perfil inicial de pressão e composição. Outro autor que adotou a mesma estratégia de resolução foi Sharifian et al. (2016).

Makaruk; Harasek (2009) propões uma resolução baseada no método de Gauß–Seidel e introduz à modelagem um coeficiente de relaxamento, que pode ser alterado para equações rígidas de modo a permitir que o algoritmo encontre uma solução.

Scholz; Harlacher; et al. (2013) cria um modelo rigoroso que leva em consideração a não idealidade dos gases, efeitos térmicos da separação e a polarização de concentração. Mais tarde, Miandoab et al. (2020) modifica o modelo introduzindo a variabilidade das propriedades de transporte na membrana.

4 METODOLOGIA

Neste trabalho, o custo de separação de uma mistura de CO₂/CH₄ foi estudada para diferentes configurações, materiais e condições de operação de forma a encontrar a influência destes parâmetros sobre o custo de separação, assim como buscar as condições de separação economicamente ótima para cada escala de operação.

Para isso, foi necessária a criação de uma ferramenta computacional que realizasse o cálculo de um módulo de permeação de gases através de membrana.

Foram consideradas diferentes ferramentas para realizar esta modelagem, entre elas estão Aspen Plus, Aspen custom modeler, fortran e excel. As diferentes opções foram avaliadas e alguns delas foram escolhidas para a criação de modelos.

Após a análise desses diferentes modelos, foi escolhido o Excel para a realização dos cálculos, juntamente com um código em VBA para realização de iterações, cálculos consecutivos, algoritmos de ajuste de parâmetros e modelos de interpolação de custos.

Concluída esta ferramenta foi possível fornecer ao modelo diferentes parâmetros de entrada e obter os resultados do balanço de massa, assim como a área de permeação necessária para atingir a especificação do produto em cada caso.

Os resultados então foram utilizados para uma avaliação dos custos de instalação e operação de diferentes módulos de membrana, de acordo com as equações encontrada na literatura, descritas na seção 3.2.5.

As simulações foram realizadas para uma base de cálculo, e como descrito na equação (20) foi possível extrapolar os resultados para diferentes fluxos molares, o que permite a análise de diferentes escalas de separação.

Juntamente com os custos dos módulos são considerados os custos de compressão e de resfriamento de cada sistema, estes foram calculados utilizou-se o AP, juntamente com o APEA.

Diversas simulações foram realizadas para gerar um grande número de dados de custo, que foram então tabeladas de acordo com a vazão e razão de compressão do sistema, de forma a ser consultado pelo código em VBA para obter os custos de compressão do sistema que antecede o módulo de membrana.

Os resultados de custo de operação instalação tanto do sistema de compressão como dos sistemas de separação foram utilizados para calcular o custo total ao longo do tempo de operação da unidade.

Este custo total, juntamente com a vazão, multiplicada pelo tempo de operação, foram utilizadas para calcular o custo de separação por unidade de volume.

De forma resumida, o processo de criação deste projeto pode ser dividido nas etapas pontuas abaixo:

- f) Escolha da ferramenta para a realização da modelagem;
- g) Criação do modelo numérico para o cálculo do módulo de membrana;
- h) Implementação ferramentas de ajuste de parâmetros;
- i) Implementação de ferramentas para programar simulações em série;
- j) Realização das simulações de balanço de massa;
- k) Realização dos cálculos de custo para o sistema de compressão;
- l) Criação de uma planilha de cálculo de custos;
- m) Análise dos resultados para a base de cálculo;
- n) Expansão da região de análise baseada nos resultados;
- o) Extrapolação do resultado para diferentes fluxos de alimentação.

A seguir estão descritas com maior detalhe as principais etapas do projeto assim como as funcionalidades e processos de cálculo das ferramentas criadas para a resolução do modelo numérico.

4.1 ESCOLHA DA FERRAMENTA PARA A MODELAGEM DO MÓDULO DE PERMEAÇÃO

Objetivo foi criar uma ferramenta de cálculo sequencial capaz de prever o comportamento de um módulo de permeação de gases por membrana de fibra oca assimétrica. A ideia inicial foi utilizar a ferramenta de simulação Aspen plus para realizar o cálculo.

Comparado à criação de um modelo do zero à utilização do AP possui algumas vantagens como a já existência de modelos para compressor e trocador de calor assim como diversas equações de estado e dados termodinâmicos incluso no simulador.

Dessa forma se faz apenas necessária a criação de um modelo sequencial dentro do simulador que realize o cálculo do módulo de separação. Para isso é possível criar um bloco dentro do simulador utilizando diferentes ferramentas, entre elas estão o user2, o ACM e códigos em Fortran.

O primeiro modelo testado foi um código em Fortran, este modelo tem como vantagens a execução mais rápida do cálculo, porém, quaisquer erros gerados pelo modelo durante o processo de criação não são facilmente identificados, de forma quaisquer variáveis que precisem ser analisadas devem ser monitoradas.

O segundo modelo testado foi um bloco customizado no ACM, ele foi primeiramente analisado dentro do ACM e em seguida exportado para o AP. Durante as análises realizadas com este bloco foram observados alguns problemas.

Entre os problemas observados ocorreu uma difícil convergência para sistemas em que a diferença de pressão era baixa, para alguns sistemas foi observado uma instabilidade dos resultados e também foi observado um erro no Balanço de massa para alguns sistemas gerado pela equação da somatória das composições.

Durante a criação deste modelo foi utilizado uma planilha auxiliar para o monitoramento dos perfis de composição temperatura e pressão. Esta planilha foi uma modificação de um modelo exemplo do ACM chamada "5tanks".

A planilha original contém um código já pronto que permite acessar os dados de um arquivo de ACM através de um código em VBA, nele, um arquivo de ACM é declarado como objeto e então é possível inserir e retornar dados de um arquivo, assim como rodar um modelo.

Após o modelo em ACM apresentar os problemas mencionados anteriormente foi optado por utilizar esta planilha como base para realizar os cálculos, desta forma um modelo em Excel foi criado e a convergência das equações era dada dentro do Excel enquanto cálculo de parâmetros termodinâmicos era dado dentro do ACM.

Isso permitiu o cálculo de quaisquer parâmetros com as equações embutidas no ACM. A planilha resultante não apresenta nenhum dos erros mencionados anteriormente, porém apresentava um tempo de cálculo médio de aproximadamente 3 minutos por simulação.

Ao analisar o tempo gasto pelo modelo foi observado que a maior parcela correspondia a passagem de dados entre a planilha e o ACM, tanto na entrada como no retorno de dados.

Levando em consideração que as análises de custo para o modelo de membrana consideram apenas a área total de permeação, e que o cálculo das não idealidades tomava tempo computacional, optou-se por um modelo mais simples.

Este modelo foi obtido retirando-se o vínculo entre o arquivo de ACM e a planilha utilizada, o que resultou em um modelo para gás ideal, deixando de prever as não idealidades apresentadas na seção 3.2.5.

Apesar da redução da precisão do modelo, a decisão se mostrou vantajosa, tendo em vista a simplificação do processo de convergência e ajuste de parâmetros. Com isso foi possível abranger uma área de análise maior.

Outro fator que foi decisivo na redução de complexidade do modelo foi o erro atrelado à estimativa de custo da membrana, que é de cerca de 40% (Seider et al. 2016), diluindo o erro gerado pela adoção do modelo de gás ideal.

Mais tarde ainda foi observada uma instabilidade na resolução de alguns casos, causada pela rigidez do sistema nas regiões em que os valores de vazão molar dos componentes se aproximam de 0. Este problema foi resolvido adicionando-se um passo de integração variável.

4.2 PLANILHA E ALGORITMO DE RESOLUÇÃO

Como descrito anteriormente, a ferramenta escolhida para a modelagem do sistema foi o Excel. O uso deste software permitiu uma análise mais fácil e rápida dos problemas com relação aos demais programas, tendo em vista que todas as matrizes envolvidas no cálculo se encontram visíveis em uma das abas.

Isso permitiu analisar de forma fácil o perfil de concentrações de cada módulo, e juntamente com a possibilidade de realizar iterações manualmente foi possível identificar problemas que geraram erros.

O modelo pode ser dividido em duas partes, sendo a primeira delas a planilha de Excel em si. Nela ocorre a entrada dos dados, a realização dos cálculos, exibição dos resultados e tabelas de entrada para múltiplas simulações.

A segunda parte é o código em VBA, que realiza a iteração dos cálculos, realiza cálculos de ajuste de parâmetro e organiza simulações em série. Todas estas funções ocorrem em 3 diferentes níveis como mostrado a Figura 13:

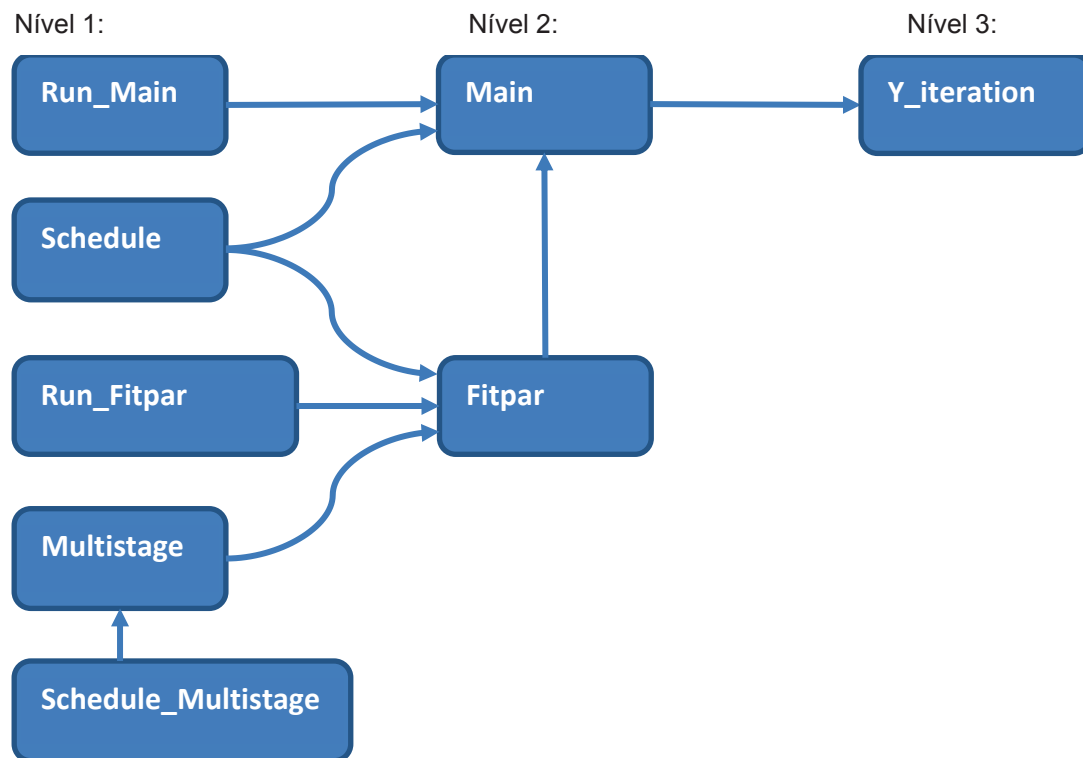


Figura 13 – Fluxograma do código de VBA criado para este trabalho.

O nível 1 representa as funções que se conecta a planilha por forma de botões, no código são as funções mais superficiais que irão chamar as demais funções do nível 2, elas têm por objetivo inicializar o código, limpar mensagens de erro, e declarar variáveis para otimização do código.

no nível 2 teremos o tipo de cálculo que será realizado podendo ser ele uma interação normal ou um ajuste de parâmetros e por fim no nível 3 temos as interações em si, cada função é descrita abaixo:

4.2.1 Função de nível 3

Dentro da planilha *calculation* estão localizadas todas as matrizes de variáveis, as relações e cálculos ocorrem por meio de fórmulas dentro das células. Caso todas as matrizes estejam interconectadas o Excel exibe o erro de referência circular, indicando que a célula não pode ser calculada.

Esta mensagem de erro pode ser desabilitada nas configurações do programa permitindo-se o cálculo iterativo, o que resulta no erro no cálculo dos valores dentro da planilha.

Para contornar este problema se fez necessário o controle manual das iterações, desta forma uma das matrizes contendo equações foi substituída por uma matriz de valores fixos, no caso a fração molar no permeado, nomeada de Y .

Todos os cálculos são realizados a partir de um valor nulo para a matriz Y , com estes valores são obtidas as vazões através da membrana e posteriormente a vazão no permeado, com esta vazão são calculadas as frações resultantes que serão utilizadas para uma nova iteração.

Estes valores se encontram na matriz $Y_iteration$, que pode ser copiada e colada sobre a matriz Y , resultando em uma nova iteração, este processo é repetido até que ocorra a convergência tanto da vazão como da composição na corrente de retido.

Para alguns sistemas convergas rapidamente com apenas 2 iterações, porém, pode chegar à casa de centenas, desta forma este processo pode ser automatizado através de um código em VBA.

Desta forma surgiu a função $Y_iteration$. Este código serviu em primeiro momento apenas para realizar a cópia de uma matriz para a outra. Mais tarde, através de análises do comportamento da função foi observado que o sistema apresenta rigidez para determinadas regiões do Stage cut.

Para solucionar este problema foi acrescentado um passo de ter ação dY e uma nova matriz Y_Stiff , onde os valores de cada célula são calculados de acordo com a equação (30):

$$Y_{stiff} = dY \cdot y_{iteration} + (1 - dY) \cdot Y \quad (30)$$

Desta forma o valor copiado para Y passou a ser o de Y_stiff , assim como o controle sobre o valor de dY passa a ser alterado pela função Main de acordo com o número de iterações decorridas.

4.2.2 Funções de nível 2

No nível 2 encontram-se as duas principais funções do código. Essas duas funções atuam como as opções de *rating* e *sizing* comuns em simuladores de processos.

A primeira delas é a função Main, similar ao *rating*, nela é dado como parâmetro de entrada a área de permeação, como resultados são obtidos as vazões e composições das correntes de retido e permeado.

Na função Fitpar ocorre a especificação de uma variável de saída obtendo-se como resultado a área de permeação necessária, analogamente a ferramenta de sizing.

4.2.3 Main

A função Main por si só poderia conter as instruções de J_iteration, tendo em vista que a única tarefa realizada por esta função é chamar na função J_iteration, foi optado por utilizar a função Main como intermediária para posteriores adições de funções para iteração de variáveis como pressão temperatura e fugacidade.

4.2.4 Fitpar

Na função Fitpar ocorre o ajuste da área de permeação de forma a alcançar uma variável estipulada. Este cálculo é feito através do método da secante com uma pequena modificação para prever a área máxima da membrana, tendo em vista que para um stage cut próxima um apresenta grande instabilidade na convergência.

Podem ser ajustados 3 diferentes parâmetros: X_1 , F^r e Y_1 e Stage cut, onde as duas primeiras variáveis foram utilizadas no processo de cálculo é a terceira foi acrescida posteriormente com objetivo de realizar algumas análises do comportamento do sistema.

4.2.5 Funções de nível 1

Em todas as funções deste nível são dados comandos para que o excel interrompa a atualização da tela durante o cálculo, principal fator contribuinte para o tempo de computação.

Em seguida as mensagens de erro padronizadas para falso, é dado um tempo máximo para o código de forma a evitar que as interações rodem indefinidamente, e o registro de caminho limpo.

4.2.5.1 Run_main e Run_fitpar

As funções mais simples de todo o código são as funções Run_main e Run_fitpar, estas funções realizam as tarefas básicas deste nível e depois chama as funções Main e Fitpa, respectivamente.

4.2.5.2 Schedule

A função Schedule permite a realização de múltiplas simulações seguindo uma tabela de variáveis de entrada, desta forma é possível tabelar todos os casos antes de começar as simulações e esses casos são rodados consecutivamente de forma automática.

A aba schedule possui um cabeçalho, nele é possível dar o nome das variáveis serem mudadas na simulação, abaixo deste cabeçalho cada linha irá representar uma simulação, esta função lê cada linha e atribui a variável da mesma coluna o valor contido na célula.

Com os valores da tabela realocados as células de entrada dos parâmetros do módulo o código pode ser rodado, tanto para a função Main como para a função Fitpar, após a convergência, os dados resultantes são copiados para 2 locais distintos.

Uma cópia de todas as variáveis é salva na aba Schedule Results enquanto na aba Schedule é possível inserir as variáveis desejadas em uma tabela secundária para uma visualização mais fácil.

O status da simulação também é salvo na tabela e antes de rodar cada caso o código verifica se o status está presente, dessa forma é possível acrescentar novos casos sem a necessidade de rodar novamente a simulações já feita, isso também permite deletar alguma status desejado para rodar aquela simulação novamente.

O resultado de uma simulação refeita ficará redundante na tabela da aba Schedule Results mas não na tabela da aba Schedule.

4.2.6 Multistage

Nesta função são rodados múltiplos módulos consecutivamente até que o parâmetro de convergência atinja um valor definido ou que o código retorne uma mensagem de erro.

Esta função lê uma tabela contida na aba de mesmo nome, nela cada linha representa um módulo, contendo variáveis de entrada e variáveis de saída. as variáveis de entrada são lidas e alocadas às células de entrada das variáveis com o mesmo nome, assim como no Schedule.

Em seguida é chamada a função fitpar, após a convergência as variáveis de saída são retornadas à tabela e o código segue para a linha seguinte onde irá calcular o próximo módulo de maneira similar.

As relações entre as alimentações são dadas dentro das células desta tabela, assim como os erros de Balanço de massa, são considerados os erros de cada módulo e do Balanço de massa global, os cálculos são realizados sucessivamente até que todos os erros sejam satisfeitos.

4.2.7 Schedule_Multistage

Assim como na função Schedule, a Schedule_Multistage atua programando uma lista de simulações consecutivas, com a diferença de chamar a função Multistage.

4.3 SIMULAÇÕES

As simulações foram feitas para sistemas com uma e duas etapas de separação, foram testadas diferentes variáveis de processo como: (P^R), pressão de permeado (P^P), concentração de metano na entrada (Z_1) e recuperação (r).

Também foram testados diferentes materiais ao longo da curva superior de Robeson, esta análise foi feita escolhendo-se pontos ao longo da curva de forma a abranger toda a região que apresenta pontos experimentais.

Os valores iniciais escolhidos foram de 5, 25, 50, 100 e 200. Após análise do sistema 1 foi observado que os valores próximos a 5 e 25 apresentaram melhores

resultados, ao contrário das seletividades 100 e 200, que apresentam alto custo, desta forma as análises foram expandidas em torno do valor de $\alpha = 25$ como mostra a Tabela 12:

Tabela 12 – Valores de seletividade e permeabilidade testados.

α (CO ₂ /CH ₄)	Q _{CO2} (barrer)	Q _{CH4} (barrer)
5	77165	15433
10	12414	1241
15	4263	284
20	1997	100
25	1109	44,4
30	686	22,9
40	321	8,03
50	178	3,57
60	110	1,84
100	28,7	0,29
200	4,62	0,02

Os pontos apresentados a cima foram retirados do trabalho de Robeson(2008) e apresentam o valor de permeância normatizado pela espessura, desta forma foi adotada a espessura de 1 μ m para todas as seletividades.

Para o sistema com 1A foi alterada a composição da alimentação para avaliar os efeitos sobre o material e pressão ideais de operação, foi adotado um valor fixo de 1,2 Bar na Pressão de saída para garantir que o gás ainda possua pressão para vencer posteriores quedas de pressão.

Para os sistemas 2A e 2B foram testados diferentes materiais e pressões de operação, tanto para a primeira como segunda membrana, porém não foram testadas diferentes composições de entrada devido ao aumento de variáveis envolvidas na análise de um para duas tapas.

Para os sistemas 2Ar e 2Br surge a possibilidade de se especificar a recuperação, dessa forma estas variáveis foram adicionadas a análise através da especificação de metano no permeado ($Y_1.F^P$) que sai do sistema.

Para evitar um grande aumento das variáveis de análise nestes sistemas, e tendo em vista que os resultados das configurações sem reciclo demonstraram pequena vantagem na adoção de materiais diferentes para cada módulo, optou-se por utilizar um único material nas simulações deste sistema.

Além disso, foram adotadas pressões de 1,2 Bar constantes em ambos os permeados.

Um resumo das variáveis estudadas para cada sistema encontra-se na Tabela 13, onde são divididas em variáveis objetivo, estudo e fixas, tanto para a primeira membrana (MB1) como para a segunda (MB2):

Tabela 13 - Variáveis estudadas para cada simulação

membrana:	MB1			MB1		
variáveis:	Objetivo	Estudo	Fixas	Objetivo	Estudo	Fixas
1A	x_1	$\alpha, K_{CO_2}, P^R, Z_1$	P^P	-	-	-
2A	x_1	$\alpha, K_{CO_2}, P^R, X_1$	P^P, z_1	x_1	α, K_2, P^R	P^P
2B	x_1	α, K_2, P^R, P^P	z_1	x_1	α, K_2, P^R	P^P
2Ar	$Y_1.F^P$	α, K_{CO_2}, P^R	P^P, z_1	x_1	α, K_2, P^R	P^P
2Br	x_1	α, K_{CO_2}, P^R	P^P, z_1	$Y_1.F^P$	α, K_2, P^R	P^P

As variáveis objetivo recebe um valor predefinido, que é encontrado pela função Fitpar através da alteração da área de permeação, as variáveis de estudo são variáveis que recebem um valor fixo para cada simulação, porém se alteram de uma simulação para outra e as variáveis fixas tem seu valor fixo para todas as simulações.

Uma descrição mais detalhada das configurações testadas, assim como as variáveis utilizadas nas simulações encontram-se nas seções a seguir:

4.3.1 Configuração do sistema 1A

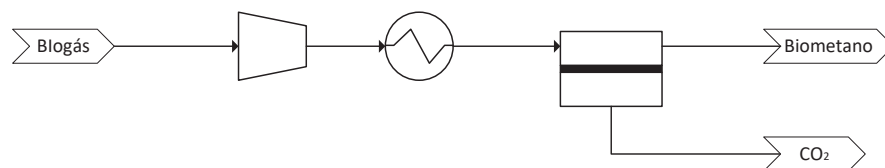


Figura 14 – esquema detalhado do sistema 1A

Para o sistema 1A, apresentado na Figura 14 estão presentes uma única etapa de compressão, seguida por uma etapa de separação. Na figura, a etapa de compressão está representada por um estágio de compressão seguido de um estágio de resfriamento.

Esta foi a primeira configuração testada. Por apresentar uma resolução fácil e rápida foram feitas diversas simulações de forma a obter uma ideia do comportamento do sistema em relação à pressão e composição da membrana (α, k_{CO_2}).

Com os resultados foi possível eliminar algumas regiões de operação que apresentaram custos de operação muito alto, como as seletividades de 100 e 200, e pressões muito baixas ou muito altas.

Também foi possível encontrar as regiões com melhor resultado, a partir delas foi possível acrescentar novos pontos de forma a aumentar a resolução da análise na região.

Além das pressões e seletividades (associadas à permeabilidade pela curva superior) foram testadas diferentes concentrações de metano dentro da faixa prevista pela literatura. Foram testadas as composições de 50% e 70% CH₄, equivalentes às frações mínima e máxima prevista pela literatura, assim com uma composição intermediária de 60%.

Como demonstrado anteriormente, para uma razão P^R/P^P os resultados serão iguais, se considerarmos um permeado sem vácuo, o custo do sistema será menor quanto menor for P^R , para manter a razão entre as pressões constante, a pressão P^P deve ser a menor possível, desta forma este valor foi fixado em 1,2 Bar para o sistema 1A.

4.3.2 Configuração do sistema 2A

No sistema 2A, a alimentação passa por uma compressão, em seguida é concentrada até uma composição intermediária pelo primeiro módulo de membrana. Em seguida passa por uma recompressão e atinge a concentração do produto ao passar pelo segundo módulo, como esquematiza a Figura 15:

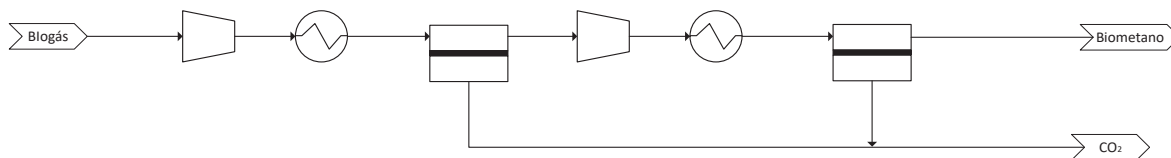


Figura 15 – Esquema detalhado do sistema 2A

Nesta configuração, a composição de metano no retido que deixa a primeira etapa se torna um parâmetro de projeto. Este valor deve ser superior a 0,5, fração de metano da alimentação, e inferior a 0,95, especificação do produto.

A escolha deste valor implica nas proporções entre a primeira e segunda etapa de separação, assim como o tamanho da etapa de recompressão.

Quanto mais este valor se aproximar de 0,95, mais a primeira etapa de separação irá se aproximar do resultado apresentado pelo sistema 1A, enquanto o segundo módulo tem sua área reduzida.

Nesse caso a maior parte da separação ocorre no primeiro estágio e pouco sobra para o segundo, isso também reduz o fluxo de retido que deixa a primeira etapa e que passa pela segunda etapa de compressão, reduzindo o custo de recompressão.

Já para uma fração de metano na corrente intermediária próxima a 0,5 se traduz em uma baixa separação no primeiro estágio, um segundo estágio que se aproxima do sistema 1A e um sistema de compressão intermediário maior.

Dessa forma se faz necessário saber qual a especificação de metano no retido do primeiro módulo resulta em um melhor desempenho de separação.

Outro fator importante a se estudar é a pressão de alimentação no segundo módulo. Como a corrente de alimentação do segundo módulo é o retido anterior, esta corrente terá a pressão da alimentação da primeira etapa menos a queda de pressão da membrana.

Dessa forma ainda existe pressão para que ocorra a separação no segundo módulo, sendo a segunda etapa de separação opcional. Contudo isso não é interessante pois o sistema se comportaria como um único estágio com uma retirada intermediária, o que diminuiria a recuperação do metano.

Dessa forma se torna interessante adotar uma especificação de pressão no segundo módulo superior ao primeiro, para facilitar a análise, a pressão no segundo módulo foi especificada por um fator multiplicado ao primeiro. Foram adotados os valores de 1,2, 1,5, 2, 2,5 e 3 para a razão P^{F2}/P^{F1} .

A pressão especificada no permeado de ambos os módulos foi de 1,2 Bar, assim como na etapa anterior. As variáveis utilizadas na análise do sistema 2A estão resumidas Tabela 14:

Tabela 14 - Variáveis estudadas para o sistema 2A

Variáveis	Valores/ Relação	Unidade
P^{F1}	2 ; 3 ; 5 e 8	Bar
P^{F2}	1,2 ; 1,5 ; 2 ; 2,5 ; 3	* P^{F1}
P^{P1}, P^{P2}	1,2	Bar
α^1, α^2	10, 20, 30, 40, 50	-
Q_{CO_2}	$= 53369140 \alpha^{-2,636}$	Barrer
$x_{CH_4}^1$	0,6 ; 0,7 e 0,9	mol/mol
$x_{CH_4}^2$	0,95	mol/mol

4.3.3 Configuração do sistema 2B

No sistema 2B a corrente de permeado do primeiro módulo passa por uma etapa de recompressão e é introduzida em um segundo módulo onde é concentrado novamente até atingir a especificação do produto, desta forma, ambos os módulos têm como especificação a concentração de saída do produto, como mostra a Figura 16:

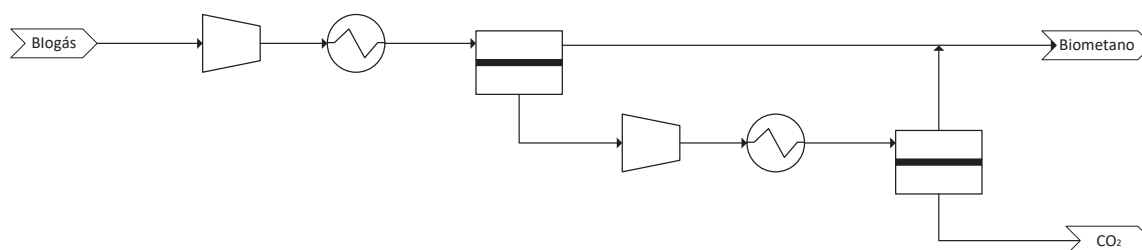


Figura 16 – Esquema detalhado do sistema 2B

Esta configuração é a mais complexa que as demais pois uma recuperação muito elevada no primeiro estágio gera uma corrente de permeado com baixa

concentração de metano, o que pode gerar uma alta área de permeação para o segundo módulo ou até inviabilizar o uso da segunda etapa.

Desta forma é de interesse utilizar uma primeira etapa de separação com baixa seletividade, seja pela adoção de um material pouco seletivo, seja pela utilização de uma pressão baixa. Em seguida pode se utilizar então um módulo mais seletivo para obter melhor recuperação global.

Nessa configuração é possível economizar com a compressão da segunda etapa se a pressão do permeado do primeiro módulo for aumentado. Isso gera uma redução da razão de preção na segunda etapa de compressão, reduzindo o custo, porém, ocorre também a redução do gradiente de pressão na primeira membrana e com isso a redução da separação.

Como deseja-se uma primeira etapa de separação com menor rendimento se torna interessante estudar a influência da pressão do permeado do primeiro módulo no desempenho da separação.

As variáveis testadas nesta simulação estão listadas na Tabela 15:

Tabela 15 - Variáveis estudadas para o sistema 2B

Variáveis	Valores/ Relação	Unidade
P^{F1}	2 ; 3 ; 5 e 8	Bar
P^{F2}	1,2 ; 1,5 ; 2 ; 2,5 e 3	* P^{F1}
P^{P1}	1,2 , 1,5 e 2	Bar
P^{P2}	1,2	Bar
α^1, α^2	10, 20, 30, 40, 50	-
Q_{CO2}	$= 53369140 \alpha^{-2,636}$	Barrer
$x_{CH_4}^1, x_{CH_4}^2$	0,95	mol/mol

4.3.4 Configuração do sistema 2Ar

A configuração 2Ar equivale a 2A com o refluxo do permeado do segundo módulo para a corrente de alimentação inicial, o que permite a escolha da recuperação (r) do sistema.

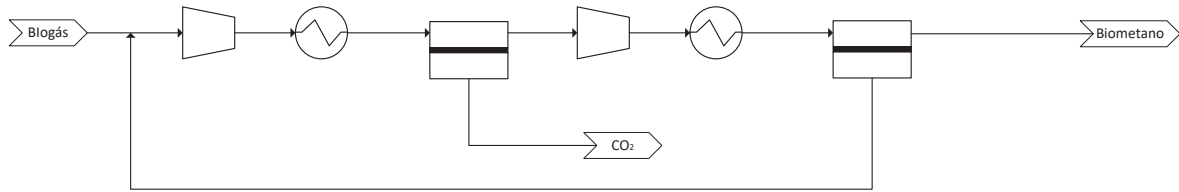


Figura 17 – Esquema detalhado do sistema 2A

Com o surgimento da recuperação, a especificação do módulo 1 deixa de ser a fração de metano no retido e passa a ser dada pela vazão molar de metano no permeado, segundo a equação:

$$F^{P1} \cdot y_{CH_4}^1 = (1 - r) \cdot F^0 \cdot z_{CH_4}^0 \quad (31)$$

A escolha de uma recuperação alta não só reflete na área de permeação do sistema como na vazão de refluxo, ao mesmo tempo, uma recuperação baixa permite a perda do produto, aumentando o custo por volume obtido, dessa forma se torna interessante observar a influência da recuperação sobre o custo.

Diferentemente dos outros sistemas, no sistema 2Ar não é necessária a recompressão após o primeiro módulo, tendo em vista que a corrente de alimentação do segundo módulo parte do retido do primeiro e ainda apresenta pressão suficiente para realizar a separação no segundo módulo.

Dessa forma decidiu-se testar este sistema sem a segunda etapa de compressão, desta forma, a pressão de alimentação da segunda membrana se torna igual a alimentação inicial menos a perda de carga da primeira membrana, com valor assumido de 0,5Bar.

As variáveis testadas estão na Tabela 16:

Tabela 16 - Variáveis estudadas para o sistema 1Ar

Variáveis	Valores/ Relação	Unidade
P^{F1}	5, 6, 7, 8, 9, 10, 12, 14, 16, 18, 20, 22, 24, 26, 28, 30	Bar
P^{F2}	$= P^{F1} - 0,5$	Bar
P^{P1}, P^{P2}	1,2	Bar
α^1	5, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50	-
α^2	$= \alpha^1$	
Q_{CO2}	$= 53369140 \alpha^{-2,636}$	Barrer
$F^{P1} \cdot y_{CH_4}^1$	$= (1 - r) \cdot F^0 \cdot z_{CH_4}^0$	mol/mol
$x_{CH_4}^2$	0,95	mol/mol
r	0,99, 0,98 e 0,97	

4.3.5 Configuração do sistema 2Br

No sistema 2Br as funções das membranas se invertem com relação a configuração anterior, agora, a primeira membrana passa a realizar a concentração do produto final enquanto a segunda garante a especificação da recuperação.

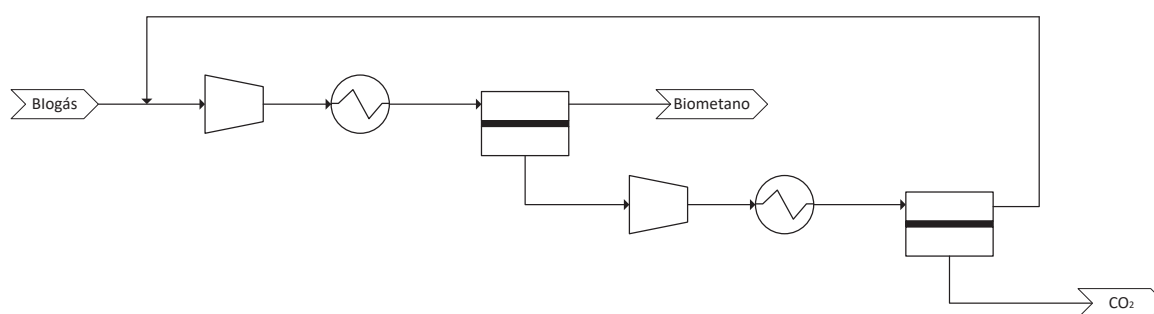


Figura 18 – Esquema detalhado do sistema 2ª

Aqui, a corrente intermediária parte do retido, o que exige a recompressão antes do segundo módulo. Para as simulações realizadas, a pressão de alimentação de ambas as membranas foi considerada a mesma.

As demais variáveis utilizadas nas simulações encontram-se na Tabela 17:

Tabela 17 - Variáveis estudadas para o sistema 1Br

Variáveis	Valores/ Relação	Unidade
P^{F1}	6, 8, 10, 12, 14, 16, 18, 20	Bar
P^{F2}	$= P^{F1}$	Bar
P^{P1}, P^{P2}	1,2	Bar
α^1	5, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50	-
α^2	$= \alpha^1$	-
Q_{CO2}	$= 53369140 \alpha^{-2,636}$	Barrer
$x_{CH_4}^1$	0,95	mol/mol
$F^{P2} \cdot y_{CH_4}^2$	$= (1 - r) \cdot F^0 \cdot z_{CH_4}^0$	mol/mol
r	0,99, 0,98, 0,97 e 0,95	

4.4 CUSTO DE COMPRESSÃO

O sistema de compressão foi calculado utilizando o AP. Considerou-se um sistema contendo até 3 estágios de compressão seguidos por trocadores de resfriamento como mostra a Figura 19:

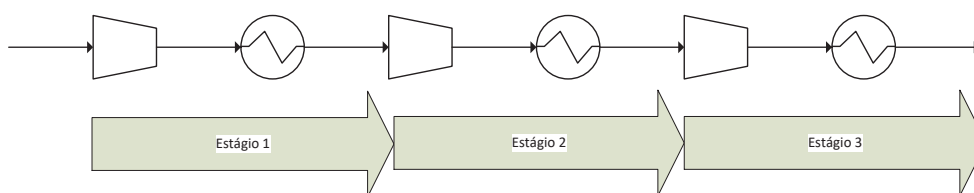


Figura 19 – Esquema do sistema de compressão

Antes de prosseguir, é importante convencionar uma nomenclatura para diferenciar um único estágio de compressão, e um conjunto consecutivo de estágios de compressão.

Sendo assim, o termo estágio de compressão será utilizado neste trabalho para referir-se a um único processo de compressão seguida de resfriamento, assim como indicado nas setas da Figura 19.

O conjunto de estágios de compressão, que não tem em seu interior a bifurcação de nenhuma corrente será chamada de etapa de compressão.

Para os trocadores, o fluido refrigerante escolhido foi a água de torre, com entrada a 30°C, devido baixo custo, alta disponibilidade e não toxicidade. Desta forma a temperatura de saída do gás nos trocadores foi especificada em 40°C. Além disso foi assumida uma queda de pressão de 0,2 Bar em cada trocador.

Como citado anteriormente, o compressor recíproco possui uma razão de compressão limite de 6 vezes a pressão de entrada, porém, este limite não necessariamente é alcançado devido ao aquecimento do gás, que deve ser mantido abaixo de 150°C.

Desta forma, antes de projetar os compressores, se faz necessário observar as temperaturas atingidas por uma mistura CO₂/CH₄ durante uma compressão politrópica. Foram feitas algumas simulações para um compressor recíproco com eficiência politrópica de 0,75 e composições de 10, 50 e 90% de metano.

Os resultados mostraram que, para misturas contendo 50 e 90% de metano a 40°C, é possível alcançar uma razão de compressão de 3,3 antes de atingir a temperatura limítrofe, já para composição de 10% a razão se estende levemente para 3,4.

Desta forma escolheu-se o menor valor de 3,3 por garantir a compressão de qualquer mistura. Como razão de compressão mínima para as simulações, foi escolhido o valor de 1,3, que após a queda de pressão do trocador resulta em uma pressão de 1,12Bar.

Ao total foram feitas 33 simulações para cada vazão de alimentação, estando divididas entre etapas contendo 1,2 e 3 estágios de separação, os valores de razão, assim como as pressões de saída de cada estágio estão apresentadas na Tabela 18:

Tabela 18 – Simulações realizadas para o sistema de compressão

P/P0	P0	P1	P2	P3
1,30	1,01	1,12	1,25	1,43
1,50	1,01	1,32	1,78	2,47
1,70	1,01	1,52	2,39	3,86
1,90	1,01	1,73	3,08	5,65
2,10	1,01	1,93	3,85	7,88
2,30	1,01	2,13	4,70	10,61
2,50	1,01	2,33	5,63	13,88
2,70	1,01	2,54	6,65	17,75
2,90	1,01	2,74	7,74	22,25
3,10	1,01	2,94	8,92	27,44
3,30	1,01	3,14	10,17	33,38

Após a simulação, os dados de custo foram obtidos separadamente, o que fez com que cada linha da Tabela 18 resultasse em três diferentes análises, a primeira considerando apenas o primeiro estágio, outra considerando os dois primeiros e a última leva em conta todos os 3 estágios.

Esta metodologia gerou uma redundância de dados, sendo que algumas das pressões finais são obtidas por mais de uma configuração. Este excesso de dados foi criado propositalmente para que, nas regiões com mais de uma solução, os resultados pudessem ser comparados de forma a escolher o número de estágios que resulta no melhor custo. O resultado pode ser observado na Figura 21:

Tabela 19 – Razão máxima para o estágio de compressão em função do número de compressores.

Número de estágios	Razão máxima de compressão
1	3,14
2	10,2
3	33,4

Este processo foi repetido para as vazões molares de 5, 10, 25, 50, 100, 200, 400, 800, 1500 e 2000 kmol/h. Sendo que os 2 últimos extrapolam as vazões de alimentação estudadas, isso foi feito de forma a garantir que os dados englobem vazões com reciclo.

Os resultados obtidos nesse processo foram um conjunto de tabelas em função da razão de compressão da etapa e fluxo de alimentação para os seguintes dados:

- a) Custo de aquisição do equipamento para o compressor;
- b) Custo de aquisição do equipamento para o trocador de calor;
- c) Custo do módulo instalado para o compressor;
- d) Custo do módulo instalado para o trocador de calor;
- e) Consumo de eletricidade do compressor;
- f) Consumo de água do trocador de calor;

Estes valores foram então transferidos para uma planilha onde a análise econômica é realizada. As tabelas ficam em uma aba separada e são acessadas pela planilha principal por meio de uma função de interpolação `interpolar()`, que foi criada especialmente para este trabalho.

A função `interpolar()` por sua vez atua como uma função nativa do excel, escrita dentro de uma célula, na forma de equação “`=interpolar(X,Y,R)`” onde o parâmetro R representa uma matriz resposta, enquanto X e Y estão localizados na extremidade da tabela, como mostra a Figura 20:

	X1	X2	...	Xn
Y1	R11	R12	...	
Y2	R21			
..	...			
Yn				

Figura 20 – esquema de tabela consultada pela função `interpolar()`

A função retorna o valor de um R equivalente a um X e Y desejados.

A interpolação é dada de forma linear, tanto no eixo x como y. a função ainda avalia se o valor buscado se encontra dentro da tabela e caso esteja fora, utiliza os dois pontos da extremidade para realizar uma extrapolação. Neste caso o resultado é apresentado na cor vermelha para indicar a extrapolação.

As extrapolações de pressão não ocorreram durante as análises, enquanto, para sistemas com reciclo, foram apresentadas extrapolações para a vazão, o que motivou a realização das simulações de 1500 e 2000 kmol/h mencionadas nesta seção.

Esta função foi feita de maneira genérica e foi usada para obter o valor de todas as variáveis de custo enumeradas anteriormente para cada etapa de compressão em cada simulação.

4.5 CÁLCULO DOS CUSTOS

Com os dados de balanço de massa obtidos pela planilha que realiza as simulações e com os resultados obtidos para o sistema de compressão foi possível juntar todos os dados em uma única planilha de cálculo de custos.

Nesta planilha os resultados são divididos em 5 abas, estando cada aba destinada a uma configuração diferente, também existe uma aba destinada ao sistema de compressor, que é consultada pelas demais, e uma aba de variáveis globais.

Em cada aba de resultados existe uma tabela em que cada simulação é representada por uma linha. Uma destas linhas é constituída pelo resultado de uma simulação, seguida por uma série de células que utiliza estes resultados para buscar os valores de custo do sistema de compressão na aba do compressor por meio da função `interpolar()`.

Em seguida é calculado o custo da membrana e por fim são calculados o custo total investido e o custo operacional, de acordo com a seção 3.2.8, o custo de separação é então obtido pela equação (32):

$$C_{sep.} = \frac{\frac{C_{tpi}}{T_{op}} + C_{op}}{F_{Biomet.}} \cdot 100 \frac{US\cent}{US\$} \quad (32)$$

Onde o fator 100 é utilizado apenas para converter os resultados para centavos de dólar, o que facilita a análise dos dados.

Para esta análise foi considerada uma unidade anexa, além disso não foram considerados custos de operadores, vendedores ou outros cargos, apenas manutenção, tendo em vista que esses valores iriam variar de acordo com a escala.

Os parâmetros utilizados na análise podem ser observados na Tabela 20:

Tabela 20 – Parâmetros utilizados na simulação

Espessura da membrana	0,0001 cm
C_{membrana}	590 US\$/m ³
F_{membrana}	2 x C eq
C_{site}	0,06 x C tm
contingência	0,15 x C dpi
taxa contratante	0,03 x C dpi
Instalação utilidades	0 x C td
terra	0 x C td
royalties	0 x C td
startup	0,1 x C td
C elet	0,062075 US\$/kWh
C água	2,73E-05 US\$/kg
anos de operação	10 anos
Horas de op. Por ano	7920 h/ano
Tempo de vida da membrana	5 anos
Taxa de manutenção	0,035 X C td

4.6 EXTRAPOLAÇÃO DOS RESULTADOS PARA DIFERENTES FLUXOS DE ALIMENTAÇÃO

Após a obtenção de todos os dados na tabela de custos, as áreas e fluxos foram divididos pela vazão correspondente à base de cálculo, e depois multiplicados pela nova vazão de interesse, de acordo com a equação (20).

Esta operação resulta em uma série de tabelas em função de uma variável de vazão, estas variáveis então são filtradas em uma nova tabela de acordo com a recuperação mínima especificada de 90%, 97% e mais uma especificação livre.

Para cada especificação de recuperação é encontrado então o sistema que representa o menor custo de separação possível, com ele são obtidas as variáveis utilizadas na simulação como pressões, seletividades dos módulos e recuperação.

É importante obter também os dados a respeito da recuperação dos melhores sistemas, tendo em vista que a especificação corresponde a um valor mínimo e que o resultado ótimo para a recuperação de 97% também pode ser o mesmo para 90%.

Após a realização dessa filtragem dos dados se obtém uma tabela com no máximo 3 variáveis para cada arranjo para uma vazão especificada. Para alguns

sistemas, com o 2A, não foi possível encontrar recuperações superiores devido a região de pressão testada.

Por fim um código simples em VBA altera a variável de fluxo, atualiza as tabelas dinâmicas que realizam a filtragem dos dados e copiam os resultados para uma tabela final, este processo é repetido para uma lista de valores de fluxo especificados entre 800 e 5kmol/h.

Os valores testados estão dentro das vazões reportadas para unidades de produção de biogás no Brasil, que encontram-se entre 733 e 0,04 kmol/h (CIBiogás 2019), foram usados os valores de 800, a 100kmol/h, com intervalos de 100kmol/h, mais os valores de 50, 25, 10 e 5 kmol/h para uma melhor descrição da região inferior de vazão.

5 RESULTADOS

5.1 CONVERGENCIA DA FUNÇÃO

Para um sistema qualquer, onde ocorra a permeação da mistura CO_2/CH_4 esperasse um perfil de concentrações similar ao da Figura 21:

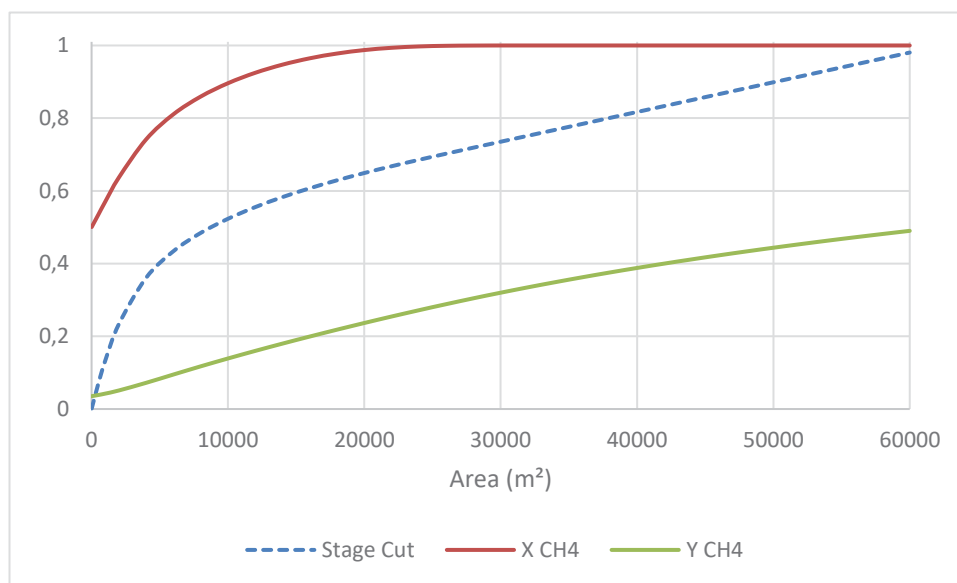


Figura 21 – Concentração de metano no retido e permeado em função da área de permeação ($z_{\text{CH}_4}=0,5$, $P_r=5$ Bar, $P_P=1$ Bar, $Barrer$, $\alpha=50$, $K_{\text{CO}_2}=178,4$.)

Durante o cálculo do perfil, existem duas regiões de área críticas, no caso da Figura 21, em torno de 20.000 m² e acima de 60.000 m², regiões onde a concentração de CO_2 e CH_4 no permeado, respectivamente, se aproximam de 0.

O valor da composição não será igual a zero, mas um número muito baixo, o que gera um problema de rigidez na região.

Nestas ocasiões, durante a convergência, um dos valores de vazão permeação através da membrana pode assumir um valor maior do que a vazão no retido para o mesmo componente, o que resulta em um valor negativo para a célula de fluxo seguinte.

Isso gera uma instabilidade na convergência do modelo como mostra a Figura 22:

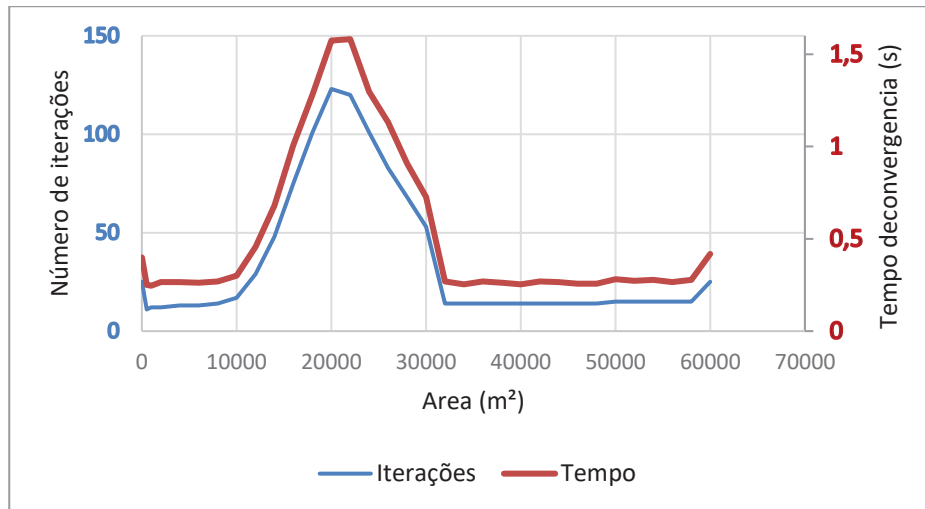


Figura 22 – Tempo de cálculo e número de iterações para o sistema da Figura 21 em função do

É possível observar que o pico de esforço computacional ocorre exatamente no comprimento em que a composição CO_2 no retido se aproxima de 0. Para a segunda região crítica podemos observar que existe um pequeno aumento das iterações para a área de 60.000m².

Para melhor observar o comportamento do gráfico podemos observar os resultados gerados para áreas acima das apresentadas na Figura 22:

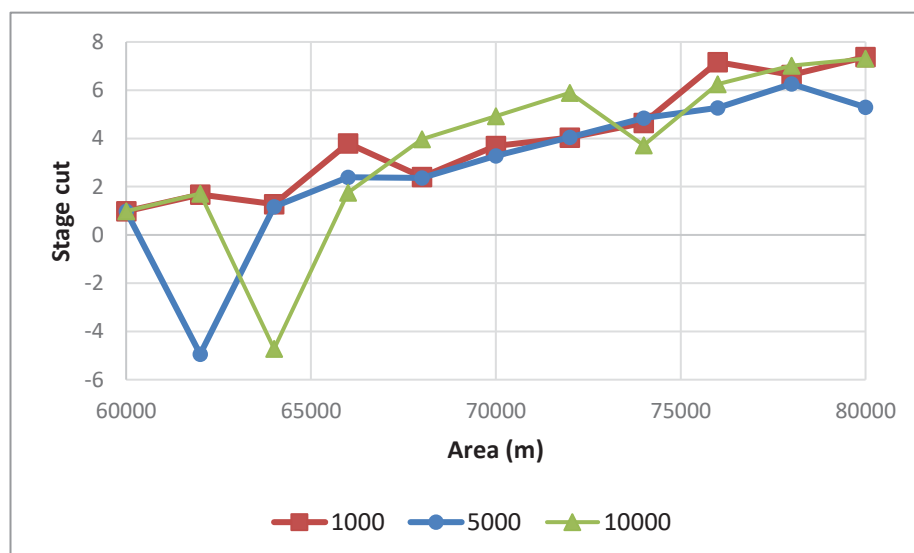


Figura 23 – Resultados de Stage Cut em função da área para diferentes números de iterações

Este comportamento ocorre sempre que o stage cut se aproxima de 1. Caso o sistema se encontre nessa região não ocorrerá a convergência, desta forma, é importante identificar que o sistema se encontra nessa região.

Isso se faz dentro da função Y_iteration, que após rodar um número máximo de iterações verifica se o Stg cut é negativo, o que ocorre eventualmente durante a convergência. A resposta da função é retornar uma mensagem de erro.

No caso da função Fitpar, a busca pela concentração de projeto pode levar o sistema a cair nesta região, desta forma, o sistema identifica esta região como sendo limítrofe e gera uma nova iteração pela média dos valores de área.

Caso este processo se repita, o sistema irá realizar esta operação até que as duas áreas sejam muito próximas, retornando o valor de área encontrado. Dessa forma, caso o sistema não consiga atingir a especificação, o resultado será o valor mais próximo do desejado.

Isso garante a convergência de alguns sistemas com duas etapas de permeação, no caso que as primeiras iterações não tenham solução.

Um problema que pode ocorrer é a não convergência do sistema na região de interesse como mostra a Figura 24:

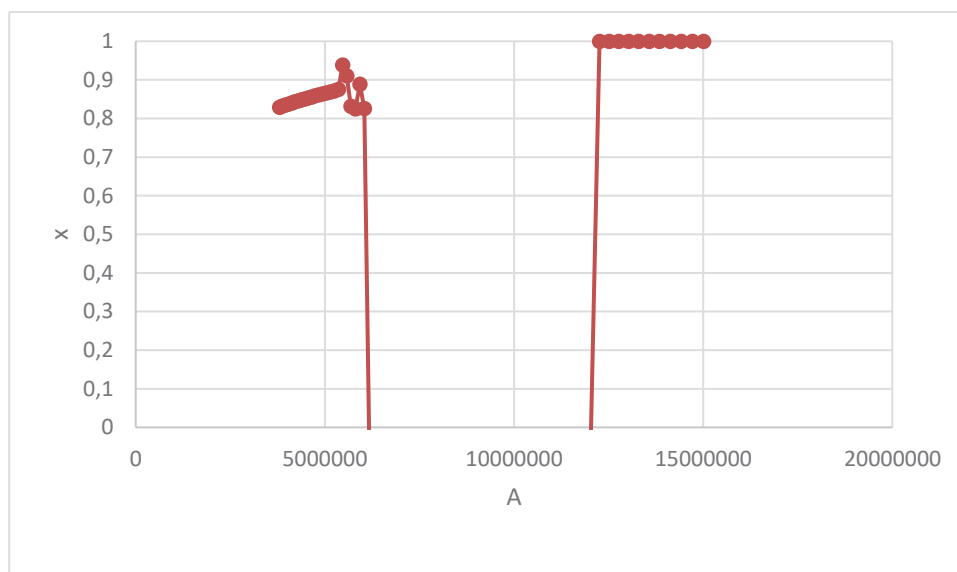


Figura 24 – Composição de metano no retido em função da área, iteração comum
($dy=1$, $z_{ch4}=0,5$, $Pr=5$ Bar, $\alpha=100$)

Este problema se apresentou comum para sistema a baixas pressões, e seletividades iguais a 5 ou superiores a 100, foram testadas diferentes técnicas apresentadas na literatura como impedir o fluxo contrário.

Os resultados para essa técnica permitiram a convergência do sistema, porém não foi obtido um resultado que pudesse ser submetido à função de ajuste de parâmetros, como mostra a Figura 25:

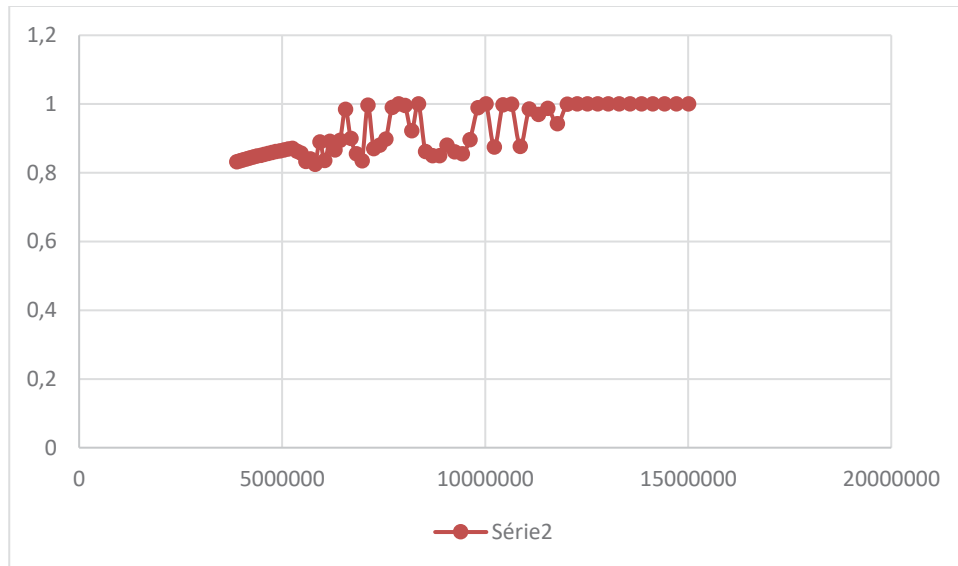


Figura 25 - Composição de metano no retido em função da área, restrição de fluxo positivo.

A solução encontrada para o problema foi a descrita anteriormente, adoção de um passo de integração dy , que resulta em resultados aceitáveis, como mostra a Figura 26:

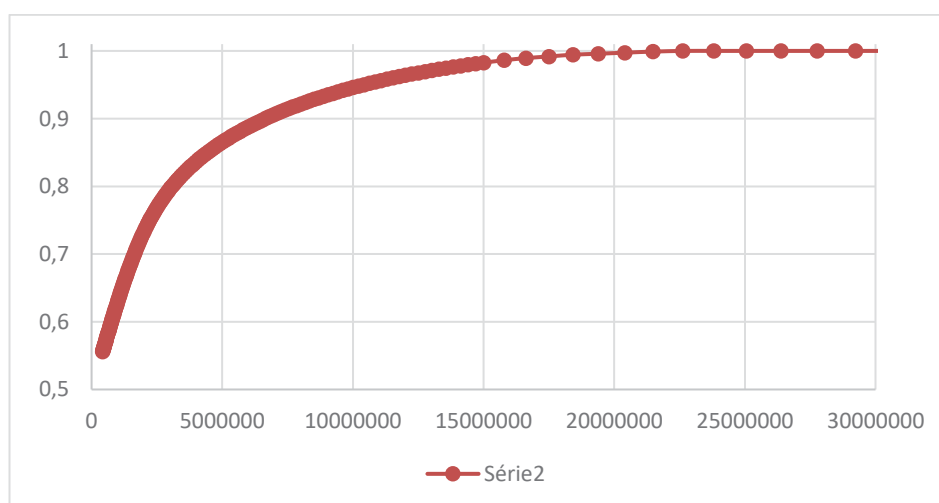


Figura 26 – Composição de metano no retido em função da área, $dy=0,1$

Um cuidado a se tomar é a escolha de dy , uma vez que um valor que não seja pequeno o suficiente também pode resultarem erros:

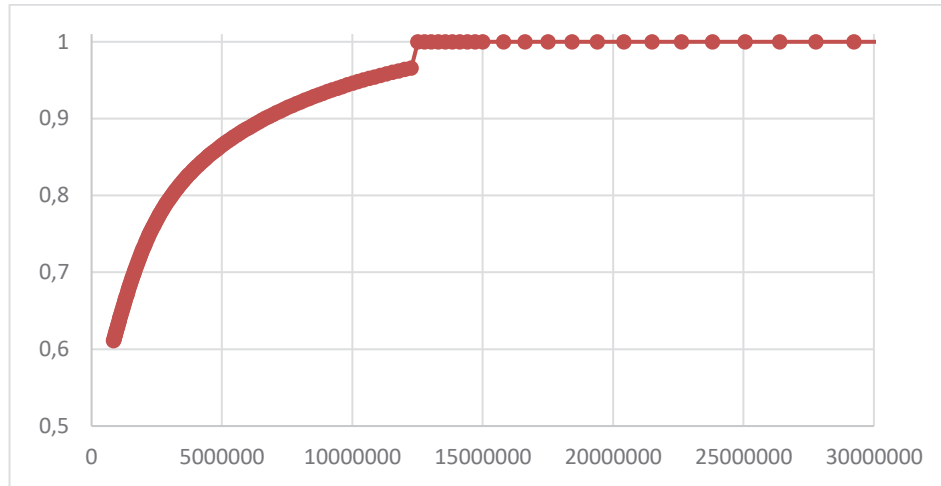


Figura 27 – Composição de metano no retido em função da área, $dy=0,9$

5.2 1 ETAPA DE PERMEAÇÃO

Z _i	P	Seletividade										
		5	10	15	20	25	30	40	50	60	70	100
0,5	2,5	-	-	8,378	14,589	25,561	42,751	-	-	-	-	-
	3	-	4,897	6,094	9,369	15,216	24,350	55,81	111,13	198,59	-	-
	3,5	9,247	6,155	6,503	8,402	11,989	17,645	37,09	71,03	124,34	202,30	-
	4	8,754	5,767	5,832	7,084	9,536	13,419	26,71	49,74	85,65	137,86	430,80
	4,5	8,423	5,519	5,420	6,290	8,074	10,918	20,62	37,33	63,21	100,64	308,60
	5	8,211	5,364	5,160	5,784	7,141	9,320	16,75	29,47	49,05	77,23	232,38
	5,5	8,075	5,267	4,991	5,447	6,511	8,240	14,14	24,17	39,55	61,57	181,74
	6	7,990	5,208	4,879	5,214	6,069	7,478	12,28	20,44	32,86	50,58	146,45
	6,5	7,940	5,175	4,805	5,050	5,751	6,922	10,93	17,70	27,98	42,57	120,91
	7	7,895	5,146	4,747	4,922	5,505	6,496	9,90	15,63	24,30	36,55	101,83
	7,5	7,849	5,119	4,697	4,819	5,309	6,160	9,09	14,02	21,44	31,90	87,21
	8	7,837	5,114	4,672	4,750	5,166	5,904	8,46	12,76	19,20	28,24	75,78
	8,5	7,869	5,138	4,676	4,717	5,072	5,718	7,97	11,76	17,42	25,33	66,69
	9	7,913	5,169	4,690	4,699	5,003	5,574	7,58	10,94	15,97	22,97	59,33
	9,5	7,998	5,228	4,730	4,712	4,972	5,479	7,28	10,29	14,79	21,04	53,31
	10	8,093	5,292	4,778	4,735	4,958	5,410	7,03	9,76	13,81	19,43	48,31
	11	9,503	6,212	5,569	5,441	5,578	5,927	7,25	9,51	12,86	17,49	41,10
	12	9,483	6,209	5,557	5,405	5,500	5,786	6,91	8,82	11,66	15,58	35,35
	13	9,484	6,217	5,558	5,386	5,449	5,686	6,65	8,30	10,75	14,12	31,02
	14	9,499	6,235	5,569	5,381	5,417	5,615	6,45	7,90	10,05	12,99	27,66
	15	9,522	6,257	5,584	5,383	5,398	5,564	6,30	7,58	9,49	12,09	25,00
	20	9,659	6,373	5,677	5,435	5,382	5,451	5,88	6,67	7,86	9,48	17,37
	25	9,855	6,521	5,805	5,538	5,450	5,469	5,74	6,30	7,15	8,30	13,90
	30	10,163	6,738	5,997	5,709	5,596	5,584	5,77	6,18	6,83	7,72	12,05
0,6	2,5	-	-	7,087	12,842	23,061	39,180	95,76	-	-	-	-
	3	-	3,881	5,070	8,105	13,523	22,038	51,64	104,16	187,77	-	-
	3,5	-	4,852	5,319	7,108	10,431	15,683	33,88	65,93	116,60	191,17	-
	4	-	4,547	4,747	5,937	8,204	11,794	24,17	45,79	79,75	129,42	410,57
	4,5	-	4,353	4,399	5,236	6,884	9,502	18,49	34,09	58,44	93,87	292,56
	5	-	4,233	4,179	4,791	6,043	8,044	14,89	26,71	45,04	71,58	219,14
	5,5	-	4,159	4,037	4,494	5,478	7,060	12,47	21,75	36,08	56,71	170,48
	6	-	4,115	3,943	4,290	5,082	6,367	10,76	18,26	29,79	46,31	136,66
	6,5	-	4,091	3,882	4,146	4,796	5,864	9,51	15,72	25,20	38,75	112,25
	7	-	4,070	3,833	4,035	4,577	5,479	8,56	13,80	21,76	33,08	94,06
	7,5	-	4,051	3,792	3,945	4,404	5,176	7,83	12,31	19,10	28,72	80,16
	8	-	4,048	3,771	3,885	4,276	4,946	7,25	11,14	17,01	25,30	69,32
	8,5	-	4,069	3,775	3,855	4,191	4,777	6,80	10,22	15,35	22,58	60,72
	9	-	4,095	3,786	3,838	4,128	4,646	6,45	9,47	14,01	20,38	53,78
	9,5	-	4,143	3,818	3,846	4,098	4,558	6,17	8,87	12,92	18,58	48,10
	10	6,065	4,195	3,857	3,863	4,082	4,493	5,94	8,38	12,02	17,09	43,41
	11	7,127	4,926	4,495	4,436	4,582	4,904	6,09	8,09	11,09	15,24	36,60
	12	7,117	4,926	4,486	4,405	4,514	4,779	5,78	7,47	10,00	13,48	31,26
	13	7,122	4,935	4,488	4,389	4,470	4,691	5,55	7,00	9,17	12,16	27,24
	14	7,137	4,951	4,497	4,385	4,442	4,628	5,37	6,64	8,53	11,13	24,15
	15	7,157	4,970	4,511	4,387	4,424	4,583	5,23	6,36	8,02	10,31	21,71
	20	7,271	5,068	4,589	4,429	4,408	4,482	4,86	5,55	6,57	7,97	14,79
	25	7,426	5,189	4,694	4,514	4,463	4,493	4,74	5,22	5,94	6,93	11,71
	30	7,663	5,364	4,851	4,654	4,583	4,587	4,76	5,12	5,67	6,42	10,08
0,7	2,5	-	-	5,982	11,217	20,589	35,502	-	-	-	-	-
	3	-	3,105	4,233	6,988	11,929	19,758	47,27	96,59	175,77	-	-
	3,5	-	3,876	4,391	6,032	9,060	13,866	30,69	60,64	108,37	179,03	-
	4	-	3,638	3,910	5,007	7,066	10,335	21,71	41,80	73,62	120,48	388,44
	4,5	-	3,488	3,618	4,396	5,889	8,263	16,48	30,90	53,60	86,85	275,40
	5	-	3,397	3,436	4,010	5,142	6,949	13,18	24,04	41,04	65,82	205,21
	5,5	-	3,342	3,319	3,754	4,642	6,066	10,96	19,45	32,67	51,85	158,82
	6	-	3,311	3,242	3,578	4,293	5,446	9,41	16,23	26,81	42,09	126,65
	6,5	-	3,295	3,193	3,455	4,042	4,997	8,27	13,89	22,56	35,02	103,49
	7	-	3,281	3,154	3,360	3,851	4,655	7,41	12,13	19,37	29,74	86,28
	7,5	-	3,268	3,121	3,284	3,700	4,387	6,75	10,77	16,92	25,69	73,17
	8	-	3,268	3,105	3,233	3,589	4,184	6,23	9,71	15,00	22,52	62,97
	8,5	-	3,287	3,109	3,208	3,514	4,034	5,83	8,87	13,48	20,00	54,89
	9	-	3,310	3,119	3,194	3,460	3,918	5,51	8,19	12,25	17,97	48,39
	9,5	-	3,351	3,147	3,201	3,432	3,840	5,26	7,65	11,25	16,32	43,09
	10	-	3,395	3,180	3,215	3,418	3,782	5,05	7,20	10,43	14,95	38,72
	11	-	3,990	3,709	3,693	3,836	4,123	5,16	6,92	9,55	13,23	32,37
	12	-	3,993	3,704	3,668	3,779	4,016	4,89	6,36	8,57	11,64	27,44
	13	-	4,002	3,707	3,656	3,742	3,940	4,68	5,95	7,83	10,44	23,76
	14	-	4,017	3,716	3,654	3,719	3,887	4,53	5,63	7,26	9,51	20,93
	15	-	4,035	3,728	3,656	3,705	3,848	4,41	5,38	6,81	8,79	18,72
	20	-	4,121	3,798	3,695	3,694	3,765	4,09	4,67	5,54	6,72	12,52
	25	-	4,223	3,889	3,769	3,743	3,777	3,99	4,40	5,00	5,82	9,82
	30	5,878	4,369	4,021	3,888	3,846	3,858	4,01	4,31	4,76	5,39	8,41

Figura 28 – Custo de separação para sistema 1A (US¢/m³).

Para uma análise mais intuitiva optou-se por uma superfície de resposta com uma escala de cores, foram também acrescentados a esses gráficos os valores de cada região, os pontos ótimos estão indicados em branco.

A análise da composição de entrada mostrou que, apesar de ocorrer uma considerável redução no custo de separação decorrente da redução da área de permeação necessária, o ponto ótimo permanece inalterado na pressão de 8 Bar e seletividade igual a 15 ($Q_{CO_2} = 4263 \text{ Barrer}$) independente da concentração de alimentação.

É possível observar também que pequenas alterações na pressão e material ao redor deste ponto não apresenta grandes mudanças. Isso pode ser um indicador que os melhores resultados para os sistemas com múltiplas etapas se encontrem em uma região próxima de P e α .

A variação da pressão e do material irá implicar na variação da área de permeação e na recuperação como mostram a Figura 29 e Figura 30, respectivamente.

A partir da Figura 29, é possível observar o aumento exponencial da área com o aumento da seletividade do material, uma vez que, para os dados testado, a permeabilidade se encontra associada à seletividade através da curva superior de Robesson.

Desta forma, a escolha de um material mais seletivo, por mais que apresente uma maior obtenção de produto, como mostra a Figura 30, não é justificada devido ao desproporcional aumento da área de permeação, e com isso o custo do módulo.

Z1	P	Seletividade										
		5	10	15	20	25	30	40	50	60	70	100
0,5	2,5	-	-	1.432	3.709	7.805	14.390	-	-	-	-	-
	3	-	252	926	2.353	4.880	8.893	23.099	48.742	90.081	-	-
	3,5	21	185	664	1.661	3.403	6.141	15.706	32.759	59.996	100.367	-
	4	17	144	508	1.254	2.543	4.549	11.479	23.697	43.041	71.512	234.158
	4,5	14	117	407	992	1.994	3.540	8.824	18.047	32.532	53.713	173.407
	5	12	98	336	812	1.619	2.855	7.041	14.279	25.560	41.958	133.687
	5,5	11	84	285	682	1.350	2.367	5.782	11.635	20.695	33.790	106.330
	6	9	73	246	585	1.150	2.006	4.857	9.705	17.162	27.881	86.713
	6,5	8	65	216	510	997	1.730	4.156	8.251	14.512	23.466	72.185
	7	8	58	192	450	876	1.514	3.611	7.127	12.472	20.080	61.132
	7,5	7	52	172	402	779	1.341	3.178	6.238	10.867	17.424	52.532
	8	6	48	156	363	700	1.200	2.827	5.522	9.579	15.301	45.711
	8,5	6	44	143	330	634	1.084	2.539	4.937	8.529	13.576	40.210
	9	5	41	131	302	579	986	2.299	4.451	7.660	12.154	35.709
	9,5	5	38	121	278	531	903	2.096	4.042	6.934	10.968	31.980
	10	5	35	113	258	491	832	1.923	3.695	6.319	9.967	28.854
	11	4	31	99	224	425	717	1.645	3.141	5.340	8.380	23.948
	12	4	28	87	198	374	629	1.432	2.720	4.601	7.189	20.311
	13	4	25	79	177	333	559	1.265	2.391	4.028	6.269	17.536
	14	3	23	71	160	300	502	1.131	2.129	3.573	5.542	15.367
0,6	15	3	21	65	146	273	455	1.022	1.916	3.205	4.956	13.636
	20	2	15	45	101	186	308	682	1.264	2.090	3.200	8.574
	25	2	11	35	77	141	232	510	937	1.540	2.345	6.193
	30	1	9	28	62	113	186	406	743	1.217	1.846	4.837
	2,5	-	-	1.600	4.180	8.854	16.409	43.732	-	-	-	-
	3	-	275	1.023	2.622	5.477	10.039	26.304	55.868	103.764	-	-
	3,5	-	200	726	1.834	3.785	6.870	17.738	37.258	68.605	115.291	-
	4	-	155	551	1.373	2.806	5.050	12.867	26.762	48.892	81.624	269.982
	4,5	-	125	438	1.079	2.184	3.901	9.824	20.247	36.721	60.935	198.871
	5	-	104	360	877	1.762	3.126	7.789	15.921	28.680	47.324	152.518
	5,5	-	89	303	733	1.461	2.577	6.359	12.898	23.090	37.901	120.685
	6	-	77	261	625	1.238	2.172	5.313	10.700	19.045	31.107	97.932
	6,5	-	68	228	542	1.068	1.864	4.523	9.051	16.023	26.050	81.128
	7	-	61	202	477	935	1.624	3.911	7.780	13.703	22.183	68.381
	7,5	-	55	181	425	828	1.433	3.427	6.779	11.884	19.160	58.491
	8	-	50	163	382	741	1.277	3.036	5.976	10.430	16.751	50.669
	8,5	-	45	148	346	669	1.149	2.716	5.320	9.248	14.800	44.380
	9	-	42	136	316	608	1.042	2.450	4.778	8.274	13.197	39.248
	9,5	-	39	126	290	557	952	2.227	4.324	7.462	11.863	35.008
	10	5	36	116	268	513	875	2.037	3.940	6.776	10.741	31.464
0,7	11	4	32	102	232	442	750	1.732	3.328	5.689	8.970	25.924
	12	4	28	90	204	387	654	1.501	2.866	4.873	7.648	21.839
	13	4	26	80	182	344	579	1.320	2.507	4.244	6.632	18.739
	14	3	23	73	164	309	518	1.175	2.222	3.747	5.834	16.328
	15	3	21	66	149	280	468	1.057	1.992	3.346	5.193	14.414
	20	2	15	46	102	189	314	697	1.294	2.147	3.295	8.883
	25	2	11	35	77	142	234	516	950	1.566	2.388	6.334
	30	1	9	28	62	114	187	408	749	1.228	1.866	4.904
	2,5	-	-	1.727	4.549	9.703	18.079	-	-	-	-	-
	3	-	290	1.089	2.818	5.929	10.934	28.920	61.837	115.483	-	-
	3,5	-	208	765	1.949	4.055	7.408	19.323	40.904	75.772	127.935	-
	4	-	159	575	1.447	2.979	5.399	13.905	29.155	53.610	89.974	300.970
	4,5	-	128	453	1.127	2.300	4.138	10.536	21.901	39.995	66.739	220.485
	5	-	106	370	910	1.843	3.293	8.297	17.107	31.037	51.514	168.173
	5,5	-	90	310	755	1.518	2.697	6.730	13.773	24.836	41.015	132.364
	6	-	77	265	641	1.279	2.259	5.589	11.359	20.367	33.473	106.842
	6,5	-	68	230	553	1.097	1.929	4.732	9.555	17.040	27.878	88.053
	7	-	60	203	484	955	1.672	4.070	8.170	14.497	23.615	73.844
	7,5	-	54	181	429	842	1.468	3.549	7.083	12.509	20.294	62.853
	8	-	49	163	384	751	1.303	3.130	6.214	10.926	17.657	54.186
	8,5	-	45	148	347	675	1.167	2.788	5.508	9.643	15.528	47.238
	9	-	41	135	315	612	1.055	2.505	4.926	8.590	13.784	41.586
	9,5	-	38	124	289	559	960	2.267	4.440	7.714	12.338	36.929
	10	-	35	115	266	513	879	2.066	4.030	6.977	11.126	33.049
	11	-	31	100	229	439	749	1.746	3.380	5.815	9.220	27.008
	12	-	28	88	201	383	650	1.503	2.892	4.948	7.806	22.580
	13	-	25	78	178	338	572	1.315	2.516	4.283	6.726	19.239
	14	-	22	71	160	303	510	1.165	2.218	3.760	5.882	16.654
	15	-	21	64	145	273	459	1.044	1.979	3.341	5.208	14.613
	20	-	14	44	98	182	303	677	1.263	2.103	3.238	8.795
	25	-	11	33	74	136	225	496	917	1.514	2.315	6.173
	30	1	9	27	59	108	178	390	716	1.178	1.792	4.728

Figura 29 - Área de permeação do sistema 1A (m²).

Zi	P	Seletividade										
		5	10	15	20	25	30	40	50	60	70	100
0,5	2,5	-	-	0,427	0,468	0,496	0,517	-	-	-	-	-
	3	-	0,418	0,494	0,539	0,569	0,591	0,62	0,64	0,66	-	-
	3,5	0,281	0,461	0,541	0,588	0,620	0,643	0,67	0,70	0,71	0,72	-
	4	0,304	0,493	0,577	0,625	0,658	0,681	0,71	0,73	0,75	0,76	0,78
	4,5	0,322	0,519	0,604	0,654	0,687	0,710	0,74	0,76	0,78	0,79	0,81
	5	0,337	0,539	0,627	0,677	0,709	0,733	0,76	0,79	0,80	0,81	0,83
	5,5	0,350	0,556	0,645	0,695	0,728	0,751	0,78	0,80	0,82	0,83	0,85
	6	0,360	0,570	0,660	0,710	0,743	0,767	0,80	0,82	0,83	0,84	0,87
	6,5	0,369	0,582	0,672	0,723	0,756	0,779	0,81	0,83	0,85	0,86	0,88
	7	0,377	0,593	0,683	0,734	0,767	0,790	0,82	0,84	0,86	0,87	0,89
	7,5	0,384	0,602	0,692	0,743	0,776	0,799	0,83	0,85	0,86	0,87	0,89
	8	0,390	0,610	0,700	0,751	0,784	0,807	0,84	0,86	0,87	0,88	0,90
	8,5	0,396	0,617	0,708	0,758	0,791	0,814	0,84	0,86	0,88	0,89	0,91
	9	0,400	0,623	0,714	0,764	0,797	0,820	0,85	0,87	0,88	0,89	0,91
	9,5	0,405	0,628	0,719	0,770	0,802	0,825	0,86	0,87	0,89	0,90	0,92
	10	0,409	0,633	0,724	0,775	0,807	0,830	0,86	0,88	0,89	0,90	0,92
	11	0,415	0,642	0,733	0,783	0,816	0,838	0,87	0,89	0,90	0,91	0,93
	12	0,421	0,649	0,740	0,790	0,822	0,845	0,87	0,89	0,91	0,92	0,93
	13	0,426	0,655	0,746	0,796	0,828	0,850	0,88	0,90	0,91	0,92	0,94
	14	0,430	0,660	0,751	0,801	0,833	0,855	0,88	0,90	0,91	0,92	0,94
	15	0,434	0,664	0,756	0,805	0,837	0,859	0,89	0,91	0,92	0,93	0,94
0,6	20	0,447	0,680	0,771	0,820	0,851	0,872	0,90	0,92	0,93	0,94	0,95
	25	0,455	0,689	0,780	0,828	0,859	0,879	0,91	0,92	0,93	0,94	0,96
	30	0,460	0,695	0,786	0,834	0,864	0,884	0,91	0,93	0,94	0,95	0,96
	2,5	-	-	0,449	0,487	0,512	0,531	0,56	-	-	-	-
	3	-	0,446	0,517	0,558	0,586	0,606	0,63	0,65	0,67	-	-
	3,5	-	0,490	0,565	0,608	0,637	0,658	0,69	0,71	0,72	0,73	-
	4	-	0,524	0,601	0,646	0,675	0,696	0,72	0,74	0,76	0,77	0,79
	4,5	-	0,550	0,629	0,674	0,704	0,725	0,75	0,77	0,79	0,80	0,82
	5	-	0,571	0,651	0,697	0,727	0,748	0,78	0,80	0,81	0,82	0,84
	5,5	-	0,588	0,670	0,715	0,745	0,766	0,79	0,81	0,83	0,84	0,86
	6	-	0,603	0,684	0,730	0,760	0,781	0,81	0,83	0,84	0,85	0,87
	6,5	-	0,615	0,697	0,743	0,773	0,794	0,82	0,84	0,85	0,86	0,88
	7	-	0,625	0,708	0,754	0,783	0,804	0,83	0,85	0,86	0,87	0,89
	7,5	-	0,634	0,717	0,763	0,793	0,813	0,84	0,86	0,87	0,88	0,90
	8	-	0,642	0,725	0,771	0,800	0,821	0,85	0,87	0,88	0,89	0,91
	8,5	-	0,649	0,732	0,778	0,807	0,828	0,86	0,87	0,89	0,89	0,91
	9	-	0,655	0,739	0,784	0,813	0,834	0,86	0,88	0,89	0,90	0,92
	9,5	-	0,661	0,744	0,790	0,819	0,839	0,87	0,88	0,90	0,90	0,92
	10	0,454	0,666	0,749	0,795	0,824	0,844	0,87	0,89	0,90	0,91	0,93
	11	0,462	0,674	0,758	0,803	0,832	0,852	0,88	0,90	0,91	0,92	0,93
	12	0,468	0,682	0,765	0,810	0,838	0,858	0,88	0,90	0,91	0,92	0,94
0,7	13	0,473	0,688	0,771	0,816	0,844	0,864	0,89	0,91	0,92	0,93	0,94
	14	0,477	0,693	0,776	0,820	0,849	0,868	0,89	0,91	0,92	0,93	0,95
	15	0,481	0,697	0,780	0,825	0,853	0,872	0,90	0,91	0,92	0,93	0,95
	20	0,495	0,713	0,795	0,839	0,866	0,885	0,91	0,93	0,94	0,94	0,96
	25	0,503	0,722	0,804	0,847	0,874	0,892	0,92	0,93	0,94	0,95	0,96
	30	0,508	0,728	0,809	0,852	0,879	0,897	0,92	0,94	0,94	0,95	0,97
	2,5	-	-	0,477	0,511	0,534	0,550	-	-	-	-	-
	3	-	0,483	0,547	0,584	0,608	0,626	0,65	0,67	0,68	-	-
	3,5	-	0,528	0,596	0,634	0,659	0,678	0,70	0,72	0,73	0,74	-
	4	-	0,563	0,632	0,671	0,697	0,715	0,74	0,76	0,77	0,78	0,80
	4,5	-	0,589	0,660	0,700	0,726	0,744	0,77	0,79	0,80	0,81	0,82
	5	-	0,611	0,682	0,722	0,748	0,767	0,79	0,81	0,82	0,83	0,85
	5,5	-	0,628	0,700	0,740	0,766	0,785	0,81	0,83	0,84	0,85	0,86
	6	-	0,642	0,715	0,755	0,781	0,799	0,82	0,84	0,85	0,86	0,88
	6,5	-	0,654	0,727	0,767	0,793	0,812	0,84	0,85	0,86	0,87	0,89
	7	-	0,665	0,738	0,778	0,804	0,822	0,85	0,86	0,87	0,88	0,90
	7,5	-	0,674	0,747	0,787	0,813	0,831	0,85	0,87	0,88	0,89	0,91
	8	-	0,682	0,755	0,795	0,820	0,838	0,86	0,88	0,89	0,90	0,91
	8,5	-	0,689	0,762	0,802	0,827	0,845	0,87	0,88	0,89	0,90	0,92
	9	-	0,695	0,768	0,808	0,833	0,851	0,87	0,89	0,90	0,91	0,92
	9,5	-	0,700	0,773	0,813	0,838	0,856	0,88	0,89	0,90	0,91	0,93
	10	-	0,705	0,778	0,818	0,843	0,860	0,88	0,90	0,91	0,92	0,93
	11	-	0,714	0,787	0,826	0,851	0,868	0,89	0,91	0,92	0,92	0,94
	12	-	0,721	0,793	0,833	0,857	0,875	0,90	0,91	0,92	0,93	0,94
	13	-	0,727	0,799	0,838	0,863	0,880	0,90	0,92	0,93	0,93	0,95
	14	-	0,732	0,804	0,843	0,867	0,884	0,91	0,92	0,93	0,94	0,95
	15	-	0,736	0,808	0,847	0,871	0,888	0,91	0,92	0,93	0,94	0,95
	20	-	0,751	0,823	0,861	0,884	0,900	0,92	0,93	0,94	0,95	0,96
	25	-	0,760	0,831	0,868	0,892	0,907	0,93	0,94	0,95	0,96	0,97
	30	0,568	0,766	0,837	0,874	0,896	0,912	0,93	0,94	0,95	0,96	0,97

Figura 30 – Recuperação do sistema 1A

Para uma análise mais profunda da influência da pressão sobre o custo, é possível avaliar o custo dos diferentes módulos em relação a pressão para um material e composição de entrada específicos, como mostra a Figura 31:

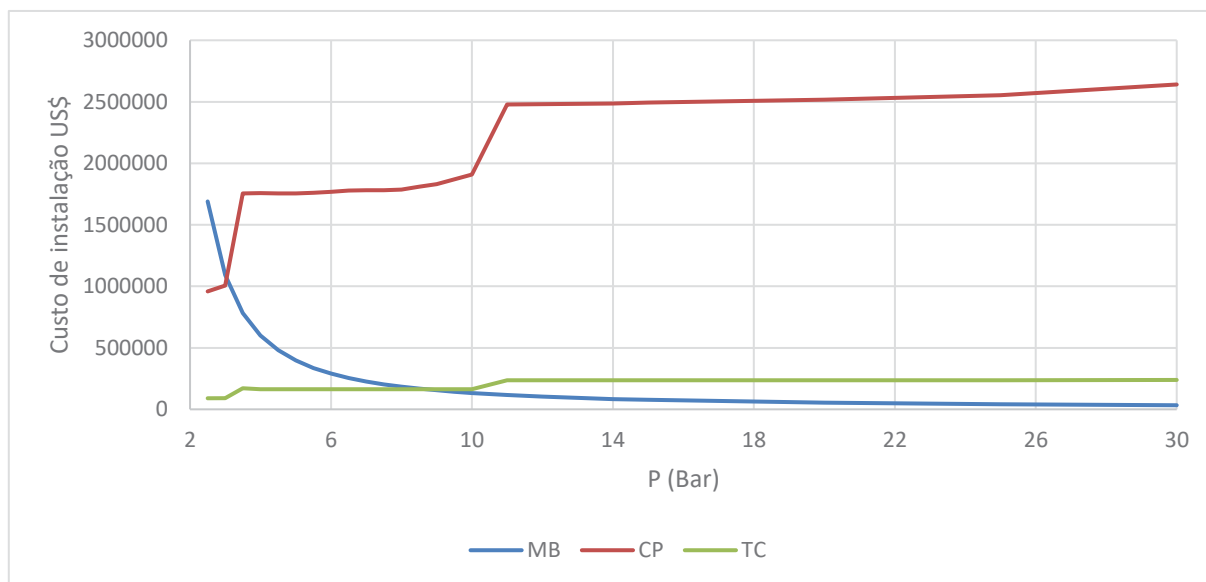


Figura 31 – Custo dos módulos de membrana (MB), compressor (CP) e trocador de calor (TC) em função da pressão de projeto para o sistema 1A, $\alpha=15$, $z_1=0,5$.

A diminuição da pressão gera um aumento da área, que se intensifica conforme a pressão diminui. Para um sistema com apenas um estágio de compressão o custo da membrana passa a ser maior que o de compressão, dessa forma, espera-se um vale nos custos de separação, localizado na região posterior a adição do segundo estágio de compressão.

Já para a região com dois estágios de compressão existe um sutil aumento do custo de compressão e resfriamento, assim como uma pequena queda do custo de permeação, o que resulta em um ponto ótimo que não se encontra na região limítrofe da utilização de 2 estágios de compressão.

Este comportamento pode ser observado na Figura 28 para as seletividades de 5 e 25, que apresentam o menor valor para o maior valor de pressão para 1 e 2 estágios, respectivamente.

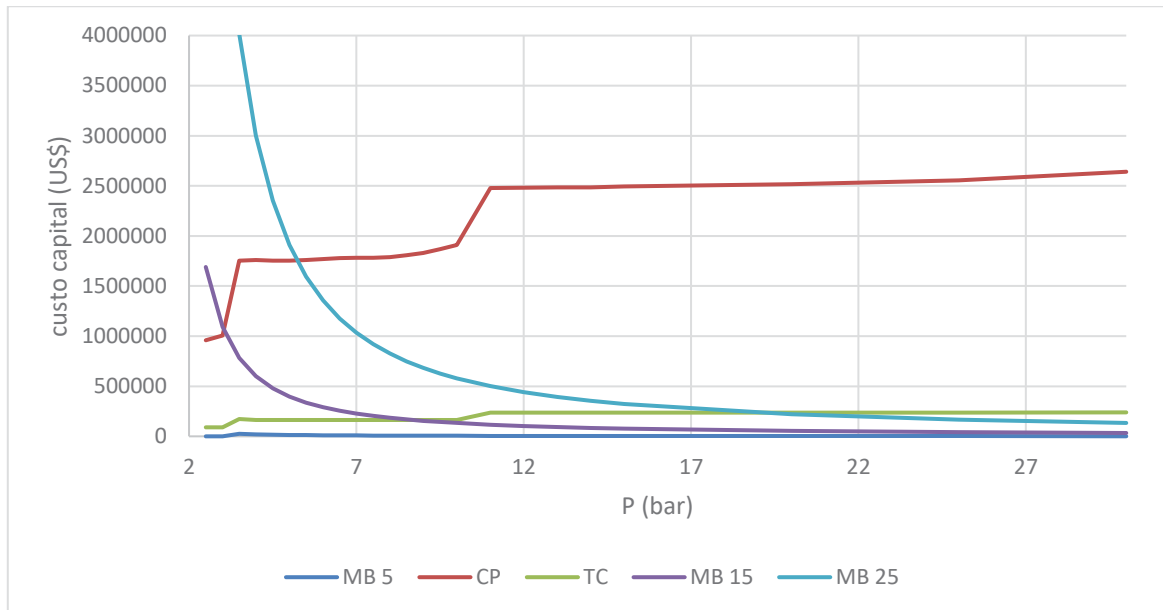


Figura 32 – Custo de diferentes módulos, compressor e trocador de calor em função da pressão de projeto para o sistema 1A, $\alpha=5, 15$ e 25 , $z_1=0,5$.

Na Figura 32 é possível ver as parcelas de custo para as seletividades de 25 e 5. Para o custo do sistema com seletividade igual a 5 o custo da membrana será muito menor que o do compressor, o que faz com que o custo seja prioritariamente ditado pelo compressor.

Para $\alpha=25$, ocorre o comportamento de vale na região anterior a adição do terceiro estágio de compressão.

O vale apresentado na Figura 31 ainda pode ser observado no custo capital e operacional, como mostra a Figura 33. Esse comportamento é causado pelo custo referente a reposição das membranas, demonstrado na Figura 34 pela decomposição dos custos de operação.

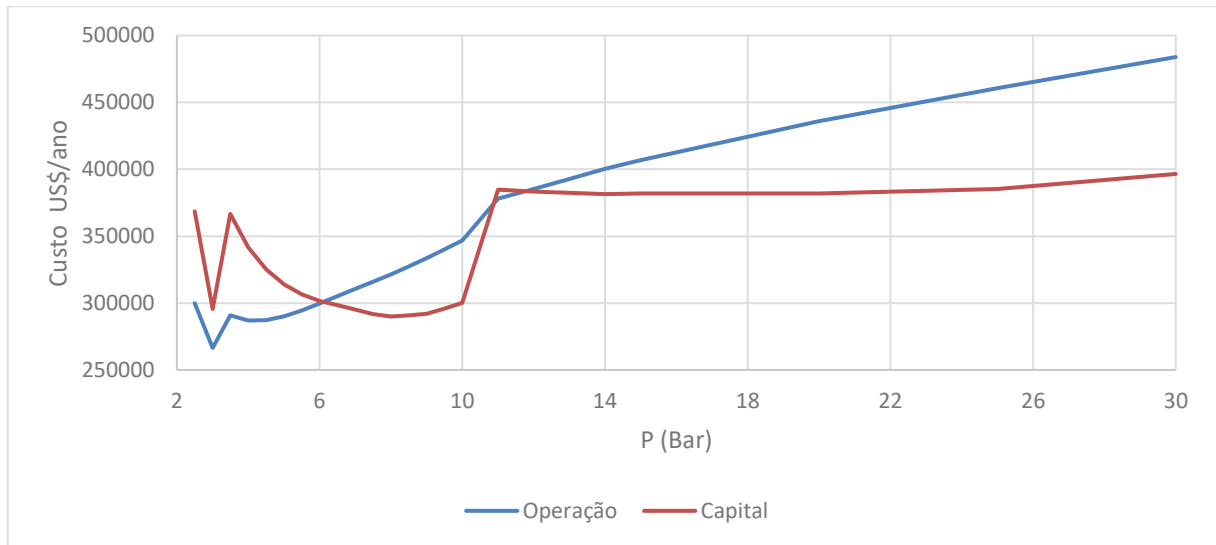


Figura 33 – Custo capital e de operação para o sistema 1A, $\alpha=15$, $z=15$, $z_1=0,5$.

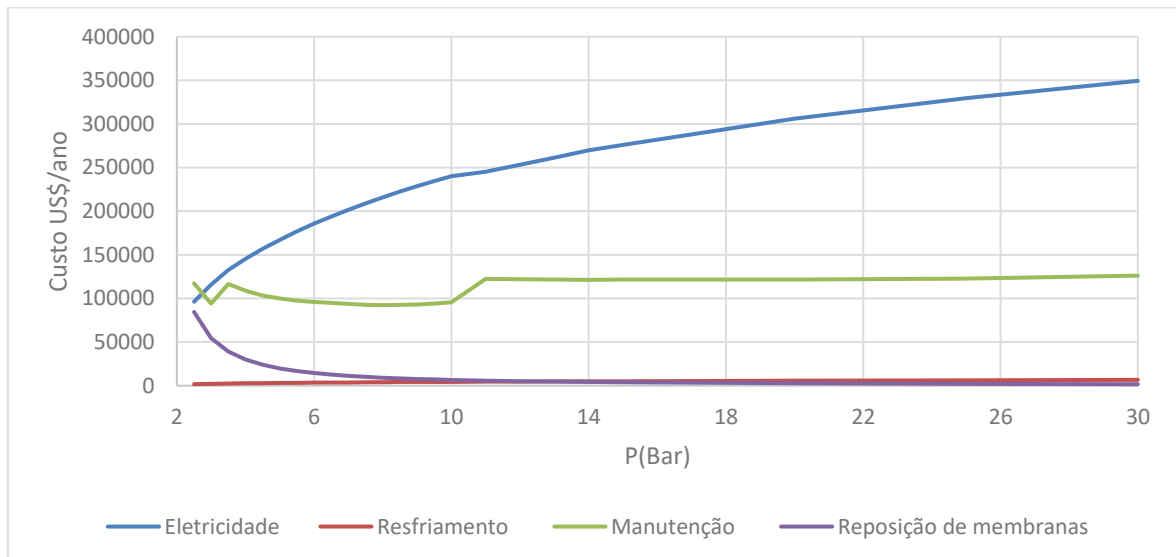


Figura 34 – Decomposição dos custos de operação para o sistema 1A, $\alpha=15$, $z=15$, $z_1=0,5$.

Outro fator importante a se destacar é o baixo custo apresentado pelo sistema de resfriamento, tanto capital como operacional, representando menos de 9% do resultado na Figura 31, o que justifica a desconsideração do sistema de resfriamento em alguns artigos de otimização.

5.3 2 ETAPAS DE PERMEAÇÃO SEM RECICLO

Z1	Q1 - Q2	P1 - P2/P1																			
		2-1,2	2-1,5	2-2	2-2,5	2-3	3-1,2	3-1,5	3-2	3-2,5	3-3	5-1,2	5-1,5	5-2	5-2,5	5-3	8-1,2	8-1,5	8-2	8-2,5	8-3
0,6	10-10	11,1	9,0	7,7	8,8	8,4	6,82	6,28	5,91	5,85	6,99	6,94	6,76	6,65	6,65	7,83	6,58	6,56	6,59	6,67	7,86
	10-20	19,5	12,2	8,5	8,6	7,9	8,47	6,81	5,77	5,44	6,26	6,62	6,20	5,92	5,85	6,80	5,88	5,78	5,75	5,79	6,79
	10-30	-	25,8	14,2	11,5	9,7	16,24	10,97	7,75	6,58	6,92	8,55	7,29	6,43	6,10	6,87	6,45	6,08	5,83	5,77	6,67
	10-40	-	-	26,5	18,3	14,0	32,91	19,90	12,10	9,18	8,65	12,87	9,87	7,82	6,98	7,45	7,97	7,04	6,37	6,12	6,88
	10-50	-	-	48,0	30,0	21,4	62,30	35,47	19,57	13,64	11,63	20,32	14,31	10,22	8,53	8,54	10,58	8,71	7,36	6,78	7,36
	20-10	-	-	13,3	13,9	13,2	7,7	7,0	6,6	6,5	7,6	6,98	6,80	6,68	6,68	7,82	6,51	6,49	6,52	6,60	7,77
	20-20	25,7	17,4	13,0	12,7	11,8	9,2	7,4	6,3	6,0	6,8	6,65	6,23	5,94	5,87	6,80	5,82	5,72	5,69	5,73	6,71
	20-30	-	30,6	18,4	15,4	13,4	16,9	11,5	8,3	7,1	7,4	8,58	7,32	6,45	6,12	6,86	6,40	6,02	5,77	5,71	6,59
	20-40	-	-	30,5	22,0	17,5	33,5	20,5	12,6	9,7	9,1	12,89	9,90	7,84	7,00	7,45	7,91	6,98	6,32	6,06	6,80
	20-50	-	-	52,0	33,6	24,9	62,9	36,0	20,1	14,1	12,1	20,35	14,33	10,24	8,55	8,54	10,53	8,66	7,30	6,73	7,28
	30-10	-	-	30,7	29,8	28,3	10,4	9,5	8,8	8,6	9,6	7,5	7,3	7,1	7,1	8,3	6,69	6,67	6,69	6,77	7,93
	30-20	45,2	33,8	27,2	25,7	24,2	11,3	9,4	8,2	7,7	8,4	7,1	6,6	6,3	6,2	7,2	5,97	5,87	5,83	5,87	6,85
	30-30	-	45,7	31,5	27,6	25,0	18,9	13,4	10,0	8,7	9,0	9,0	7,7	6,8	6,5	7,2	6,54	6,16	5,91	5,85	6,72
	30-40	-	74,2	43,1	33,7	28,8	35,4	22,2	14,3	11,3	10,6	13,3	10,3	8,2	7,3	7,8	8,06	7,12	6,45	6,19	6,93
	30-50	-	-	64,2	45,1	35,9	64,8	37,7	21,7	15,7	13,6	20,7	14,7	10,6	8,9	8,9	10,66	8,79	7,43	6,86	7,41
	40-10	-	-	-	-	-	15,4	14,1	13,0	12,6	13,5	8,5	8,2	8,0	8,0	9,1	7,08	7,05	7,06	7,13	8,28
	40-20	-	-	-	-	-	15,4	13,2	11,6	11,1	11,7	7,9	7,4	7,1	7,0	7,9	6,30	6,19	6,14	6,18	7,15
	40-30	-	-	-	-	-	22,7	16,9	13,2	11,8	12,0	9,7	8,4	7,5	7,2	7,9	6,85	6,46	6,21	6,14	7,00
	40-40	-	-	-	-	-	39,1	25,6	17,4	14,3	13,6	14,0	11,0	8,9	8,0	8,4	8,35	7,41	6,74	6,47	7,21
	40-50	-	-	-	-	-	68,3	41,0	24,8	18,6	16,5	21,4	15,4	11,3	9,5	9,5	10,95	9,08	7,71	7,14	7,68
	50-10	-	-	-	-	-	23,6	21,4	19,7	19,0	19,6	10,0	9,7	9,4	9,3	10,4	7,69	7,64	7,63	7,69	8,83
	50-20	-	-	-	-	-	22,0	19,2	17,2	16,4	16,8	9,1	8,6	8,2	8,1	9,0	6,81	6,69	6,63	6,66	7,62
	50-30	-	-	-	-	-	28,8	22,5	18,4	16,8	16,9	10,9	9,6	8,6	8,2	8,9	7,33	6,93	6,67	6,59	7,45
	50-40	-	-	-	-	-	44,9	31,0	22,4	19,1	18,3	15,1	12,1	9,9	9,0	9,5	8,81	7,86	7,18	6,92	7,64
	50-50	-	-	-	-	-	74,0	46,3	29,6	23,3	21,1	22,5	16,5	12,3	10,6	10,5	11,41	9,52	8,15	7,57	8,11
		2-1,2	2-1,5	2-2	2-2,5	2-3	3-1,2	3-1,5	3-2	3-2,5	3-3	5-1,2	5-1,5	5-2	5-2,5	5-3	8-1,2	8-1,5	8-2	8-2,5	8-3
0,7	10-10	-	-	-	10,2	9,7	7,1	6,6	6,2	6,1	7,2	7,0	6,8	6,7	6,7	7,8	6,53	6,50	6,52	6,58	7,69
	10-20	-	13,1	9,6	9,8	9,0	8,5	7,0	6,0	5,7	6,5	6,7	6,3	6,0	6,0	6,9	5,93	5,84	5,81	5,84	6,80
	10-30	-	25,5	14,6	12,4	10,6	15,5	10,7	7,7	6,7	7,1	8,4	7,2	6,5	6,2	6,9	6,42	6,08	5,87	5,81	6,69
	10-40	-	-	25,9	18,4	14,4	30,9	18,8	11,6	9,0	8,6	12,3	9,5	7,7	6,9	7,4	7,73	6,90	6,32	6,10	6,86
	10-50	-	-	45,9	29,2	21,1	58,3	33,2	18,4	13,0	11,2	19,0	13,5	9,8	8,2	8,4	10,03	8,34	7,15	6,65	7,25
	20-10	-	-	20,2	20,2	19,3	8,9	8,2	7,7	7,5	8,5	7,0	6,8	6,7	6,7	7,7	6,36	6,33	6,35	6,41	7,48
	20-20	-	23,8	18,9	18,3	17,2	10,0	8,4	7,3	6,9	7,7	6,7	6,3	6,1	6,0	6,9	5,79	5,69	5,66	5,69	6,62
	20-30	-	35,4	23,3	20,4	18,3	17,0	12,0	8,9	7,8	8,1	8,4	7,3	6,5	6,2	6,9	6,28	5,94	5,73	5,67	6,51
	20-40	-	-	34,3	26,2	21,9	32,3	20,1	12,8	10,1	9,6	12,3	9,6	7,7	6,9	7,4	7,60	6,76	6,18	5,96	6,68
	20-50	-	-	54,1	36,8	28,5	59,6	34,4	19,6	14,0	12,2	19,1	13,5	9,8	8,3	8,3	9,90	8,21	7,01	6,51	7,08
	30-10	-	-	54,9	52,2	49,7	14,8	13,6	12,6	12,2	13,0	8,1	7,8	7,7	7,6	8,6	6,71	6,67	6,68	6,74	7,78
	30-20	-	57,3	48,0	45,3	43,0	14,9	12,9	11,5	10,9	11,5	7,6	7,2	6,9	6,8	7,7	6,09	5,99	5,95	5,98	6,89
	30-30	-	66,7	50,6	45,8	42,7	21,6	16,2	12,9	11,6	11,8	9,3	8,1	7,3	7,0	7,7	6,57	6,22	6,00	5,95	6,77
	30-40	-	-	60,7	50,8	45,5	36,7	24,2	16,6	13,8	13,2	13,1	10,4	8,5	7,7	8,1	7,88	7,04	6,45	6,22	6,93
	30-50	-	-	79,9	60,9	51,7	64,0	38,5	23,3	17,7	15,8	19,9	14,3	10,6	9,0	9,1	10,17	8,48	7,28	6,78	7,32
	40-10	-	-	-	-	-	26,4	24,1	22,3	21,5	22,0	10,1	9,8	9,5	9,4	10,4	7,46	7,40	7,39	7,43	8,47
	40-20	-	-	-	-	-	24,7	21,8	19,7	18,9	19,3	9,4	8,9	8,5	8,4	9,2	6,73	6,62	6,57	6,59	7,48
	40-30	-	-	-	-	-	30,7	24,6	20,7	19,1	19,2	10,9	9,7	8,8	8,5	9,1	7,18	6,82	6,59	6,53	7,34
	40-40	-	-	-	-	-	45,5	32,3	24,2	21,1	20,3	14,7	11,9	9,9	9,2	9,6	8,48	7,62	7,02	6,79	7,49
	40-50	-	-	-	-	-	72,6	46,4	30,8	24,8	22,8	21,4	15,8	12,0	10,4	10,5	10,76	9,06	7,84	7,34	7,88
	50-10	-	-	-	-	-	45,7	41,7	38,4	36,8	36,8	13,3	12,8	12,4	12,3	13,2	8,64	8,55	8,51	8,53	9,55
	50-20	-	-	-	-	-	40,8	36,6	33,4	32,0	32,0	12,1	11,5	11,0	10,8	11,6	7,75	7,61	7,54	7,55	8,43
	50-30	-	-	-	-	-	45,7	38,5	33,6	31,6	31,3	13,5	12,1	11,2	10,8	11,4	8,15	7,77	7,52	7,45	8,25
	50-40	-	-	-	-	-	60,1	45,8	36,8	33,2	32,2	17,2	14,3	12,3	11,4	11,8	9,42	8,55	7,93	7,69	8,38
	50-50	-	-	-	-	-	86,8	59,6	43,1	36,7	34,4	23,9	18,2	14,3	12,7	12,7	11,68	9,96	8,74	8,22	8,75
		2-1,2	2-1,5	2-2	2-2,5	2-3	3-1,2	3-1,5	3-2	3-2,5	3-3	5-1,2	5-1,5	5-2	5-2,5	5-3	8-1,2	8-1,5	8-2	8-2,5	8-3
0,8	10-10	-	-	-	-	11	-	7	7	6	8	7,1	6,9	6,8	6,8	7,8	6,52	6,49	6,52	6,57	7,63
	10-20	-	14	11	11	11	-	7	6	6	7	6,8	6,5	6,3	6,2	7,2	6,06	5,98	5,97	6,00	6,96
	10-30	-	-	15	13	12	-	10	8	7	7	8,3	7,3	6,6	6,4	7,2	6,45	6,17	6,01	5,97	6,86
	10-40	-	-	25	19	15	-	17	11	9	9	11,6	9,2	7,6	7,0	7,6	7,53	6,83	6,36	6,19	6,99
	10-50	-	-	-	28	21	-	30	17	12	11	17,5	12,6	9,4	8,1	8,3	9,45	8,01	7,01	6,62	7,28
	20-10	-	-	-	-	-	10	10	9	9	10	7,2	7,0	6,9	6,8	7,8	6,23	6,21	6,23	6,28	7,27
	20-20	-	-	-	-	-	11	10	9	8	9	6,9	6,6	6,4	6,3	7,2	5,80	5,73	5,71	5,74	6,63
	20-30	-	-	-	-	-	17	13	10	9	9	8,4	7,4	6,7	6,4	7,2	6,21	5,93	5,76	5,72	6,55
	20-40	-	-	-	-	-	-	20	1												

PP1	$\alpha_1 - \alpha_2$	$P_1 - P_2/P_1$											
		5 - 1,5	5 - 2	5 - 2,5	7 - 1,5	7 - 2	7 - 2,5	8 - 1,5	8 - 2	8 - 2,5	9 - 1,5	9 - 2	9 - 2,5
1,2	10 - 10	5,92	6,00	6,75	6,25	7,00	7,07	6,45	7,12	7,21	7,19	7,29	7,38
	10 - 20	5,85	5,85	6,51	6,07	6,74	6,78	6,24	6,84	6,91	6,93	6,99	7,06
	10 - 30	6,32	6,10	6,66	6,30	6,84	6,83	6,40	6,90	6,92	7,04	7,02	7,05
	10 - 40	7,35	6,73	7,08	6,87	7,18	7,07	6,86	7,18	7,11	7,40	7,25	7,21
	10 - 50	9,08	7,77	7,80	7,83	7,79	7,50	7,63	7,67	7,47	8,04	7,66	7,51
	20 - 10	5,81	5,90	6,60	6,02	6,73	6,80	6,18	6,81	6,90	6,85	6,94	7,03
	20 - 20	5,81	5,85	6,50	5,96	6,61	6,67	6,09	6,68	6,76	6,73	6,80	7,10
	20 - 30	6,14	6,05	6,62	6,14	6,71	6,72	6,23	6,75	6,80	6,83	6,85	6,90
	20 - 40	6,83	6,48	6,93	6,54	6,96	6,91	6,56	6,96	6,95	7,10	7,03	7,02
	20 - 50	8,43	12,08	11,23	11,82	10,71	9,73	11,05	10,14	9,31	11,04	9,76	7,25
	30 - 10	6,54	6,63	7,31	6,49	7,18	7,19	6,52	7,18	7,27	7,22	-	-
	30 - 20	6,55	6,60	7,24	6,46	7,10	7,16	6,51	7,10	7,17	7,08	-	7,68
	30 - 30	6,83	6,77	7,35	6,61	7,19	7,22	6,63	7,16	7,21	7,17	7,21	7,26
	30 - 40	7,88	8,71	8,79	8,42	8,39	7,50	8,13	8,02	7,35	8,45	7,75	7,39
	30 - 50	9,14	10,58	10,28	10,20	9,72	9,12	9,67	9,30	8,80	9,82	9,04	8,60
	40 - 10	8,00	8,09	8,76	7,51	8,18	8,39	7,43	8,04	-	7,91	8,00	8,25
	40 - 20	8,13	8,06	8,69	7,60	8,12	8,18	7,52	7,98	8,42	7,85	8,11	8,00
	40 - 30	8,40	8,38	9,07	8,16	8,20	8,23	8,03	8,04	8,09	8,47	7,98	8,03
	40 - 40	9,85	-	-	8,15	-	9,35	7,92	8,24	8,91	-	9,02	8,20
	40 - 50	11,45	10,46	9,59	9,73	9,06	8,89	-	-	9,03	8,96	8,55	-
	50 - 10	-	-	11,15	9,10	9,77	9,84	8,82	9,43	-	9,12	9,21	-
	50 - 20	10,25	10,38	10,94	9,22	9,71	10,09	8,78	9,36	9,44	-	9,50	9,23
	50 - 30	10,60	-	11,51	9,31	-	9,82	-	9,95	9,47	9,16	9,63	9,26
	50 - 40	10,92	10,99	12,19	9,54	10,72	10,18	10,04	10,16	9,75	10,14	-	9,98
	50 - 50	-	11,05	13,32	10,35	11,74	11,29	-	11,07	10,70	11,18	10,61	10,22
1,5		5 - 1,5	5 - 2	5 - 2,5	7 - 1,5	7 - 2	7 - 2,5	8 - 1,5	8 - 2	8 - 2,5	9 - 1,5	9 - 2	9 - 2,5
	10 - 10	5,80	5,89	5,96	6,12	6,26	6,97	6,24	7,08	8,24	6,52	-	7,23
	10 - 20	5,74	5,74	5,77	5,95	6,04	6,68	6,04	6,75	6,79	6,21	6,88	6,95
	10 - 30	6,21	6,00	5,93	6,18	6,16	6,73	6,21	6,81	6,81	6,33	6,92	6,94
	10 - 40	7,25	6,62	6,36	6,75	6,51	6,97	6,67	7,09	7,00	6,71	7,15	7,10
	10 - 50	8,97	7,67	7,08	7,71	7,12	7,40	7,44	7,58	7,36	7,35	7,56	7,42
	20 - 10	5,72	5,81	5,88	5,91	6,06	6,71	6,00	6,73	6,80	6,15	6,85	6,93
	20 - 20	5,72	5,76	5,80	5,85	5,96	6,58	5,92	6,60	6,66	6,06	6,71	7,10
	20 - 30	6,05	5,96	5,93	6,03	6,06	6,64	6,06	6,67	6,69	6,17	6,76	6,80
	20 - 40	6,74	6,39	6,24	6,43	6,32	6,82	6,39	6,88	6,85	8,22	6,94	6,97
	20 - 50	11,96	11,98	10,48	11,71	10,01	9,64	10,86	10,05	9,20	10,31	9,66	7,14
	30 - 10	6,98	6,52	6,62	6,39	6,53	7,22	-	7,10	7,17	6,61	7,24	-
	30 - 20	6,46	6,51	6,56	6,35	6,46	7,25	6,34	7,12	7,08	6,42	7,26	7,14
	30 - 30	6,92	-	7,36	6,75	6,56	7,13	6,47	7,09	7,12	6,52	7,12	7,16
	30 - 40	7,30	7,05	6,94	6,85	6,78	7,29	7,95	8,05	7,72	7,77	7,89	8,20
	30 - 50	8,53	10,49	9,57	10,09	9,06	7,57	7,20	7,58	7,48	7,14	7,54	7,47
	40 - 10	7,99	8,00	8,08	7,40	7,54	8,31	7,27	7,97	8,04	-	7,91	8,16
	40 - 20	7,91	7,97	8,02	-	7,54	8,09	7,23	8,06	8,32	-	7,84	7,91
	40 - 30	8,41	8,36	8,46	8,07	7,57	8,15	7,45	7,96	8,00	7,80	7,89	7,94
	40 - 40	9,76	8,88	8,71	8,53	8,05	9,26	-	8,27	8,81	7,70	8,93	8,52
	40 - 50	11,35	10,37	8,82	9,62	-	9,27	-	8,95	8,94	8,54	-	8,54
	50 - 10	10,17	-	10,47	-	9,20	9,76	8,66	9,35	-	-	9,25	-
	50 - 20	10,16	10,43	10,29	9,15	9,10	10,01	8,62	9,29	9,35	8,50	9,44	9,14
	50 - 30	10,51	10,60	10,83	9,27	-	9,73	9,25	9,87	9,38	8,50	9,12	9,17
	50 - 40	10,59	-	11,51	9,78	10,08	-	9,87	10,08	9,61	9,47	9,53	9,89
	50 - 50	12,11	-	12,63	11,84	11,09	11,21	-	10,99	10,61	10,52	10,52	10,20
2		5 - 1,5	5 - 2	5 - 2,5	7 - 1,5	7 - 2	7 - 2,5	8 - 1,5	8 - 2	8 - 2,5	9 - 1,5	9 - 2	9 - 2,5
	10 - 10	5,67	6,41	5,81	6,83	6,21	6,79	6,10	6,41	7,41	6,35	7,11	7,10
	10 - 20	5,61	5,59	5,63	5,81	5,86	5,93	5,91	5,99	6,33	6,05	6,31	7,12
	10 - 30	6,09	5,86	5,79	6,04	5,98	5,99	6,08	6,05	6,15	6,18	6,19	6,82
	10 - 40	7,05	6,48	6,21	7,05	6,61	6,60	6,67	6,59	6,34	6,62	6,36	7,08
	10 - 50	8,85	7,53	6,84	8,44	7,93	7,44	8,01	6,88	6,73	7,64	6,96	-
	20 - 10	-	5,68	5,73	5,82	6,03	5,99	5,88	5,93	6,14	6,01	6,14	7,06
	20 - 20	5,60	5,63	5,61	5,73	-	5,88	5,85	6,51	6,21	-	6,02	6,98
	20 - 30	6,38	6,80	-	6,16	5,87	5,96	5,94	5,95	6,10	6,03	6,08	6,72
	20 - 40	7,69	7,03	8,08	7,98	7,82	7,25	8,37	7,49	6,22	8,07	6,44	7,04
	20 - 50	9,59	11,84	10,35	11,57	9,84	8,88	10,73	9,27	8,53	10,16	8,92	8,81
	30 - 10	6,85	6,52	-	6,29	-	6,51	-	6,38	6,57	6,86	6,54	-
	30 - 20	6,34	6,42	6,88	6,20	6,31	6,55	-	6,40	6,51	6,29	6,57	7,19
	30 - 30	6,80	7,08	7,24	6,39	6,40	6,45	7,00	6,38	6,50	6,40	6,45	7,07
	30 - 40	7,67	8,49	7,96	8,18	7,57	7,24	7,83	7,31	7,09	7,63	6,72	8,08
	30 - 50	12,07	10,36	9,44	9,96	8,90	8,31	9,38	8,48	8,05	9,00	8,24	8,39

Figura 36 – Custo de separação para sistema 2B (US\$/m³)

Assim como no sistema 1A, os sistemas apresentaram um melhor desempenho dos materiais com uma seletividade próximas da mesma região. Para ambos os sistemas 2A e 2B foram obtidas seletividades ideais de 20 para ambas as etapas, assim com associação 20 e 10.

Além da semelhança de material, o sistema 2A e 1A apresentaram a mesma pressão ideal de operação, uma vez que estes sistemas têm um funcionamento similar, já para o sistema 2B foi observado uma pressão inferior para o ponto ótimo.

Como variáveis características de cada sistema, foram testadas as condições referentes a corrente intermediária que conecta ambos os módulos.

Ambos os sistemas apresentaram custos de separação similares, estando a cima dos custos apresentados pelo sistema 1A. O que pode criar uma falsa sensação de que a adoção de um novo estágio de separação.

Desta forma se faz interessante comparar os sistemas para um mesmo valor de recuperação, os valores de recuperação para as configurações 2A e 2B, podem ser observadas na Figura 37 e na Figura 38, respectivamente.

MB1.Z1		P1 - P2/P1																				
		2-1,2	2-1,5	2-2	2-2,5	2-3	3-1,2	3-1,5	3-2	3-2,5	3-3	5-1,2	5-1,5	5-2	5-2,5	5-3	8-1,2	8-1,5	8-2	8-2,5	8-3	
0,6	10-10	0,28	0,34	0,40	0,44	0,46	0,44	0,48	0,53	0,56	0,58	0,56	0,59	0,62	0,63	0,64	0,62	0,64	0,66	0,67	0,68	
	10-20	0,36	0,43	0,50	0,54	0,56	0,54	0,59	0,64	0,67	0,69	0,67	0,71	0,73	0,75	0,76	0,74	0,76	0,78	0,79	0,79	
	10-30	-	0,47	0,53	0,57	0,60	0,59	0,64	0,69	0,71	0,73	0,72	0,75	0,78	0,80	0,81	0,79	0,81	0,82	0,83	0,84	
	10-40	-	-	0,56	0,60	0,62	0,61	0,66	0,71	0,74	0,76	0,75	0,78	0,80	0,82	0,83	0,81	0,83	0,85	0,85	0,86	
	10-50	-	-	0,57	0,61	0,64	0,63	0,68	0,73	0,76	0,77	0,77	0,79	0,82	0,84	0,84	0,83	0,85	0,86	0,87	0,87	
	20-10	-	-	0,43	0,47	0,50	0,46	0,51	0,56	0,59	0,61	0,58	0,61	0,64	0,66	0,67	0,64	0,66	0,68	0,69	0,70	
	20-20	0,39	0,46	0,53	0,58	0,60	0,57	0,63	0,68	0,71	0,73	0,70	0,73	0,76	0,78	0,79	0,77	0,79	0,80	0,81	0,82	
	20-30	-	0,50	0,57	0,62	0,64	0,62	0,67	0,72	0,75	0,77	0,75	0,78	0,81	0,83	0,84	0,81	0,83	0,85	0,86	0,86	
	20-40	-	-	0,60	0,64	0,67	0,64	0,70	0,75	0,78	0,80	0,78	0,81	0,84	0,85	0,86	0,84	0,86	0,87	0,88	0,89	
	20-50	-	-	0,61	0,66	0,68	0,66	0,72	0,77	0,80	0,81	0,80	0,83	0,85	0,87	0,88	0,86	0,87	0,89	0,90	0,90	
	30-10	-	-	0,44	0,48	0,51	0,47	0,52	0,57	0,60	0,62	0,59	0,62	0,65	0,67	0,68	0,65	0,67	0,69	0,70	0,71	
	30-20	0,40	0,47	0,55	0,59	0,62	0,58	0,64	0,69	0,72	0,74	0,71	0,74	0,77	0,79	0,80	0,77	0,79	0,81	0,82	0,83	
	30-30	-	0,51	0,59	0,63	0,66	0,63	0,69	0,74	0,77	0,79	0,76	0,79	0,82	0,84	0,85	0,82	0,84	0,86	0,87	0,87	
	30-40	-	0,54	0,61	0,66	0,69	0,66	0,71	0,77	0,80	0,81	0,79	0,82	0,85	0,86	0,87	0,85	0,87	0,88	0,89	0,90	
	30-50	-	-	0,63	0,67	0,70	0,67	0,73	0,78	0,81	0,83	0,81	0,84	0,86	0,88	0,89	0,87	0,88	0,90	0,91	0,91	
	40-10	-	-	-	-	-	0,48	0,53	0,58	0,61	0,63	0,59	0,62	0,65	0,67	0,68	0,65	0,67	0,69	0,70	0,71	
	40-20	-	-	-	-	-	0,59	0,64	0,70	0,73	0,75	0,72	0,75	0,78	0,80	0,81	0,78	0,80	0,82	0,83	0,83	
	40-30	-	-	-	-	-	0,64	0,69	0,75	0,78	0,80	0,77	0,80	0,83	0,84	0,85	0,83	0,85	0,86	0,87	0,88	
	40-40	-	-	-	-	-	0,66	0,72	0,77	0,80	0,82	0,79	0,82	0,85	0,87	0,88	0,85	0,87	0,89	0,90	0,90	
	40-50	-	-	-	-	-	0,68	0,74	0,79	0,82	0,84	0,81	0,84	0,87	0,89	0,90	0,87	0,89	0,90	0,91	0,92	
	50-10	-	-	-	-	-	0,48	0,53	0,58	0,61	0,63	0,59	0,62	0,65	0,67	0,69	0,65	0,67	0,69	0,70	0,71	
	50-20	-	-	-	-	-	0,59	0,65	0,70	0,73	0,75	0,72	0,75	0,78	0,80	0,81	0,78	0,80	0,82	0,83	0,84	
	50-30	-	-	-	-	-	0,64	0,70	0,75	0,78	0,80	0,77	0,80	0,83	0,85	0,86	0,83	0,85	0,86	0,87	0,88	
	50-40	-	-	-	-	-	0,67	0,73	0,78	0,81	0,83	0,80	0,83	0,86	0,87	0,88	0,86	0,87	0,89	0,90	0,90	
	50-50	-	-	-	-	-	0,69	0,74	0,80	0,83	0,85	0,81	0,85	0,87	0,89	0,90	0,87	0,89	0,91	0,91	0,92	
0,7	10-10	-	-	-	0,37	0,39	0,41	0,45	0,49	0,51	0,53	0,54	0,57	0,60	0,61	0,62	0,61	0,63	0,65	0,66	0,66	
	10-20	-	0,35	0,40	0,43	0,45	0,49	0,53	0,58	0,60	0,62	0,64	0,66	0,69	0,71	0,71	0,71	0,73	0,74	0,75	0,76	
	10-30	-	0,38	0,43	0,46	0,48	0,52	0,57	0,61	0,63	0,65	0,67	0,70	0,73	0,74	0,75	0,75	0,77	0,78	0,79	0,79	
	10-40	-	-	0,45	0,48	0,50	0,54	0,59	0,63	0,65	0,67	0,70	0,72	0,75	0,76	0,77	0,77	0,79	0,80	0,81	0,81	
	10-50	-	-	0,46	0,49	0,51	0,55	0,60	0,64	0,66	0,68	0,71	0,73	0,76	0,77	0,78	0,78	0,80	0,81	0,82	0,82	
	20-10	-	-	0,39	0,42	0,44	0,45	0,50	0,54	0,57	0,59	0,59	0,62	0,64	0,66	0,67	0,66	0,67	0,69	0,70	0,71	
	20-20	-	0,40	0,46	0,50	0,52	0,54	0,59	0,64	0,66	0,68	0,69	0,72	0,75	0,76	0,77	0,76	0,78	0,80	0,81	0,81	
	20-30	-	0,43	0,49	0,53	0,55	0,58	0,63	0,67	0,70	0,72	0,73	0,76	0,79	0,80	0,81	0,80	0,82	0,83	0,84	0,85	
	20-40	-	-	0,51	0,54	0,57	0,60	0,65	0,70	0,72	0,74	0,75	0,78	0,81	0,82	0,83	0,82	0,84	0,85	0,86	0,87	
	20-50	-	-	0,52	0,55	0,58	0,61	0,66	0,71	0,73	0,75	0,77	0,80	0,82	0,84	0,84	0,84	0,85	0,87	0,87	0,88	
	30-10	-	-	0,41	0,44	0,46	0,47	0,52	0,56	0,59	0,61	0,60	0,63	0,66	0,68	0,69	0,67	0,69	0,71	0,72	0,73	
	30-20	-	0,42	0,48	0,52	0,54	0,56	0,61	0,66	0,69	0,71	0,71	0,74	0,77	0,78	0,80	0,78	0,80	0,81	0,82	0,83	
	30-30	-	0,45	0,52	0,55	0,58	0,60	0,65	0,70	0,73	0,75	0,75	0,78	0,81	0,82	0,83	0,82	0,84	0,85	0,86	0,87	
	30-40	-	-	0,53	0,57	0,59	0,62	0,67	0,72	0,75	0,77	0,77	0,80	0,83	0,84	0,85	0,84	0,86	0,87	0,88	0,89	
	30-50	-	-	0,55	0,58	0,61	0,64	0,69	0,74	0,76	0,78	0,79	0,82	0,84	0,86	0,87	0,86	0,87	0,89	0,89	0,90	
	40-10	-	-	-	-	-	0,48	0,53	0,57	0,60	0,62	0,61	0,64	0,67	0,69	0,70	0,68	0,70	0,72	0,73	0,73	
	40-20	-	-	-	-	-	0,57	0,63	0,68	0,70	0,72	0,72	0,75	0,78	0,80	0,81	0,79	0,80	0,82	0,83	0,84	
	40-30	-	-	-	-	-	0,61	0,67	0,72	0,74	0,76	0,76	0,79	0,82	0,84	0,85	0,83	0,85	0,86	0,87	0,88	
	40-40	-	-	-	-	-	0,64	0,69	0,74	0,77	0,78	0,78	0,81	0,84	0,86	0,87	0,85	0,87	0,88	0,89	0,90	
	40-50	-	-	-	-	-	0,65	0,70	0,75	0,78	0,80	0,80	0,83	0,86	0,87	0,88	0,87	0,88	0,90	0,90	0,91	
	50-10	-	-	-	-	-	0,49	0,53	0,58	0,61	0,63	0,62	0,65	0,68	0,70	0,71	0,68	0,70	0,72	0,73	0,74	
	50-20	-	-	-	-	-	0,58	0,63	0,68	0,71	0,73	0,73	0,76	0,79	0,80	0,81	0,79	0,81	0,83	0,84	0,84	
	50-30	-	-	-	-	-	0,62	0,67	0,72	0,75	0,77	0,77	0,80	0,83	0,84	0,85	0,83	0,85	0,87	0,88	0,88	
	50-40	-	-	-	-	-	0,64	0,70	0,75	0,78	0,79	0,79	0,82	0,85	0,86	0,87	0,86	0,87	0,89	0,90	0,90	
	50-50	-	-	-	-	-	0,66	0,71	0,76	0,79	0,81	0,81	0,84	0,86	0,88	0,89	0,87	0,89	0,90	0,91	0,91	
0,8	10-10	-	-	-	-	0,33	-	0,42	0,45	0,47	0,48	0,53	0,55	0,57	0,58	0,59	0,60	0,62	0,63	0,64	0,65	
	10-20	-	0,29	0,33	0,36	0,37	-	0,47	0,51	0,53	0,54	0,59	0,62	0,64	0,65	0,66	0,68	0,69	0,70	0,71	0,72	
	10-30	-	-	0,35	0,37	0,39	-	0,50	0,53	0,55	0,56	0,62	0,64	0,66	0,68	0,68	0,70	0,72	0,73	0,74	0,74	
	10-40	-	-	0,36	0,38	0,40	-	0,51	0,54	0,56	0,57	0,63	0,66	0,68	0,69	0,70	0,72	0,73	0,74	0,75	0,75	
	10-50	-	-	-	0,39	0,40	-	0,52	0,55	0,57	0,58	0,64	0,67	0,69	0,70	0,70	0,73	0,74	0,75	0,76	0,76	
	20-10	-	-	-	-	-	0,44	0,48	0,52	0,54	0,56	0,59	0,62	0,65	0,66	0,67	0,67	0,69	0,71	0,71	0,72	
	20-20	-	-	-	-	-	0,51	0,55	0,59	0,61	0,63	0,67	0,70	0,72	0,74	0,75	0,75	0,77	0,78	0,79	0,80	
	20-30	-	-	-	-	-	0,53	0,58	0,62	0,64	0,65	0,70	0,73	0,75	0,76	0,77	0,80	0,80	0,81	0,82	0,82	
	20-40	-	-	-	-	-	-	0,59	0,63	0,65	0,67	0,72	0,74	0,77	0,78	0,79	0,80	0,81	0,83	0,83		

PP1	$\alpha_1 - \alpha_2$	$P_1 - P_2/P_1$											
		5 - 1,5	5 - 2	5 - 2,5	7 - 1,5	7 - 2	7 - 2,5	8 - 1,5	8 - 2	8 - 2,5	9 - 1,5	9 - 2	9 - 2,5
1,2	10 - 10	0,87	0,88	0,88	0,88	0,88	0,89	0,88	0,88	0,89	0,88	0,89	0,89
	10 - 20	0,91	0,92	0,93	0,92	0,93	0,93	0,93	0,93	0,94	0,93	0,93	0,94
	10 - 30	0,93	0,94	0,95	0,94	0,95	0,95	0,95	0,95	0,95	0,95	0,95	0,96
	10 - 40	0,94	0,95	0,96	0,95	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,97
	10 - 50	0,95	0,96	0,96	0,96	0,97	0,97	0,96	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97
	20 - 10	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,94	0,93	0,94	0,94	0,93	0,94	0,94
	20 - 20	0,95	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,94
	20 - 30	0,96	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97
	20 - 40	0,97	0,97	0,98	0,97	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98
	20 - 50	0,96	0,88	0,89	0,88	0,89	0,90	0,89	0,90	0,91	0,89	0,90	0,98
	30 - 10	0,95	0,95	0,95	0,95	0,95	0,96	0,96	0,95	0,96	0,94	-	-
	30 - 20	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	-	0,92
	30 - 30	0,97	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98
	30 - 40	0,96	0,92	0,93	0,92	0,93	0,98	0,93	0,95	0,99	0,93	0,96	0,98
	30 - 50	0,97	0,93	0,93	0,93	0,93	0,94	0,93	0,94	0,94	0,93	0,94	0,95
	40 - 10	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,95	0,96	0,97	-	0,96	0,97	0,95
	40 - 20	0,96	0,98	0,98	0,96	0,98	0,98	0,96	0,98	0,94	0,98	0,96	0,98
	40 - 30	0,97	0,97	0,96	0,94	0,98	0,99	0,94	0,98	0,99	0,94	0,99	0,99
	40 - 40	0,95	-	-	0,98	-	0,94	0,98	0,99	0,95	-	0,94	0,98
	40 - 50	0,96	0,96	0,98	0,96	0,98	0,98	-	-	0,97	0,97	0,98	-
	50 - 10	-	-	0,96	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	-	0,97	0,97	-
	50 - 20	0,98	0,97	0,98	0,97	0,98	0,95	0,98	0,98	0,98	-	0,95	0,98
	50 - 30	0,98	-	0,96	0,98	-	0,99	-	0,95	0,99	0,99	0,95	0,99
	50 - 40	0,99	0,98	0,95	0,99	0,96	0,98	0,95	0,96	0,98	0,95	-	0,95
	50 - 50	-	0,99	0,95	0,98	0,95	0,96	-	0,96	0,96	0,95	0,96	0,97
1,5		5 - 1,5	5 - 2	5 - 2,5	7 - 1,5	7 - 2	7 - 2,5	8 - 1,5	8 - 2	8 - 2,5	9 - 1,5	9 - 2	9 - 2,5
	10 - 10	0,87	0,88	0,88	0,88	0,88	0,89	0,88	0,88	0,76	0,87	-	0,89
	10 - 20	0,91	0,92	0,93	0,92	0,93	0,93	0,93	0,93	0,94	0,93	0,93	0,94
	10 - 30	0,93	0,94	0,95	0,94	0,95	0,95	0,95	0,95	0,95	0,95	0,95	0,96
	10 - 40	0,94	0,95	0,96	0,95	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,97
	10 - 50	0,95	0,96	0,96	0,96	0,97	0,97	0,96	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97
	20 - 10	0,92	0,93	0,93	0,93	0,93	0,94	0,93	0,94	0,94	0,93	0,94	0,94
	20 - 20	0,95	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,92
	20 - 30	0,96	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97
	20 - 40	0,97	0,97	0,98	0,97	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,89	0,98	0,98
	20 - 50	0,91	0,88	0,89	0,88	0,89	0,90	0,89	0,90	0,91	0,89	0,90	0,98
	30 - 10	0,88	0,96	0,95	0,95	0,95	0,95	-	0,95	0,96	0,94	0,94	-
	30 - 20	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,95	0,97	0,96	0,97	0,97	0,95	0,97
	30 - 30	0,96	-	0,92	0,96	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98
	30 - 40	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,99	0,93	0,94	0,95	0,93	0,95	0,93
	30 - 50	0,97	0,93	0,93	0,93	0,93	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99
	40 - 10	0,95	0,96	0,96	0,96	0,96	0,95	0,96	0,97	0,97	-	0,97	0,95
	40 - 20	0,97	0,98	0,98	-	0,97	0,98	0,98	0,96	0,94	-	0,98	0,98
	40 - 30	0,97	0,97	0,96	0,94	0,98	0,99	0,97	0,98	0,99	0,94	0,99	0,99
	40 - 40	0,95	0,97	0,97	0,96	0,97	0,94	-	0,98	0,95	0,98	0,94	0,96
	40 - 50	0,96	0,96	0,99	0,96	-	0,96	-	0,97	0,97	0,97	-	0,98
	50 - 10	0,97	-	0,96	-	0,96	0,97	0,97	0,97	-	-	0,96	-
	50 - 20	0,98	0,96	0,98	0,96	0,98	0,95	0,98	0,98	0,98	0,98	0,95	0,98
	50 - 30	0,98	0,97	0,96	0,98	-	0,99	0,95	0,95	0,99	0,99	0,99	0,99
	50 - 40	0,99	-	0,95	0,97	0,96	-	0,95	0,96	0,98	0,95	0,98	0,95
	50 - 50	0,98	-	0,95	0,95	0,95	0,96	-	0,96	0,96	0,95	0,96	0,96
2		5 - 1,5	5 - 2	5 - 2,5	7 - 1,5	7 - 2	7 - 2,5	8 - 1,5	8 - 2	8 - 2,5	9 - 1,5	9 - 2	9 - 2,5
	10 - 10	0,87	0,78	0,88	0,77	0,86	0,81	0,88	0,86	0,76	0,87	0,80	0,89
	10 - 20	0,91	0,92	0,93	0,92	0,93	0,93	0,93	0,93	0,91	0,93	0,91	0,90
	10 - 30	0,93	0,94	0,95	0,94	0,95	0,95	0,95	0,95	0,95	0,95	0,95	0,96
	10 - 40	0,94	0,95	0,96	0,93	0,94	0,94	0,95	0,94	0,96	0,95	0,97	0,96
	10 - 50	0,95	0,96	0,96	0,95	0,94	0,94	0,94	0,97	0,97	0,95	0,96	-
	20 - 10	-	0,93	0,94	0,93	0,91	0,94	0,93	0,94	0,94	0,93	0,94	0,91
	20 - 20	0,95	0,96	0,97	0,96	-	0,96	0,95	0,88	0,94	-	0,96	0,92
	20 - 30	0,93	0,89	-	0,95	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97
	20 - 40	0,93	0,94	0,88	0,90	0,89	0,91	0,88	0,90	0,98	0,89	0,96	0,96
	20 - 50	0,94	0,88	0,89	0,88	0,89	0,90	0,89	0,90	0,91	0,89	0,90	0,91
	30 - 10	0,88	0,94	-	0,95	-	0,95	-	0,95	0,95	0,88	0,94	-
	30 - 20	0,97	0,97	0,92	0,97	0,97	0,95	-	0,96	0,97	0,97	0,95	0,95
	30 - 30	0,96	0,94	0,92	0,98	0,98	0,98	0,93	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98
	30 - 40	0,96	0,92	0,93	0,92	0,93	0,95	0,93	0,94	0,95	0,93	0,98	0,93
	30 - 50	0,92	0,93	0,93	0,93	0,93	0,94	0,93	0,94	0,94	0,93	0,94	0,95

Figura 38 - Recuperação do sistema 2B.

Uma comparação mais visual entre os sistemas pode ser obtida plotando o valor do custo de separação em função da recuperação:

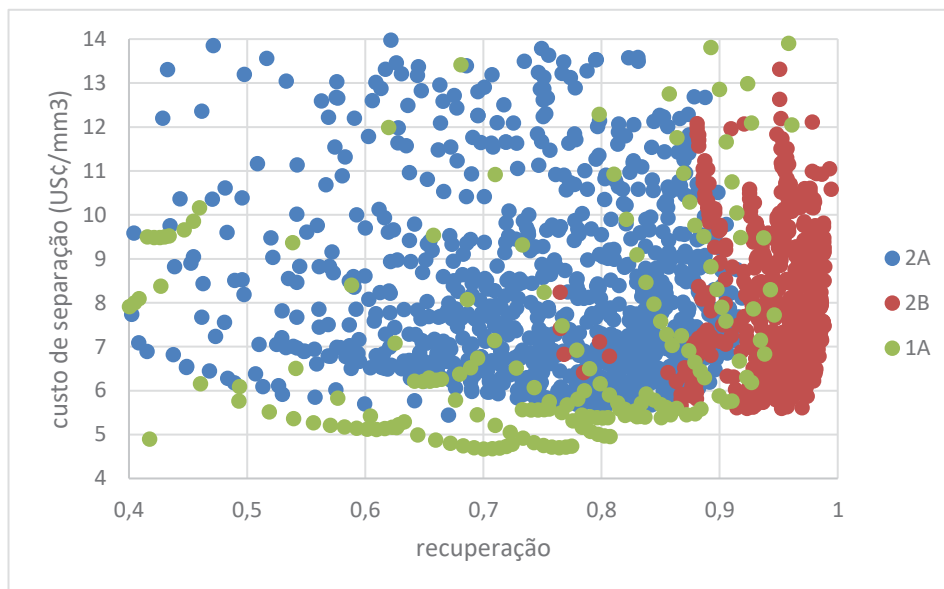


Figura 39 – Custo de separação versus recuperação para os sistemas 1A, 2A e 2B

Na Figura 39 é possível observar que o custo de separação de 1A será menor que os demais até uma recuperação em torno de 90%, a partir desta recuperação, o sistema 2B se torna a melhor alternativa.

Enquanto isso, o sistema 2A tem um custo próximo ou superior aos demais, não sendo atraente para esta vazão, independentemente da recuperação proposta.

Com relação aos valores intermediários, no sistema 2A foi testada a fração molar do retido que deixa o primeiro módulo de permeação, enquanto no sistema 2B foi testada a pressão do retido do primeiro módulo.

Uma análise da variação do custo em função da fração intermediária de metano pode ser observada na Figura 40:

Z ₁	α ₁ - α ₂	P ₁ - P ₂ /P ₁																		
		2-1,5	2-2	2-2,5	2-3	3-1,2	3-1,5	3-2	3-2,5	3-3	5-1,2	5-1,5	5-2	5-2,5	5-3	8-1,2	8-1,5	8-2	8-2,5	8-3
0,7	10-10	-	-	26%	27%	6%	7%	8%	8%	7%	0,9%	1,1%	1,2%	1,1%	0,2%	-0,6%	-0,7%	-0,7%	-0,9%	-1,8%
	10-20	5%	12%	16%	20%	-3%	0%	3%	5%	5%	-1,7%	-0,4%	0,9%	1,5%	1,3%	-0,9%	-0,3%	0,3%	0,5%	0,0%
	10-30	-4%	0%	4%	7%	-7%	-6%	-4%	-2%	0%	-6,1%	-4,8%	-3,0%	-1,7%	-0,8%	-4,4%	-3,3%	-1,9%	-1,2%	-0,9%
	10-40	-	-5%	-3%	0%	-7%	-8%	-7%	-6%	-5%	-8,1%	-7,6%	-6,5%	-5,3%	-3,9%	-7,5%	-6,5%	-5,0%	-3,9%	-2,9%
	10-50	-	-6%	-5%	-4%	-7%	-8%	-8%	-8%	-7%	-8,5%	-8,8%	-8,6%	-7,9%	-6,7%	-9,1%	-8,7%	-7,7%	-6,6%	-5,4%
	20-10	-	73%	70%	71%	35%	36%	37%	37%	32%	7,7%	7,9%	7,8%	7,6%	5,4%	0,9%	0,8%	0,7%	0,4%	-0,9%
	20-20	44%	57%	62%	65%	14%	20%	27%	30%	29%	3,5%	5,3%	6,9%	7,6%	6,4%	0,5%	1,1%	1,7%	1,8%	0,9%
	20-30	17%	31%	40%	48%	0%	4%	11%	16%	18%	-3,0%	-1,0%	1,6%	3,3%	3,6%	-3,4%	-2,2%	-0,7%	0,1%	-0,1%
	20-40	-	13%	21%	29%	-4%	-3%	1%	5%	8%	-6,4%	-5,3%	-3,3%	-1,5%	-0,3%	-6,8%	-5,7%	-4,0%	-2,8%	-2,2%
	20-50	-	4%	9%	15%	-6%	-5%	-3%	-1%	1%	-7,6%	-7,4%	-6,5%	-5,3%	-4,0%	-8,7%	-8,2%	-7,0%	-5,8%	-4,7%
	30-10	-	90%	90%	90%	71%	72%	73%	73%	67%	25%	25%	25%	24%	20%	9%	9%	8%	8%	6%
	30-20	77%	86%	89%	91%	44%	54%	63%	67%	65%	18%	20%	23%	24%	21%	8%	9%	9%	9%	7%
	30-30	49%	67%	76%	82%	17%	27%	40%	48%	51%	6%	10%	14%	17%	17%	2%	4%	6%	7%	6%
	30-40	-	43%	56%	65%	4%	10%	20%	29%	35%	-1%	2%	6%	9%	11%	-3%	-1%	1%	3%	3%
	30-50	-	25%	38%	48%	-1%	2%	8%	15%	21%	-5%	-3%	0%	3%	5%	-6%	-5%	-3%	-1%	0%
	40-10	-	-	-	-	96%	98%	99%	99%	95%	45%	45%	45%	44%	39%	21%	20%	20%	19%	16%
	40-20	-	-	-	-	75%	85%	93%	96%	94%	36%	40%	42%	43%	40%	19%	20%	21%	21%	18%
	40-30	-	-	-	-	40%	55%	71%	80%	83%	19%	25%	32%	36%	35%	11%	14%	16%	18%	16%
	40-40	-	-	-	-	18%	29%	46%	59%	66%	7%	12%	20%	25%	26%	3%	6%	10%	12%	12%
	40-50	-	-	-	-	6%	14%	27%	39%	48%	0%	4%	10%	15%	18%	-2%	0%	4%	7%	8%
50-10	-	-	-	-	113%	115%	116%	116%	113%	62%	62%	62%	62%	57%	34%	33%	33%	32%	28%	
50-20	-	-	-	-	100%	108%	114%	117%	115%	54%	58%	61%	62%	58%	31%	33%	33%	33%	30%	
50-30	-	-	-	-	66%	82%	97%	105%	107%	35%	42%	50%	54%	53%	22%	25%	28%	30%	28%	
50-40	-	-	-	-	36%	52%	73%	86%	93%	18%	26%	35%	42%	44%	12%	16%	21%	24%	23%	
50-50	-	-	-	-	18%	30%	50%	65%	75%	7%	13%	22%	30%	33%	4%	8%	13%	17%	18%	
0,8	10-10	-	-	-	56%	-	16%	19%	19%	16%	2,8%	3,5%	4,0%	4,0%	2,3%	-0,5%	-0,4%	-0,3%	-0,6%	-2,1%
	10-20	10%	26%	36%	44%	-	0%	7%	12%	14%	-2,8%	0,5%	3,7%	5,3%	5,1%	-0,7%	0,8%	2,3%	2,8%	2,1%
	10-30	-	-1%	9%	17%	-	-13%	-8%	-3%	2%	-13,0%	-9,6%	-5,0%	-1,8%	0,4%	-8,7%	-5,8%	-2,6%	-0,7%	0,1%
	10-40	-	-11%	-6%	-1%	-	-17%	-15%	-13%	-9%	-17,8%	-16,3%	-13,1%	-10,0%	-6,6%	-15,6%	-13,1%	-9,4%	-6,7%	-4,4%
	10-50	-	-	-12%	-10%	-	-18%	-18%	-17%	-15%	-19,3%	-19,3%	-18,1%	-16,2%	-13,1%	-19,6%	-18,3%	-15,5%	-12,8%	-9,7%
	20-10	-	-	-	-	76%	80%	83%	83%	72%	17,9%	18,6%	18,9%	18,7%	14,2%	2,5%	2,5%	2,5%	2,1%	-0,4%
	20-20	-	-	-	-	31%	46%	62%	71%	68%	9,4%	13,7%	17,8%	19,6%	17,1%	2,1%	3,6%	5,1%	5,6%	3,8%
	20-30	-	-	-	-	0%	10%	26%	39%	45%	-5,8%	-0,6%	5,9%	10,1%	11,0%	-6,6%	-3,5%	-0,1%	1,8%	1,7%
	20-40	-	-	-	-	-	-6%	4%	13%	21%	-13,9%	-10,9%	-5,6%	-1,1%	2,0%	-14,2%	-11,4%	-7,4%	-4,5%	-2,9%
	20-50	-	-	-	-	-	-12%	-7%	-1%	5%	-17,1%	-16,1%	-13,2%	-9,9%	-6,5%	-18,7%	-17,1%	-14,0%	-11,1%	-8,5%
	30-10	-	-	-	-	157%	163%	167%	167%	155%	58%	58%	58%	58%	49%	20%	20%	19%	19%	14%
	30-20	-	-	-	-	103%	127%	149%	159%	155%	43%	50%	56%	59%	52%	18%	20%	22%	22%	18%
	30-30	-	-	-	-	40%	64%	96%	117%	125%	16%	26%	37%	44%	43%	6%	10%	15%	17%	16%
	30-40	-	-	-	-	-	24%	50%	72%	86%	-2%	6%	17%	26%	29%	-6%	-1%	5%	9%	10%
	30-50	-	-	-	-	-	5%	22%	39%	53%	-10%	-6%	2%	10%	15%	-13%	-10%	-5%	0%	2%
	40-10	-	-	-	-	219%	225%	230%	231%	222%	106%	107%	107%	107%	95%	46%	45%	44%	44%	36%
	40-20	-	-	-	-	179%	203%	224%	234%	230%	90%	98%	106%	109%	100%	43%	46%	48%	48%	42%
	40-30	-	-	-	-	98%	134%	174%	197%	205%	50%	65%	82%	91%	89%	26%	32%	39%	42%	38%
	40-40	-	-	-	-	-	72%	115%	146%	164%	19%	33%	52%	65%	69%	9%	16%	25%	30%	30%
	40-50	-	-	-	-	-	35%	68%	98%	120%	2%	12%	28%	41%	49%	-3%	3%	11%	18%	20%
50-10	-	-	-	-	263%	269%	274%	276%	271%	151%	153%	153%	153%	141%	74%	74%	73%	72%	62%	
50-20	-	-	-	-	241%	263%	280%	288%	285%	137%	147%	155%	158%	149%	72%	75%	77%	77%	69%	
50-30	-	-	-	-	162%	202%	242%	263%	269%	90%	110%	130%	140%	137%	51%	59%	67%	70%	65%	
50-40	-	-	-	-	-	131%	183%	217%	234%	48%	68%	94%	111%	116%	28%	38%	50%	57%	56%	
50-50	-	-	-	-	-	77%	126%	165%	190%	21%	37%	61%	80%	90%	10%	20%	32%	41%	44%	

Figura 40 - Comparação do aumento de custo para a variação da fração de metano no retido do primeiro módulo, aumento medido em relação ao sistema com especificação de 60%.

Levando em consideração que a área é reduzida com o aumento de pressão e diminuição da seletividade - resultando no aumento da permeabilidade – sabe-se que existe um gradiente de área que é reduzida na diagonal inferior esquerda para superior direita nas análises 2A e 2B.

O aumento do custo em relação ao aumento da separação no primeiro módulo, analisado na Figura 40, ocorre na mesma diagonal, tendo seu valor reduzido, e até encontrando valores negativos com a redução da área de permeação.

PP1	$\alpha_1 - \alpha_2$	P1 - P2/P1												
1,5		5 - 1,5	5 - 2	5 - 2,5	7 - 1,5	7 - 2	7 - 2,5	8 - 1,5	8 - 2	8 - 2,5	9 - 1,5	9 - 2	9 - 2,5	
	-	10 - 10	-1,9%	-1,8%	-11,3%	-2,0%	-10,3%	-1,5%	-3,1%	-0,6%	14,5%	-9,1%	-	
	-	10 - 20	-1,7%	-1,7%	-10,8%	-1,9%	-9,8%	-1,4%	-3,0%	-1,3%	-1,6%	-9,9%	-1,4%	
	-	10 - 30	-1,3%	-1,4%	-9,6%	-1,6%	-8,9%	-1,3%	-2,6%	-1,2%	-1,5%	-9,0%	-1,3%	
	-	10 - 40	-0,9%	-1,1%	-8,0%	-1,3%	-7,7%	-1,2%	-2,1%	-1,0%	-1,4%	-7,7%	-1,2%	
	-	10 - 50	-0,6%	-0,8%	-6,4%	-1,0%	-6,3%	-1,0%	-1,7%	-0,9%	-1,2%	-6,3%	-1,0%	
	-	20 - 10	-1,3%	-1,4%	-9,4%	-1,7%	-9,0%	-1,2%	-2,6%	-1,1%	-1,4%	-9,3%	-1,3%	
	-	20 - 20	-1,4%	-1,3%	-9,1%	-1,6%	-8,8%	-1,2%	-2,5%	-1,1%	-1,4%	-9,0%	-1,2%	
	-	20 - 30	-1,2%	-1,2%	-8,5%	-1,4%	-8,2%	-1,1%	-2,3%	-1,0%	-1,3%	-8,4%	-1,2%	
	-	20 - 40	-0,9%	-1,0%	-7,5%	-1,2%	-7,4%	-1,0%	-2,0%	-0,9%	-1,2%	40,8%	-1,1%	
	-	20 - 50	67,6%	-0,4%	-3,6%	-0,5%	-3,8%	-0,6%	-0,9%	-0,5%	-0,8%	-3,8%	-0,6%	
	-	30 - 10	7,3%	-1,4%	-6,9%	-1,2%	-7,0%	0,7%	-	-0,9%	-1,1%	-6,8%	-	
	-	30 - 20	-1,0%	-0,9%	-6,7%	-1,2%	-6,9%	1,8%	-2,0%	0,7%	-1,1%	-7,5%	-	
	-	30 - 30	3,1%	-	7,2%	4,6%	-6,6%	-0,9%	-1,9%	-0,8%	-1,1%	-7,1%	-1,0%	
	-	30 - 40	-10,1%	-27,0%	-24,9%	-27,4%	-23,4%	-3,6%	-1,4%	1,2%	9,6%	-5,6%	3,9%	
	-	30 - 50	-8,9%	-0,4%	-3,8%	-0,6%	-4,0%	-26,2%	-36,9%	-28,8%	-23,5%	-36,6%	-26,3%	
	-	40 - 10	0,4%	-0,6%	-4,7%	-0,9%	-5,2%	-0,7%	-1,5%	-0,7%	-	-	-0,8%	
	-	40 - 20	-2,4%	-0,6%	-4,7%	-	-4,4%	-0,7%	-3,3%	1,5%	-0,8%	-	-3,1%	
	-	40 - 30	1,3%	0,4%	-3,5%	-0,5%	-4,9%	-0,7%	-8,3%	-0,6%	-0,8%	-5,3%	-0,7%	
	-	40 - 40	-0,5%	-	-	7,9%	-	-0,6%	-	1,3%	-0,7%	-	-0,6%	
	-	40 - 50	-0,4%	-0,4%	-5,3%	-0,6%	-	7,5%	-	-	-0,7%	0,0%	-	
	-	50 - 10	-	-	-3,1%	-	-3,0%	-0,5%	-1,1%	-0,5%	-	-	-	0,8%
	-	50 - 20	-0,4%	1,0%	-2,9%	-0,2%	-3,5%	-0,5%	-1,0%	-0,5%	-0,6%	-	-	-0,2%
	-	50 - 30	-0,4%	-	-3,0%	0,4%	-	-0,5%	-	-0,5%	-0,6%	-4,5%	-	-5,8%
	-	50 - 40	-3,3%	-	-2,8%	4,3%	-3,2%	-	-0,9%	-0,4%	-1,1%	-3,7%	-	-
	-	50 - 50	-	-	-2,4%	21,1%	-2,8%	-0,4%	-	-0,4%	-0,5%	-3,2%	-	-0,5%
2		5 - 1,5	5 - 2	5 - 2,5	7 - 1,5	7 - 2	7 - 2,5	8 - 1,5	8 - 2	8 - 2,5	9 - 1,5	9 - 2	9 - 2,5	
	-	10 - 10	-4,1%	7,4%	-13,5%	9,8%	-11,0%	-3,6%	-5,3%	-9,7%	3,2%	-11,4%	-2,0%	
	-	10 - 20	-3,7%	-3,9%	-12,8%	-4,0%	-12,4%	-12,1%	-5,0%	-11,7%	-7,5%	-12,1%	-8,9%	
	-	10 - 30	-2,9%	-3,3%	-11,4%	-3,5%	-11,3%	-11,2%	-4,4%	-11,3%	-10,4%	-10,9%	-10,9%	
	-	10 - 40	-3,9%	-2,6%	-9,9%	8,2%	-2,9%	-1,0%	-0,5%	-3,6%	-9,6%	-7,9%	-11,6%	
	-	10 - 50	-1,3%	-1,8%	-10,3%	18,2%	17,3%	11,0%	13,3%	-6,9%	-7,6%	2,4%	-5,8%	
	-	20 - 10	-	-3,3%	-11,5%	-2,9%	-9,2%	-10,8%	-4,4%	-11,9%	-10,1%	-11,3%	-10,8%	
	-	20 - 20	-3,0%	-3,1%	-12,1%	-3,4%	-	-10,6%	-3,4%	0,5%	-6,7%	-	-10,5%	
	-	20 - 30	9,8%	24,1%	-	3,5%	-11,0%	-9,6%	-3,9%	-10,3%	-8,9%	-10,2%	-10,0%	
	-	20 - 40	25,1%	18,9%	44,2%	45,1%	36,2%	21,1%	57,4%	26,8%	-8,8%	39,0%	-4,6%	
	-	20 - 50	24,4%	-1,0%	-4,3%	-1,1%	-4,7%	-5,4%	-1,5%	-5,2%	-5,5%	-4,5%	-5,4%	
	-	30 - 10	6,0%	-0,8%	-	-2,3%	-	-7,0%	-	-9,0%	-7,6%	-2,7%	-	
	-	30 - 20	-2,2%	-1,7%	-0,7%	-3,3%	-8,6%	-5,9%	-	-7,4%	-7,2%	-9,0%	-	
	-	30 - 30	2,0%	9,2%	6,0%	-2,4%	-8,2%	-8,1%	11,8%	-8,5%	-7,8%	-8,3%	-8,4%	
	-	30 - 40	-1,6%	-1,5%	-5,9%	-1,7%	-6,6%	3,8%	-2,3%	-5,3%	3,0%	-6,7%	-12,8%	
	-	30 - 50	50,4%	-1,1%	-4,5%	-1,2%	-5,0%	-5,5%	-1,7%	-5,5%	-5,6%	-5,0%	-5,7%	

Figura 41 - Aumento do custo de separação para o sistema 2B em função do aumento da pressão do permeado do primeiro módulo, variação em relação ao sistema dom $P^*=1,2$ Bar.

A análise na Figura 41 mostra que a redução da força motriz para a separação na primeira etapa, apesar de gerar uma menor separação no primeiro momento, é compensada pela redução no custo intermediário de compressão.

Além disso, é possível observar na Figura 38 que existe pouca ou nenhuma variação de recuperação para os sistemas testados ao se alterar a pressão do retido de 1,2 para 2 Bar.

Esta análise demonstra que, no caso do reaproveitamento de uma corrente de permeado é possível aumentar a eficiência global aumentando a pressão do permeado, mesmo reduzindo a diferença de pressão no módulo. Nesse caso a melhor pressão de permeado não será necessariamente a menor possível.

5.4 2 ETAPAS DE PERMEAÇÃO COM RECICLO

r	P (bar)	Seletividade								
		5	10	15	20	25	30	40	50	60
0,97	5	17,51	7,09	6,26	6,96	8,68	11,55	-	-	-
	6	16,54	6,79	5,79	6,00	6,96	8,67	14,67	-	-
	7	16,13	6,67	5,58	5,53	6,12	7,25	11,29	18,26	-
	8	16,02	6,62	5,45	5,27	5,64	6,44	9,37	14,41	22,14
	9	15,98	6,63	5,41	5,15	5,38	5,97	8,20	12,06	17,92
	10	16,96	6,87	5,51	5,17	5,30	5,74	7,49	10,55	15,18
	12	16,90	7,63	6,21	5,76	5,74	5,99	7,16	9,25	12,39
	14	17,04	7,71	6,23	5,73	5,64	5,79	6,63	8,17	10,47
	16	17,18	7,78	6,26	5,74	5,60	5,68	6,31	7,51	9,30
	18	17,40	7,88	6,32	5,77	5,60	5,63	6,12	7,09	8,53
	20	17,61	7,94	6,35	5,78	5,58	5,58	5,96	6,77	7,97
	22	17,85	8,01	6,39	5,80	5,58	5,56	5,86	6,54	7,56
	24	18,05	8,10	6,45	5,85	5,62	5,57	5,81	6,40	7,29
	26	18,25	8,20	6,53	5,92	5,67	5,61	5,80	6,31	7,10
	28	18,49	8,30	6,61	5,99	5,73	5,65	5,81	6,26	6,95
	30	18,95	8,43	6,70	6,06	5,79	5,70	5,82	6,22	6,84
0,98	5	25,63	8,86	7,23	7,74	9,46	12,33	-	-	-
	6	24,06	8,41	6,67	6,71	7,62	9,29	15,25	-	-
	7	23,22	8,21	6,41	6,22	6,70	7,78	11,77	18,64	-
	8	22,67	8,13	6,28	5,94	6,18	6,91	9,78	14,75	22,29
	9	22,61	8,13	6,24	5,79	5,89	6,41	8,57	12,35	18,09
	10	25,07	8,48	6,39	5,81	5,80	6,16	7,84	10,83	15,36
	12	24,06	9,17	7,11	6,41	6,24	6,40	7,47	9,49	12,57
	14	24,18	9,26	7,15	6,38	6,12	6,18	6,91	8,39	10,65
	16	24,33	9,35	7,20	6,38	6,07	6,06	6,57	7,71	9,47
	18	24,60	9,47	7,28	6,41	6,07	6,00	6,37	7,28	8,70
	20	24,86	9,54	7,32	6,42	6,05	5,95	6,21	6,95	8,14
	22	25,18	9,63	7,38	6,45	6,05	5,92	6,10	6,72	7,72
	24	25,50	9,74	7,45	6,50	6,09	5,93	6,05	6,57	7,44
	26	25,84	9,85	7,53	6,57	6,14	5,97	6,03	6,48	7,24
	28	26,25	9,98	7,62	6,65	6,20	6,01	6,03	6,41	7,09
	30	27,14	-	7,73	6,73	6,27	6,06	6,04	6,37	6,98
0,99	5	51,28	14,62	10,35	10,09	11,63	14,58	-	-	-
	6	47,87	13,75	9,50	8,79	9,48	11,14	17,34	-	-
	7	45,70	13,44	9,10	8,16	8,41	9,43	13,50	20,56	-
	8	43,80	13,36	8,88	7,80	7,80	8,45	11,30	16,37	24,05
	9	43,64	13,29	8,79	7,62	7,45	7,86	9,94	13,78	19,61
	10	50,75	14,01	9,13	7,75	7,39	7,60	9,13	12,14	16,73
	12	46,94	14,21	9,73	8,30	7,83	7,82	8,67	10,65	13,74
	14	47,05	14,34	9,79	8,29	7,71	7,56	8,04	9,44	11,69
	16	47,26	14,48	9,86	8,30	7,66	7,41	7,65	8,69	10,42
	18	47,71	14,67	9,98	8,36	7,66	7,34	7,42	8,20	9,58
	20	47,94	14,84	10,04	8,39	7,65	7,28	7,23	7,83	8,96
	22	48,32	15,03	10,13	8,44	7,67	7,25	7,11	7,57	8,51
	24	49,03	15,20	10,23	8,51	7,71	7,26	7,04	7,40	8,20
	26	49,92	15,38	10,35	8,60	7,77	7,29	7,01	7,29	7,97
	28	51,01	15,58	10,48	8,70	7,85	7,34	7,01	7,22	7,80
	30	-	-	10,69	8,83	7,94	7,41	7,02	7,17	7,67

Figura 42 - Custo de separação para sistema 2Ar (US\$/m³)

r	P (Bar)	Seletividade								
		5	10	15	20	25	30	40	50	60
0,95	6	15,25	7,38	6,84	7,43	8,75	10,89	18,31	-	-
	8	14,71	7,27	6,76	7,08	7,87	9,16	13,62	-	-
	10	14,88	7,45	6,95	7,14	7,68	8,58	11,70	-	-
	12	15,83	8,30	7,79	7,90	8,29	8,96	11,33	-	-
	14	16,60	8,98	8,46	8,52	8,81	9,34	11,24	-	-
	16	16,67	9,07	8,56	8,58	8,81	9,25	10,83	-	-
	18	16,78	9,18	8,68	8,67	8,86	9,22	10,58	-	-
	20	16,87	9,26	8,76	8,74	8,89	9,20	10,37	-	-
0,97	6	22,75	8,41	7,00	7,27	8,34	10,18	16,56	-	-
	8	21,71	8,07	6,78	6,86	7,49	8,56	12,31	18,71	28,68
	10	21,88	8,12	6,90	6,90	7,32	8,05	10,63	15,04	21,82
	12	22,64	8,91	7,67	7,61	7,91	8,46	10,39	13,70	18,79
	14	23,12	9,53	8,29	8,20	8,42	8,85	10,38	13,02	17,07
	16	23,17	9,57	8,37	8,27	8,44	8,78	10,04	12,23	15,59
	18	23,31	9,64	8,47	8,35	8,49	8,77	9,84	11,70	14,57
	20	23,42	9,69	8,54	8,41	8,52	8,76	9,68	11,30	13,80
	22	23,56	9,75	8,61	8,48	8,56	8,77	9,58	11,01	13,22
	24	23,69	9,81	8,69	8,55	8,61	8,79	9,51	10,80	12,78
	26	23,85	9,90	8,78	8,64	8,69	8,84	9,49	10,65	12,45
	28	24,06	10,01	8,90	8,75	8,78	8,92	9,51	10,56	12,21
0,98	6	33,48	9,93	7,54	7,42	8,29	9,93	15,80	-	-
	8	31,59	9,44	7,15	6,91	7,37	8,33	11,71	17,50	26,37
	10	32,28	9,39	7,18	6,89	7,18	7,83	10,13	14,04	20,01
	12	32,76	10,14	7,90	7,57	7,76	8,23	9,94	12,86	17,28
	14	32,64	10,73	8,48	8,13	8,26	8,63	9,97	12,28	15,77
	16	32,70	10,73	8,52	8,18	8,27	8,57	9,67	11,57	14,44
	18	32,88	10,77	8,60	8,26	8,32	8,57	9,50	11,10	13,54
	20	33,11	10,80	8,65	8,31	8,35	8,56	9,36	10,75	12,87
	22	33,41	10,84	8,71	8,37	8,39	8,57	9,27	10,49	12,36
	24	33,67	10,89	8,78	8,43	8,45	8,60	9,22	10,31	11,98
	26	33,95	10,96	8,86	8,52	8,52	8,65	9,21	10,19	11,70
	28	34,27	11,06	8,97	8,63	8,62	8,73	9,23	10,13	11,51
0,99	6	69,11	14,76	9,62	8,50	8,84	10,13	15,31	-	-
	8	63,72	13,81	8,88	7,66	7,66	8,32	11,23	16,37	24,20
	10	66,47	13,74	8,71	7,48	7,35	7,76	9,70	13,12	18,28
	12	68,30	14,44	9,35	8,07	7,86	8,13	9,55	12,06	15,84
	14	65,68	15,05	9,87	8,56	8,31	8,49	9,60	11,57	14,52
	16	65,63	15,03	9,83	8,55	8,29	8,43	9,33	10,94	13,34
	18	65,88	15,06	9,85	8,59	8,32	8,42	9,18	10,53	12,56
	20	66,14	15,09	9,86	8,61	8,33	8,41	9,06	10,23	11,97
	22	66,56	15,14	9,89	8,64	8,36	8,42	8,98	10,00	11,54
	24	67,12	15,18	9,93	8,69	8,41	8,45	8,94	9,85	11,22
	26	67,83	15,25	9,99	8,76	8,47	8,50	8,94	9,76	10,99
	28	68,77	15,36	10,08	8,85	8,56	8,58	8,97	9,72	10,83

Figura 43 - Custo de separação para sistema 2Br (US\$/m³)

Além das recuperações indicadas pela Tabela 16 e pela Tabela 17, foram testadas recuperações inferiores. Não foi possível a obtenção de um número significativo de dados destas recuperações, por isso, elas foram retiradas das análises.

Apesar disso, observou-se que recuperações menores são possíveis apenas para baixas seletividades e baixas pressões. Para a maior parte das pressões testadas aqui não foi possível obter resultados de recuperação iguais ou inferiores a 95% para o sistema 2Ar, assim como valores iguais ou inferiores a 90% para 2Br.

Para os sistemas contendo duas etapas de separação, o menor custo de separação apresentado foi do sistema 2Ar à uma recuperação de 97% e custo de separação de 5,15 US¢/m³

No gráfico da Figura 44 estão plotados os custos mínimos de separação dos sistemas 2Ar e 2Br juntamente com os pontos obtidos anteriormente para o sistema 2B:

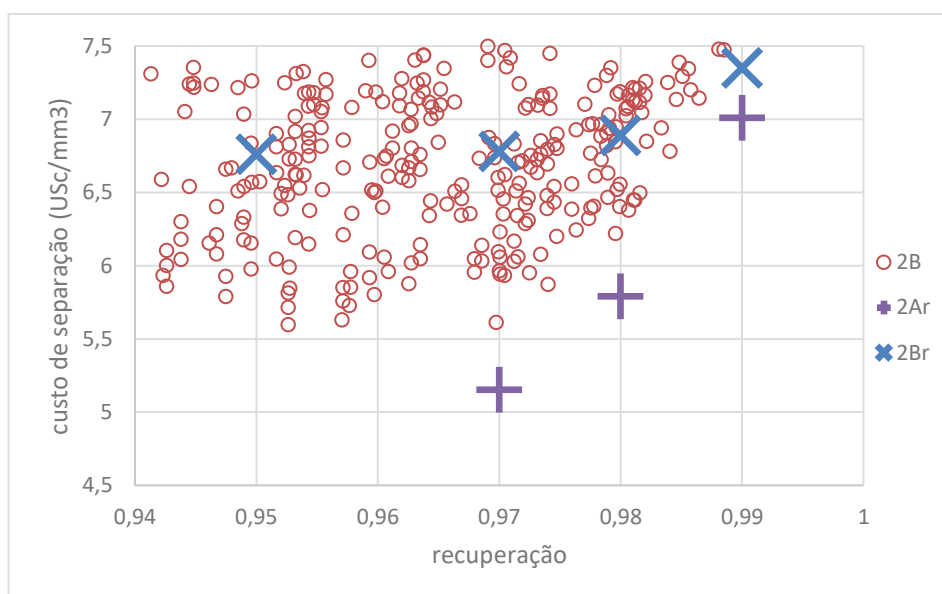


Figura 44 – Dados do custo de separação em função da seletividade para os sistemas 2B, 2Ar e 2Br

5.5 INFLUÊNCIA DA VAZÃO

Os resultados obtidos para o menor custo de separação pode ser observado na Figura 45 em sua forma integral. Para uma análise mais precisa, a Figura 46 apresenta uma ampliação da região entre 100 e 200 kmol/h.

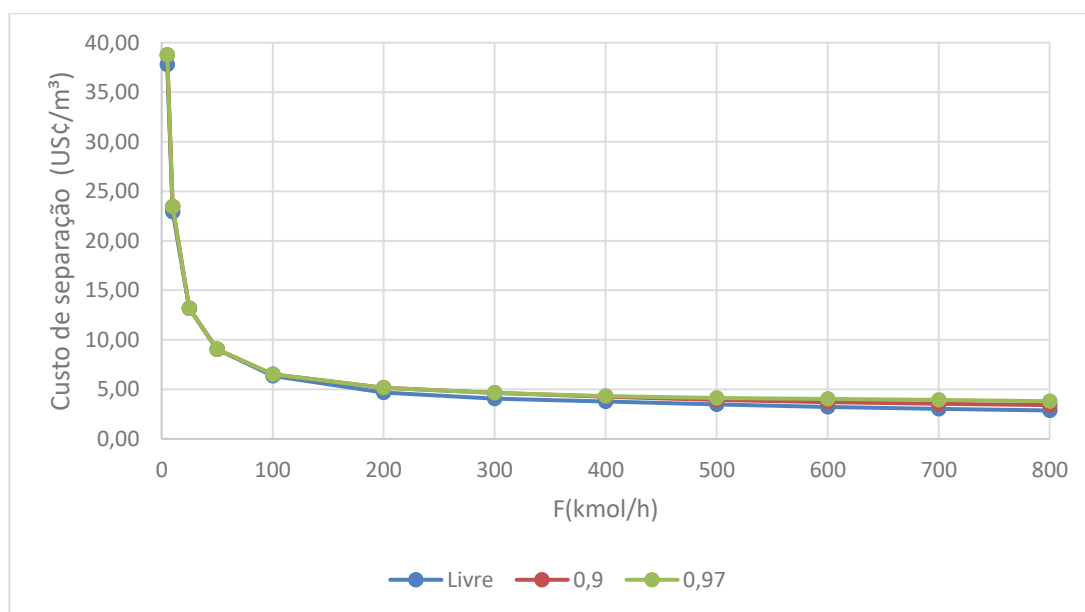


Figura 45 – Custo de separação em função da recuperação

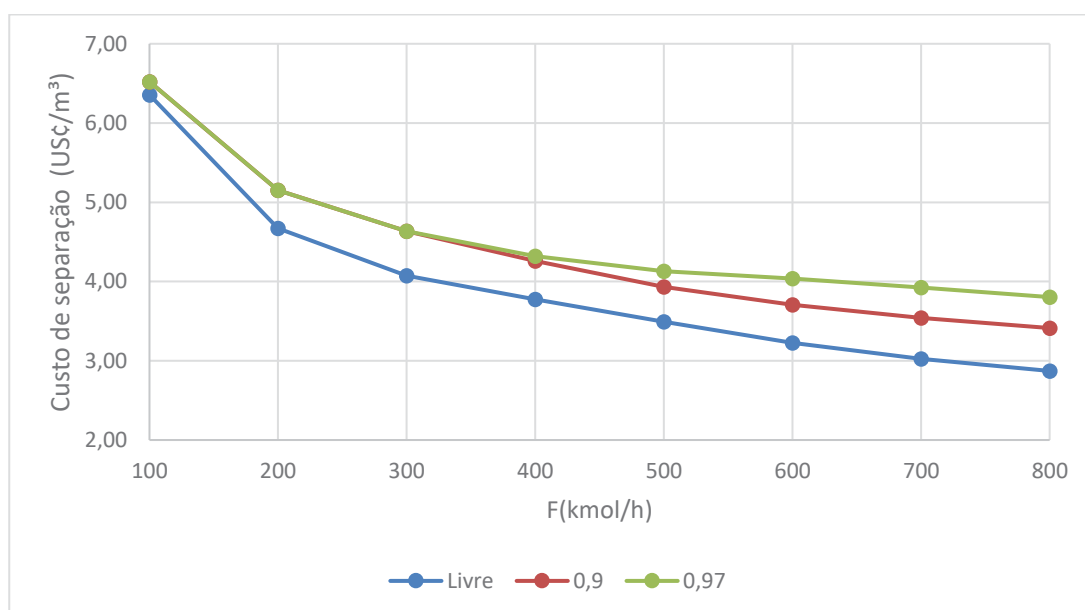


Figura 46 – Custo de separação em função da recuperação para valores acima de

A Figura 46 mostra que, para vazões acima de 100 kmol/h, os melhores resultados são apresentados para uma recuperação inferior a 90%.

Para uma vazão a baixo de 300kmol/h, as curvas de recuperação de 90 e 97% apresentam o mesmo resultado, o que pode ser confirmado pelas tabela Tabela 22 e Tabela 23, além disso, a Tabela 21 mostra que para as vazões de 25 e 50 também apresentam o mesmo resultado, n

As soluções ótimas encontrados na análise do custo de separação sem restrição de recuperação estão apresentados na Tabela 21:

Tabela 21 – Melhores resultados do custo de separação em função da vazão de alimentação.

F(kmol/h)	Configuração	α^1	α^2	P ^{F1} (Bar)	P ^{F2} (bar)	r	custo (US\$/m ³)
5	1A	15	-	3	-	0,49	37,78
10	1A	15	-	3	-	0,49	22,94
25	2Ar	20	20	9	8,5	0,97	13,16
50	2Ar	20	20	9	8,5	0,97	9,02
100	1A	20	-	9	-	0,76	6,35
200	1A	15	-	8	-	0,70	4,67
300	1A	15	-	8,5	-	0,71	4,07
400	1A	15	-	8,5	-	0,71	3,77
500	2A	20	10	3	7,5	0,67	3,49
600	2A	10	10	3	7,5	0,56	3,22
700	2A	10	10	3	7,5	0,56	3,02
800	2A	10	10	3	7,5	0,56	2,87

Como nesta análise não se busca alcançar uma recuperação alta, sistemas com baixa recuperação se destacaram como foi o caso das configurações 1A e 2A. a única região que não apresentou este mesmo resultado de configuração foram as vazões de 25 e 50 kmol/h, onde o melhor valor foi encontrado para o sistema 1Ar para todas as recuperações.

Com exceção das vazões de 25 e 50 kmol/h, as recuperações ideais do sistema estiveram ente 49 e 76%, o que pode ser justificado pela não consideração

do custo de metano perdido, uma vez que a corrente de saída deve ser devidamente destinada.

Algo que se repetiu em todos os casos foi a baixa seletividade -e alta permeabilidade- das membranas, os resultados mostraram uma seletividade ideal entre 10 e 20, além disso, a maior parte dos sistemas com duas etapas apresentou melhor resultado com materiais iguais.

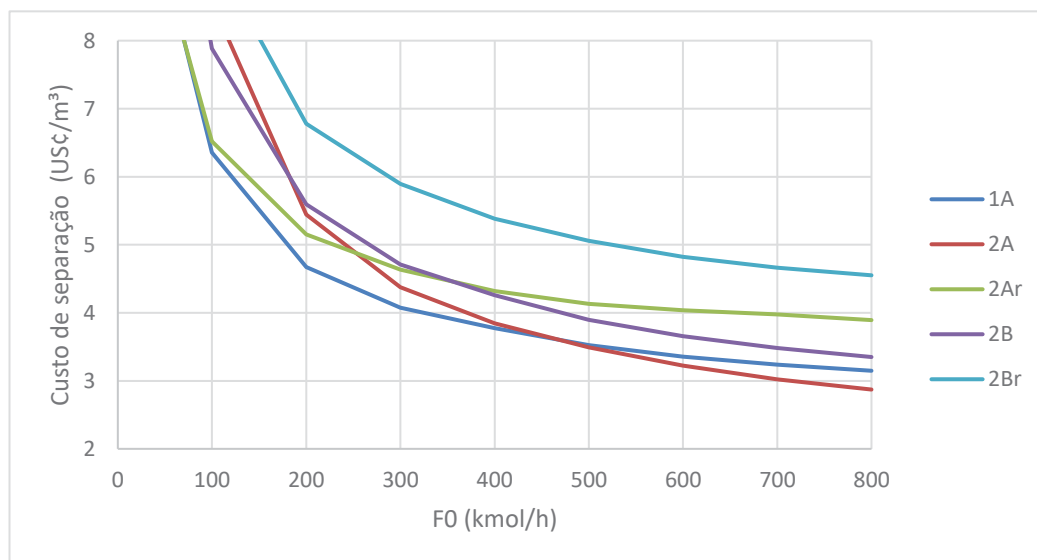


Figura 47 – Custo de separação em função da vazão molar de metano para uma recuperação não especificada.

Na Figura 47 é possível observar o custo de separação das diferentes configurações, nessa análise, a região entre 8 e 7 US\$/m³ foi ampliada para melhor visualização.

As curvas mostram que sistemas com alta recuperação como 2B, 1Ar e 2Br não apresentaram um bom desempenho para um sistema com recuperação irrestrito.

A análise para uma separação restrita a 90% de recuperação é apresentada na Tabela 22 e Figura 48, agora os sistemas que apresentaram melhor resultado foram o 2Ar, até 300kmol/h e 2B, após 400kmol/h.

Tabela 22 – Melhores resultados do custo de separação em função da vazão de alimentação para recuperações superiores a 90%

F(kmol/h)	Configuração	α^1	α^2	P ^{F1} (Bar)	P ^{F2} (bar)	r	custo (US\$/m ³)
5	2Ar	25	25	8	7,5	0,97	38,76
10	2Ar	25	25	9	8,5	0,97	23,43
25	2Ar	20	20	9	8,5	0,97	13,16
50	2Ar	20	20	9	8,5	0,97	9,02
100	2Ar	20	20	9	8,5	0,97	6,52
200	2Ar	20	20	9	8,5	0,97	5,15
300	2Ar	20	20	9	8,5	0,97	4,64
400	2B.	10	20	5	10	0,92	4,26
500	2B.	10	20	5	7,5	0,91	3,93
600	2B.	10	20	5	7,5	0,91	3,70
700	2B.	10	20	5	7,5	0,91	3,54
800	2B.	10	20	5	7,5	0,91	3,41

Também foram observadas seletividades um pouco maiores nesta análise, estando agora entre 10 e 25. Enquanto isso, os resultados de pressão revelaram uma variabilidade menor do que a apresentada anteriormente, estando as pressões de alimentação entre 5 e 9 Bar no primeiro módulo e 7,5 e 10 no segundo.

A restrição de recuperação faz com que o sistema 1A e 2A precisem operar a uma pressão elevado, o que aumenta o custo de compressão e com isso o custo de separação, fazendo assim com que eles deixem de ser interessantes nesta nova análise, como mostra a Figura 48.

Na Figura 48 é possível observar que as curvas superiores pertencem às configurações 1A e 2A, seguidas pela curva 2Br, ambas estas curvas estão em todos os momentos acima das de 2B e 2Ar.

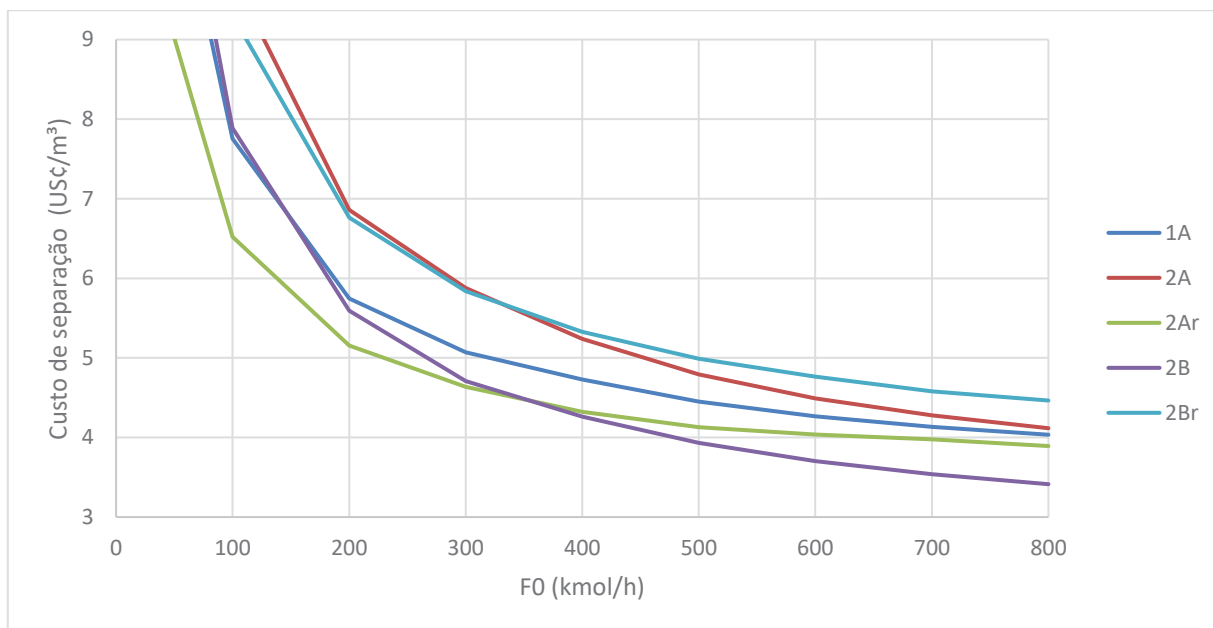


Figura 48 – Custo de separação em função da vazão molar de metano para uma recuperação mínima de 90%.

Por fim, a Tabela 23 apresenta os resultados para a recuperação de 97%, que de maneira similar ao sistema anterior se mostra dominada pelas configurações 2Ar e 2B.

Assim como na análise anterior, um novo aumento na recuperação faz com que a seletividade se desloque para valores maiores, estando agora entre 20 e 30, o que mostra que ocorre um pequeno aumento de seletividade para o aumento da recuperação desejada.

As pressões ideais encontram-se agora entre 7 e 9 Bar para o primeiro estágio, valores um pouco maiores que na análise anterior, enquanto para o segundo estes valores ficam entre 7,5 e 14 Bar

Tabela 23 – Melhores resultados do custo de separação em função da vazão de alimentação para recuperações superiores a 97%.

F(kmol/h)	Configuração	α^1	α^2	P^{F1} (Bar)	P^{F2} (bar)	r	custo (US\$/m ³)
5	2Ar	25	25	8	7,5	0,97	38,76
10	2Ar	25	25	9	8,5	0,97	23,43
25	2Ar	20	20	9	8,5	0,97	13,16
50	2Ar	20	20	9	8,5	0,97	9,02
100	2Ar	20	20	9	8,5	0,97	6,52
200	2Ar	20	20	9	8,5	0,97	5,15
300	2Ar	20	20	9	8,5	0,97	4,64
400	2Ar	20	20	9	8,5	0,97	4,32
500	2Ar	20	20	9	8,5	0,97	4,13
600	2Ar	20	20	9	8,5	0,97	4,04
700	2B	20	30	7	14	0,98	3,93
800	2B	20	30	7	14	0,98	3,80

Uma análise gráfica dos resultados, contida na Figura 49, mostra o crescente distanciamento que o sistema 1A toma em relação aos demais. Também pode ser observado que a curva 2Br, em momento nenhum ultrapassa as demais.

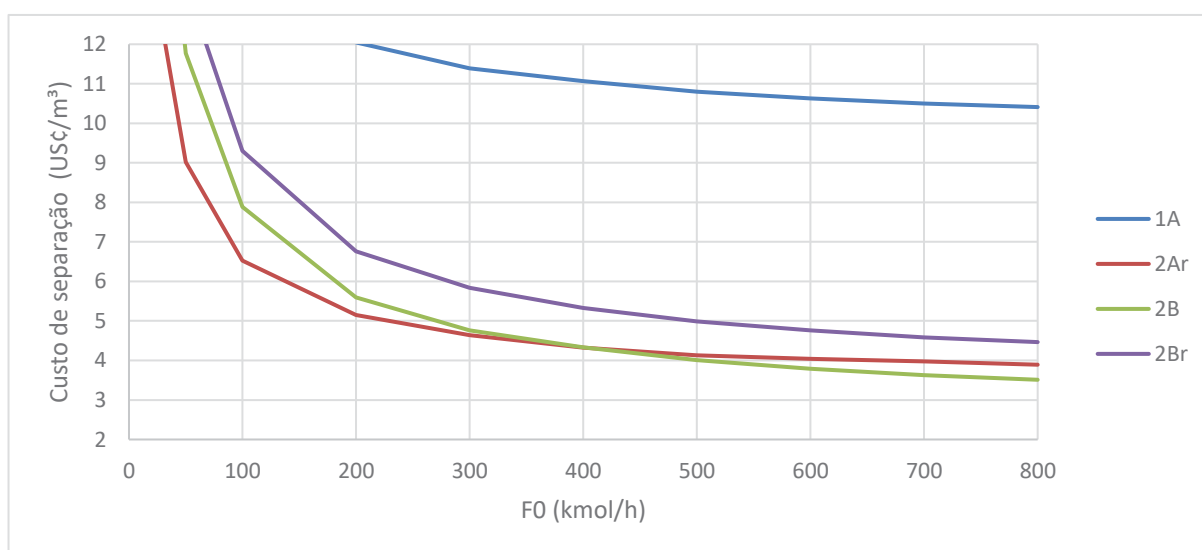


Figura 49 – Custo de separação em função da vazão molar de metano para uma recuperação mínima de 97%.

Nesta análise não são apresentados dados para o sistema 2A devido a região de análise não abranger um sistema capaz de atender à especificação de recuperação, contudo, esperara-se que tal curva se encontraria entre a dos sistemas 1A e 2Br, assim como observado na Figura 48.

6 CONCLUSÃO

O atual trabalho buscou encontrar a melhor configuração para a realização da separação do CO₂ do biogás na produção de biometano, não foi encontrar uma única resposta para essa questão, mas sim um conjunto de dados que levam a escolha da melhor opção para cada aplicação.

Chegou-se à conclusão de que os sistemas 2Ar e 2B apresentam o melhor desempenho para uma alta recuperação, sendo o sistema 2B preferível para maiores alimentações de biogás.

Enquanto isso, para uma baixa recuperação de metano, é possível utilizar as configurações 1A e 2A, que resultam em um custo de separação inferior aos demais.

Apesar de algumas exceções, o sistema de compressão que apresentou o melhor resultado foi o de dois estágios de compressão, operando entre 7 a 10 Bar, a adição de um terceiro estágio se mostrou pouco útil no processo de separação.

Quanto aos dados referentes ao material de permeação, para a curva superior de Robeson, os melhores resultados ocorreram entre as seletividades de 10 e 30 ($Q_{CO_2} = 12414$ e 686).

Apesar do aparecimento de configurações com diferentes seletividades entre os melhores resultados, estes dados se limitaram a valores adjacentes, em alguns casos não foi possível observar um ganho de desempenho na associação de materiais que justifique a adoção de membranas distintas no mesmo processo.

As análises realizadas neste trabalho permitiram concluir que o custo de remoção do CO₂ encontra-se entre os valores de 2,87 e 38,76 US\$/m³. Não sendo esse o valor total do processo de produção de biometano, mas o custo associado a remoção CO₂

Por fim, este trabalho se propôs a sanar uma série de questões a respeito do processo de separação de gases por membranas, apesar das dificuldades encontradas, e das simplificações que tiveram que ser adotadas a fim de que o trabalho fosse concluído.

Foi possível obter um conjunto razoável de dados que foram utilizados para sanar estas dúvidas. Espera-se que com os dados, discussões e ferramentas deixadas por este trabalho seja possível expandir as análises feitas de forma a obter respostas mais precisas, e para um número maior de configurações.

Espera-se também que os resultados aqui apresentados possam ser utilizados como comparativo a demais opções de remoção de CO₂, de forma a obter a melhor opção de tecnologia disponível, desta forma, um novo passo para um futuro projeto seria a comparação com processos de lavagem, adsorção e até outras configurações de membrana.

REFERÊNCIAS

ALSHEHRI, A.; KHALILPOUR, R.; ABBAS, A.; LAI, Z. Membrane systems engineering for post-combustion carbon capture. **Energy Procedia**, v. 37, p. 976–985, 2013. Elsevier B.V. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2013.05.193>>.

ANGELIDAKI, I.; TREU, L.; TSAPEKOS, P.; et al. Biogas upgrading and utilization: Current status and perspectives. **Biotechnology Advances**, v. 36, n. 2, p. 452–466, 2018. Elsevier. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.biotechadv.2018.01.011>>.

ARIAS, A. M.; MUSSATI, M. C.; MORES, P. L.; et al. Optimization of multi-stage membrane systems for CO₂ capture from flue gas. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 53, p. 371–390, 2016.

AVACI, A. B.; DE SOUZA, S. N. M.; CHAVES, L. I.; et al. Avaliação econômico-financeira da microgeração de energia elétrica proveniente de biogás da suinocultura. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, v. 17, n. 4, p. 456–462, 2013.

BAKER, R. W. **Membrane Technology and Applications**. 3rd ed. West Sussex: Wiley-VCH, 2012.

BRUTO, V.; PAULO, S. Agropecuária brasileira em números Ranking dos Estados no VBP. **Ministério da Agricultura Pecuária e Abastecimento**, 2020.

CHMIELEWSKI, A. G.; URBANIAK, A.; PALIGE, J.; et al. Membrane installation for biogas enrichment – Field tests and system simulation. **Chemical and Process Engineering - Inzynieria Chemiczna i Procesowa**, v. 40, n. 2, p. 235–260, 2019.

CHU, Y.; HE, X. Process simulation and cost evaluation of carbon membranes for CO₂ removal from high-pressure natural gas. **Membranes**, v. 8, n. 4, 2018.

CIBIOGÁS, C. I. DE E. R. J. Biogás Map. Disponível em: <<https://mapbiogas.cibiogas.org/>>. Acesso em: 7/1/2021.

COKER, D. T.; FREEMAN, B. D.; FLEMING, G. K. Modeling multicomponent gas separation using hollow-fiber membrane contactors. **AIChE Journal**, v. 44, n. 6, p. 1289–1302, 1998.

DENG, L.; HÄGG, M. B. Techno-economic evaluation of biogas upgrading process using CO₂ facilitated transport membrane. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 4, n. 4, p. 638–646, 2010.

ETTOUNEY, H. M.; MAJEED, O. Transport and permeation properties of a ternary gas mixture in a medium-size polysulfone hollow fiber permeator. **Separation Science and Technology**, v. 31, n. 11, p. 1573–1596, 1996.

FERREIRA, L. R. A.; OTTO, R. B.; SILVA, F. P.; et al. Review of the energy potential of the residual biomass for the distributed generation in Brazil. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 94, n. June, p. 440–455, 2018. Elsevier Ltd. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.rser.2018.06.034>>. .

FUESS, L. T.; ZAIAT, M. Economics of anaerobic digestion for processing sugarcane vinasse : Applying sensitivity analysis to increase process profitability in diversified biogas applications. **Process Safety and Environmental Protection**, v. 115, p. 27–37, 2020. Institution of Chemical Engineers. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.psep.2017.08.007>>. .

GORISSEN, H. Temperature changes involved in membrane gas separations. **Chemical Engineering and Processing**, v. 22, n. 2, p. 63–67, 1987.

HO, M. T.; ALLINSON, G. W.; WILEY, D. E. Reducing the cost of CO₂ capture from flue gases using membrane technology. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 47, n. 5, p. 1562–1568, 2008.

LEME, R. M.; SEABRA, J. E. A. Technical-economic assessment of different biogas upgrading routes from vinasse anaerobic digestion in the Brazilian bioethanol industry. **Energy**, v. 119, p. 754–766, 2017. Elsevier Ltd. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2016.11.029>>. .

MAKARUK, A.; HARASEK, M. Numerical algorithm for modelling multicomponent multipermeator systems. **Journal of Membrane Science**, v. 344, n. 1–2, p. 258–265, 2009.

MIANDOAB, E. S.; KENTISH, S. E.; SCHOLE, C. A. Non-ideal modelling of polymeric hollow-fibre membrane systems : Pre- combustion CO₂ capture case study. **Journal of Membrane Science**, v. 595, n. May 2019, p. 117470, 2020. Elsevier B.V. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.memsci.2019.117470>>. .

MURAD CHOWDHURY, M. H.; FENG, X.; DOUGLAS, P.; CROISSET, E. A new numerical approach for a detailed multicomponent gas separation membrane model and AspenPlus simulation. **Chemical Engineering and Technology**, v. 28, n. 7, p. 773–782, 2005.

PAN, C. Y. Gas separation by permeators with high-flux asymmetric membranes. **AIChE Journal**, v. 29, n. 4, p. 545–552, 1983.

PAN, C. Y. Gas separation by high-flux, asymmetric hollow-fiber membrane. **AIChE Journal**, v. 32, n. 12, p. 2020–2027, 1986.

PETERSSON, A.; WELLINGER, A. Biogas upgrading technologies – developments and innovations. IEA Bioenergy. Task 37. Report. , p. 19, 2009. Disponível em: <http://www.build-a-biogas-plant.com/PDF/IEA_Biogas_technologies.pdf>. .

PICIONIERI, A.; FELIPE, I.; PAULA, A.; et al. Vinasse biogas for energy generation in Brazil: An assessment of economic feasibility , energy potential and avoided CO₂ emissions. **Journal of Cleaner Production**, v. 151, p. 260–271, 2017. Elsevier Ltd. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.jclepro.2017.03.064>>. .

ROBESON, L. M. Correlation of separation factor versus permeability for polymeric membranes. **Journal of Membrane Science**, v. 62, n. 2, p. 165–185, 1991.

ROBESON, L. M. The upper bound revisited. **Journal of Membrane Science**, v. 320, n. 1–2, p. 390–400, 2008.

SCHOLZ, M.; HARLACHER, T.; MELIN, T.; WESSLING, M. Modeling gas permeation by linking nonideal effects. **Industrial and Engineering Chemistry Research**, v. 52, n. 3, p. 1079–1088, 2013.

SCHOLZ, M.; MELIN, T.; WESSLING, M. Transforming biogas into biomethane using membrane technology. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 17, p. 199–212, 2013. Elsevier. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2012.08.009>>. .

SEIDER, W. D.; LEWIN, D. R.; SEADER, J. D.; et al. **Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis, and Evaluation**. 4th ed. Wiley-VCH, 2016.

SHARIFIAN, S.; HARASEK, M.; HADDADI, B. Simulation of Membrane Gas Separation Process Using Aspen Plus® V8.6. **Chemical Product and Process Modeling**, v. 11, n. 1, p. 67–72, 2016.

SILVEIRA, B.; CHERNICHARO, C.; CABRAL, C.; et al. **Guia Técnica De Aproveitamento De Biogás Em Estatacoes De Tratamento De Esgoto**. 2015.

SOUZA, S. N. M. DE; PEREIRA, W. C.; PAVAN, A. A. CUSTO DA ELETRICIDADE GERADA EM CONJUNTO MOTOR GERADOR UTILIZANDO BIOGÁS DA SUINOCULTURA. **Acta Scientiarum Technology**, v. 26, n. 2, p. 127–133, 2004.

STEINHAUSER, A. **Biogas from Waste and Renewable Resources**. 2º ed. Weinheim: Wiley-VCH, 2011.

SUN, Q.; LI, H.; YAN, J.; et al. Selection of appropriate biogas upgrading technology-a review of biogas cleaning , upgrading and utilisation. , v. 51, p. 521–532, 2015. Elsevier.

VIEIRA, C. Pequenos agricultores do Nordeste produzem gás para suas cozinhas. , 2016.

WOODS, D. R. **Rule of Thumb in Engineering Practice**. 1º ed. Wiley-VCH, 2007.

YAN, S.; FANG, M.; WANG, Z.; XUE, J.; LUO, Z. Economic analysis of CO₂ separation from coal-fired flue gas by chemical absorption and membrane absorption technologies in China. **Energy Procedia**, v. 4, n. June 2017, p. 1878–1885, 2011. Elsevier. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2011.02.066>>. .

ANEXO A: COMPOSIÇÃO DO BIOGÁS

Tabela A1 – Composição do biogás gerado a partir de resíduos agrícolas e aterro comparado com algumas fontes de gás natural (Steinhauser, 2011)

composto	formula	unidade	Gás natural			Biogás		
			GUS	Mar do norte	Holanda	gás de esgoto	agricultura	aterro
Metano	CH4	% por vol.	98,31	86,54	83,35	65-75	45-75	45-55
Etano	C2H6	% por vol.	0,50	8,02	3,71	<300mg/Nm³		
Propano	C3H8	% por vol.	0,19	2,06	0,70			
Butano	C4H10	% por vol.	0,08	0,21–0,60	0,22			
Pentano	C5H12	% por vol.	0,02	0,10	0,06			
Hexano	C6H14	% por vol.	0,01	0,05	0,05			
Heptano	C7H16	% por vol.	<0,01	<0,01	<0,01			
Octano	C8H18	% por vol.	<0,01	<0,01	<0,01			
Benzeno	C6H6	% por vol.	<0,01	<0,01	<0,01			
Dióxido de carbono	CO2	% por vol.	0,08	1,53	1,27	20-35	25-55	25-30
Monóxido de carbono	CO	% por vol.	0,00	0,00	0,00	<0,2	<0,3	<0,4
Nitrogênio	N2	% por vol.	0,81	1,10	10,64	3,4	0,01–5,00	10–25
Oxigênio	O2	% por vol.	0,05/3,00	0,05/3,01	0,05/3,02	0,5	0,01–2,00	1–5
Hidrogênio	H2	% por vol.	0,00	0,00	0,00	traços	0,5	0,00
Sulfato de Hidrogênio	H2S	mg/Nm³	5,00	5,00	5,00	<8000	10-30,000	<8000
Mercaptan (thiol) sulfur	S	mg/Nm³	6,00	6,00	6,00	0	<0,1-30	n.s.
Enxofre total	S	mg/Nm³	30,01	30,00	30,01	n.s.	n.s.	n.s.
Amônia	NH3	mg/Nm³	0,00	0,00	0,00	traços	0,01-2,50	traços
Siloxanos		mg/Nm³	0,00	0,00	0,00	<0,1-0,5	traços	<0,1-0,5
Benzeno, tolueno e xilenos		mg/Nm³	0,00	0,00	0,00		<0,1-0,5	<0,1-0,5
CFCs		mg/Nm³	0,00	0,00	0,00	0	20-1000	n.s.
Óleo		mg/Nm³	0,00	0,00	0,00	traços	traços	0,0