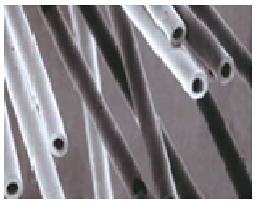
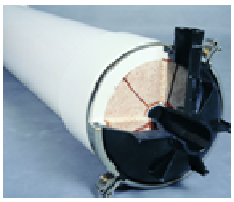
Curso de Membranas

Módulo I: Conceitos Básicos





Novembro/ 2009

Autores

Diego Di Domenico Pinto, MSc.

Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, Ph.D.

José Luiz de Medeiros, D.Sc.

Sumário

Nomenclatura....iv
Índice de Figuras.... v
Índice de Tabelas....vii
1. Introdução.... 1
1.1 Contextualização.... 1
1.2 Aplicações.... 2
1.3 Considerações iniciais.... 3
2. Tipos de Membranas.... 4
3. Separação de Gases Ácidos do Gás Natural.... 5
3.1 Vantagens e Desvantagens da Permeação de Gases.... 6
3.2 Comparação com Aminas.... 6
3.3 Aspectos para a Escolha do Sistema de Separação.... 9
3.4 Força Motriz e Considerações Operacionais.... 10
3.5 Configurações de Membranas e Módulos.... 14
3.6 Arranjos Operacionais.... 17
4. Plantas em Operação.... 20
5. Modelagem do Permeador.... 21
6. Estudo de Caso.... 23
6.1 Estudo de caso 1: Verificar com o simulador a Tabela 3.... 23
6.2 Estudo de caso 2: Estimação de parâmetros.... 24
6.3 Estudo de caso 3: Operação com dois estágios.... 25
Referências Bibliográficas.... 26
Anexo 1: Manual do Simulador CO2PERM.... 28

Nomenclatura

Símbolo		Significado
A	:	Área total de permeação
F	:	Vazão de alimentação do permeador
L	:	Vazão de permeado
P_{feed}	:	Pressão de alimentação
P_L	:	Pressão do permeado
P_V	:	Pressão do retentado
U_i	:	Permeabilidade do componente *i*
V	:	Vazão de Retentado
$\underline{X}$	:	Vetor de composições do permeado
x_i	:	Fração molar do componente *i* no permeado
$\underline{Y}$	:	Vetor de composições do retentado
y_i	:	Fração molar do componente *i* no retentado
$\underline{Z}$	:	Vetor de composições da alimentação
z_i	:	Fração molar do componente *i* na alimentação

Índice de Figuras

Figura 1: Processo de separação por membranas. 3
Figura 2: Classificação de Membranas (Fonte: Amaral, 2009). 4
Figura 3: Principais processos de remoção de CO_2 (Fonte: Macedo e Nakao, 2008). 5
Figura 4: Escolha do método de separação (Fonte: NATCO, 2008). 8
Figura 5: Escolha da tecnologia de separação (Fonte: Macedo e Nakao, 2008) 8
Figura 6: Tamanho das unidades de membranas (esquerda) e aminas (direita) (Fonte: Monteiro, 2009). 9
Figura 7: Permeação seletiva para separação de CH_4 e CO_2 (Fonte: NATCO, 2008). 11
Figura 8: Seletividade em membranas (Fonte: NATCO, 2008) 11
Figura 9: Efeito da Temperatura de Operação (Fonte: Dortmundt e Doshi, 1999). 12
Figura 10: Efeito da Pressão de Alimentação (Fonte: Dortmundt e Doshi, 1999). 13
Figura 11: Efeito da Pressão do Permeado (Fonte: Dortmundt e Doshi, 1999). 13
Figura 12: Materiais para Confecção de Membranas (Fonte: Macedo e Nakao, 2008). 14
Figura 13: Comparação entre os Módulos (Fonte: Macedo e Nakao, 2008). 15
Figura 14: Membranas em forma de fibra oca (Fonte: NATCO, 2008). 15
Figura 15: Membranas em forma de folha espiralada (Fonte: UOP, 2009). 16
Figura 16: Módulos de Membranas: Fibra oca (esq.), folha espiralada (dir.) (Fonte: NATCO, 2008; Monteiro, 2009). 16
Figura 17: *Skid* de membranas em escala industrial (Fonte: NATCO, 2009). 17
Figura 18: Permeação em co-corrente. 17
Figura 19: Permeação em contra-corrente. 18
Figura 20: Configuração em paralelo (1 estágio de permeação). 18
Figura 21: Configurações de sistemas de separação de gases. (a) Um estágio. (b) Um estágio com reciclo parcial do permeado. (c) Dois estágios com reciclo total do retentado do segundo estágio. (d) Dois estágios com reciclo total do permeado do segundo estágio. 19
Figura 22: Cálculo da diferença de pressões para permeação em co-corrente. 22
Figura 23: Cálculo da diferença de pressões para permeação em contra-corrente. 22
Figura 24: Esquema de cálculo do simulador. 22
Figura 25: Seleção do número de estágios. 28
Figura 26: Entradas do Simulador (Área e Contato) 29
Figura 27: Entrada das Pressões. 29
Figura 28: Corrente de Alimentação. 30
Figura 29: Opções do Solver. 30
Figura 30: Verificação de Convergência. 31
Figura 31: Opção do Botão Gráficos. 31
Figura 32: Seleção dos Componentes para Criação do Gráfico. 32
Figura 33: Informação da Composição da Corrente de Entrada. 33
Figura 34: Informação sobre as Permeâncias dos Componentes. 34
Figura 35: Informação da Vazão da Corrente de Alimentação. 35
Figura 36: Informação sobre as Pressões das Fases. 35
Figura 37: Informação sobre o tipo de Contato e Área de Permeação. 36
Figura 38: Informações para estimação dos parâmetros. 37
Figura 39: Área de permeação. 38

Figura 40: Resultados da estimação..... 38

Índice de Tabelas

Tabela 1: Processos de Separação por Membranas (Fonte: Harbert, Borges e Nobrega, 2006).. 2
Tabela 2: Comparação entre Membranas e Aminas (Monteiro, 2009). 7
Tabela 3: Sensibilidade do processo a fatores operacionais..... 12
Tabela 4: Processos de separação de gases por membranas no mundo..... 20
Tabela 5: Resultados do Estudo de caso 1. 23
Tabela 6: Dados de permeação I (Qi e Henson, 2000). 24
Tabela 7: Resultados da simulação para o estudo de caso 2. 24
Tabela 8: Dados de permeação II (Qi e Henson, 2000). 24
Tabela 9: Resultado da validação do modelo. 25
Tabela 10: Permeação em dois estágios com reciclo (Noble, 1995)..... 25
Tabela 11: Resultados da simulação com dois estágios..... 25

1. Introdução

Embora os processos com membranas já venham sendo estudados há algum tempo, o emprego desta tecnologia na indústria é recente. Neste capítulo são apresentados um breve histórico desta tecnologia, suas principais aplicações e algumas considerações iniciais como nomenclaturas utilizadas.

1.1 Contextualização

Não só as fortes especificações das agências reguladoras, como também, agora, as fortes demandas ambientais, exigem cada vez mais produtos com alto grau de pureza, necessitando etapas de separação, purificação e/ou concentração. Processos de separação são de longa data conhecidos e empregados pela indústria, mas somente a partir de 1970 processos denominados clássicos, como destilação, absorção, centrifugação, filtração, entre outros, começaram a competir com processos que utilizam membranas sintéticas como barreiras seletivas (Harbert, Borges e Nobrega, 2006).

Apesar de relativamente novo (industrialmente), o processo de separação por membranas já vem sendo estudado desde 1748, quando um físico francês de nome Jean-Antoine Nollet realizou as primeiras experiências nas quais foi descoberto o princípio da osmose. Nessas experiências, Nollet encheu um recipiente com vinho (solução de água e álcool) vedando-o com pedaços de bexiga de porcos. O recipiente foi submerso em um reservatório contendo água. Nollet observou que apenas a água passava pela bexiga que se expandia, em alguns experimentos chegando até a romper-se. Não só esse experimento demonstrou o que hoje conhecemos como principio da osmose, como também o de seletividade das paredes da bexiga.

Até o começo do século 20, processos envolvendo membranas eram industrialmente e comercialmente inviáveis, entretanto eram utilizados em laboratórios para fins de pesquisas. Em 1906, Bechhold desenvolveu uma técnica de produzir membranas de nitrocelulose, mais tarde aperfeiçoada por outros pesquisadores até que no começo da década de 30, membranas micro-porosas começaram a ser comercialmente disponíveis (Baker, 1991). Inicialmente suas aplicações concentravam-se na área de filtração de água, no entanto quatro fatores impediam a tecnologia de ser amplamente difundida. Membranas eram: (i)pouco confiáveis; (ii) muito lentas; (iii) pouco seletivas; e (iv) muito caras.

No início da década de 60, Loeb e Sourirajan desenvolveram um procedimento de tornar o processo de separação por membranas industrialmente atrativo, produzindo um fino filme de membranas altamente seletivo suportado em um suporte micro-poroso. As primeiras membranas Loeb-Sourirajan possuíam fluxos dez vezes maiores que as então existentes (Baker, 1991). A ascensão dos processos de separação por membranas, também, coincide com

a crise do petróleo de 70, pois muitos processos clássicos de separação exigem utilidades térmicas, o que, na época, tornou o processo de separação caro.

Os processos de produção de membranas ultrafinas, baseadas na tecnologia Loeb-Sourirajan, foram sendo mais bem estudados, resultando em melhoras significativas na tecnologia de separação e, em 1980, consolidando os processos que utilizam membranas.

Hoje é possível encontrar em diversas partes do mundo processos que utilizam membranas com as mais variadas utilidades.

1.2 Aplicações

Processos de separação por membranas possuem uma vasta aplicação em diversos ramos da indústria. A seguir são apresentadas na Tabela 1 as principais aplicações para processos envolvendo membranas.

Tabela 1: Processos de Separação por Membranas (Fonte: Harbert, Borges e Nobrega, 2006).

Processo	Força Motriz	Material Retido	Material que Permeia	Aplicações
Microfiltração	ΔP	Material em suspensão, bactérias	Água e sólidos dissolvidos	Esterilização bacteriana; clarificação de vinhos e cervejas; concentração de células; oxigenação do sangue
Ultrafiltração	ΔP	Colóides; macromoléculas	Água (Solvente), sais solúveis de baixa massa molar	Fracionamento/ Concentração de proteínas; recuperação de pigmentos/óleos
Nanofiltração	ΔP	Moléculas de massa molar média	Água, sais e moléculas de baixa massa molar	Purificação de enzimas; biorreatores a membranas
Osmose Inversa	ΔP	Todo material solúvel ou em suspensão	Água (Solvente)	Dessalinização de águas; concentração de suco de frutas; desmineralização de águas
Diálise	ΔC	Moléculas de alta massa molar	Íons e orgânicos de baixa massa molar	Hemodiálise; rim artificial; recuperação de NaOH
Eletrodiálise	ΔE	Macromoléculas e compostos não iônicos	Íons	Concentração de soluções salinas; purificação de águas
Permeação de Gases	ΔP → ΔC	Gás menos permeável	Gás mais permeável	Recuperação de hidrogênio; separação CO_2/CH_4; Fracionamento do ar
Pervaporação	Pressão de vapor	Líquido menos permeável	Líquido mais permeável	Desidratração de alcoóis; eliminação de VOC da água

1.3 Considerações iniciais

Como em todo processo de separação, os processos envolvendo membranas têm como objetivo a separação de componentes numa dada corrente. Essa separação é dada conforme o grau de afinidade de certos compostos com a membrana. Os componentes com maior afinidade permearão, ou seja, passaram pela barreira composta pela membrana. A essa corrente dá-se o nome de ***permeado***. A corrente que não permeia cuja composição contém, majoritariamente, componentes que possuem menos afinidade com a membrana é chamada de ***retentado***, ***não permeado***, ou ***concentrado***. Nessa apostila adotar-se-á o termo ***retentado***. A Figura 1 ilustra um processo de separação por membranas.

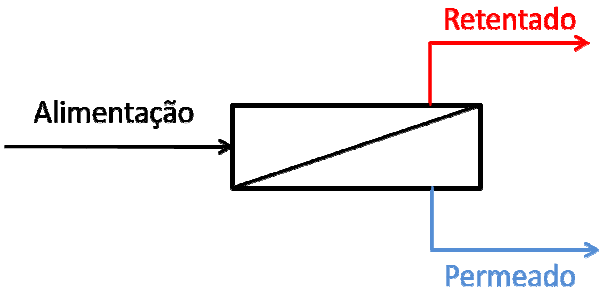


Figura 1: Processo de separação por membranas.

Tanto o permeado quanto o retentado podem ser o produto de interesse de um determinado processo. Por exemplo, numa operação de purificação do gás natural o retentado é o produto de interesse, pois este contém o gás natural purificado. Já num processo de captura de CO_2, o permeado torna-se o produto de interesse.

2. Tipos de Membranas

Membranas podem ser classificadas de diversas maneiras. Uma membrana pode ser fina ou espessa, homogênea ou heterogênea, natural ou sintética, neutra ou carregada, etc. Entretanto, basicamente, classificam-se as membranas conforme sua morfologia ou estrutura, assim pode-se dividi-las em dois grupos: *densas* ou *porosas*. Membranas densas são aquelas que envolvem etapas de dissolução e difusão através do material constituinte da membrana enquanto que as porosas são aquelas em que o transporte ocorre preferencialmente em uma fase fluida contínua que preenche os poros da membrana (Amaral, 2009).

Ambas as membranas, *densas* ou *porosas*, podem ainda ser classificadas como *isotrópicas*, ou seja, apresentam as mesmas características morfológicas ao longo da espessura, ou *anisotrópicas*, em outras palavras, apresentam características morfológicas diferentes ao longo da espessura, estas por sua vez caracterizam por uma região superior muito fina, chamada de pele, suportada em uma estrutura porosa. Quando ambas as regiões são formadas pelo mesmo material a membrana é chamada de anisotrópica *integral* (heterogênea), caso diferentes materiais sejam empregados a membrana é denominada anisotrópica *composta* (Homogênea) (Habert, Borges e Nobrega, 2006).

A Figura 2 ilustra essas classificações.

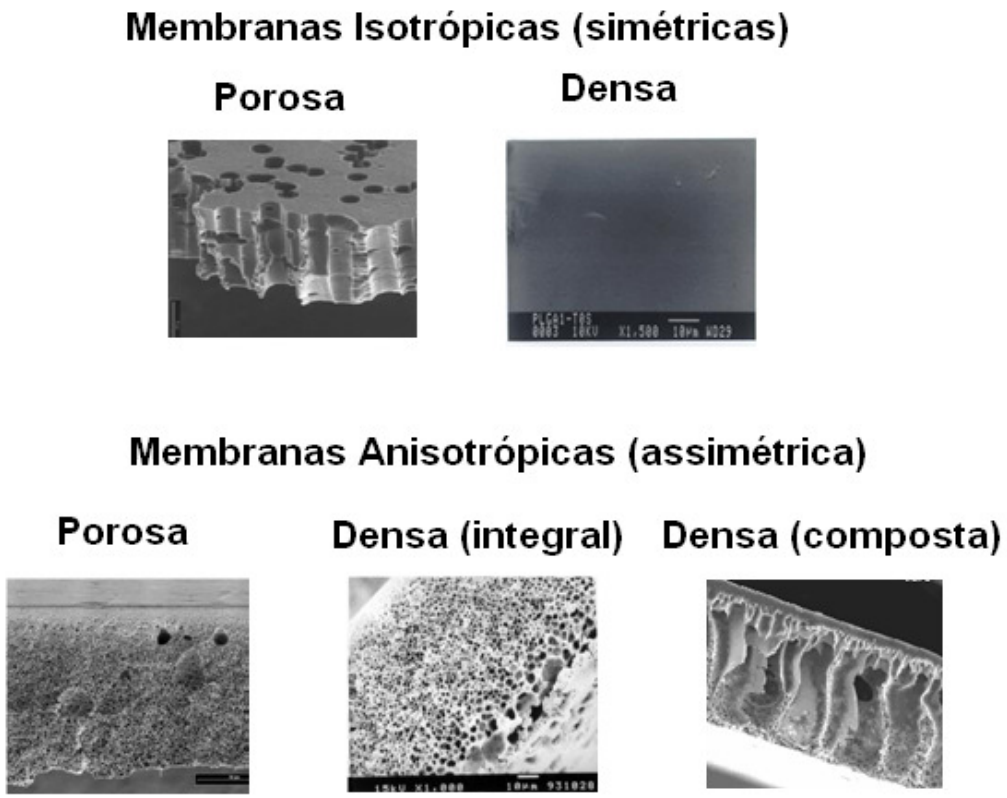


Figura 2: Classificação de Membranas (Fonte: Amaral, 2009).

3. Separação de Gases Ácidos do Gás Natural

O gás natural (GN), produto de grande interesse da indústria em geral, é uma mistura complexa de hidrocarbonetos, compostos inorgânicos e água. Majoritariamente, em sua composição, predomina o metano, seguido por etano e propano, hidrocarbonetos de peso molecular maiores possuem pouca ou nenhuma participação em sua composição. Compostos inorgânicos como o gás carbônico (CO_2) e o sulfeto de hidrogênio (H_2S), também, são encontrados em suas reservas e conseqüentemente acabam sendo extraídos juntos com os hidrocarbonetos de interesse. A contaminação do gás natural por esses componentes é indesejável, pois causam corrosão nas *pipelines* e reduzem o poder de combustão do GN, além de hoje em dia países signatários do protocolo de Kyoto se comprometerem a reduzir as emissões de CO_2.

Processos de captura de CO_2 são mundialmente estudados e empregados na indústria, no entanto, algumas das rotas escolhidas, como a bioquímica (que ultimamente vêm disputando espaço com rotas tradicionais) não são eficientes na remoção de outros componentes (e.g. H_2S). Os principais processos de remoção de CO_2 são apresentados na Figura 3.

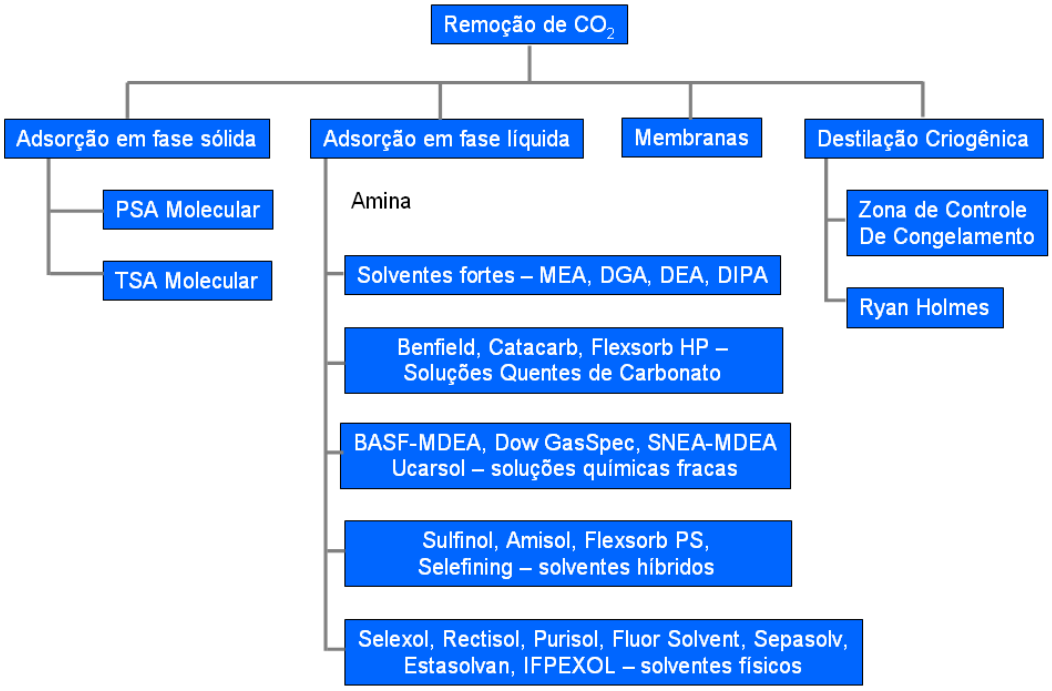


Figura 3: Principais processos de remoção de CO_2 (Fonte: Macedo e Nakao, 2008).

Na separação de gases ácidos do gás natural, dois processos destacam-se dos demais: Absorção com aminas; e separação com membranas.

Nessa apostila será dado um enfoque na parte de permeação de gases, ou seja, no processo de separação por membranas.

3.1 Vantagens e Desvantagens da Permeação de Gases

Assim como todo processo, a utilização de membranas na separação de gases ácidos (CO_2 e H_2S) do gás natural apresenta vantagens e desvantagens em relação a outros processos. Kohl e Nielsen (1997) destacam como vantagens:

- Baixo investimento de capital;
- Facilidade de operação;
- Reduzido peso e área ocupada (*footprint*);
- Facilidade de *scale-up*;
- Mínimo de *hardware* associado;
- Facilidade de instalação;
- Flexibilidade;
- Mínimo de utilidades requeridas;
- Baixo impacto ambiental;
- Confiabilidade;
- Facilidade na incorporação de novas tecnologias de membranas nas instalações existentes.

Já as principais desvantagens são:

- A corrente de alimentação deve ser pré-tratada. Particulados e líquidos devem ser removidos.
- Devido a seu caráter modular, não existe grandes economias de escala associadas a grandes instalações de membranas;
- Devido ao uso da pressão como força motriz, pode haver considerável consumo de energia na compressão do gás.

3.2 Comparação com Aminas

Mesmo relativamente nova, a tecnologia de separação de gases por membranas já vem sendo, em escala industrial, empregada por várias empresas mundo afora, fornecendo dados necessários para comparações com outros processos. A Tabela 2 mostra uma comparação entre os processos de separação de gases ácidos do gás natural por absorção com aminas e por membranas.

Tabela 2: Comparação entre Membranas e Aminas (Monteiro, 2009).

	Aminas	Membranas
Questões Operacionais		
Familiaridade dos Usuários	Familiar	Relativamente nova
Perdas de hidrocarbonetos	Baixas	Dependem das condições operacionais
Atende à especificação de CO_2 ?	Sim	Não para concentrações < 2%
Atende à especificação de H_2S ?	Sim	Às vezes
Consumo de Energia	Moderado a alto	Baixo, a menos que use recompressão
Custo operacional	Moderado	Baixo a moderado
Custo de manutenção	Baixo a moderado	Baixo, a menos que use recompressão
Facilidade de operação	Complexa	Simples
Impacto ambiental	Moderado	Baixo
Presença de água	Gás saturado	Gás desidratado
Custo de Capital		
Tempo de entrega	Longo	Curto (estrutura modular)
Tempo de instalação	Longo	Curto (equipamentos em *skids*)
Custos de pré-tratamento	Baixos	Baixos a moderados
Compressão (reciclo)	Não utiliza	Depende das condições operacionais

Dentre todas as possíveis comparações que podem ser feitas aos processos, três surgem intuitivamente. Custo, tanto operacional quanto inicial, eficiência e espaço, fator que atualmente inviabiliza muitos processos. A maioria está descrita na Tabela 2.

A Figura 4, todavia, visa ilustrar em quais condições operacionais qual processo é mais eficaz ou recomendado. Dependendo da concentração de CO_2 na corrente de alimentação e da concentração final (no retentado) desejada o processo recomendado é absorção por aminas, membranas ou uma combinação dos dois processos (processo híbrido). Já na Figura 5 pode ser visto qual processo é indicado para uma determinada condição de vazão de alimentação e concentração de CO_2 na alimentação.

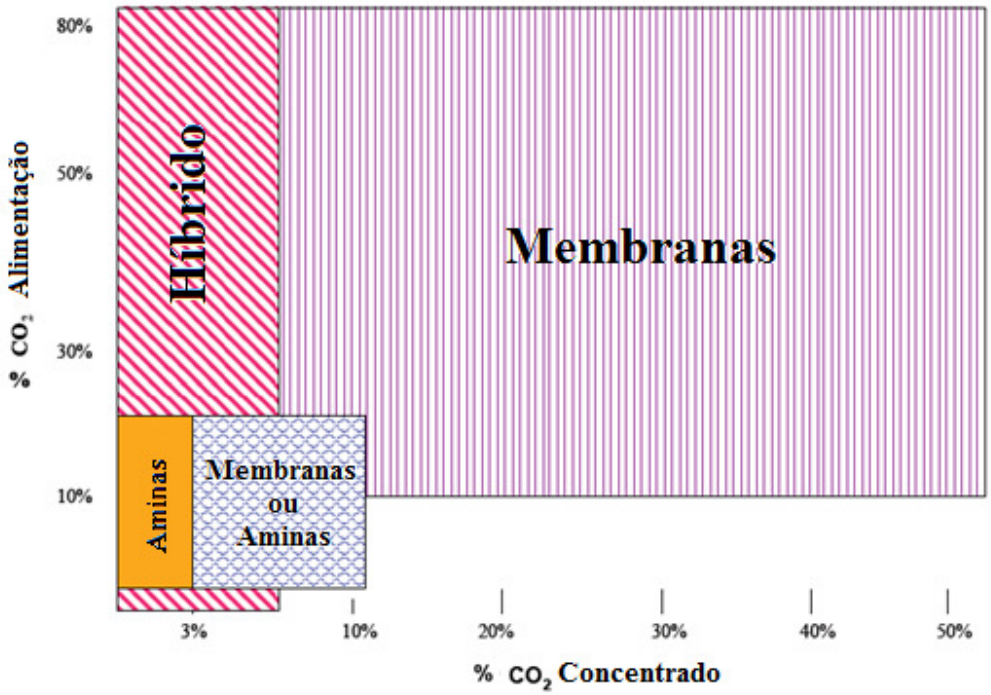


Figura 4: Escolha do método de separação (Fonte: NATCO, 2008).

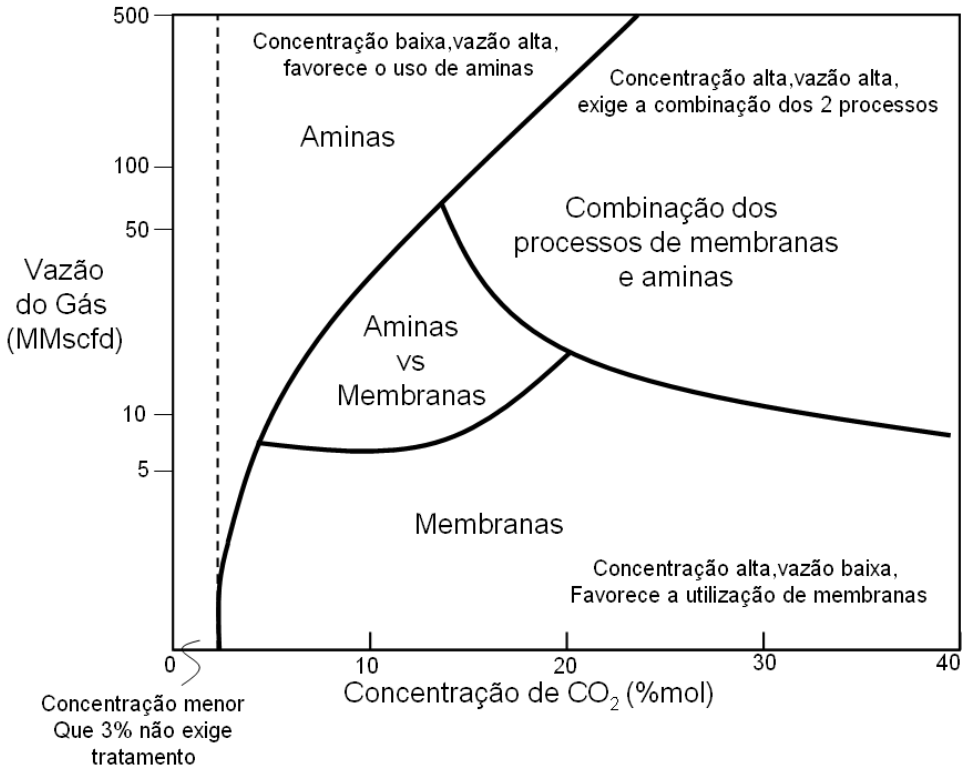


Figura 5: Escolha da tecnologia de separação (Fonte: Macedo e Nakao, 2008).

O espaço ocupado pelas unidades de captura de CO_2 (*footprint*), cada vez mais, torna-se um fator importante para os processos, principalmente para processos *offshore*. Nesse aspecto os processos de permeação levam vantagem sobre os processos de absorção por aminas, por possuírem um *footprint* muito menor, conforme observado na Figura 6.

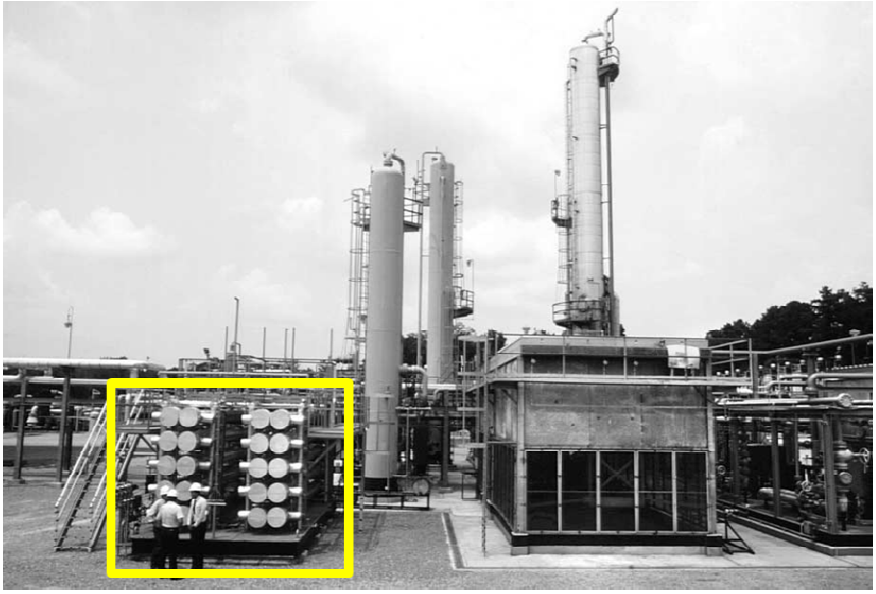


Figura 6: Tamanho das unidades de membranas (esquerda) e aminas (direita) (Fonte: Monteiro, 2009).

3.3 Aspectos para a Escolha do Sistema de Separação

Existem vários fatores que podem influenciar na decisão da escolha do método de separação. Dentre esses fatores dois podem ser estendidos para todos os processos de separação (Mulder, 1996).

i. O processo deve ser tecnicamente realizável;
ii. O processo deve ser economicamente realizável.

Caso o processo de separação com membranas seja o escolhido, a escolha do tipo de membrana, também, é um ponto fundamental para o sucesso do processo. Koros e Mahajan (2000) definem critérios para seleção de membranas baseados em:

- Durabilidade;

- Integridade mecânica nas condições operacionais;
- Eficiência de separação;
- Produtividade.

Dentre todos os fatores, os autores destacam, eficiência de separação (seletividade) e produtividade (taxa de permeação) como os mais básicos. Quanto maior for a seletividade, maior será a eficiência do processo e menor a força motriz necessária para atingir uma dada separação, diminuindo, então, o custo operacional do sistema de membranas. Pelo lado da produtividade, quanto maior for o fluxo, menor será a área de membrana requerida, reduzindo, assim, o custo do equipamento de separação.

A seletividade de uma membrana é função do material que a compõe e das condições operacionais (tamanho de poros, afinidades com moléculas, temperatura, etc.). A taxa de permeação para cada componente é função, também, do material da membrana e das condições operacionais (diferença de força motriz ao longo da membrana, vazão, composição, etc.) bem como da espessura da membrana. Quanto menor essa espessura, maior será a produtividade.

A durabilidade, ou vida útil, da membrana é outro fator importante que afeta na economia do processo. Tipicamente as membranas são trocadas de três a sete anos, podendo esse tempo ser aumentado ou diminuído dependendo das condições operacionais (Kohl e Nielsen, 1997).

3.4 Força Motriz e Considerações Operacionais

A membrana é uma barreira semipermeável que permite a movimentação de moléculas por ela em diferentes taxas. Ela restringe o movimento dessas moléculas permitindo que umas se movam mais lentamente que outras ou em alguns casos nem permitindo essa movimentação (exclusão). Vários mecanismos estão disponíveis para esta restrição, por exemplo, o tamanho das moléculas, afinidade com o material da membrana e forças motrizes.

Como visto na Tabela 1 a força motriz dos processos de permeação de gases é a diferença de pressão, nesse caso de pressão parcial dos componentes (potencial químico) nas diferentes fases. Haverá a permeação das moléculas no sentido da região de maior pressão parcial para a região de menor pressão parcial. A taxa de permeação de cada molécula dependerá, então, da diferença de pressão parcial (força motriz) entre as fases e de sua afinidade com o material da membrana (seletividade) (Figura 7).

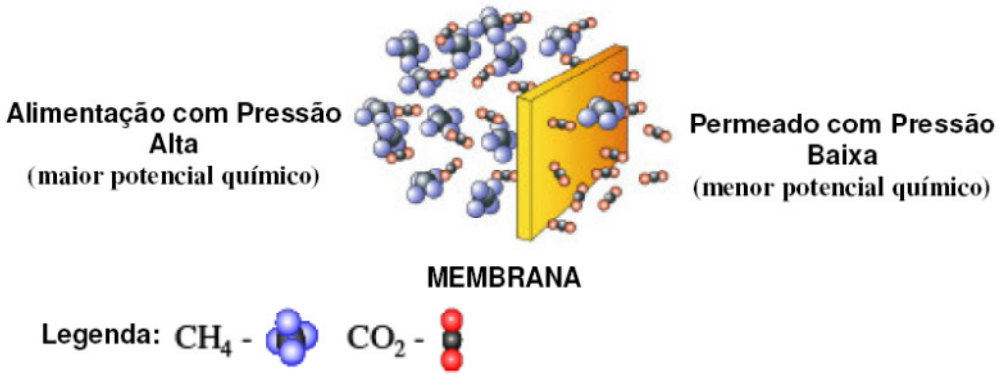


Figura 7: Permeação seletiva para separação de CH_4 e CO_2 (Fonte: NATCO, 2008).

Tipicamente, as membranas permitem a passagem de moléculas pequenas retendo as moléculas de maior tamanho. A Figura 8 ilustra a seletividade das membranas.

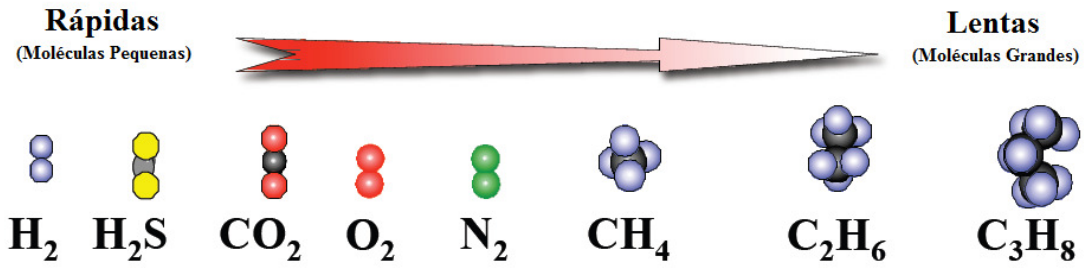


Figura 8: Seletividade em membranas (Fonte: NATCO, 2008).

O método mais adotado para atingir ótima seletividade de mobilidade é pela modificação química do material da membrana (Baker e Lokhandwala, 2008 *apud* Macedo e Nakao, 2008). Na prática, a separação de CO2 é superior em membranas poliméricas vítreas (maximizando-se seletividade a tamanho), enquanto o H2S (maior e menos condensável do que o CO2) é mais facilmente separado em membranas poliméricas emborrachadas (que maximiza a seletividade à sorção).

A composição do gás e a diferença de pressão tornam-se fundamentais quando o componente mais permeável possui baixa concentração na alimentação. Uma vez que a pressão parcial do componente no permeado não pode exceder a pressão parcial na alimentação/retentado, altas pressões de alimentação e baixas pressões no permeado são exigidas para obterem-se separações eficientes.

Kohl e Nielsen (1997) citam os efeitos de se variar fatores operacionais chaves, mantendo os demais constantes, para uma operação com um estágio de permeação. Os resultados encontram-se resumidos na Tabela 3.

Tabela 3: Sensibilidade do processo a fatores operacionais.

Variação	Resultado
Aumento no ΔP	Aumento na vazão do permeado; diminuição da concentração do componente mais permeável (CMP) no permeado
Aumento da vazão de alimentação	Diminui a porcentagem de recuperação do CMP como permeado e diminui a pureza do retentado, apesar de aumentar a pureza do permeado
Diminuição da vazão de alimentação abaixo de um valor crítico	Diminui a eficiência de separação
Aumento da temperatura	Aumenta a maioria das permeabilidades em torno de 10-15%/10°C
Aumento da área de permeação	Aumento da pureza do retentado
Diminuição da área de permeação	Aumento da pureza do permeado

Adicionalmente, Dortmundt e Doshi (1999) estudaram os efeitos de se variar parâmetros operacionais sobre a área requerida e a porcentagem de perda de hidrocarbonetos. Um aumento na temperatura de operação aumenta a permeabilidade e diminui a seletividade da membrana. Conseqüentemente, a área de membrana requerida é reduzida, entretanto há um aumento na perda de hidrocarbonetos. A Figura 9 ilustra esse comportamento.

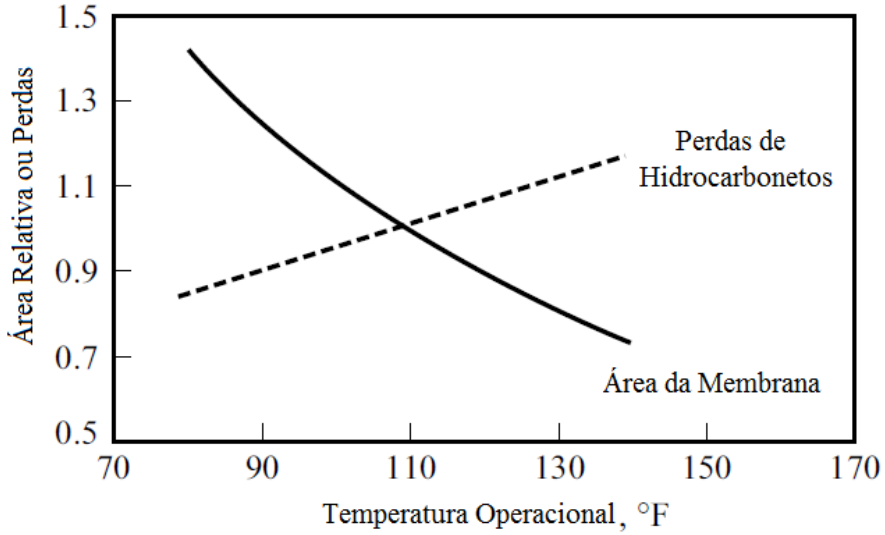


Figura 9: Efeito da Temperatura de Operação (Fonte: Dortmundt e Doshi, 1999).

Na Figura 10 é possível visualizar o efeito da pressão de alimentação sobre a área requerida e a porcentagem de perdas de hidrocarbonetos. Segundo Dortmundt e Doshi (1999), um aumento na pressão de alimentação diminui tanto a permeabilidade quanto a seletividade da membrana, todavia, o aumento da pressão cria um aumento na força motriz através da membrana resultando num aumento na permeação dos componentes e na diminuição da área de membrana requerida.

O oposto ocorre quando a pressão do permeado é variada. Uma menor pressão do permeado leva a uma maior força motriz e uma menor área de membrana requerida. Diferentemente da pressão de alimentação, a pressão do permeado exerce forte influência sobre as perdas de hidrocarbonetos (Figura 11).

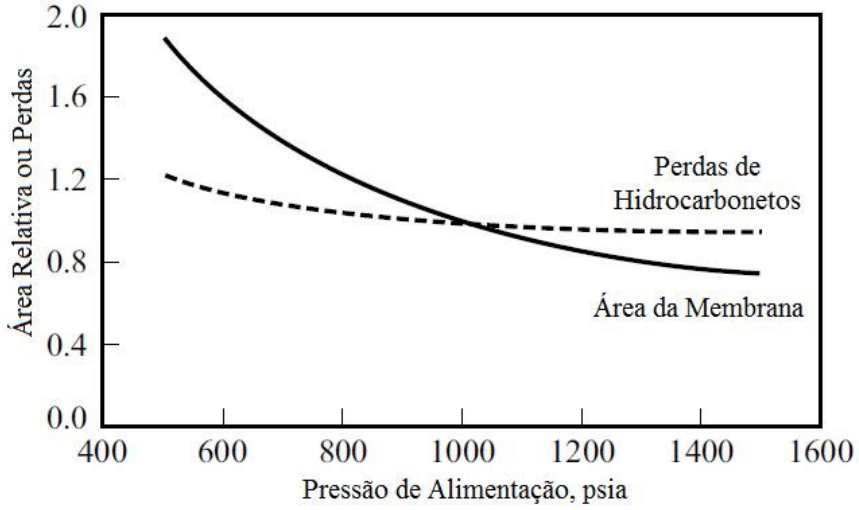


Figura 10: Efeito da Pressão de Alimentação (Fonte: Dortmundt e Doshi, 1999).

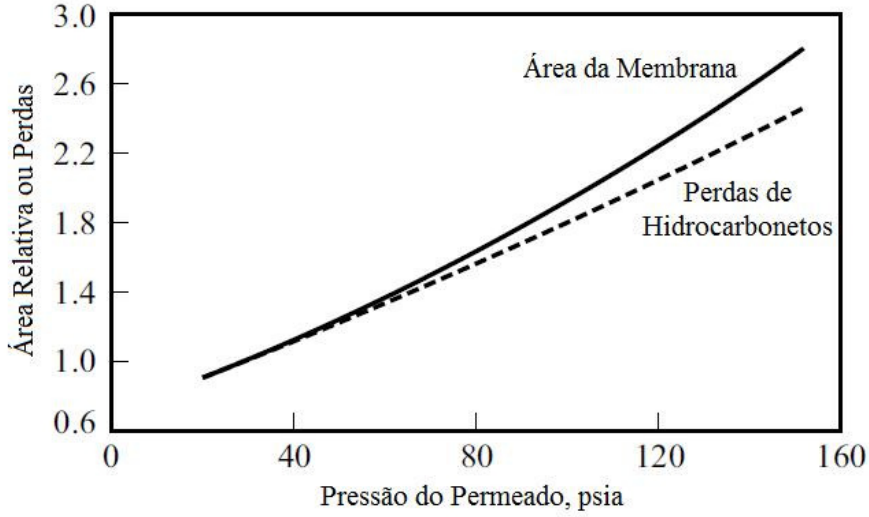


Figura 11: Efeito da Pressão do Permeado (Fonte: Dortmundt e Doshi, 1999).

Na separação de gases ácidos do gás natural, a permeação de componentes mais rápidos (e.g. H_2, CO_2) aumenta a concentração de componentes mais pesados (e.g. C_3+) no retentado. O aumento da concentração desses componentes, aliado a queda de temperatura que freqüentemente acompanha a permeação, poderá causar a condensação de hidrocarbonetos dentro da unidade de membrana, interferindo em sua operação. Mesmo em membranas que, fisicamente, podem suportar a presença de líquidos, a eficiência é geralmente comprometida.

Soluções para este e outros problemas (por exemplo, material particulado) são possíveis, consistindo na implementação de etapas de pré-tratamento do gás (e.g. Controle de ponto de orvalho, desidratação, remoção de particulados, aquecimento, etc.).

3.5 Configurações de Membranas e Módulos

Materiais utilizados ou a serem desenvolvidos para a separação de gás com membranas abrangem todo o espectro orgânico-inorgânico de polímeros (cerâmica, metais e outros materiais inorgânicos). Membranas inorgânicas geralmente apresentam melhores estabilidades químicas, mecânicas, térmicas e de pressão. A Figura 12 Ilustra os tipos de materiais empregados na fabricação de membranas.

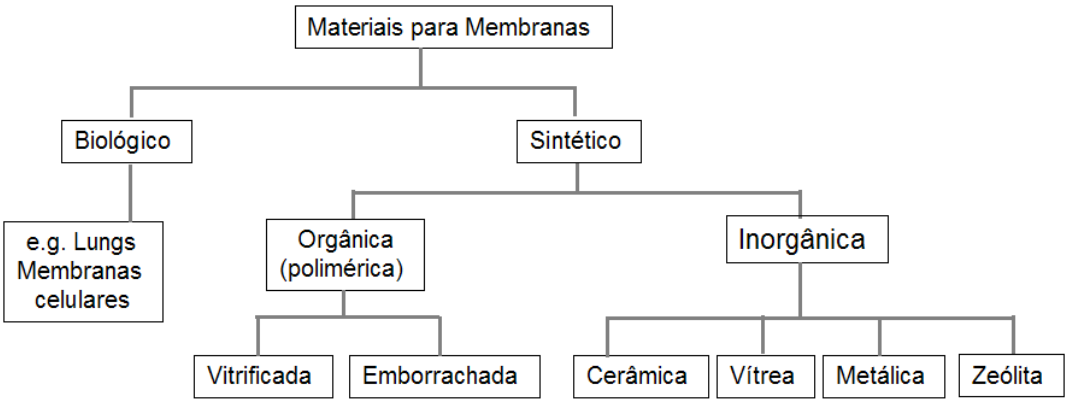


Figura 12: Materiais para Confecção de Membranas (Fonte: Macedo e Nakao, 2008).

Processos de separação de gases por permeação em membranas, classicamente, apresentam três módulos de membranas: fibra oca (*hollow fiber*) ilustrada na Figura 14, folha espiralada (*spiral wound*) ilustrada na Figura 15 e quadros e placas (*plates and frames*). A Figura 13 mostra algumas das características desses módulos.

Módulos

Hollow-Fiber

•Membranas de diâmetro muito pequeno (< 1mm).

•Consiste em um número grande de membranas num mesmo módulo e suporte.

•Densidade num intervalo de 600 a 1200 m²/m³ (cada capilar). Mais de 30000 m²/m³ (fibra oca).

•Ocupa menos espaço comparado aos demais módulos considerando a mesma performance da capacidade.

•Processo "inside-out", permeado é coletado fora da membrana.

•Processo "outside-in", permeado passa pelo suporte da membrana.

Plate and Frame

•Estrutura é simples e a reposição é fácil.

•Processo similar a filtração prensa.

•Densidade num intervalo de 100 a 400 m²/m³.

•Membranas se encontram num estilo de sanduíche com a alimentação virada para a face da outra.

•Fluidos de alimentação passa pela lateral e o permeado sai pelo topo e fundo da moldura

•As membranas são sustentadas por espaçadores distribuídos uniformemente.

Spiral Wound

•É composto por uma folha de quadros e placas presos em volta de um tubo central

•Densidade num intervalo de 300 a 1000 m²/m³.

•O diâmetro pode chegar a 40 cm.

•O fluido de alimentação é axial ao módulo do cilindro, enquanto o permeado escoa no centro do tubo.

•Resistente a pressões altas

•baixa queda de pressão do permeado e baixa contaminação na membrana

•Mínima concentração de polarização.

•Membranas cerâmicas são normalmente monólitos de capilares tubulares
•Os canais tem tamanho na faixa de milímetros
•Forma-se um módulo ao anexarmos os finais de encaixe e aparentando ser um conjunto de permeado.
•Muitos monólitos são incorporados em um único módulo

- Necessitam de um suporte e normalmente se encontram dentro de um tubo de outro material
- Densidade inferior a 300 m²/m³.
- Recursos:
  1. Pode operar com um simples pré-tratamento de uma alimentação líquida.
  2. Membranas são facilmente substituídas.
  3. São fáceis de lavar.

Figura 13: Comparação entre os Módulos (Fonte: Macedo e Nakao, 2008).

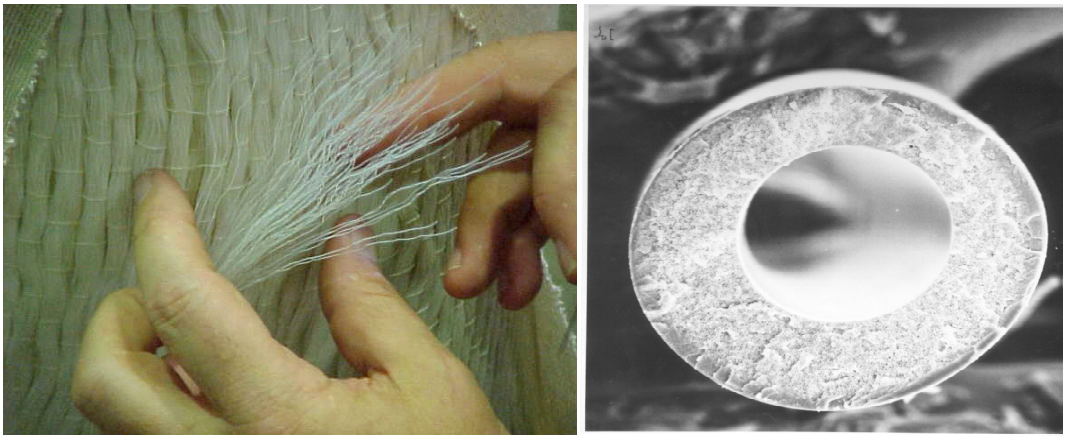


Figura 14: Membranas em forma de fibra oca (Fonte: NATCO, 2008).

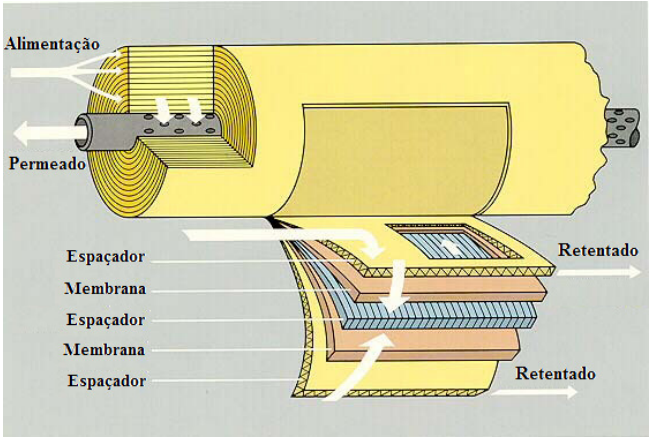


Figura 15: Membranas em forma de folha espiralada (Fonte: UOP, 2009).

Comercialmente, as membranas são disponibilizadas em módulos, conforme exibido na Figura 16, o que significa que a área de permeação total é múltipla da área de um módulo. Após identificação das condições operacionais e seleção do tipo e módulo da membrana, um *skid* de membranas (Figura 17) é montado com a finalidade de atender aos objetivos de separação.

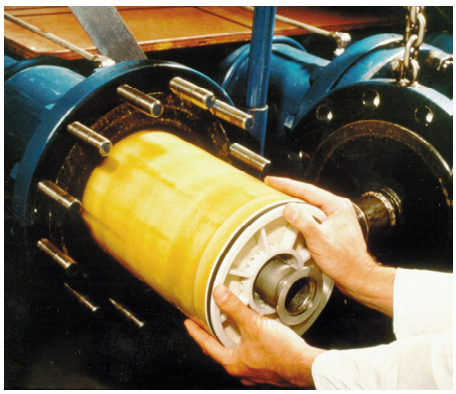


Figura 16: Módulos de Membranas: Fibra oca (esq.), folha espiralada (dir.) (Fonte: NATCO, 2008; Monteiro, 2009).

Figura 17: *Skid* de membranas em escala industrial (Fonte: NATCO, 2009).

3.6 Arranjos Operacionais

Na confecção dos *skids*, vários arranjos espaciais podem ser realizados. Antes, porém, de tratar desse assunto, outra configuração, mais interna, no que diz respeito ao tipo de contato entre as fases permeado e retentado deve ser especificada. Tradicionalmente, existem duas possibilidades: contato do tipo (i) co-corrente (Figura 18), onde o permeado escoa na mesma direção do retentado, e (ii) contra-corrente (Figura 19), onde o permeado e retentado escoam em direções opostas.

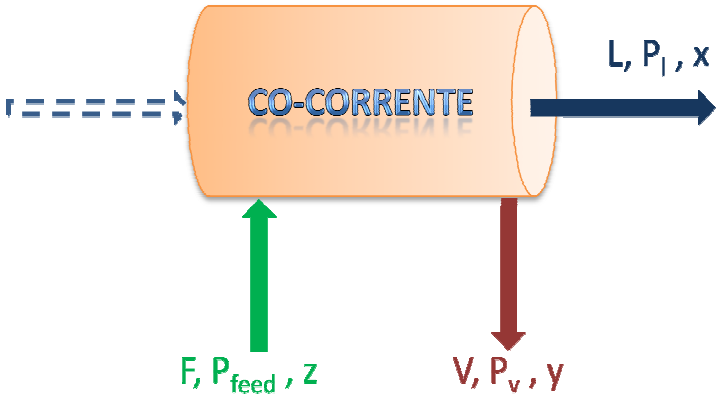


Figura 18: Permeação em co-corrente.

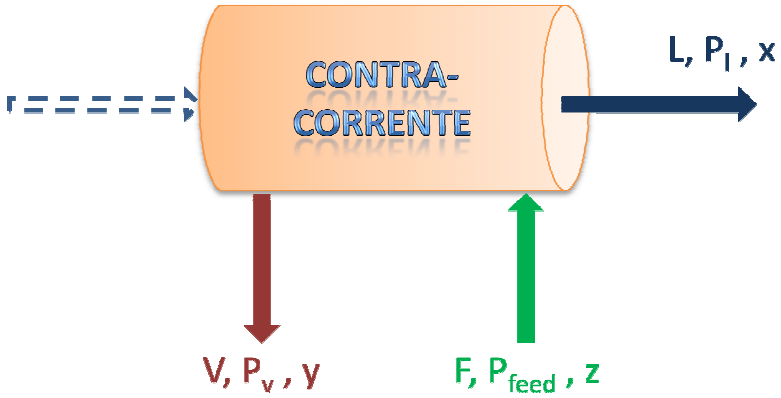


Figura 19: Permeação em contra-corrente.

Como visto na Tabela 3 a eficiência de separação está relacionada com certos parâmetros operacionais. Uma importante variável operacional é a vazão de alimentação. Assim, conhecer as vazões máximas e mínimas de um módulo é uma informação chave para a otimização do processo de separação por membranas. Restrições operacionais aliadas aos custos operacionais e aos objetivos da separação possibilitam diversas configurações de escoamento. Uma configuração comum é a divisão da corrente de alimentação em tantas correntes quanto forem necessárias para que a vazão máxima em um separador não seja excedida (Figura 20).

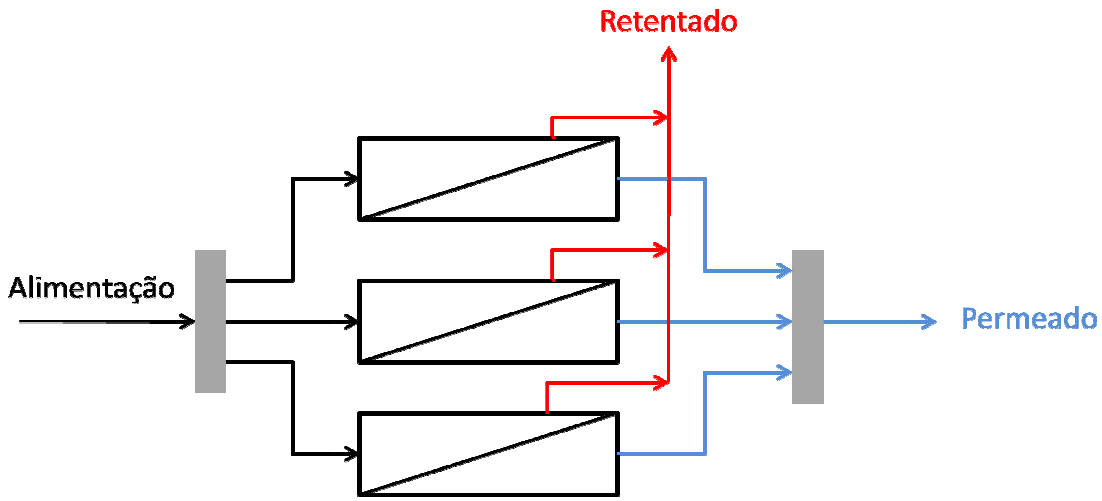


Figura 20: Configuração em paralelo (1 estágio de permeação).

Existe, também, a possibilidade da permeação ocorrer em um único estágio ou em múltiplos estágios, ambos podem envolver ou não reciclo de correntes. Qi e Henson (2000) ilustram diversas configurações, algumas delas podem ser encontradas na Figura 21.

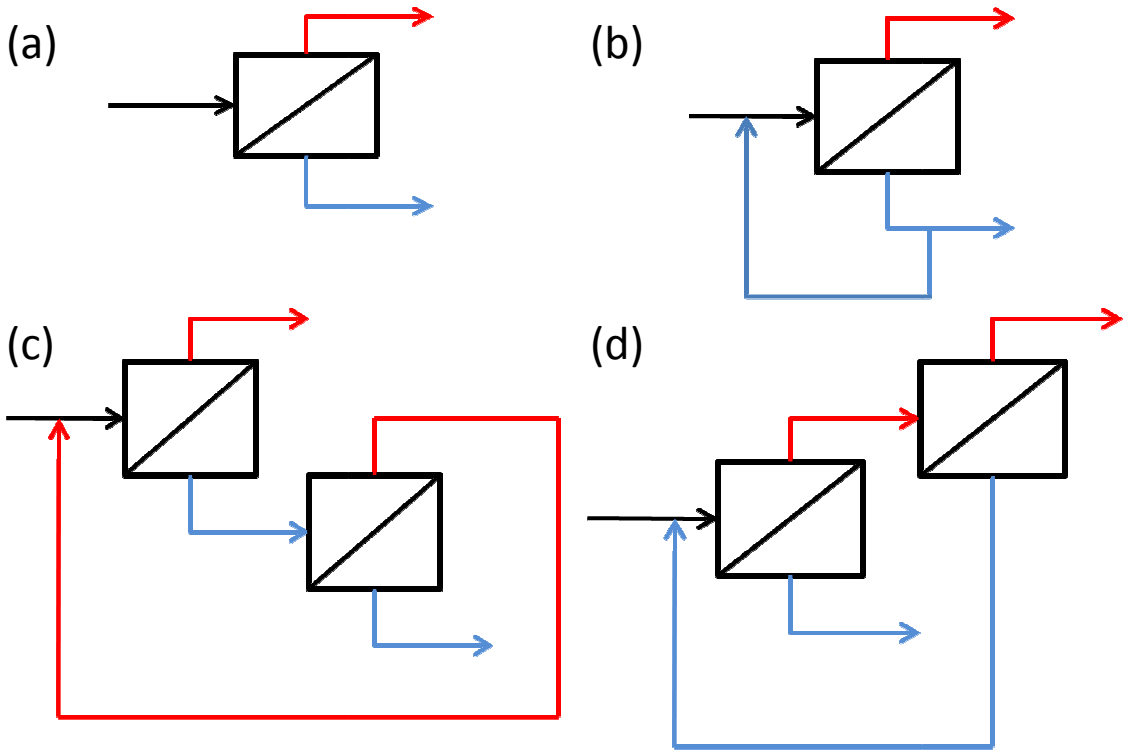


Figura 21: Configurações de sistemas de separação de gases. (a) Um estágio. (b) Um estágio com reciclo parcial do permeado. (c) Dois estágios com reciclo total do retentado do segundo estágio. (d) Dois estágios com reciclo total do permeado do segundo estágio.

4. Plantas em Operação

Atualmente existem diversas plantas utilizando processos de permeação para separação de CO_2 do gás natural, na Tabela 4 são resumidas características de alguns processos.

Tabela 4: Processos de separação de gases por membranas no mundo.

Fabricante	Local	Ano (*start up*)	Vazão	% CO_2 Inicial	% CO_2 Final
NATCO	Tailândia	2007	1,28 bscfd	37	15
NATCO	Tailândia	2009	650 MMscfd	43	23
UOP	Paquistão	1995	265 MMscfd	6,5	< 2
UOP	Paquistão	1995	210 MMscfd	12	< 3
UOP	Taiwan	1996	30 MMscfd	12	3
UOP	México	1997	120 MMscfd	70	5

5. Modelagem do Permeador

O presente capítulo apresentará, brevemente, o modelo utilizado no simulador CO2PERM desenvolvido pelo laboratório H2CIN – EQ – UFRJ. O simulador é capaz de calcular as vazões e composições do permeado e retentado, nas configurações (a), (b) e (c) ilustradas na Figura 21, informando as condições operacionais.

Símbolos importantes para a compreensão do modelo são F, L, V, P_{feed}, P_L, P_V, z_i, x_i e y_i, representando, respectivamente, vazão da corrente de alimentação, vazão do permeado, vazão do retentado, pressão de alimentação, pressão do permeado, pressão do retentado, fração molar do componente *i* na alimentação, fração molar do componente *i* no permeado e fração molar do componente *i* no retentado. A nomenclatura completa encontra-se na seção *nomenclatura*.

Na modelagem do sistema de separação de gases por membranas, utilizou-se uma analogia com o modelo clássico de trocador de calor (Equação 1) que utiliza a média logarítmica da diferença de temperatura (força motriz) para calcular a quantidade de calor necessária na troca térmica.

$$Q = U.A.\Delta T^{LN} \qquad 1$$

No modelo do permeador, a quantidade de calor dará lugar à taxa de permeação do componente *i*, no lugar do coeficiente global de transferência de calor entrará a permeabilidade do componente *i* e a média logarítmica da temperatura será substituída pela média logarítmica das pressões parciais do componente *i*.

$$L_i = U_i.A.\Delta\pi_i^{LN} \qquad 2$$

$$\Delta\pi_i^{LN} = \frac{\Delta P_1 - \Delta P_2}{\ln\left(\Delta P_1 / \Delta P_2\right)} \qquad 3$$

A Equação 3 depende do tipo de contato envolvido entre as fases permeado e retentado, mais precisamente no cálculo de ΔP_1 e ΔP_2. Num sistema operando em co-corrente, o cálculo de ΔP_1 e ΔP_2 é ilustrado na Figura 22, e para um regime de operação em contra-corrente o procedimento é ilustrado na Figura 23.

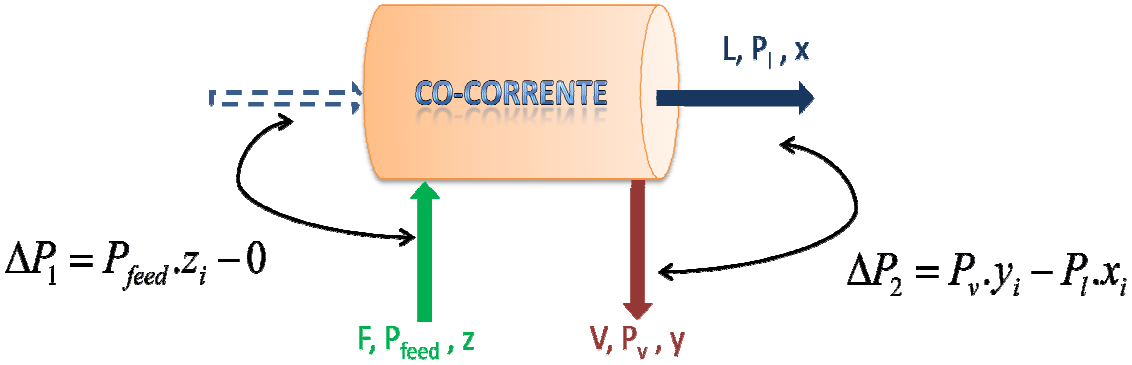


Figura 22: Cálculo da diferença de pressões para permeação em co-corrente.

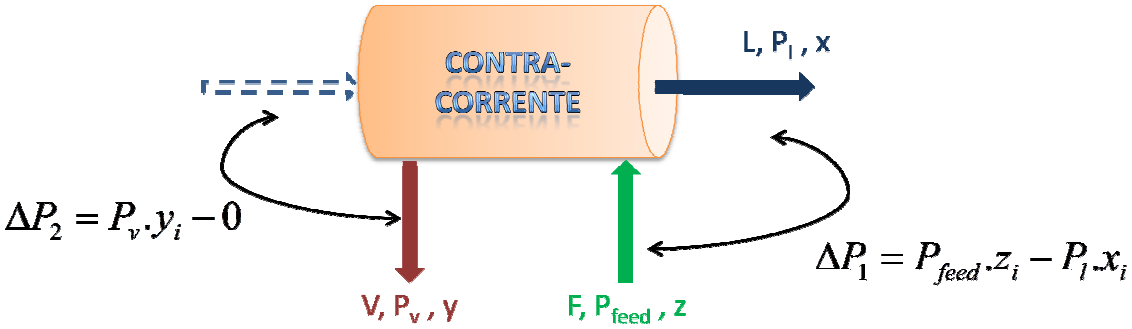


Figura 23: Cálculo da diferença de pressões para permeação em contra-corrente.

Especificando as variáveis de operação, um sistema de equações não lineares será formado. A resolução desse sistema resultará nas taxas de permeação de cada componente, e por sua vez nas vazões e composições das fases permeado e retentado.

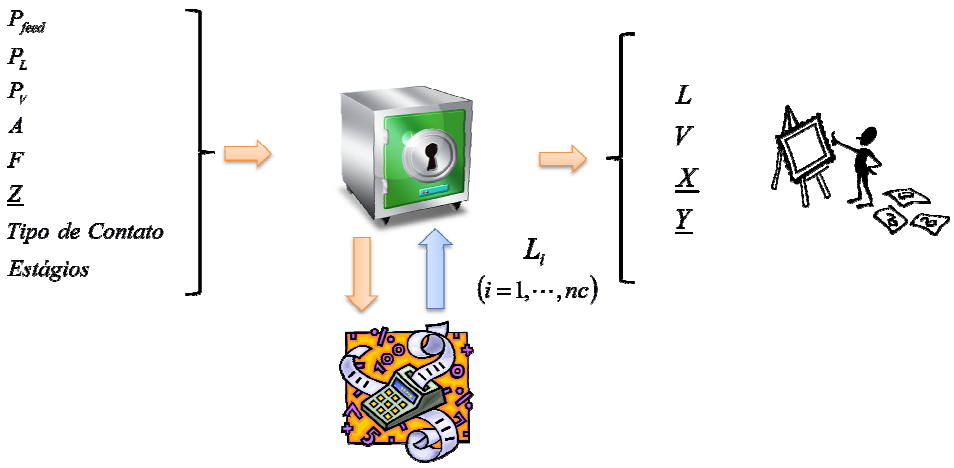


Figura 24: Esquema de cálculo do simulador.

6. Estudo de Caso

Nesse capítulo encontram-se diversos exemplos disponíveis na literatura os quais serão utilizados para: (i) exemplificar o funcionamento do simulador; (ii) validar o simulador com os resultados disponíveis.

6.1 Estudo de caso 1: Verificar com o simulador a Tabela 3.

Primeiramente, o simulador deverá atender às condições descritas na Tabela 3. Para verificar se o simulador se enquadra às especificações, o Caso 1 (guardado na memória do simulador) servira como caso base nesse estudo de caso. Assim, deve-se Carregar o Caso 1, do simulador CO2PERM, e variar os parâmetros operacionais a fim de confirmar os resultados esperados da Tabela 3. Os resultados encontram-se na Tabela 5.

Tabela 5: Resultados do Estudo de caso 1.

Variação	Entrada	Resposta	Status
Aumento no ΔP	P_{feed} = 50 bar	L = 0,11 %CO_2 = 49,9 (Perm)	✔
	P_{feed} = 70 bar	L = 0,12 %CO_2 = 47,91 (Perm)	
Aumento da vazão de alimentação	F = 1 MMm³/d	% rec = 67,60 % CO_2 = 49,90 (Perm) %CO_2 = 2,95 (Ret)	✔
	F = 3 MMm³/d	% rec = 32,53 % CO_2 = 59,19 (Perm) %CO_2 = 5,54 (Ret)	
Diminuição da vazão de alimentação abaixo de um valor crítico	F = 1 MMm³/d	α_{CO_2,CH_4} = 9,7	✔
	F = 0,1 MMm³/d	α_{CO_2,CH_4} = 1,6	
Aumento da temperatura	Não realizável		
Aumento da área de permeação	A = 138.028 m²	%CO_2 = 2,95 (Perm)	✔
	A = 180.000 m²	%CO_2 = 2,18 (Perm)	
Diminuição da área de permeação	A = 138.028 m²	%CO_2 = 49,90 (Ret)	✔
	A = 180.000 m²	%CO_2 = 46,13 (Ret)	

6.2 Estudo de caso 2: Estimação de parâmetros

A partir de dados da área, da composição, vazão e pressão da alimentação, permeado e retentado obtidos em Qi e Henson (2000), estimaram-se as permeabilidades dos componentes presentes na mistura e simulou-se o processo com esses dados a fim de comparar os resultados gerados pelo simulador CO2PERM e os disponíveis na literatura.

Os dados da literatura encontram-se na Tabela 6 e os resultados da simulação estão na Tabela 7.

Tabela 6: Dados de permeação I (Qi e Henson, 2000).

	Alimentação	Permeado	Retentado
Vazão (MMm³/d)	0,0263	0,00613	0,0184
Pressão (bar)	35	1,2	34,6
% CO_2	22,60	66,58	6,16
% CH_4	70,96	30,91	85,93
% H_2S	0,64	1,76	0,22
% C_2H_6	3,42	0,63	4,46
% C_3 +	2,39	0,12	3,24
Área (m²)	269,27		

Tabela 7: Resultados da simulação para o estudo de caso 2.

	Alimentação	Permeado	Retentado	U (MMm³/d.m2.bar)
Vazão (MMm³/d)	0,0263	0,0072	0,0191	
% CO_2	22,60	66,57	6,16	4,79E-06
% CH_4	70,96	30,91	85,92	3,04E-07
% H_2S	0,64	1,76	0,22	3,89E-06
% C_2H_6	3,42	0,63	4,46	1,23E-07
% C_3 +	2,39	0,12	3,24	3,28E-08

A fim de validar o modelo com os parâmetros acima estimados, submeteu-se o simulador a outro conjunto de dados (Tabela 8), os resultados da simulação são dispostos na Tabela 9.

Tabela 8: Dados de permeação II (Qi e Henson, 2000).

	Alimentação	Permeado	Retentado
Vazão (MMm³/d)	0,0204	0,0052	0,0152
Pressão (bar)	35	1,1	34,60
% CO_2	19,50	62,20	5,02
% CH_4	73,00	35,32	85,78
% H_2S	0,50	1,50	0,16
% C_2H_6	4,00	0,82	5,08
% C_3 +	3,00	0,16	3,96
Área (m²)	220,24		

Tabela 9: Resultado da validação do modelo.

	Alimentação	Permeado	Retentado
Vazão (MMm³/d)	0,0204	0,0052	0,0152
% CO_2	19,50	62,08	5,06
% CH_4	73,00	35,44	85,74
% H_2S	0,50	1,49	0,16
% C_2H_6	4,00	0,82	5,08
% C_3 +	3,00	0,17	3,96

6.3 Estudo de caso 3: Operação com dois estágios

Nesse estudo de caso serão estimados as permeabilidades dos componentes da corrente

Tabela 10: Permeação em dois estágios com reciclo (Noble, 1995)

	Alimentação	Permeado 1	Retentado 1	Permeado 2	Retentado 2
Vazão (MMm³/d)	1	0,18	0,92	0,08	0,10
Pressão (bar)	54,42	1,0	53,42	1,0	53,42
% CO_2	10,00	49,10	3,00	90,00	15,00
% CH_4	90,00	50,90	97,00	10,00	85,00

Tabela 11: Resultados da simulação com dois estágios.

	Permeado 1	Retentado 1	Permeado 2	Retentato 2
Vazão (MMm³/d)	0,18	0,92	0,10	0,08
% CO_2	49,81	3,05	18,54	89,06
% CH_4	50,19	96,95	81,46	10,84

Referências Bibliográficas

AMARAL, R.A., 2009. *Remoção de CO_2 e H_2S do Gás Natural por Contactores com Membranas.*Dissertação de Mestrado, PEQ/COPPE – Rio de Janeiro.

BAKER, R.W., CUSSLER, E.L., EYKAMP, W., KOROS, W.J., RILEY, R.L., STRATHMANN H., 1991. *Membrane Separation Systems Recent Developments and Future Directions*. Noyes Data Corporation, New Jersey.

DORTMUNDT, D., DOSHI, K., 1999. *Recent Developments in CO_2 Removal Membrane Technology*. Disponível em www.uop.com, sítio visitado em 10 de Julho de 2008.

HABERT, A.C., BORGES, C.P., NOBREGA, R., 2006. *Processos de Separação por Membranas.* E-papers, Rio de Janeiro.

KOHL, A.L., NIELSEN, R., 1997. *Gas Purification*. 5th Edition, Gulf Publishing Company – Houston, Texas.

KOROS, W.J., MAHAJAN, R., 2000. *Pushing the Limits on Possibilities for Large Scale Gas Separation: Which Strategies?*. Journal of Membrane Science, 175, 181-196.

MACEDO, A.P.F., NAKAO, A., 2008. *Simulação de Permeação em Membranas Hollow Fiber para Remoção de CO_2 do Gás Natural.* Projeto Final de Curso para obtenção do grau de Engenheiro Químico. Escola de Química – UFRJ, Rio de Janeiro.

MEDEIROS, A.C.G., NEVES, S.B., MUSTAFA, G. S., ROCHA, P.S., 2006. *Modelling, Simulation and Design of Selective Membrane-Based Process for CO_2 Separation from Natural Gas*. 3º Seminário ABQUIM de Tecnologia.

MONTEIRO, J.G.M., 2009.

MULDER, M. 1996. *Basic Principles of Membrane Technology*. Kluwer Academic Publishers, Dordrecht – Holanda.

NOBLE, R.D., STERN, S.A., 1995. *Membrane Separations Technology Principle and Applications*. Elsevier Science B.V., Amsterdam – Holanda.

NATCO, 2008.

QI, R., HENSON, M.A., 2000. *Membrane System Design for Multicomponent Gas Mixtures via Mixed-Integer Nonlinear Programming*. Journal of Computers and Chemical Engineering, 24, 2719-2737.

UOP, 2009.

Sítios da Internet

www.natcogroup.com, Sítio visitado em 10 de setembro de 2009.

www.uop.com, Sítio visitado em 12 de Setembro de 2009.

Anexo 1: Manual do Simulador CO2PERM

O simulador foi desenvolvido em Excel + VBA (Visual Basic for Applications). O arquivo "CO2PERM.xls" foi desenvolvido em Microsoft Excel 2007 e salvo em formato compatível com Microsoft Office 97-2003. O arquivo possui seis abas que serão agora descritas.

i) ***Início***

Esta aba é a aba inicial do simulador, não desempenhando nenhum papel fundamental na parte de cálculo.

ii) ***Membranas***

Nesta aba calcula-se as saídas do simulador, ou seja, das vazões e composições do(s) permeado(s) e retentado(s). Para tal, é necessário entrar com valores das pressões (alimentação, permeado e retentado), da vazão e composição de alimentação, número de estágios e tipo de contato.

A seguir será apresentado um passo a passo detalhado de como efetuar os cálculos

1) Selecionar o número de estágios, na célula B7.

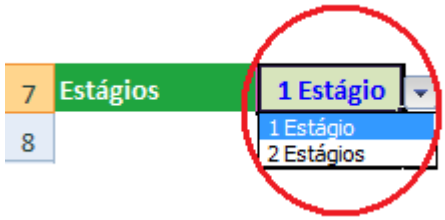


Figura 25: Seleção do número de estágios.

2) Nas células B10 e B11, informar o valor da área (m^2) de cada estágio, e nas células C10 e C11 selecionar o tipo de contato envolvido. Caso o número de estágios selecionados na célula B7 seja um, os valores que, eventualmente forem inseridos para o segundo estágio serão apagados ao final da simulação.

Figura 26: Entradas do Simulador (Área e Contato)

3) Informar as pressões de alimentação, permeado e retentado, em valores absolutos, nas células B14, B15 e B16, respectivamente.

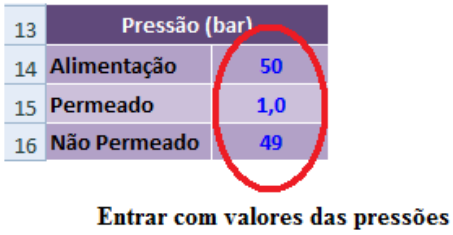


Figura 27: Entrada das Pressões.

4) Na célula B20, informar a vazão da corrente de alimentação ($MMsm^3/d$), a composição da carga é informada nas células B22 a B31 e os respectivos coeficientes de permeabilidade nas células C22 a C31.

19	Alimentação		
20	Vazão (M_{in})	0,05	$MMSm^3/d$
21	Componentes	% molar	U ($MMSm^3/m^2.d.bar$)
22	CO_2	8	0,00000018
23	CH_4	77	0,00000001
24	N_2	0,5	0,00000009
25	H_2S	0	0
26	H_2O	0	0
27	Etano (C_2)	8	0,000000002
28	Propano (C_3)	5	0,000000001
29	i-Butano (C_4)	0,8	5E-10
30	n-Butano (C_4)	0,6	6,66667E-10
31	C_5+	0,1	3,33333E-10
32	Total (%)	100	

Entrar com valores da vazão de alimentação,
da composição da carga e
dos valores dos coeficientes de permeação

Figura 28: Corrente de Alimentação.

5) Inserir, respectivamente, nas células B44 e B45 a tolerância e número máximo de iterações (Opcional) e selecionar o método de convergência para operação com dois estágios. O default para tolerância e número máximo de iterações é, respectivamente, 1e-6 e 150, caso nenhum valor seja inserido nas respectivas células.

43		Solver (opcional)
44	Tolerância	
45	Iterações (Max)	
46	Método	Substituição Sucessiva
47		Substituição Sucessiva
48		Newton-Raphson Simultâneo

Figura 29: Opções do Solver.

Botões

Existem cinco botões nessa aba (Calcular, Reset, Carregar, Salvar e Gráficos). Ao pressionar o botão Calcular o programa resolverá o sistema nas condições previamente especificadas pelo usuário, caso exista falta de informação ou informação fisicamente impossível (ex: pressão negativa) o programa emitirá uma mensagem de erro alertando o usuário para que essa condição seja corrigida, abortando o procedimento de cálculo.

As respostas do processo são descritas nas células azuis (permeado) e vermelhas (retentado).

Ao final da simulação é possível verificar o número de iterações gastas durante o processo de convergência, bem como o erro final. Caso o número máximo de iterações seja alcançado e o erro continue maior que a tolerância, o programa emitirá uma mensagem alertando o usuário, além de indicar no campo status a mensagem "Erro!". Nenhum resultado será exibido nas células de saída.

35		Iterações	Erro	Status
36	1º Estágio	4	1,58E-05	OK!
37	2º Estágio			
38	Global			
39	ΣM_{out}	0,05		

Figura 30: Verificação de Convergência.

O botão Reset limpa todas as células de entrada de dados e respostas.

O botão Salvar salva os parâmetros de entrada (pressões, composições, etc) na aba Parâmetros e as respostas (composições e vazões do(s) permeado(s) e retentado(s)) na aba Composições, indexando um número (1 ... ∞) a cada caso salvo, assim é possível recuperá-los pressionando o botão Carregar. Que, quando pressionado, questionará o número do caso a ser carregado e escreverá nas células de entrada os valores dos parâmetros do caso carregado.

O botão Gráficos exibe o gráfico da composição dos componentes selecionados nas fases permeado e/ou retentado por área de permeação. Ao ser pressionado, existe a opção dos valores da aba Membranas serem exportados para o cálculo (Figura 31).

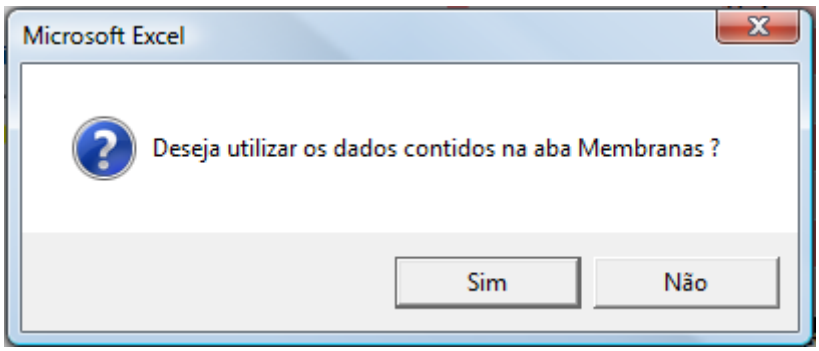


Figura 31: Opção do Botão Gráficos.

Se o usuário desejar acompanhar a variação da composição dos componente frente a variação na área total de permeação com as mesmas condições especificadas na aba Membranas, a opção Sim deve ser pressionada. Caso o usuário deseje testar outras condições o botão Não deve ser pressionado.

Ao pressionar o botão Sim, o usuário deverá informar quais os componentes devem ser ilustrados no gráfico, qual a fase (Permeado e/ou Retentado), e se os gráficos já existentes na aba Graficos devem ser excluídos (Figura 32).

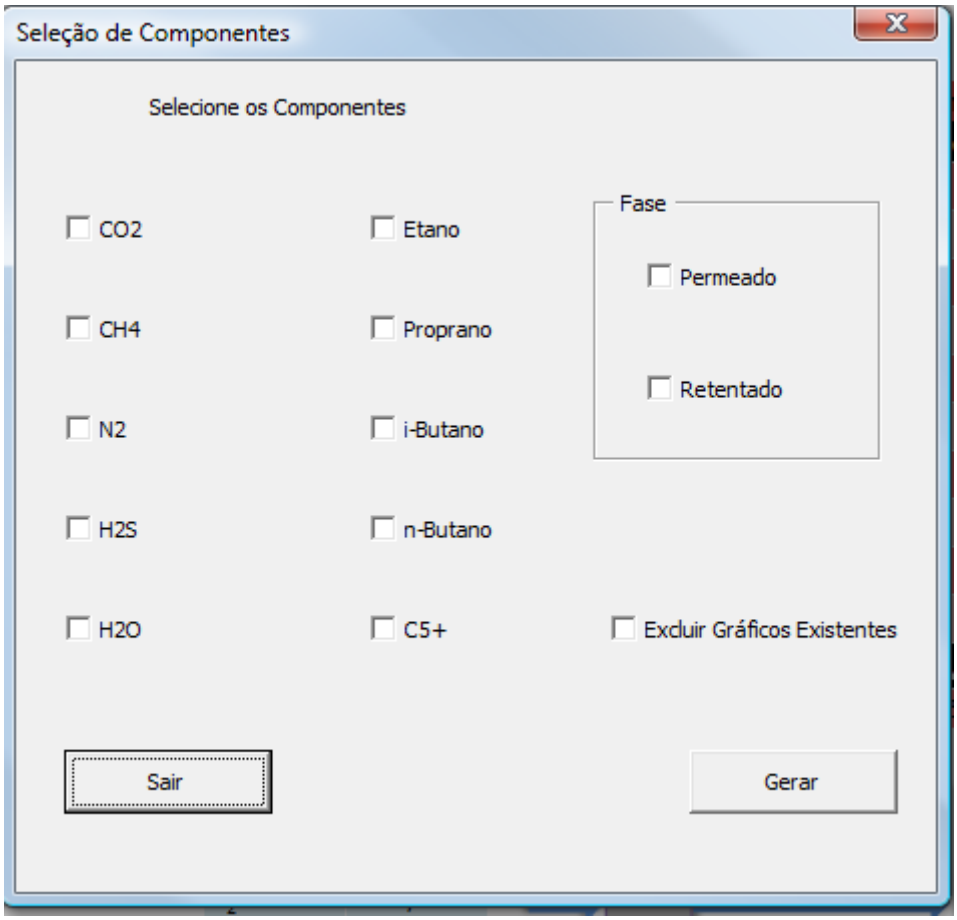


Figura 32: Seleção dos Componentes para Criação do Gráfico.

Caso o usuário deseje trocar as condições do processo, o que ocorre ao pressionar-se o botão Não (Figura 31), o usuário deve informar todas as condições necessárias para a realização dos cálculos. Primeiramente informando a composição da corrente de entrada, a permeância dos componentes e a vazão (Figura 33, Figura 34 e Figura 35)

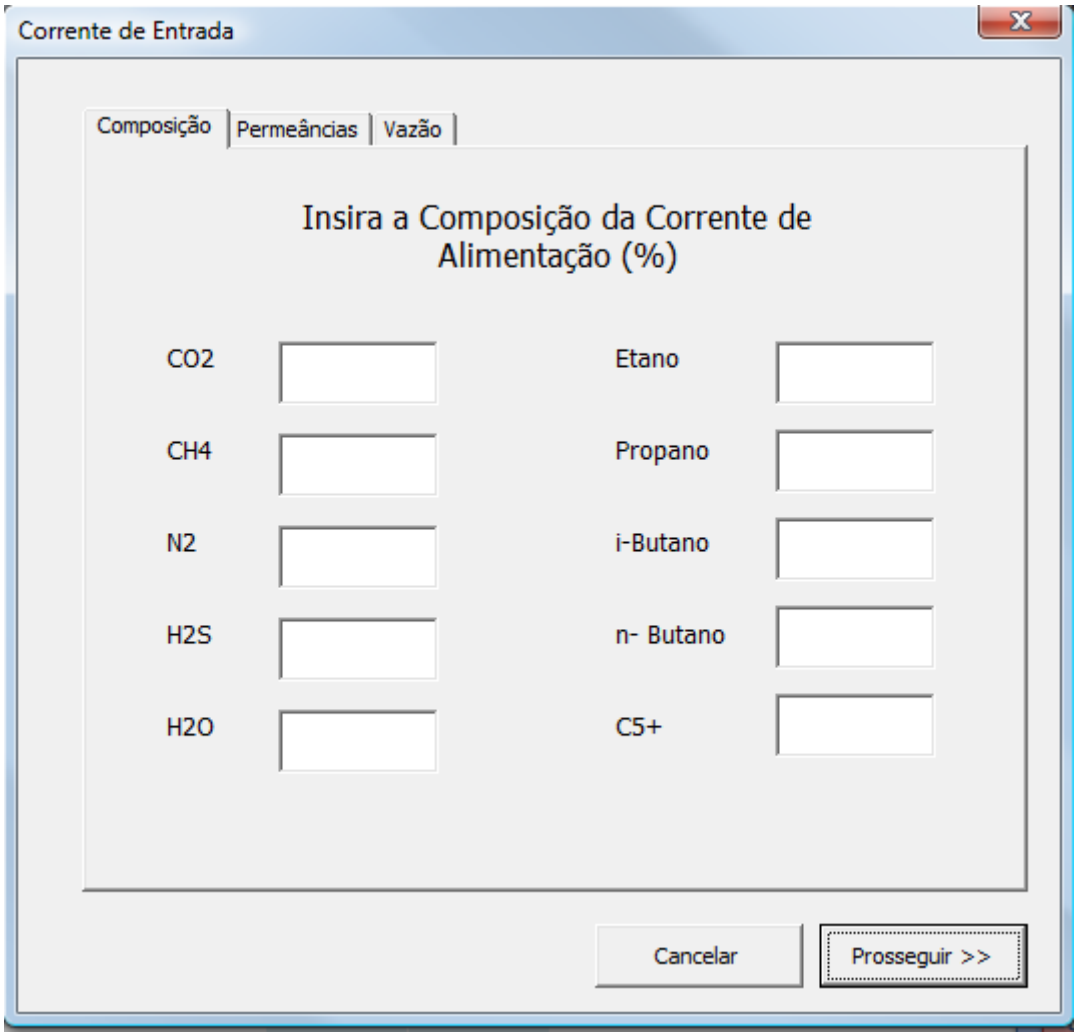


Figura 33: Informação da Composição da Corrente de Entrada.

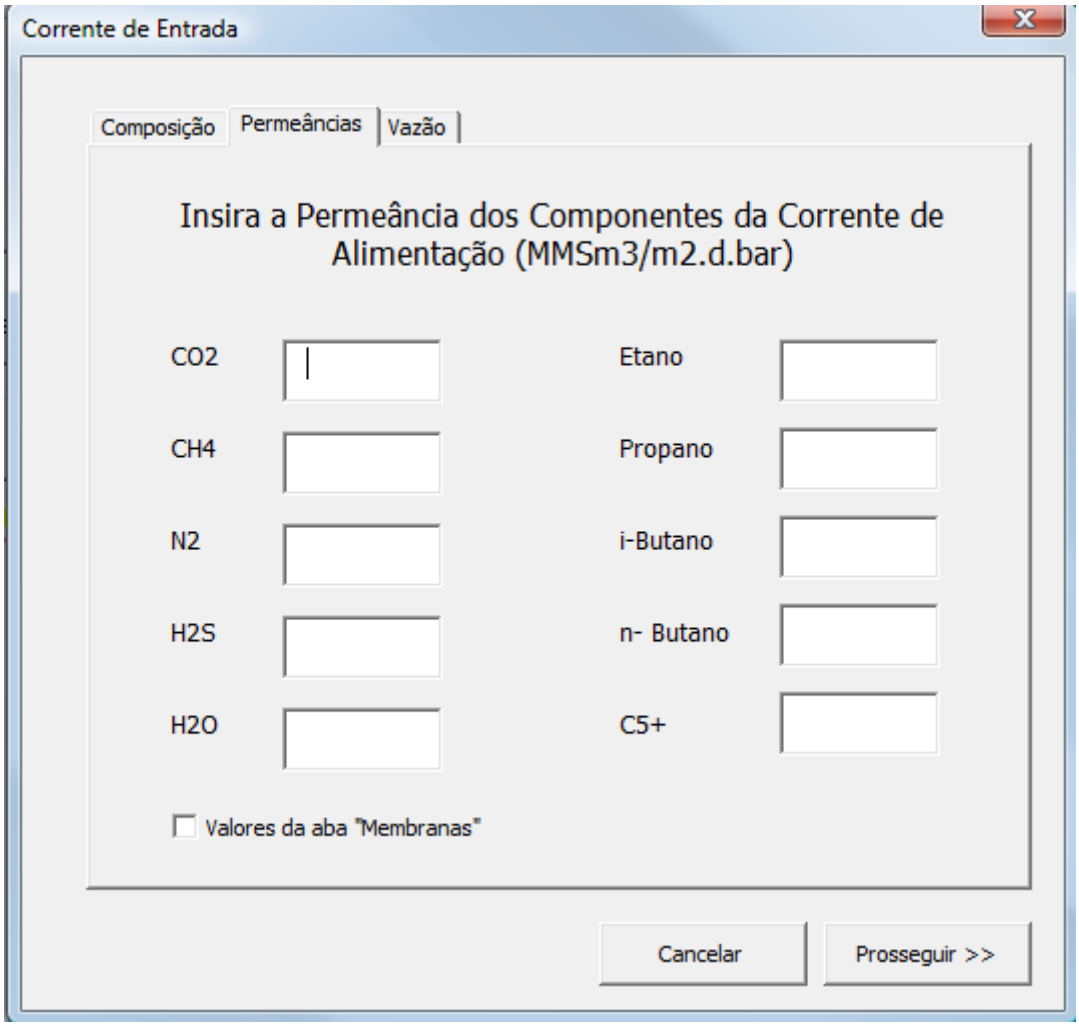


Figura 34: Informação sobre as Permeâncias dos Componentes.

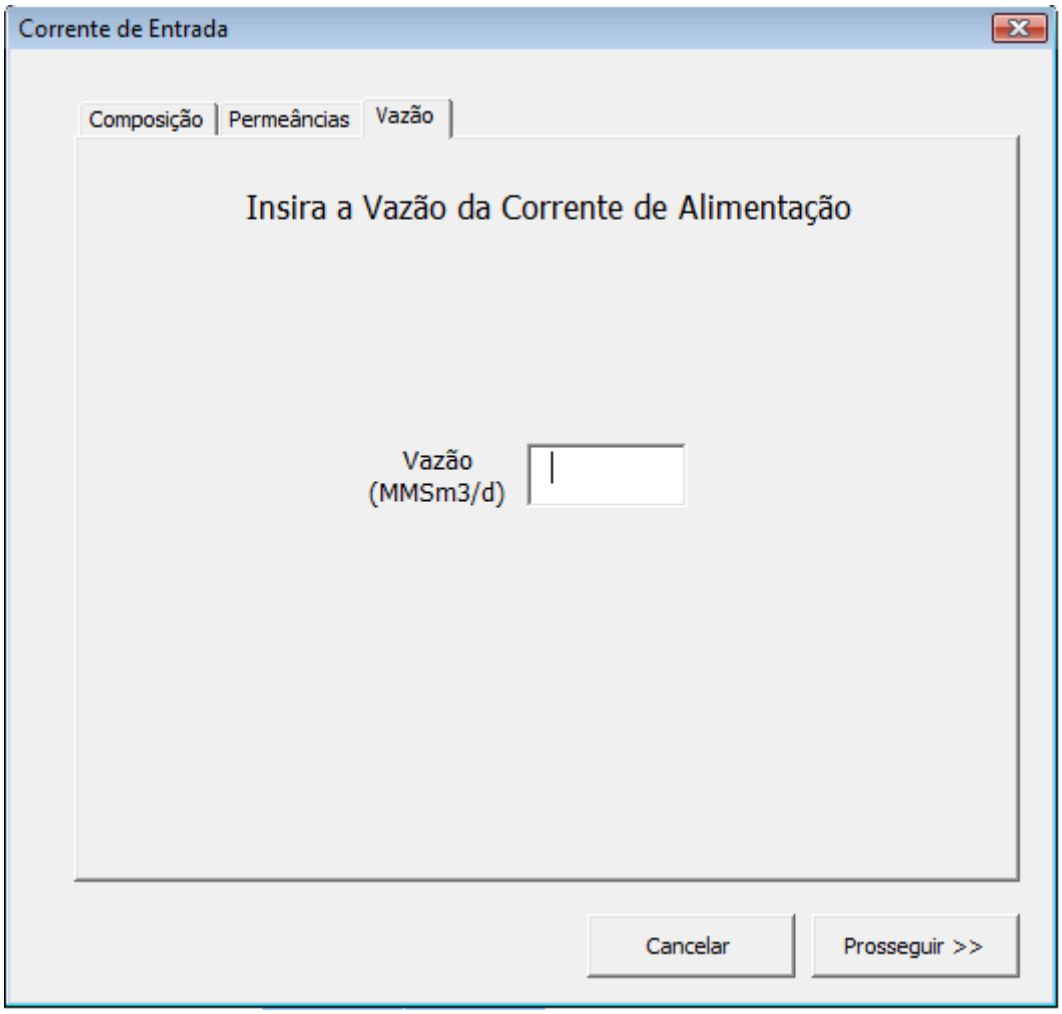


Figura 35: Informação da Vazão da Corrente de Alimentação.

Posteriormente devem ser informadas as pressões (Figura 36).

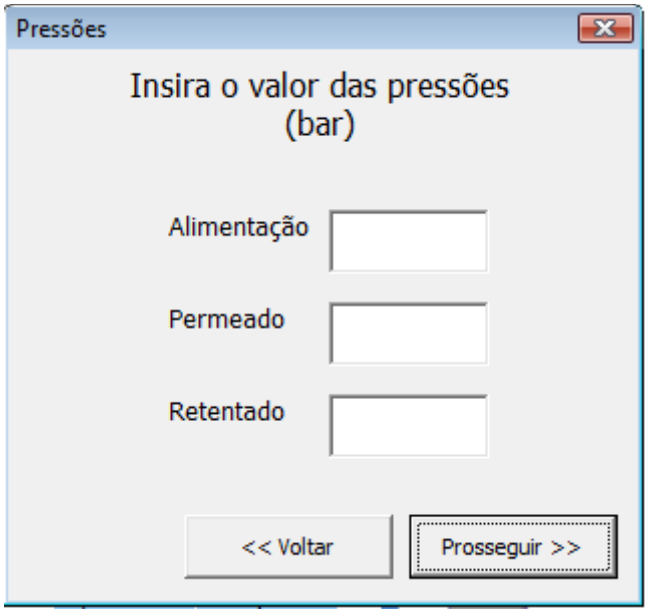


Figura 36: Informação sobre as Pressões das Fases.

Em seguida o tipo de contato e a área total de permeação são informados (Figura 37)

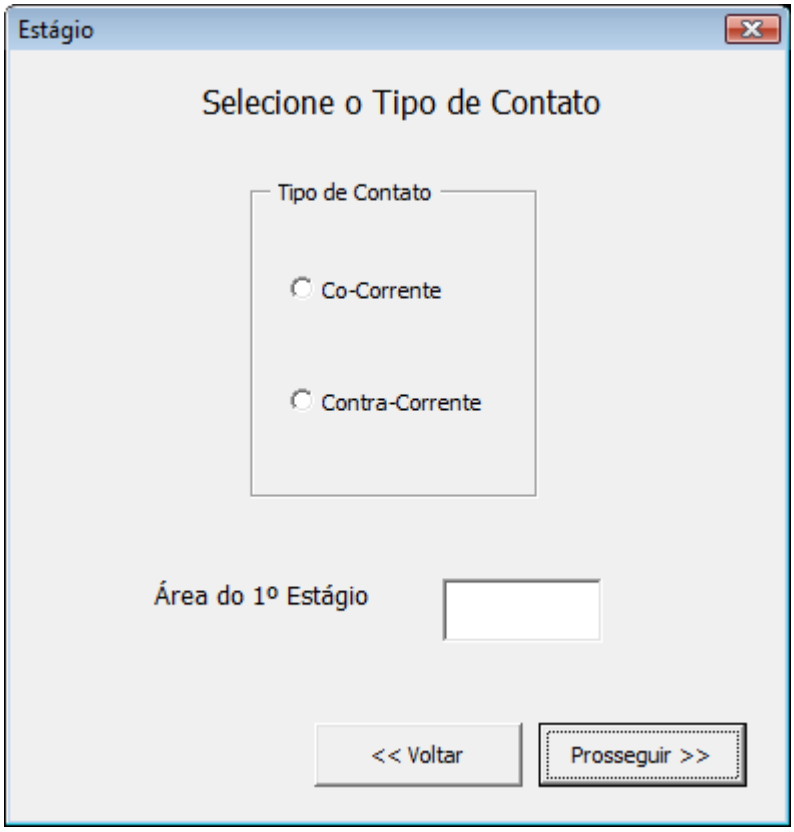


Figura 37: Informação sobre o tipo de Contato e Área de Permeação.

Finalmente o usuário informa os componentes e a fase que deseja visualizar (Figura 32).

iii) *Parâmetros*

Nesta aba são salvos os parâmetros de entradas quando o botão Salvar na aba Membranas é pressionado. Todos os casos são identificados com números (1, ... , ∞) na coluna B, sendo possível resgatá-los com o botão Carregar na aba Membranas.

O botão Limpar Tabela apaga todos os casos salvos tanto na aba Parâmetros quanto na Composições.

iv) *Composições*

Esta aba é complemento da aba Parâmetros, nela encontram-se os resultados (composições e vazões do(s) permeado(s) e retentado(s)).

v) *Graficos*

Nessa aba são gerados os gráficos selecionados pelo usuário.

vi) *Estimação*

Na aba estimação é possível realizar estimações do produto da área com as permeabilidades dos componentes gasosos, desde que se tenham os dados necessários para isto (pressões, composições e vazões das fases). Para operações com um estágio é possível, tendo o valor da área de permeação, estimar a permeabilidade dos componentes do gás.

Primeiramente, entre com os dados necessários para a estimação dos parâmetros na tabela que se inicia na célula C19. Para operações com um estágio devem-se informar as pressões, composições e vazões nas três fases (alimentação, permeado e retentado). Para operações com dois estágios, além das informações necessárias para um estágio, também é exigida as composições e vazão do permeado final (ou permeado 2). As composições e vazão do retentado que recicla (retentado 2) é opcional, caso o usuário não disponha desses dados.

Após o preenchimento dos dados, selecione o parâmetro a ser estimado (célula L5), o número de estágios do processo (célula L6), o tipo de contato dos estágios (célula L7 – 1º estágio, célula L8 – 2º estágio), o número do caso a ter seus parâmetros estimados (célula L9) e a razão de *split* (célula L10), se houver.

Entradas	
Estimar	U*A
Estágios	1 Estágio
Contato 1	Co-Corrente
Contato 2	
Caso	18
Split	0,3000

Figura 38: Informações para estimação dos parâmetros.

Caso o usuário selecione a estimação das permeabilidades dos componentes (U), a área de permeação deve ser informada, na célula I5. Caso o usuário não disponha dos dados de área, o valor da área do primeiro estágio será 1,00 (célula I5), e a área do segundo estágio (célula I6), caso existam dois estágios de permeação, será proporcional à área do primeiro.

	Área (m^2)
1º Estágio	1,00
2º Estágio	

Figura 39: Área de permeação.

Os resultados são mostrados nas células D5 a D14.

Componente	U	($MMsm^3/d.bar.m^2$)
CO_2	2,68E-02	
CH_4	1,40E-03	
N_2	1,54E-03	
H_2S	0,00E+00	
H_2O	0,00E+00	
C_2	6,11E-06	
C_3	4,82E-06	
i-C_4	3,97E-06	
n-C_4	3,79E-06	
C_5+	3,57E-05	

Figura 40: Resultados da estimação.