



# USO DA DESTILAÇÃO EM COMBINAÇÃO COM UM SISTEMA DE PERVAPORAÇÃO PARA PRODUZIR ETANOL ANIDRO

Diogo Caetano Bacha de Holanda

## Projeto Final de Curso

Orientadores

Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D.Sc.

Pedro Wagner C. Falcão, M.Sc

Roberto Bentes de Carvalho, D.Sc.

Agosto de 2010

# USO DA DESTILAÇÃO EM COMBINAÇÃO COM UM SISTEMA DE PERVAPORAÇÃO PARA PRODUZIR ETANOL ANIDRO

*Diogo Caetano Bacha de Holanda*

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenheiro Químico.

Aprovado por:

---

Carlos Augusto G. Perlingeiro, D.Sc

---

Cristiano Piacsek Borges, D.Sc

---

Cauê Torres de O. G. Costa, Eng. Químico

Orientado por:

---

Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D.Sc

---

Pedro Wagner C. Falcão, M.Sc

---

Roberto Bentes de Carvalho, D.Sc

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

Agosto de 2010

HOLANDA, DIOGO CAETANO BACHA.

Uso da destilação em combinação com um sistema de  
pervaporação para produzir etanol anidro/ Diogo Caetano Bacha  
de Holanda. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2010.

XI, 59 p.; il.

Projeto Final de Curso - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola  
de Química, 2010.

Orientadores: Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, Pedro Wagner C. Falcão  
e Roberto Bentes de Carvalho

1.Coluna de destilação. 2.Etanol anidro. 3.Sistema de pervaporação 4.  
Projeto Final. (Graduação – UFRJ/EQ). 5. Fernando Luiz Pellegrini  
Pessoa, Pedro Wagner C. Falcão e Roberto Bentes de Carvalho. I.  
Título.

A todos que contribuíram para minha formação.

## AGRADECIMENTO

Ao meu avô José Miguel Bacha, a minha avó Catarina Caetano Bacha, a minha mãe Maria Carmélia Caetano Bacha de Holanda, ao meu pai Elias Laet de Holanda, ao meu tio Marcos José Caetano Bacha, a amiga e mãe de consideração Lídia Lina da Silva, a minha esposa Giseli Martins Velasco por todo apoio, amor e carinho.

Aos meus orientadores Prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, Pedro Wagner C. Falcão e Roberto Bentes de Carvalho pela orientação, apoio, paciência e atenção prestada durante o trabalho.

A todos da empresa PAM Membranas Seletivas, especialmente ao amigo Daniel de Barros Coelho pelo incentivo e apoio.

À EQ pela possibilidade de aprendizado e toda estrutura.

Resumo do Projeto de Final de Curso apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de engenheiro químico.

## **USO DA DESTILAÇÃO EM COMBINAÇÃO COM UM SISTEMA DE PERVAPORAÇÃO PARA PRODUZIR ETANOL ANIDRO**

Diogo Caetano Bacha de Holanda

Agosto, 2010

Orientadores: Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D.Sc.

Pedro Wagner C. Falcão, M.Sc

Roberto Bentes de Carvalho, D.Sc.

Para a obtenção de etanol anidro a partir de mosto fermentado, foi proposta a utilização de um processo composto pelas seguintes operações unitárias: um sistema de microfiltração, um sistema de pervaporação com membrana hidrofóbica, uma coluna de destilação fracionada e, por último, um sistema de pervaporação com membrana hidrofílica.

No presente trabalho foi avaliado o desempenho de uma coluna de destilação e suas possíveis dimensões utilizando o simulador HYSYS. Foram estudadas três pressões de operação 1 mmHg, 10 mmHg, 760 mmHg e o diâmetro dos anéis de Pall a serem utilizados como recheio, visando o menor custo para construção aliado ao menor consumo de utilidades.

Observou-se, que para a coluna operando sob vácuo, os recheios tipo anéis de Pall nos diâmetros de 1,0 in e 1,5 in possibilitariam o menor dimensionamento da coluna. Já para coluna operando na pressão de 760 mmHg, o recheio que possibilitaria o menor dimensionamento seria no diâmetro de 5/8 in.

Pôde-se afirmar que as condições ideais para operação da coluna aliando custo e benefício seria na pressão de 760 mmHg, com recheio tipo anéis de Pall no diâmetro de 5/8 in com nove estágios de equilíbrio e carga no sétimo estágio.

1.	Introdução.....	1
2.	Revisão Bibliográfica.....	7
3.	Fundamentos teóricos sobre o processo de pervaporação .....	9
3.1.	Modelagem matemática da pervaporação .....	11
3.2.	Influência do tipo da membrana na pervaporação.....	15
4.	Metodologia .....	19
5.	Resultados e Discussões .....	22
5.1.	Resultados obtidos nas simulações .....	26
5.2.	Dimensionamento da coluna em diferentes pressões.....	31
5.3.	Projeto do condensador e refulvedor para coluna operando a 1 mmHg.....	36
5.4.	Projeto do condensador e refulvedor para coluna operando a 10 mmHg.....	40
5.5.	Projeto do condensador e refulvedor para coluna operando a 760 mmHg....	42
5.6.	Estratégia de controle.....	43
5.7.	Tópico sobre projeto mecânico .....	45
6.	Avaliação de Custos .....	49
7.	Conclusão:.....	52
8.	Bibliografia.....	53
	ANEXO I .....	55
	ANEXO II.....	57
	ANEXO III.....	59

Tabela 1 - Consumo de gasolina em mil barris/dia no mundo.....	3
Tabela 2 - Unidades de pervaporação para desidratação de compostos orgânicos. ....	9
Tabela 3 – Parâmetros de interação binária para o sistema água/etanol. ....	22
Tabela 4 – Parâmetros de processo obtidos na simulação com condensador total .....	26
Tabela 5 - Condições das correntes de entrada e saída para pressão de 1mmHg obtidas na simulação.....	27
Tabela 6 - Condições das correntes de entrada e saída para pressão de 10 mmHg .....	27
Tabela 7 - Condições das correntes de entrada e saída para pressão de 760 mmHg.....	28
Tabela 8 – Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 5/8in .....	31
Tabela 9 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 1 in.	31
Tabela 10 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 1,5 in .....	31
Tabela 11 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 2 in	32
Tabela 12 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 3,5 in .....	32
Tabela 13 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 5/8 in .....	32
Tabela 14 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 1 in	33
Tabela 15 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 1,5 in .....	33
Tabela 16 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 2 in	33
Tabela 17 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 3,5 in .....	33
Tabela 18 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 5/8 in.....	34
Tabela 19 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 1 in	34
Tabela 20 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 1,5 in.....	34
Tabela 21 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 2 in	35
Tabela 22 -- Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 3,5 in.....	35



Tabela 23 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 5/8 in para coluna com 8 estágios de equilíbrio .....	35
Tabela 24 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 5/8 in para coluna com 9 estágios de equilíbrio .....	36
Tabela 25 – Correntes de entrada e saída do refeedor e condensador obtidos na simulação da coluna a 1 mmHg.....	36
Tabela 26 - Correntes de entrada e saída obtidos na simulação do refeedor a 1 mmHg...	37
Tabela 27 – Desempenho do refeedor para pressão de 1 mmHg .....	37
Tabela 28 – Temperatura de congelamento da solução brine em função da fração mássica de etilenoglicol.....	38
Tabela 29 - Correntes de entrada e saída do refeedor e condensador obtidos na simulação da coluna a 10 mmHg.....	40
Tabela 30 - Correntes de entrada e saída obtidos na simulação do refeedor a 10 mmHg.	40
Tabela 31 - Desempenho do refeedor para pressão de 10 mmHg.....	40
Tabela 32 – Valores de temperatura e vazões das correntes de entrada e saída do refeedor.....	42
Tabela 33 - Dimensionamento do refeedor em função do número de estágios .....	42
Tabela 34 - Valores de temperatura e vazões das correntes de entrada e saída do condensador.....	43
Tabela 35 – Dimensionamento do condensador em função do número de estágios .....	43
Tabela 36 - Diferença de temperatura ao longo da coluna com 7 estágios de equilíbrio .....	44
Tabela 37 - Diferença de temperatura ao longo da coluna com 8 estágios de equilíbrio .....	44
Tabela 38 - Diferença de temperatura ao longo da coluna com 9 estágios de equilíbrio .....	44
Tabela 39 – Custo total para construção da coluna operada em pressão inferior a 10 mmHg em função do tipo de recheio.....	49
Tabela 40 – Custo do tubo de 0,1524 m para construção da coluna operada à pressão atmosférica em função do número de estágios teóricos .....	50
Tabela 41 – Custo total para construção da coluna operada à pressão atmosférica em função do número de estágios.....	51
Tabela 42 – Análise custo / benéfico. ....	52

Figura 1 – Processo de produção de etanol via separação através de membranas .....	5
Figura 2 - Pervaporação com bomba de vácuo .....	10
Figura 3 – Termopervaporação .....	10
Figura 4 - Parâmetros de um processo de pervaporação .....	11
Figura 5 – Modelo de mecanismo de sorção-difusão para um sistema com gás inerte. Fonte: citado em S.P. NUNES, K.V. PEINEMANN. “Membrane Technology in the Chemical Industry.” Second Edition. Ed. Wiley-VCH Verlag GmbH (2006), Weinheim, Alemanha. ....	12
Figura 6 - Modelo real de mecanismo de sorção-difusão para um sistema onde há formação de camada limite. Fonte: S.P. NUNES, K.V. PEINEMANN. “Membrane Technology in the Chemical Industry.” Second Edition. Ed. Wiley-VCH Verlag GmbH (2006), Weinheim, Alemanha.....	14
Figura 7 - Aplicações da pervaporação .....	19
Figura 8 - Processo atual de pervaporação.....	20
Figura 9 - Coluna operada sob vácuo. ....	20
Figura 10 - coluna operada à pressão atmosférica.....	21
Figura 11- Equilíbrio líquido-vapor para sistema água-etanol à 1mmHg.....	23
Figura 12 - Diagrama T-xy para sistema água-etanol à 1 mmHg.....	23
Figura 13 - Equilíbrio líquido-vapor para sistema água-etanol à 10mmHg.....	24
Figura 14 - Diagrama T-xy para sistema água-etanol à 10 mmHg.....	24
Figura 15 - Equilíbrio líquido-vapor para sistema água-etanol à 760mmHg .....	25
Figura 16 - Diagrama T-xy para sistema água-etanol à 760 mmHg .....	25
Figura 17 – Fluxograma de processo de simulação para coluna operando sob vácuo. ....	26
Figura 18 - Ambiente de simulação para coluna operando a pressão atmosférica. ....	27
Figura 19 – Carga térmica no condensador em função do estágio de alimentação.....	28
Figura 20 - Carga térmica no refeedor em função do estágio de alimentação. ....	29
Figura 21 - Carga térmica no condensador em função do estágio de alimentação para coluna atmosférica. ....	29
Figura 22 - Carga térmica no refeedor em função do estágio de alimentação para coluna atmosférica. ....	30
Figura 23 - Comparação entre carga térmica para o condensador e refeedor, pressões de e 1 mmHg com 6 estágios e 760 mmHg com 9 estágios. ....	30
Figura 24 – Malha de controle .....	45

Figura 25 – Alguns tipos de tampos. Fonte: P.C.S. TELLES, Vasos de pressão, Segunda Edição Atualizada, Ed. LTC (1996) .....	46
Figura 26 – Dimensionamento dos vasos para pressão atmosférica com o (a) e sob vácuo (b), ambos com número mínimo de estágios e destacando a altura da carga de 0,1524 e 0,4548 m respectivamente. ....	49
Figura 27 – Custo de cada componente da coluna a vácuo. ....	50
Figura 28 - Custo de cada componente da coluna atmosférica. ....	51
Figura 22 – Gráfico de proporções geométricas para vãos cilíndricos sob pressão externa (para todos materiais). (Baseada na Fig. 5-UGO-28.0. do código ASME . Seção VIII. Divisão 1.) . Fonte: P.C.S. TELLES, Vasos de pressão, Segunda Edição Atualizada, Ed. LTC (1996) .....	57
Figura 23 – Gráfico para determinação da espessura de cascos cilíndricos e esféricos sob pressão externa, construído de qualquer material. Baseada na Fig. 5-UGO-28.0. do código ASME . Seção VIII. Divisão 1 . Fonte Vasos de pressão. Fonte: P.C.S. TELLES, Vasos de pressão, Segunda Edição Atualizada, Ed. LTC (1996) .....	58

## 1. Introdução

O etanol possui diversos usos na indústria, como reagente de partida para vários compostos químicos, tais como ácido acético, butadieno, acetaldeído. Como é miscível em qualquer proporção com água e com a maioria dos solventes orgânicos, o etanol é utilizado como solvente para muitas substâncias na fabricação de perfumes, tintas, vernizes e explosivos. Com a necessidade do uso de novos combustíveis de origem renovável que não agridam tanto o meio ambiente como os combustíveis fósseis, o etanol aparece como uma saída viável, por isso a demanda por etanol é crescente.

O etanol anidro utilizado como aditivo à gasolina deve conter não mais que 0,5% de água. No Brasil, a gasolina recebe 22% do produto para substituir o chumbo, elemento químico venenoso e prejudicial à saúde e ao meio ambiente. O etanol é menos poluente que a gasolina devido à presença de átomos de oxigênio em sua molécula e, se usado na proporção correta misturado à gasolina, não afeta o desempenho de motores. Sua adição ao óleo diesel está sendo estudada, embora perca espaço para a utilização de biodiesel neste sentido.

Até 30/04/1997, todo o álcool anidro produzido no Brasil era vendido apenas à Petrobrás, que detinha o monopólio da produção de gasolina e da mistura. A partir de 01/05/1997, a comercialização passou a ser feita diretamente com as distribuidoras. O mercado internacional de álcool anidro é representado pela produção dos EUA, União Européia, Índia e China e pelo volume transacionado, no qual as exportações brasileiras do produto têm uma grande importância, já que o Brasil é o segundo maior produtor mundial de álcool combustível, atrás apenas dos EUA. No Brasil, 35% do etanol produzida é anidro enquanto 65% permanece hidratado.

A demanda externa pelo álcool anidro brasileiro aumentou 259% entre 2003 e 2004. Em 2005, foram exportados mais de 2,5 bilhões de litros do produto, um aumento de 17% em relação a 2004, quando mais 2,03 bilhões de litros de etanol foram destinados ao mercado internacional. A demanda interna pelo álcool envolve o álcool anidro e o hidratado. O consumo de álcool anidro está diretamente relacionado à demanda da gasolina.

O uso de álcool anidro como aditivo tende a se consolidar como alternativa mundial. Em alguns estados dos EUA é obrigatório adicionar 10% de etanol à gasolina, enquanto em outros já se avalia a adição de 22%. Novos países vêm investindo na produção interna do álcool automotivo - álcool anidro para a mistura com a gasolina. No caso da política de cooperação e compromissos internacionais, as providências situam-se no campo das negociações diplomáticas e dos acordos bilaterais. Nesse momento, encontram-se em fase bem adiantada as seguintes iniciativas:

a) negociações de crédito carbono, que se referem a certificados de emissão reduzida de CO<sub>2</sub>, que estão sendo realizadas no mercado internacional como resultado das perspectivas de ratificação e implementação do Protocolo de Kyoto. Espera-se uma possível institucionalização dessa prática, por meio do "Mecanismo de Desenvolvimento Limpo" e da valorização desses certificados. O uso de álcool como

fonte de energia é reconhecidamente elegível para utilização de créditos de carbono uma vez que o ciclo de produção e uso do álcool etílico pode ser considerado "neutro" em termo de emissões de CO<sub>2</sub>. Ou seja, o CO<sub>2</sub> gerado em qualquer etapa do ciclo terá uma quantidade equivalente absorvida pela cana-de-açúcar durante o seu crescimento. Esse mecanismo já foi motivo de negociação com o governo alemão envolvendo a aquisição, por aquele país, dos Certificados de Redução de Emissões relativos a uma expansão induzida da frota automotiva brasileira de veículos movida a álcool hidratado de 100.000 unidades/ano;

b) discussão, em âmbito internacional, da proposta brasileira de que até 2010 todos os países tenham 10% de sua geração energética obtida por meio de fontes renováveis, como a biomassa e a energia solar;

c) memorando de entendimento entre o Brasil e a Índia, referente à cooperação tecnológica na área de mistura de etanol em combustíveis para transportes. Essa cooperação tem por base as perspectivas de difusão tecnológica para incentivar a modernização do setor agrícola e industrial indiano, na produção e uso de energias renováveis derivadas do etanol, esforços conjuntos com vistas à abertura de mercado internacional;

d) cooperação com a China buscando o uso do etanol como combustível em termos de produção e desenvolvimento tecnológico;

e) negociações com Cuba para o fornecimento de tecnologias para produção do etanol, com vistas a transformar aquele país um forte parceiro no processo de construção do mercado internacional do etanol.

O aumento do interesse pela adição do álcool anidro na gasolina tem levado muitas nações a aumentarem suas produções de etanol e/ou a investirem em seu desenvolvimento, com o objetivo de produzir quantidades suficientes para atender à demanda interna. A Índia e a Tailândia estudam a alternativa de misturar álcool à gasolina. A Austrália pretende, de forma não obrigatória, permitir a adição de 2% a 10% de álcool na gasolina. Cabe observar que esse país ainda não produz álcool para fins carburantes, apesar de ser o segundo maior produtor de açúcar. Os EUA têm sua demanda de etanol em franco crescimento à medida que as proibições sucedem na Califórnia e outros estados em relação ao oxigenante éter metílico butílico terciário (MTBE), segundo a Renewable Fuels Association. O consumo de 3 bilhões de litros/ano a partir de janeiro de 2003, na Califórnia, e mais 3 bilhões de litros na Costa Leste, num total de 6 bilhões de litros, é equivalente à metade da produção brasileira. O Japão aprovou lei, a ser regulamentada, que permite a mistura do álcool à gasolina e ao diesel, com perspectiva do uso de etanol em termoelétricas. A China tem interesse na utilização do álcool etílico anídrico carburante como substituto do aditivo antidetonante na gasolina. Há indícios de alteração na matriz de produção de álcool chinesa, atualmente baseada na produção de cereais, para cana-de-açúcar ou outros insumos menos onerosos do que o milho. Este país é o 3º maior produtor mundial com 3,1 bilhões de litros de álcool/ano.

Embora seja impossível prever o tamanho e a velocidade de crescimento da demanda internacional por álcool combustível no futuro próximo, é possível avaliar, com base em números relativos, o aproveitamento potencial de expansão do uso do

álcool que requer esforços contínuos de reorganização da produção e a instituição de mecanismos eficazes de regulação. O modelo de regulação viável para o Brasil baseia-se na autogestão e tem como objetivo a oferta de álcool em um contexto de aumento da frota interna de carros movido a álcool hidratado (veículo movido 100% a álcool hidratado ou de combustível flexível), o seu uso em carros de nova geração e excedentes para garantir o abastecimento crescente e regular do mercado externo.

A Tabela 1 mostra o aumento do consumo de gasolina de 1998 a 2003.

Tabela 1 - Consumo de gasolina em mil barris/dia no mundo

	1998	1999	2000	2001	2002	2003
<b>África</b>	568	574	577	589	595	604
<b>Oriente Médio</b>	828	842	846	856	916	925
<b>América do Sul e Central</b>	1.274	1.387	1.274	1.256	1.234	1.197
<b>Ásia com Japão e China</b>	5.057	5.331	5.588	5.650	5.958	6.190
<b>Europa</b>	4.315	4.325	4.213	4.111	4.045	3.962
<b>América do Norte</b>	9.849	9.998	10.106	10.211	10.523	10.667
<b>Mundo menos ex-URSS</b>	21.892	22.457	22.605	22.673	23.271	23.543

Fonte: BP statistical review of world energy, June 2004

Além do aumento da produção a partir da utilização de tecnologias existentes, deve-se considerar que, nos próximos anos novas tecnologias, assim como novas técnicas produtivas mais eficientes, passem a ser incorporadas no processo de produção contribuindo para o aumento da produção de álcool anidro no cenário internacional.

O desenvolvimento de novas tecnologias que também utilizam etanol é cada vez mais comum o que também contribui para o aumento da demanda de etanol anidro. Abaixo estão listadas algumas destas tecnologias.

a) mistura do etanol ao diesel: MAD8

Utilização da mistura dos 8% do etanol ao diesel, melhorando as emissões de partículas em veículos de transporte de passageiros e carga, que rodam nos grandes centros. A experiência está sendo desenvolvida no Paraná por diversas instituições de pesquisa coordenada pelo Governo Federal;

b) célula de combustível com reformador a etanol

Sistema de acionamento de carros por energia elétrica, proveniente do hidrogênio obtido no próprio veículo, a partir do álcool. Além de reduzir a níveis próximos de zero as emissões, esse sistema aproveita o combustível, tendo melhor rendimento do que os motores a explosão. Pesquisas e testes estão em fase adiantada no exterior, com grandes investimentos, o que poderá ser acelerado pela legislação ambiental de cada país. O Ministério de Desenvolvimento, Indústria e Comércio Exterior (MDIC) e o Ministério da Ciência e Tecnologia (MCT) gerenciam investimentos brasileiros para pesquisas, utilizando o álcool hidratado combustível. Em andamento, existem negociações para ser firmado um convênio com indústrias da Alemanha envolvidas na pesquisa.

### c) motores flexíveis

O conceito de veículos com motores flexíveis surgiu no final da década de 80, quando vários países se interessaram pelo uso do álcool (etanol e metanol) como combustível. Como esses países não dispunham de infra-estrutura de abastecimento suficiente para estimular um mercado de veículos a álcool, decidiu-se desenvolver um veículo que pudesse operar também com gasolina ou quaisquer mistura de ambos. Ao longo da década de 90 esse conceito evoluiu consideravelmente passando a ser adotado comercialmente nos Estados Unidos e Canadá, onde circulam mais de dois milhões de veículos com esse sistema. O conceito foi trazido para o Brasil por empresas de autopeças (Bosch, Magnetti Marelli, Delphi e Visdeon). O lançamento dos primeiros veículos com motores flexíveis aconteceu em março de 2003. No ano de lançamento foram comercializadas 48.178 unidades e, até setembro de 2004, foram comercializadas 218.320 unidades com motores flexíveis. Esse sistema oferece ao mercado consumidor o poder de escolha do combustível a ser utilizado e a garantia de abastecimento com pelo menos um combustível, caso o preferido não esteja disponível.

Atualmente, a produção de etanol no Brasil é feita pela fermentação do caldo da cana-de-açúcar, o processo consiste em:

- *Preparação do caldo.* A fermentação é realizada com o caldo composto de aproximadamente 20% de açúcar, preparado com caldo bruto (do tratamento), melaço (da produção de açúcar) e água. Esse caldo deve ser mantido a uma temperatura de, aproximadamente, 30°C.
- *Fermentação.* A fermentação do caldo é resultado da ação da levedura, que primeiramente inverte a sacarose em glicose e frutose (monossacarídeos) e posteriormente converte os monossacarídeos em etanol e dióxido de carbono. Essa reação ocorre em uma dorna de fermentação, juntamente com o caldo e a levedura.
- *Centrifugação.* Posteriormente à fermentação, o produto resultante é centrifugado para separar a levedura do mosto fermentado (vinho), uma solução de aproximadamente 9%v/v de etanol.
- *Tratamento da levedura.* A levedura resultante da centrifugação é tratada com ácido sulfúrico e devolvida às dornas de fermentação para ser novamente utilizada.
- *Destilação.* O mosto fermentado (vinho) é destilado em uma seqüência de colunas de destilação, separando a água do etanol. Esse processo ocorre basicamente devido às diferenças das temperaturas de ebulição do etanol e da água. Para a produção de etanol hidratado, duas colunas são utilizadas para se obter a concentração de 94%v/v de etanol. Da primeira coluna, obtém-se o vinhoto como produto de fundo.
- *Desidratação.* Para a produção de etanol anidro, duas colunas adicionais são utilizadas para se obter a concentração de 99%v/v de etanol. Na primeira coluna, o excesso de água é separado com a ajuda de um ciclo de hexano.

A destilação direta do vinho, além de ser um processo de elevado consumo energético, produz uma corrente contendo 80% de etanol. Maiores teores de etanol

são obtidos através da destilação extrativa, também altamente demandante em energia.

Por razões econômicas e ambientais a indústria tem exigido, cada vez mais, tecnologias que apresentam de baixo consumo energético. Um exemplo de tecnologia com estas características são os chamados Processos de Separação por Membranas.

A Figura 1 ilustra um processo de produção de etanol anidro via processos de membranas

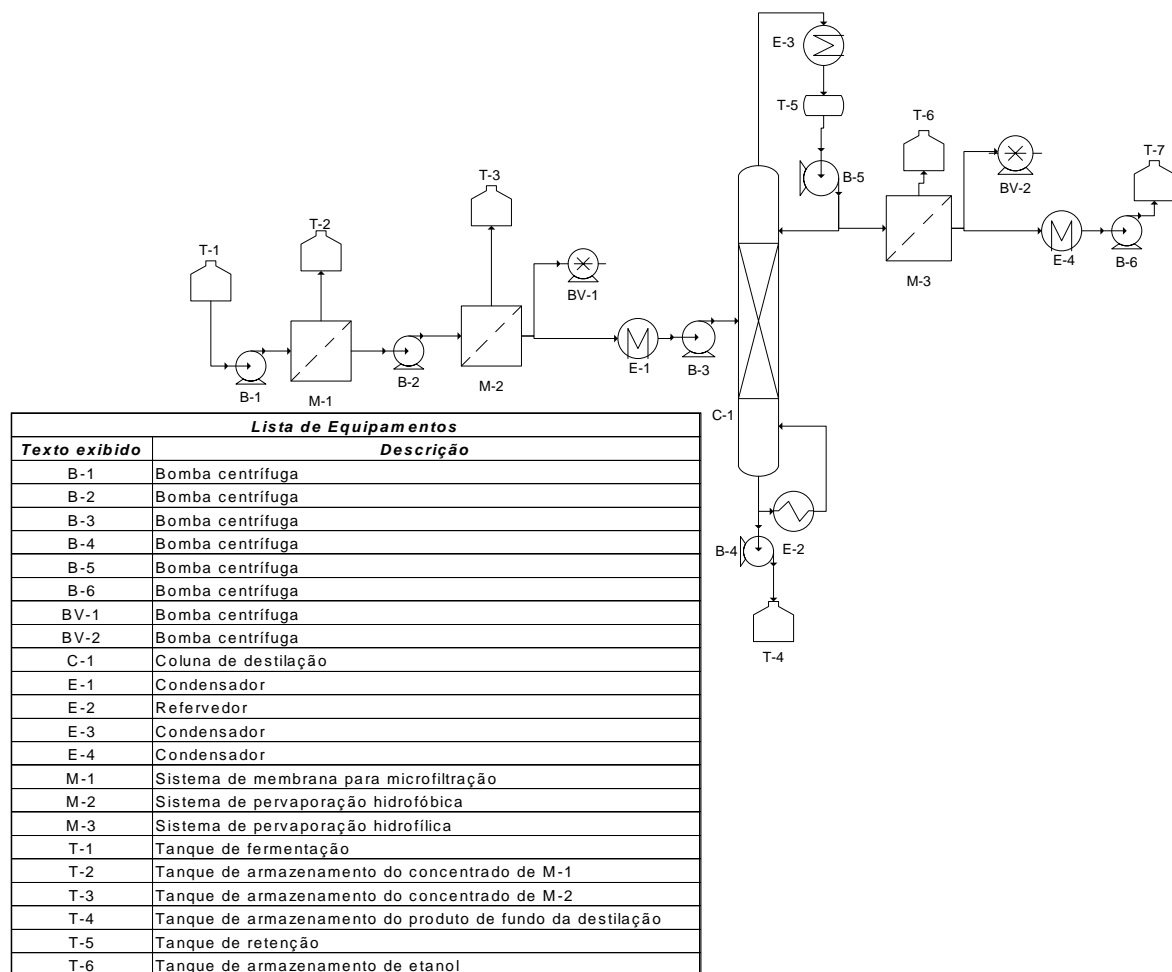


Figura 1 – Processo de produção de etanol via separação através de membranas

O processo mostrado na Figura 1 consiste nas seguintes operações unitárias:



- A. Clarificação do vinho obtido na fermentação através de um sistema de microfiltração, onde a alimentação, que é rica em células de leveduras, passa pelo sistema de membranas de microfiltração, sendo obtido um concentrado rico em células e um permeado com cerca de 9% de etanol;
- B. Separação do vinhoto e pré concentração do vinho. Esta etapa ocorre num sistema de pervaporação em que a membrana é hidrofóbica. O concentrado obtido nesta etapa é composto pelo vinhoto e água, o permeado, em fase vapor, é composto por uma solução com 25 a 30% de etanol. Neste processo é possível remover 90% do vinhoto;
- C. Coluna de destilação para concentração da solução de etanol até seu azeótropo, cerca de 80% de etanol.
- D. Desidratação do etanol em um sistema de pervaporação constituído por membranas hidrofílicas. Nesta etapa é possível obter etanol com 99,9% de pureza.

O Brasil é um dos maiores produtores mundial de etanol para uso combustível. O volume de produção deverá aumentar ainda mais, nas próximas décadas, para atender à demanda externa por este biocombustível. Um dos pontos críticos da indústria do álcool é seu custo de produção. Isso é vital para o setor, em particular em períodos de preços mais baixos do petróleo no mercado internacional. Para aumentar a competitividade do etanol como combustível é necessário diminuir os custos de produção. Para tanto deve-se melhorar a produtividade no campo e utilizar tecnologias mais eficientes e menos dependentes de energia no processo de transformação do caldo em álcool. Além de aumentar a produtividade, a incorporação de processos energeticamente mais eficientes irá resultar num excedente de energia gerado pelo bagaço de cana o qual poderá ser comercializado como energia elétrica, contribuindo assim para reduzir os custos de produção do etanol.

A remoção seletiva do etanol gerado nas dornas de fermentação pode ser efetuada pela pervaporação, um processo que utiliza membranas hidrofóbicas. Ao contrário dos demais processos com membrana, no caso da pervaporação ocorre uma mudança de fase durante a separação. A corrente que passa através da membrana é vaporizada pela ação de um abaixamento de pressão no lado do permeado. No entanto, esta mudança de fase está restrita a, no máximo, 15% do volume inicial, ao contrário do que ocorre na destilação, o onde é necessário fornecer a energia para a vaporização de 100% da mistura a ser processada.

O processo de pervaporação vem sendo estudado desde final da década 60. No entanto, apenas no final do século passado tornou-se um processo comercial. A pervaporação vem sendo utilizada, principalmente, na produção de álcool anidro, em substituição à destilação extrativa. Neste caso são empregadas membranas hidrofílicas (afinidade preferencial a água). A água é removida majoritariamente, e se

obtém uma corrente de etanol, praticamente isenta de água, sem que haja mudança de fase na corrente de etanol.

No caso da remoção preferencial de etanol, pelo fato do processo ser comparativamente menos eficiente do que desidratação, a concepção ainda não foi explorada comercialmente. A razão desta menor eficiência está no fato da molécula de etanol ser maior do que a molécula de água e, portanto, apresentar um menor coeficiente de difusão através da membrana. Como consequência, a concentração máxima do etanol na corrente no vapor permeado atinge valores por volta de 30% em massa. Todavia, se esta mistura etanol/água na fase vapor for submetida a um processo de destilação fracionada, é possível se obter uma corrente final contendo por volta de 80% molar de etanol.

O objetivo deste trabalho é investigar o uso de uma coluna de destilação fracionada a ser acoplada ao sistema de pervaporação na corrente que sai do sistema de membranas hidrofóbicas.

## **2. Revisão Bibliográfica**

Atualmente a desidratação de solventes orgânicos é a aplicação mais desenvolvida do processo de pervaporação através do uso de membranas hidrofílicas. A desidratação de solventes orgânicos e misturas de solventes pode ser dividida em três sub-áreas: desidratação de misturas binárias (apresentando ou não composição de azeótropo), fúsel e remoção de água de misturas reacionais. Neste último, o objetivo é o deslocamento do equilíbrio da reação favorecendo a formação de produtos.

KRASEMANN et al., 2001 descreveram a pervaporação de água-etanol através de membranas ultrafinas com multicamadas de polieletrólito. As membranas foram preparadas alternando-se sequencialmente a adsorção de camadas, hora catiônica, hora aniônica em um suporte poroso. A capacidade de separação foi otimizada pela variação da estrutura química do polieletrólito, pela variação do pH, pela variação da força iônica da solução de polieletrólito utilizada no preparo da membrana e pelo recozimento da membrana. Observou-se que a separação é majoritariamente afetada pela densidade de carga do polieletrólito o que é controlado pela estrutura química e grau de ionização dos grupos polares. A seletividade por água foi maior quando foram utilizados polieletrólitos de alta densidade de carga como polietilenoimina (PEI), polivinilamina (PVA) e polivinilsulfona (PVS) e quando o pH das soluções de polieletrólitos foi igual à média dos respectivos valores de  $pK_a$  correspondente ao polieletrólito aniônico e catiônico. Os melhores resultados foram obtidos utilizando membranas com PVA/PVS e PEI/PVS .

Estudos de SHAH et al., 2000 visando o desenvolvimento de membranas de zeólita de caráter hidrofílico, resistente a solvente e temperatura, pois a desidratação de solventes utilizando pervaporação com membranas hidrofílicas de polivinilalcool (PVA) é uma tecnologia bem estabelecida. No entanto, estas membranas poliméricas podem não ser adequadas para aplicações envolvendo altas concentrações de água ou aplicações contendo solventes áspersos como dimetilformamida devido a problemas de estabilidade da membrana e efeitos de inchaço. Estas aplicações são comumente encontradas na indústria farmacêutica. Neste estudo, os experimentos foram

realizados com várias misturas de água e álcool (misturas de metanol e água, etanol e água, isopropanol e água) e com mistura de água e dimetilformamida mistura sobre uma vasta gama de temperaturas (25-70°C) e concentrações de solventes (0-100% em massa.). O fluxo total da mistura água e etanol variou de 2 a 0,05 kg/m<sup>2</sup>h na temperatura de 60°C a medida que a concentração de solvente era aumentada de 0 a 100 % em massa. O fluxo total das misturas água e metanol, água e isopropanol variaram de 2 a 0,15 e 2 a 0,21 kg/m<sup>2</sup>h, a medida que a concentração de álcool foi aumentada de 0 a 100 % em massa. O fluxo total de álcool na alimentação foi sempre constante e igual a 70% em massa. Ambos os sistemas com água e etanol, água e isopropanol obtiveram fator de separação entre 1000 e 5000 sobre uma ampla gama de solventes. O fator de separação metanol e água ficou na faixa de 500 a 1000. O comportamento do fluxo total também foi muito semelhante ao fluxo encontrado para as outras misturas de solvente+água, como a acetona, água e acetato de etila de água. Os sítios iônicos NaC na matriz zeólita NaA desempenham um papel muito importante no transporte de água através da membrana. Estes sítios atuam tanto na absorção quanto no transporte de água. A difusão da água na superfície ocorre em uma forma ativada nesses sítios. A estrutura microporosa da gaiola de zeólita ajuda em uma peneira molecular parcial de grandes moléculas de solvente sendo um dos principais fatores para alta separação. Assim sendo, a membrana de zeólita com camada ativa contém interstícios zeolíticos com poros com sorção preferencial de água. Uma das razões para a alta hidrofiliicidade da zeólita NaA é a forte interação eletrostática entre os sítios iônicos e da molécula de água (devido à sua natureza altamente polar). Um alto grau de hidrofiliicidade da membrana com zeólita é sugerido a partir de um de sorção de água pura igual a 0,6 g / g de zeólita. O fluxo de água foi considerado inferior ao de álcool, misturas de água, indicando a possibilidade de sorção de moléculas de dimetilformamida competitiva sobre os locais de zeólita. Uma correlação linear foi verificada para o fluxo de água pura através da membrana e da pressão parcial força motriz da água. Os resultados mostram que o uso de membranas inorgânicas com zeólitas mostra-se atraente para as difíceis separações de solventes.

CHEN et al., 2001 avaliaram o uso de membranas de polissulfona litiadas para a desidratação de mistura de água e etanol por pervaporação. O desempenho da separação de água e etanol dependem fortemente do grau de litição de polissulfona. A taxa de permeação da água diminui e o fator de separação aumenta com o aumento do grau de litição da membrana de polissulfona até 0,75. Além do grau de substituição de 0,75, a taxa de penetração aumentou e fator de separação diminuiu com o aumento da substituição. A litição das membranas de polussulfona resultou num melhor desempenho de separação devido à melhoria da seletividade na difusão. Verificou-se que a maior seletividade na difusão foi à contribuição dominante para seletividade global da permeação. A diferença entre a difusão do permeado através da membrana litiada foi o fator dominante para a separação de mistura água / etanol.

ATRA et al., 1999 analisaram três tipos de membranas nomeadas de CMC-CE-01, CMC-CA-01, CMC-CE-02 produzidas pela Celfa . Os experimentos foram realizados em uma unidade de pervaporação de laboratório com temperatura de funcionamento diferente (45 - 65°C) e concentração de isopropanol na alimentação entre 70 e 99,48%. Comparando-se o comportamento de separação das membranas, verificou-se que todos os três tipos de membrana são apropriados para a desidratação

do isopropanol por pervaporação e isopropanol anidro pode ser obtido. As características de permeação são, obviamente, depende da concentração da alimentação e da temperatura. A taxa de permeação aumenta e a seletividade diminui com o aumento temperatura.

A Tabela 2 relaciona o número de unidades em funcionamento e sua capacidade instalada para desidratação de diferentes compostos orgânicos utilizando membranas de PVA - poli(álcool vinílico) (ZHANG e DRIOLI, 1992).

Tabela 2 - Unidades de pervaporação para desidratação de compostos orgânicos.

<b>Alimentação</b>	<b>Capacidade</b>	<b>Nº aplicações</b>
Etanol	Planta piloto	4
	<10m <sup>3</sup> /d	9
	<100m <sup>3</sup> /d	6
	>100m <sup>3</sup> /d	1
Isopropanol	Planta piloto	4
	<10m <sup>3</sup> /d	3
	>10m <sup>3</sup> /d	2
Acetato de etila	<10m <sup>3</sup> /d	3
Multi-proposito	Planta piloto	15
Desidratação	<10m <sup>3</sup> /d	7

Fonte: S.P. NUNES, K.V. PEINEMANN. "Membrane Technology in the Chemical Industry." Second Edition. Ed. Wiley-VCH Verlag GmbH (2006), Weinheim, Alemanha.

### **3. Fundamentos teóricos sobre o processo de pervaporação**

Em 1917 KOBER observou que quando uma mistura de tolueno e água era confinada em um saco à base de nitrato de celulose e o conjunto era exposto a uma ventilação forçada, havia uma passagem preferencial da água em forma de vapor, daí surgiu o nome pervaporação (permeação seguida de evaporação).

Apesar de ser conhecido desde o início do século XX, este processo tomou impulso a partir do final da década de 50 com o início das pesquisas sistemáticas feitas por BINNING et al. (1958, 1961). Devido ao baixo fluxo permeado e baixas seletividades o processo de pervaporação não pode competir com os processos tradicionais de separação. Porém, durante a década de 70 o interesse pela pervaporação aumentou, face ao aumento do custo de energia e também ao desenvolvimento de novos materiais. Durante a década de 80, a pervaporação foi objeto de pesquisas intensivas visando à desidratação de etanol. Nesta época, surgiram vários trabalhos na síntese de membranas hidrofílicas para esta finalidade. Existem no mundo mais de 200 plantas em operação para desidratação de solventes, purificação de água e fracionamentos de misturas orgânicas. Na Refinaria de Bethéniville (França), está instalada a maior planta de pervaporação, com capacidade para 150.000 litros de etanol/dia (RAPIN, 1988).

Pervaporação é um processo de separação onde uma corrente líquida passa através de um sistema de membranas poliméricas seletivas e, pelo lado oposto, o permeado é obtido na fase vapor.

O transporte pela membrana é induzido pela diferença entre a pressão de vapor da solução de alimentação e a pressão do vapor permeado. A vaporização ocorre pela redução da pressão parcial dos componentes, pois, desta forma, é mantido um gradiente de potencial químico através da membrana, mantendo-se assim o fluxo dos permeantes. O abaixamento da pressão parcial pode ser obtido de diversas formas. Dois tipos de sistemas possíveis são exemplificados abaixo:

- Uso de uma bomba de vácuo

Nesse processo, conforme mostra a Figura 1, a força motriz se dá devido à diferença entre a pressão de vapor da alimentação e a pressão do vapor permeado. Devido ao custo da bomba de vácuo, esse processo só é viável em escala laboratorial.

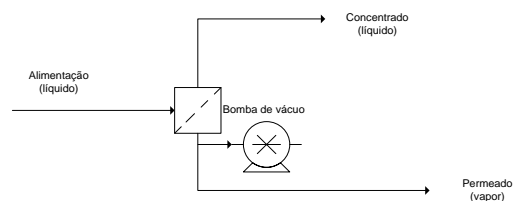


Figura 2 - Pervaporação com bomba de vácuo

- Condensação do vapor permeante (Termopervaporação)

Alternativa ao uso da bomba de vácuo, este processo é o mais viável industrialmente. Nesse caso, condensa-se o vapor permeado para produzir vácuo do lado permeante. Pode-se também aquecer a corrente de carga. A força motriz, nesse caso, se dá entre a pressão de vapor da alimentação aquecida e a pressão de vapor do permeado condensado. A Figura 2 ilustra o processo de termopervaporação.

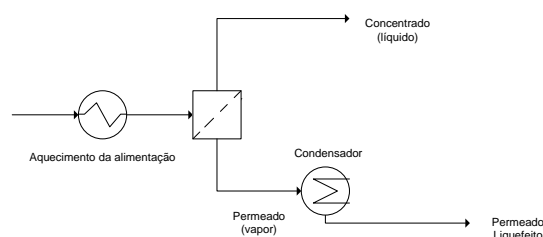


Figura 3 – Termopervaporação

O processo de pervaporação difere dos demais processos com membranas devido à mudança de fase da alimentação para o permeado. Deste modo, a entalpia de vaporização deve ser fornecida ao processo. Além da mudança de fase, outra característica única da pervaporação em relação aos outros processos com membranas é o fluxo permeado relativamente baixo. Para as membranas comerciais existentes o fluxo varia entre 0,1 e 5 Kg/m<sup>2</sup>h. Além disso, a pervaporação é bastante sensível à variação de pressão no lado permeado, sendo por isso necessários módulos com baixa perda de carga para que as condições de transporte sejam as

melhores possíveis. Como resultado, o processo torna-se mais viável somente quando quantidades pequenas devem ser removidas da fase líquida e quando a membrana apresenta seletividade elevada em relação ao componente a ser removido. A pervaporação pode também ser utilizada acoplada a outros processos, como por exemplo, a destilação, visando a quebra de azeótropos. A Figura 4 mostra os parâmetros que regem a pervaporação.

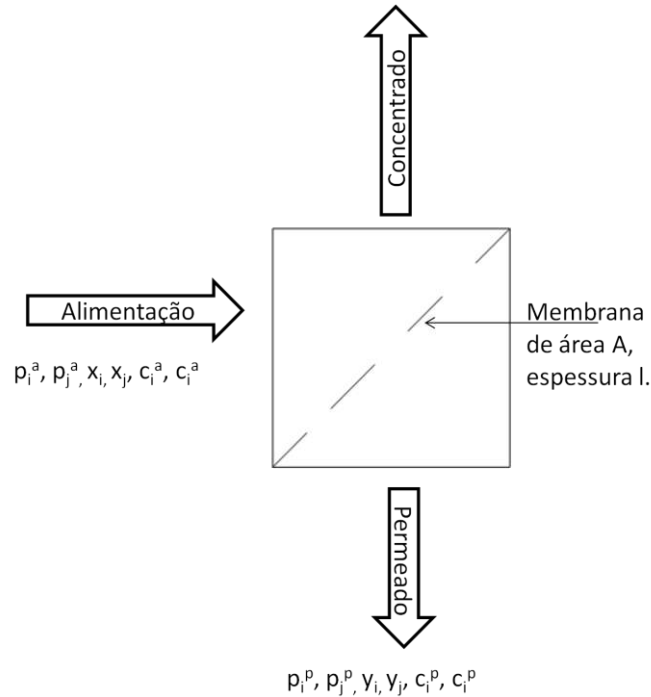


Figura 4 - Parâmetros de um processo de pervaporação

onde  $p_i$ ,  $p_j$ ,  $c_i$ ,  $c_j$  são, respectivamente, pressões parciais e concentrações dos componentes  $i$  e  $j$ . Os índices  $a$  e  $p$  simbolizam parâmetros nas correntes de alimentação e permeado.  $x_i$ ,  $x_j$ ,  $y_i$ ,  $y_j$  são, respectivamente, as frações molares dos componentes  $i$  e  $j$  na fase líquida e vapor.

### 3.1. Modelagem matemática da pervaporação

Primeiramente, assume-se que o equilíbrio de sorção-dessorção em ambos os lados da membrana seja descrito pela Lei de Henry. Embora não seja o que ocorra realmente é uma boa simplificação para dar início a modelagem do processo.

$$C_i^a = P_i^a k$$

e

$$(1)$$

$$C_i^p = P_i^p k$$

onde  $C_i^a$  e  $C_i^p$  são, respectivamente, as concentrações de um componente do lado da alimentação da membrana e do lado permeado da membrana,  $P_i^a$  é a pressão parcial de vapor na alimentação e  $P_i^p$  é a pressão parcial de vapor no permeado, e  $k$  é uma constante que é função da temperatura e natureza do sistema.

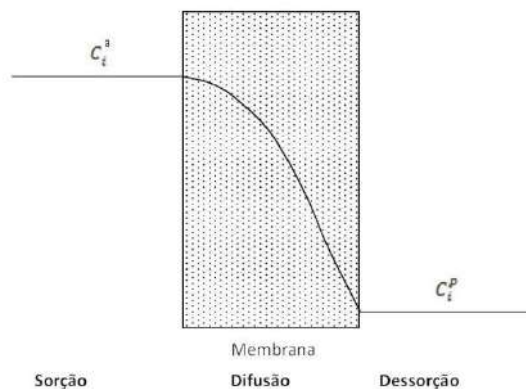


Figura 5 – Modelo de mecanismo de sorção-difusão para um sistema com gás inerte. Fonte: citado em S.P. NUNES, K.V. PEINEMANN. “Membrane Technology in the Chemical Industry.” Second Edition. Ed. Wiley-VCH Verlag GmbH (2006), Weinheim, Alemanha.

A Figura 5 ilustra a sorção-difusão para um sistema com gás inerte. Neste caso, Lei de Fick pode ser usada para descrever o transporte difusional de um componente  $i$  através da membrana.

$$J_i = D_i \, dc_i/dx \quad (2)$$

onde  $J_i$  é o fluxo parcial ou taxa de permeação de um componente,  $D_i$  é a difusividade e  $dc_i/dx$  é o gradiente de concentração através da membrana.

A difusividade de um componente dissolvido em um líquido ou em um filme polimérico depende fortemente da sua concentração. Como a concentração da espécie dissolvida no lado da alimentação da membrana é diferente da concentração do lado permeado, a dependência da difusividade em relação a concentração deve ser introduzida na Equação 2. Diferentes expressões são propostas para relacionar a difusividade à concentração. Um expressão comumente utilizada é

$$D_i = D_{i0} \exp(\tau c_i) \quad (3)$$

sendo  $D_{i0}$  a difusividade na concentração zero,  $c_i^f$  a respectiva concentração na membrana e  $\tau$  é o coeficiente de “plasticizing”. Substituindo a Equação 3 em 2 e integrando entre as condições de contorno  $c_i^f$  e  $c_i^p$  (concentração no lado na alimentação e permeado da membrana, respectivamente) e 0 e L (espessura da membrana) resulta, no estado estacionário em

$$J_i = D_{i0}/(\tau L) [\exp(\tau c_i^f) - \exp(\tau c_i^p)] \quad (4)$$

Substituindo a Equação 1 na Equação 5 resulta em

$$J_i = D_{i0}/(\tau L)[\exp(\tau k P_i^0) - \exp(\tau k P_i^P)] \quad (5)$$

e a permeabilidade da membrana é dada por

$$Q_i = J_i L / \Delta P \quad (6a)$$

ou

$$Q_i = D_{i0}/(\tau \Delta P)[\exp(\tau k P_i^0) - \exp(\tau k P_i^P)] \quad (6b)$$

$$\Delta P = P_i^0 - P_i^P \quad (7)$$

onde é a diferença entre as pressões parciais através da membrana.

Se um alto vácuo é mantido no lado permeado, a pressão parcial de um componente no permeado pode ser mantida suficiente perto de zero e negligenciado se comparado com a pressão da carga. Então as Equações 5 e 6b podem ser simplificadas em

$$J_i = D_{i0}/(\tau L)[\exp(\tau k P_i^a) - 1] \quad (8)$$

$$Q_i = D_{i0}/(\tau \Delta P)[\exp(\tau k P_i^a) - 1] \quad (9)$$

A permeabilidade para um componente pode ser medida em testes de pervaporação, e podem ser determinados em experimentos de sorção, enquanto não pode ser medido diretamente, então são usados parâmetros ajustáveis para determiná-lo. Assim, com o conhecimento das permeabilidades de um componente na membrana e a respectiva dependência da temperatura sobre as constantes, seletividade e fluxo total para uma dada membrana e uma dada mistura de alimentação podem ser calculados.

Infelizmente, tal abordagem é válida apenas para a separação de gases inertes através de filme polimérico, onde não há interações entre membrana e as moléculas migrantes. A medida que um dos componentes da mistura de alimentação interage com o material da membrana e dissolve-se nela, o fluxo e seletividade não podem ser calculados a partir de dados de único componente. Este fato é observado devido às alterações que ocorrem no material da membrana, quando a primeira pequena porção da substância é dissolvida no material da membrana, esta começa a inchar e a mudar suas propriedades, assim, a parte seguinte da mesma substância que será dissolvida encontrará uma membrana com características diferentes das observadas inicialmente. Quando substâncias diferentes entram em contato com o material da membrana, efeitos de forte acoplamento podem ser observados tanto para solubilidade quanto para difusão.

Para membranas que entrem em contato direto com o líquido de alimentação, provavelmente a Lei de Henry não será válida e a concentração de equilíbrio na membrana não poderá ser calculada. Além disso, o transporte através da membrana faz com que exista uma camada de líquido adjacente à superfície da membrana (camada limite), onde a temperatura e concentração do componente mais permeável é menor que os valores apresentados na alimentação, como mostrado na Figura 6. Esta diferença observada faz com que haja uma resistência adicional ao transporte de



matéria e energia da fase fluida para a membrana. Uma resistência similar ocorrerá do lado do permeado onde ocorre a dessorção. Para membranas reais a pressão diretamente no lado permeado não pode ser medida, pois as membranas apresentam um suporte poroso onde a perda de pressão nos poros depende da pressão, fluxo volumétrico do permeado e dos parâmetros operacionais do processo. Todas essas resistências adicionais ao transporte e suas dependências com a composição e temperatura devem ser conhecidas em um modelo para cálculo. Desta forma, qualquer equação de um modelo físico químico necessita de um grande número de coeficientes de ajuste que devem ser determinados experimentalmente para respectiva mistura de alimentação e condições de operação. Tal modelo ainda assim será muito complicado e com insuficiência eficácia.

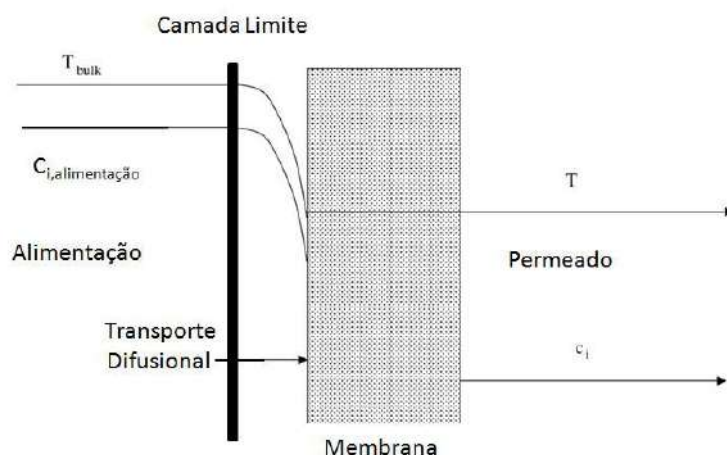


Figura 6 - Modelo real de mecanismo de sorção-difusão para um sistema onde há formação de camada limite. Fonte: S.P. NUNES, K.V. PEINEMANN. "Membrane Technology in the Chemical Industry." Second Edition. Ed. Wiley-VCH Verlag GmbH (2006), Weinheim, Alemanha.

O desenvolvimento de qualquer sistema de pervaporação deve ser baseado em dados experimentais obtidos em laboratório em condições similar à que será apresentada na planta industrial. Essas condições incluem o regime de fluxo da mistura de alimentação, a temperatura e geometria da alimentação, a composição e a natureza da mistura de alimentação, a geometria do lado permeado e pressão de vapor. Dos dados experimentais, os fluxos através da membrana para todos os componentes e a seletividade podem ser determinados em função da composição, temperatura e condições de permeação em ambos os lados e suas geometrias.

Qualquer equação adequada, que ainda possa ter semelhança com a equação de transporte, mas não seja referente a nenhum modelo físico, pode ser utilizada para descrever os resultados experimentais com eficácia suficiente, preferencialmente com o mínimo de coeficientes de ajuste. Simples funções binomiais são comumente usadas e geralmente tenta-se reduzir uma mistura multicomposta para um sistema binário calculando os fluxos parciais para o componente mais permeável em um lado e resumindo o componente menos permeável em um componente retido pela membrana. Equação da forma

$$J_{permeado} = AX + BX^c \quad (10)$$

$$J_{retido} = D(1 - X) + E(1 - X)X \quad (11)$$

tem sido muito utilizadas para descrever a dependência do fluxo parcial dos componentes permeado e retido para aplicações de desidratação.  $X$  é a fração mássica ou molar do componente mais permeável,  $J_{permeado}$  é o fluxo parcial do componente mais permeável,  $J_{retido}$  o fluxo do componente menos permeável ou não permeável e  $A$ ,  $B$ ,  $C$ ,  $D$  e  $E$  são parâmetros de ajuste que devem ser determinados experimentalmente para misturas individuais.

A dependência dos fluxos com a temperatura pode ser descrito com uma simples equação tipo Arrhenius.

$$J_T = J_0 \exp (E_A/R(1/T - 1/T_0)) \quad (12)$$

$$J_T = J_0 \exp (T_A/R(1/T - 1/T_0)) \quad (13)$$

com  $J_T$  e  $J_0$  os fluxos na temperatura  $T$  e na temperatura de referencia  $T_0$ , respectivamente.  $R$  é a constante dos gases e  $E_A$  e  $T_A$  a aparente entalpia de ativação ou aparente temperatura de ativação. Em alguns casos, contudo, a aparente entalpia de ativação ou aparente temperatura de ativação não são constantes, mas possui uma dependência da fração molar (ou mássica), podendo ser descritos por dois parâmetros lineares ou função exponencial.

O fluxo total pode ser calculado da seguinte maneira

$$J_{total} = (J_{permeado} + J_{retido}) \quad (14)$$

e a concentração do componente mais permeável

$$C_p = J_{permeado}/(J_{permeado} + J_{retido}) \quad (15)$$

$$C_p = J_{permeado}/J_{total} \quad (16)$$

os fluxos parciais dos componentes mais permeável e retido podem ser facilmente obtidos experimentalmente.

### **3.2. Influência do tipo da membrana na pervaporação**

O fluxo do componente  $i$  através de uma membrana para pervaporação pode ser expresso em termos da pressão parcial de vapor em ambos os lados:

$$J_i = \frac{P_i^G}{l} (p_i^a - p_i^p) \quad (17)$$

onde  $J_i$  é o fluxo,  $l$  é a espessura da membrana e  $P_i^G$  é o coeficiente de separação por permeação para um gás. Uma equação similar pode ser escrita para o componente  $j$ . A separação proporcionada pela pervaporação é proporcional aos fluxos  $J_i$  e  $J_j$  através da membrana.

Analisando a Equação 17, nota-se que uma parcela do fluxo é característica da membrana, o termo  $\frac{P_i^G}{l}$ . Outra parcela é função da força motriz  $(p_i^a - p_i^p)$ .

Definindo  $\beta_p$  como o coeficiente de separação para um sistema binário, vem:

$$\beta_p = \frac{\frac{c_i^p/c_j^p}{c_i^a/c_j^a}}{\frac{y_i/y_j}{x_i/x_j}} = \frac{p_i^p/p_j^p}{p_i^a/p_j^a} \quad (18)$$

O fator de separação  $\beta_p$  contém as contribuições das propriedades de permeação intrínseca da membrana, da composição e da temperatura da alimentação líquida e a pressão de permeação da membrana.

Para melhor compreensão a Equação 18 será dividida em duas etapas. A primeira etapa é a evaporação do líquido para vapor saturado em contato com a membrana. A segunda etapa é a difusão do vapor pela membrana para o lado de menor pressão que é localizado no lado oposto da membrana. Estas duas etapas são apenas conceituais e não refletem o que ocorre na realidade, contudo é termodinamicamente equivalente ao processo de pervaporação.

$$\beta_p = \frac{p_i^p/p_j^p}{x_i/x_j} \quad (19)$$

$$\beta_{evap} = \frac{p_i^a/p_j^a}{x_i/x_j} \quad (20)$$

$$\beta_{mem} = \frac{p_i^p / p_j^p}{p_i^a / p_j^a} \quad (21)$$

(22)

$$\beta_p = \beta_{evap} \cdot \beta_{mem}$$

Aplicação industrial de pervaporação foi a remoção de água de uma mistura azeotrópica de água e etanol pela empresa GFT na sua primeira planta piloto no ano de 1982, sendo esta separação dependente apenas da seletividade da membrana, pois, por definição, o termo para uma mistura azeotrópica é igual a 1 devido à igualdade das concentrações da fase vapor e gás. Essa habilidade de pervaporação de promover a separação onde a destilação não é possível torna o processo atrativo, sendo necessário o desenvolvimento de membranas seletivas para o sistema que se deseja separar.

O termo pode ser derivado em termo de , permeabilidade da membrana e condições de operação.

$$J_i = \frac{P_i^G (p_i^a - p_i^p)}{l} \quad (23)$$

$$J_j = \frac{P_j^G (p_j^a - p_j^p)}{l} \quad (24)$$

$$\frac{J_i}{J_j} = \frac{P_i^G (p_i^a - p_i^p)}{P_j^G (p_j^a - p_j^p)} \quad (25)$$

Os fluxos e as permeabilidades na Equação 25 estão em base mássica.

A Equação 25 é mais convenientemente escrita em base molar como abaixo:

$$\frac{j_i}{j_j} = \frac{\rho_i^G (p_i^a - p_i^p)}{\rho_j^G (p_j^a - p_j^p)} \quad (26)$$

onde os fluxos  $j$  e permeabilidades estão em base molar.

Denominando a volatilidade relativa como, , temos:

$$\alpha_{mem} = \frac{\rho_i^G}{\rho_j^G} \quad (27)$$

Observa-se que na pervaporação a razão entre os fluxos molares é sempre igual à razão entre as pressões parciais do permeado,

$$\frac{j_i}{j_j} = \frac{p_i^p}{p_j^p} \quad (28)$$

Combinando as Equações 21, 22, 26, 27 e 28.

$$\beta_p = \frac{\beta_{evap} \alpha_{mem} (p_i^a - p_i^p)}{(p_j^a - p_j^p) - \left( \frac{p_i^p}{p_j^p} \right)} \quad (29)$$

A Equação 29 identifica três fatores que determinam o desempenho do sistema de pervaporação. O primeiro fator,  $\beta_{evap}$ , é relacionado ao equilíbrio líquido-vapor, determinado, majoritariamente, pela alimentação líquida e temperatura. O segundo fator é a seletividade da membrana,  $\alpha_{mem}$ , que é uma propriedade intrínseca do material da membrana. O terceiro fator inclui as pressões parciais da alimentação e permeado, refletindo o efeito dos parâmetros de operação do desempenho da membrana.

Conclui-se, pela Equação 29, que a composição do permeado é determinada pelas diferenças de comportamento entre os componentes da mistura líquida com relação à volatilidade relativa, afinidade com o material que forma a membrana e à mobilidade dos penetrantes dentro da matriz polimérica. Sendo assim, a composição do permeado pode ser muito diferente da composição do equilíbrio líquido-vapor. A perda de carga do lado permeado deve ser a menor possível, pois um aumento da pressão leva a uma redução no gradiente de força motriz reduzindo o fluxo permeado e alterando a seletividade do processo que se aproxima do valor obtido no equilíbrio líquido-vapor.

O desempenho do processo de pervaporação (fluxo permeado e seletividade) pode ser afetado por vários fatores, dentre eles, a morfologia do material polimérico (Temperatura de transição vítrea, ligações cruzadas, solubilidades dos penetrantes, outros), espessura da membrana, aumento de pressão do lado permeado, temperatura e concentração da alimentação.

Dentre as vantagens do processo de pervaporação destaca-se a economia de energia que o processo proporciona, bem como a facilidade de operação de forma acoplada com outras operações unitárias. As aplicações são variadas porém, para cada tipo de separação, uma seleção prévia do tipo de membrana a ser usada pode ser feita. De um modo geral, dois tipos de membranas podem ser utilizados, hidrofílicas e hidrofóbicas. Quando o objetivo é a remoção de água, utilizam-se membranas hidrofílicas. No caso da remoção de compostos orgânicos de soluções aquosas as membranas hidrofóbicas são utilizadas. O esquema da Figura 7 resume as áreas de aplicação do processo de pervaporação de acordo com o tipo de membrana utilizada.

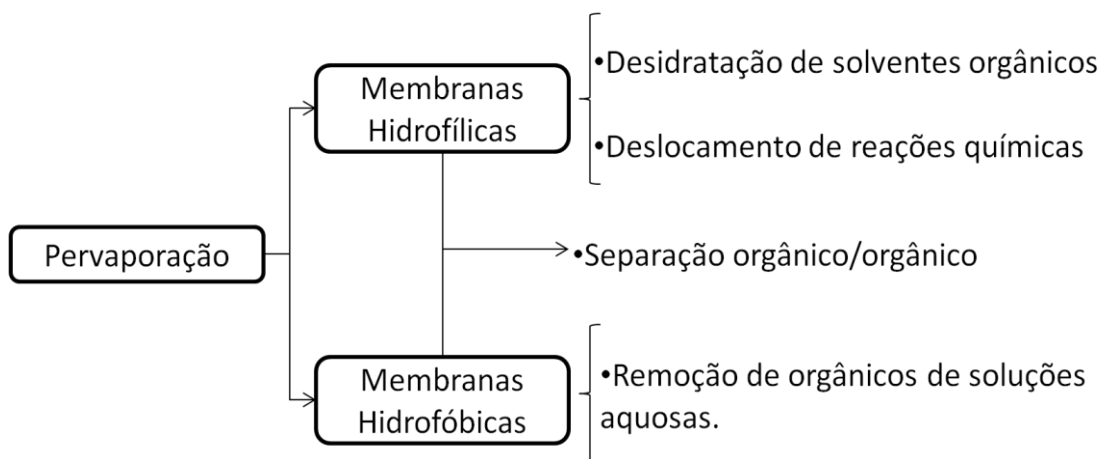


Figura 7 - Aplicações da pervaporação

#### 4. Metodologia

Neste estudo não houve parte experimental. As simulações foram feitas no programa HYSYS.

O atual processo de pervaporação é ilustrado na Figura 8.

Sabendo que a pervaporação ocorre na faixa de pressão de 1 mmHg a 10 mmHg, foi proposto o uso de uma coluna de destilação operando sob vácuo (1mmHg a 10mmHg), acoplada diretamente ao sistema, como pode ser visto na Figura 9. Nesta nova configuração estudou-se deslocar o condensador para o topo da coluna, condensando o produto de topo, e carregando a coluna com vapor saturado permeado pela membrana. Sabe-se que o condensador existente utiliza uma solução de etileno glicol 50% em massa como fluido refrigerante, possui uma vazão máxima desse fluido de 50L/h. A faixa de temperatura que o condensador pode operar é de -10 a 40°C.

Outra configuração proposta utiliza uma coluna de destilação operando à pressão atmosférica em série com o sistema de pervaporação. Nesta configuração, ilustrada na Figura 10, a carga da coluna é o permeado condensado.

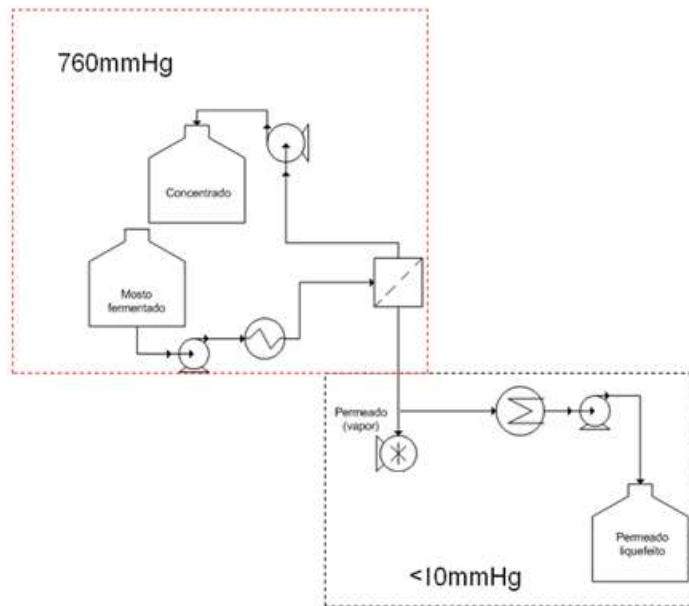


Figura 8 - Processo atual de pervaporação

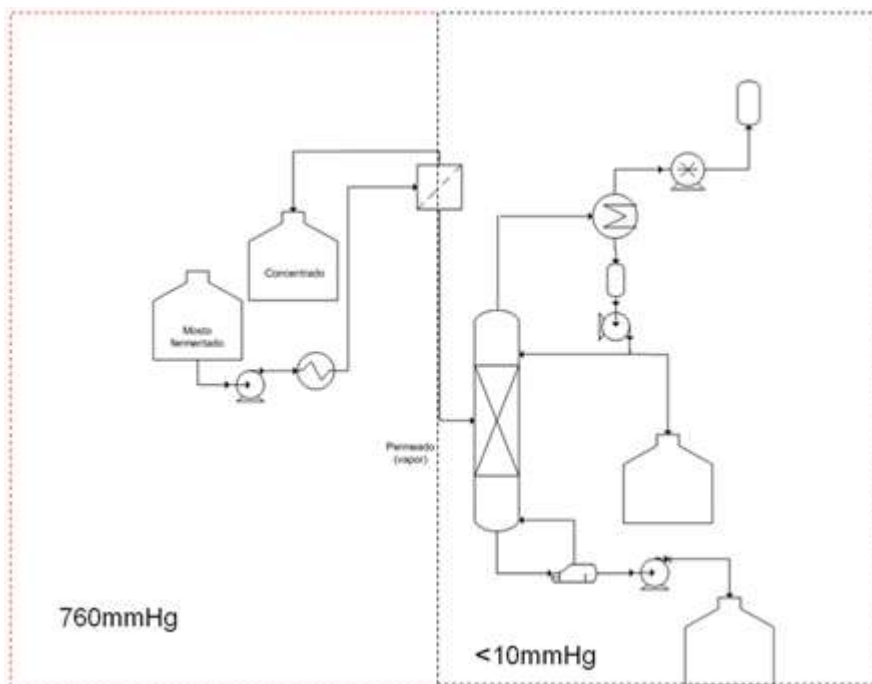


Figura 9 - Coluna operada sob vácuo.

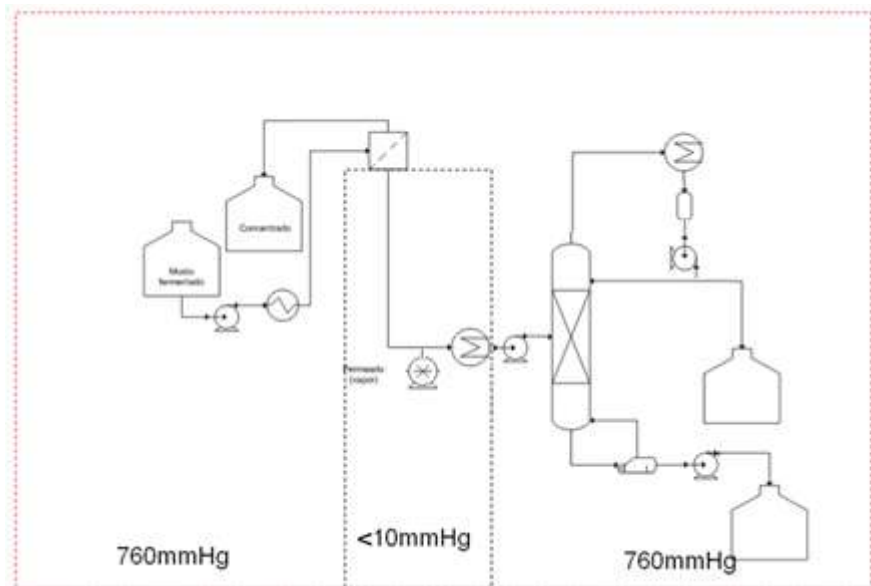


Figura 10 - coluna operada à pressão atmosférica.

Sabe-se que a membrana hidrofóbica utilizada possibilita um fluxo de, aproximadamente,  $1\text{kg/h.m}^2$ . O sistema de pervaporação é composto por quatro módulos, cada um com  $1\text{m}^2$  de membrana. Diante disto, foi utilizada uma vazão de  $4\text{Kg/h}$  de vapor saturado numa concentração de 25% em massa de etanol.

Desejava-se obter um produto de topo com 80% molar de etanol e um produto de fundo com 0,02% molar de etanol. Para verificar se existe a possibilidade de se obter o produto de topo com 80%, foram feitas os gráficos de equilíbrio líquido-vapor nas pressões de 1mmHg, 10mmHg e 760mmHg.

Para simular a coluna operando sob vácuo é necessário utilizar um condensador parcial para ter vapor para alimentar a bomba de vácuo. Na metodologia de simulação optou-se primeiro em simular uma coluna com condensador total, ajustando a carga com 25% em massa de etanol, com uma vazão de  $4\text{ Kg/h}$  na pressão desejada. Uma coluna com condensador parcial possui três graus de liberdade, porém apenas dois graus de liberdades podem ser preenchidos utilizando as especificações do projeto: produto de topo com 80% molar de etanol e produto de fundo com 0,02% molar de etanol. Para definir o terceiro grau de liberdade, uma coluna com condensador total foi projetada e os parâmetros razão de refluxo, taxa de refluxo, taxa de produto de fundo e taxa de destilado foram testados na simulação da coluna operada sob vácuo.

No projeto da coluna operada à pressão atmosférica com condensador total usaram-se as duas especificações fornecidas para o projeto (produto de topo com 80% molar de etanol e produto de fundo com 0,02% molar de etanol).

Após o preenchimento dos graus de liberdade, define-se a coluna inicialmente com 10 estágios teóricos. Havendo convergência da simulação buscou-se ajustar para o menor número de estágios possível. Com a coluna com o número desejável de estágios, foi feito o dimensionamento utilizando anéis de Pall plásticos (randômicos) nas dimensões existentes. Para definir o melhor ponto de carga, variou-se o estágio



de carga e observou-se o consumo de utilidades por parte do condensador e refeedor, dimensões da coluna e delta P por seção, visando a minimização destes valores.

Para o projeto dos trocadores de calor, os parâmetros necessários como vazão de vapor no topo da coluna, vazão de líquido no fundo da coluna e temperaturas de entrada e saída do fluido de processo foram obtidas nas simulações da coluna em suas respectivas condições e utilizadas na determinação das áreas dos trocadores que devem ser utilizados e a vazão mínima do fluido de troca.

## **5. Resultados e Discussões**

Para as simulações usou-se o modelo UNIQUAC para representar a não idealidade da fase líquida no equilíbrio líquido-vapor. Os parâmetros de interação binária para o sistema água/etanol, disponíveis no banco de dados do Hysys, estão listados na Tabela 3.

Tabela 3 – Parâmetros de interação binária para o sistema água/etanol.

	<b>Etanol</b>	<b>Água</b>
<b>Etanol</b>	-	232,009
<b>Água</b>	50,885	-

As Figuras 11, 13 e 15 apresentam os resultados obtidos para os dados de equilíbrio líquido vapor em diferentes pressões. Analisando-as, foi visto que, nas três pressões propostas, a coluna possibilitaria a separação na especificação de produto de topo com 80% molar de etanol, pois o ponto em destaque nessas figuras não é uma concentração superior ao azeótropo (ponto onde a curva de ELV está abaixo da reta transversal). As Figuras 12, 14 e 16 mostram os respectivos comportamentos da fração molar de etanol em função da temperatura.

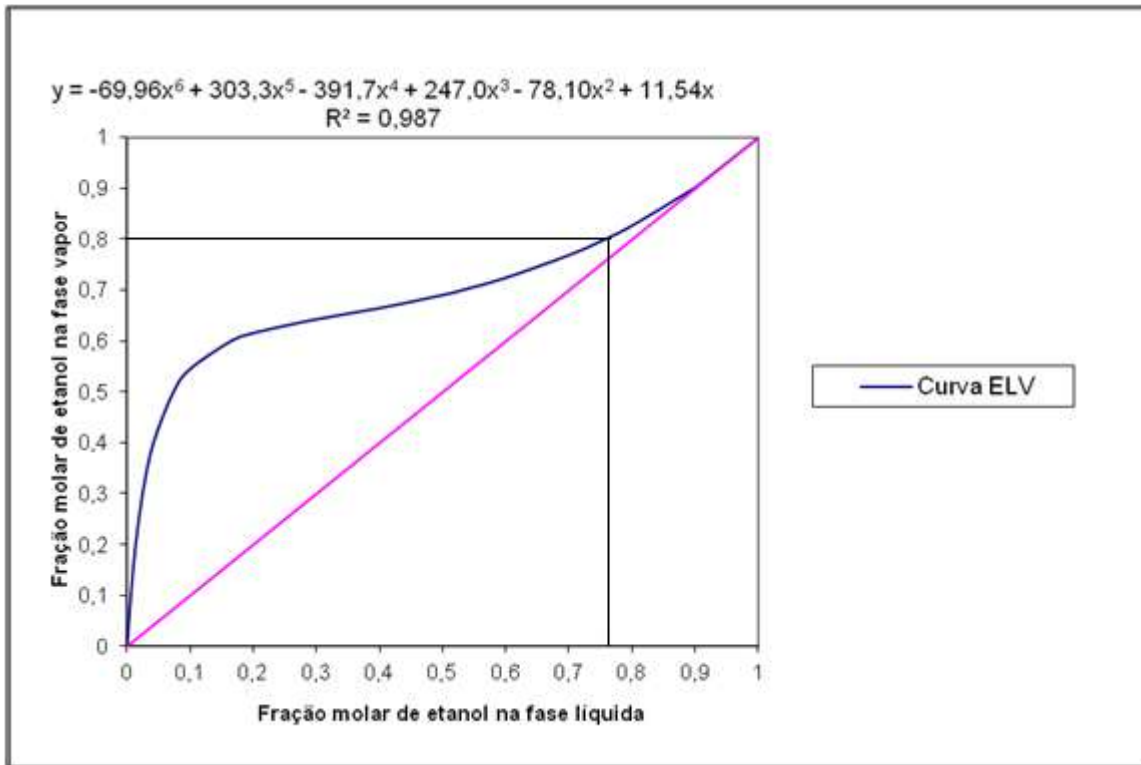


Figura 11- Equilíbrio líquido-vapor para sistema água-etanol à 1mmHg

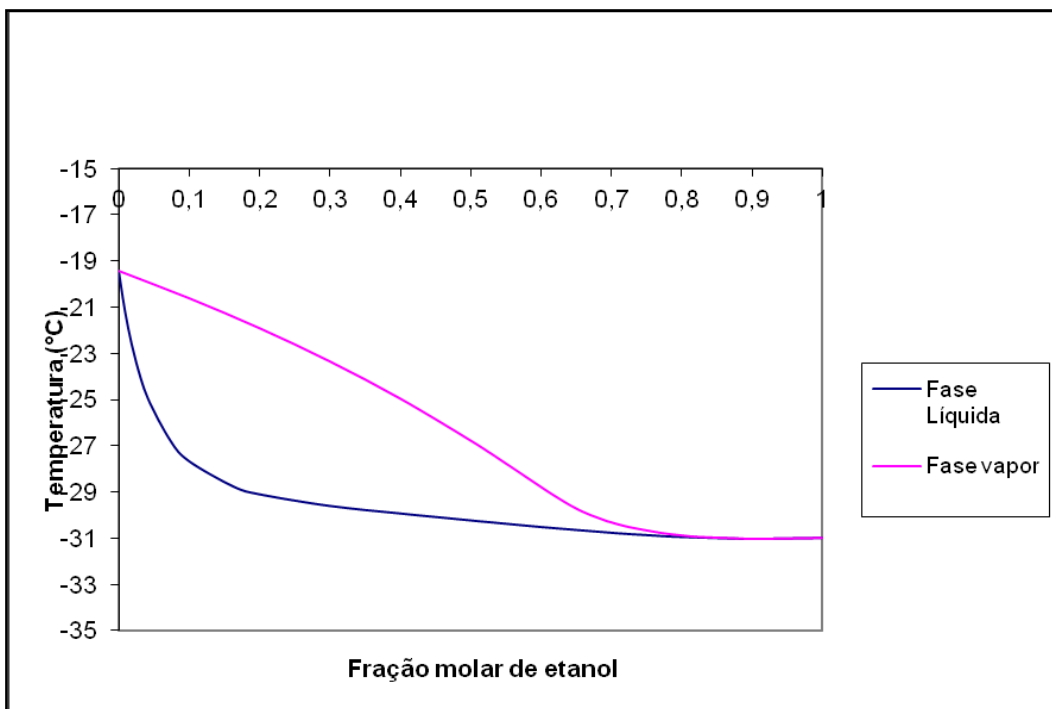


Figura 12 - Diagrama T-xy para sistema água-etanol à 1 mmHg

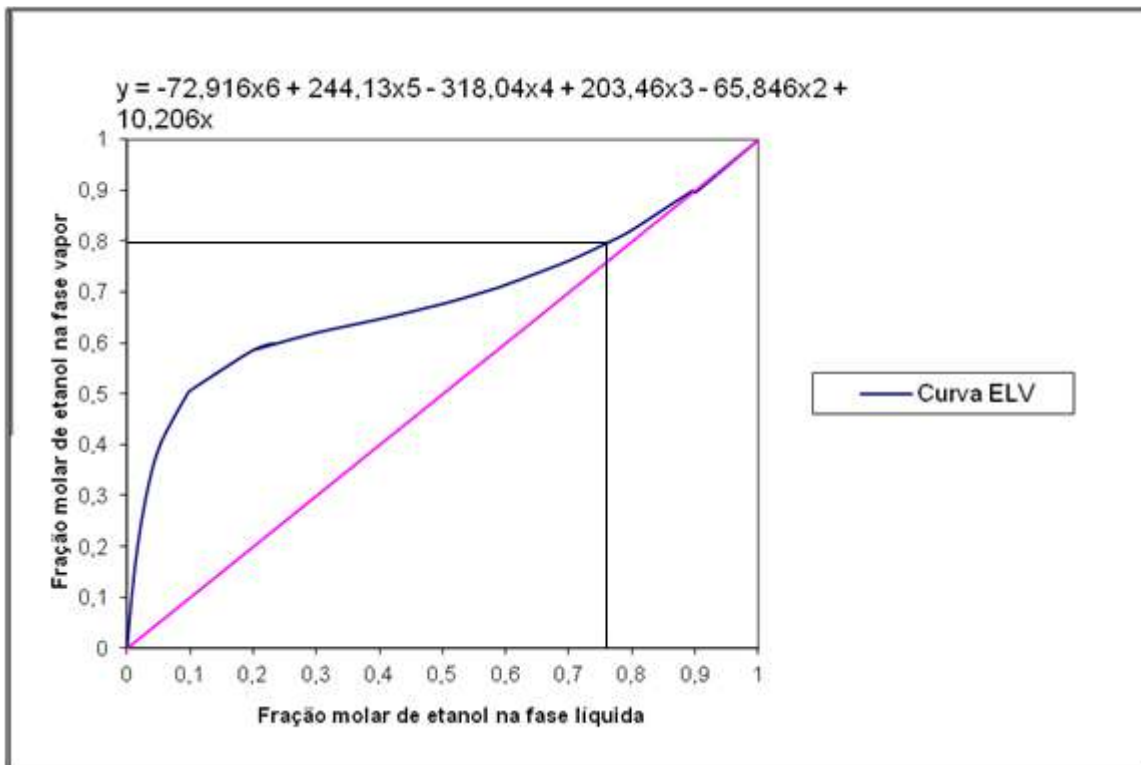


Figura 13 - Equilíbrio líquido-vapor para sistema água-etanol à 10mmHg

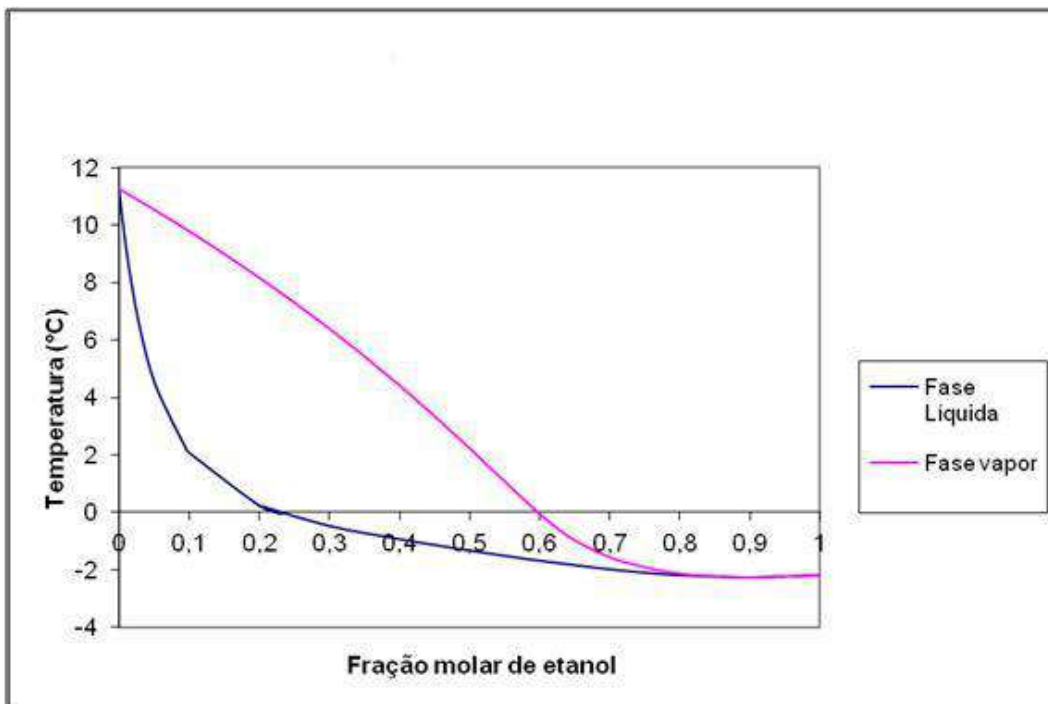


Figura 14 - Diagrama T-xy para sistema água-etanol à 10 mmHg

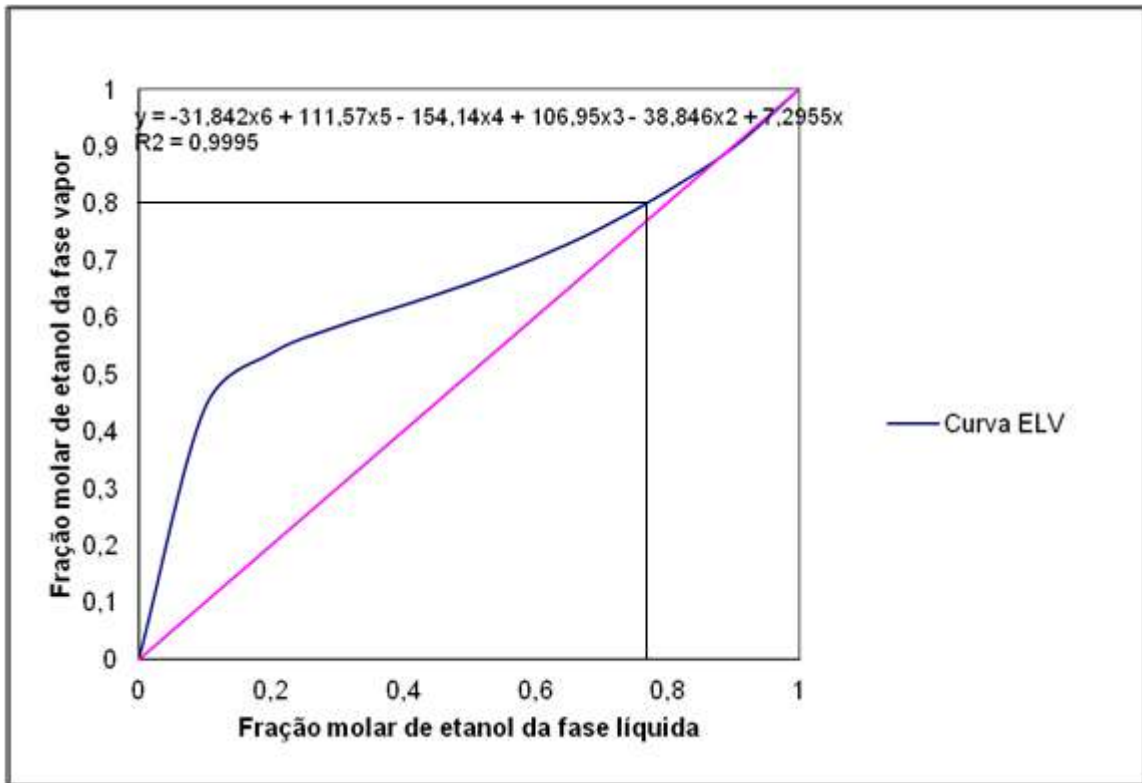


Figura 15 - Equilíbrio líquido-vapor para sistema água-etanol à 760mmHg

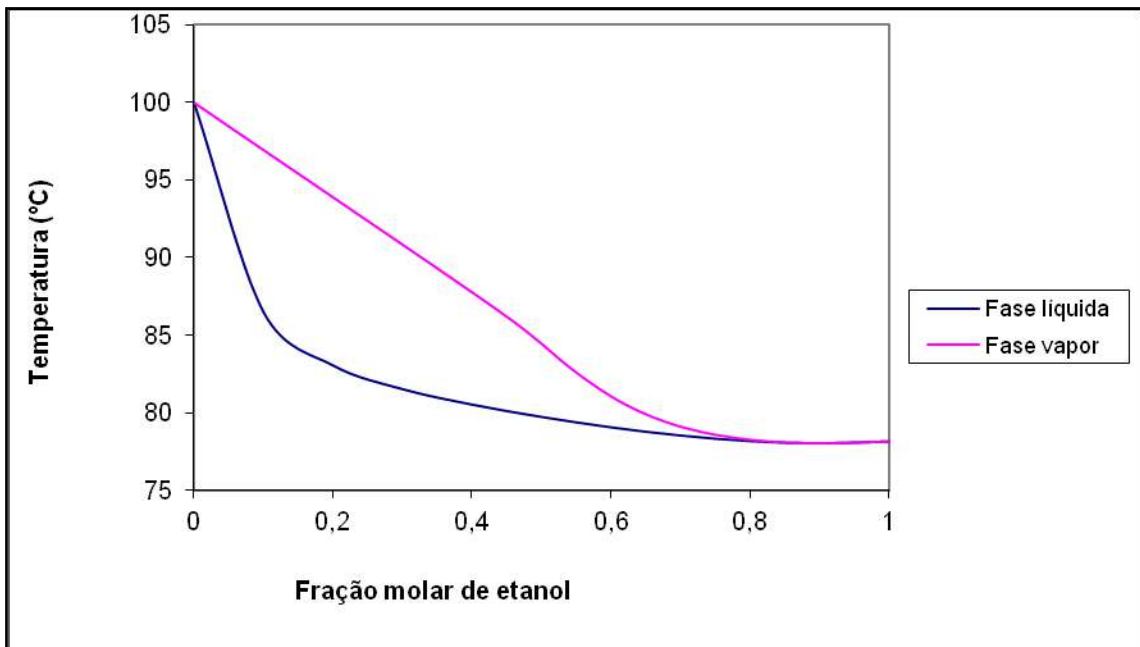


Figura 16 - Diagrama T-xy para sistema água-etanol à 760 mmHg

## 5.1. Resultados obtidos nas simulações

Na simulação da coluna operando a vácuo existem três graus de liberdade, dois deles são preenchidos definindo as frações molares do produto de topo e do produto de fundo igual a 80% molar de etanol e 0,02% molar de etanol, respectivamente

Para o preenchimento do terceiro grau liberdade, foi simulada uma coluna contendo um condensador total. Foram analisados os valores da razão de refluxo, vazão de refluxo, vazão de destilado e vazão de produto de fundo nas pressões 1 mmHg e 10 mmHg. Os valores desses parâmetros são os mesmos para as duas pressões analisadas e são mostrados na Tabela 4.

Tabela 4 – Parâmetros de processo obtidos na simulação com condensador total

Razão de Refluxo	547,5
Taxa de Refluxo (kgmol/h)	14,65
Taxa de destilado (kgmol/h)	0,02676
Taxa de produto de fundo (kgmol/h)	0,1615

Apenas os parâmetros vazão de destilado e vazão de produto de fundo possibilitaram a convergência da simulação e a opção por um ou outro não influencia no resultado final da simulação

A Figura 17 ilustra o ambiente das simulações para coluna a vácuo.

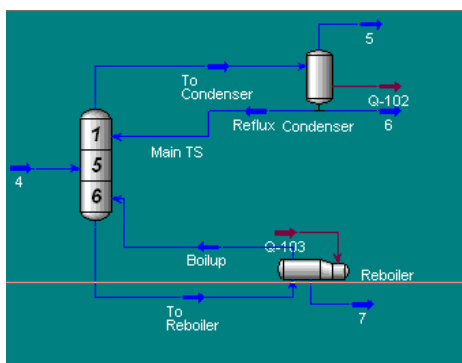


Figura 17 – Fluxograma de processo de simulação para coluna operando sob vácuo.

Utilizando a pressão de 1 mmHg e supondo carga sendo vapor saturado, a Tabela 5 mostra as condições da carga (corrente 4), vapor não condensado (corrente 5), produto de topo (corrente 6) e produto de fundo (corrente 7) ilustrados na Figura 17.

Tabela 5 - Condições das correntes de entrada e saída para pressão de 1mmHg obtidas na simulação

Corrente	4	7	6	5
Fração de vapor	1	0	1	0
Temperatura (°C)	-20,81	-19,49	-30,94	-30,94
Pressão (kPa)	0,1333	0,1333	0,1333	0,1333
Vazão Molar (kgmol/h)	0,1882	0,1615	$1,045 \cdot 10^{-2}$	$1,629 \cdot 10^{-2}$
Vazão mássico (kg/h)	4	2,91	0,4307	0,659
Vazão volumétrico (m³/h)	$4,262 \cdot 10^{-3}$	$2,917 \cdot 10^{-3}$	$5,328 \cdot 10^{-4}$	$8,130 \cdot 10^{-4}$
Entalpia molar (kJ/kgmol)	-254,31	-302,61	-251,16	-301,245
Entropia molar (kJ/kgmol°C)	178,2	-999,8	199,6	-282,5
Fluxo de calor (kJ/h)	-474,032	-484,12	-2499	-4674

Ajustando a pressão da coluna para 10 mmHg e, novamente, supondo carga sendo vapor saturado, a Tabela 6 mostra as condições da carga (corrente 4), vapor não condensado (corrente 5), produto de topo (corrente 6) e produto de fundo (corrente 7), ilustrados na Figura 17.

Tabela 6 - Condições das correntes de entrada e saída para pressão de 10 mmHg

Corrente	1	4	2	3
Fração de vapor	1	0	1	0
Temperatura (°C)	9,53	11,2	-2,193	-2,193
Pressão (kPa)	1,333	1,333	1,333	1,333
Vazão Molar (kgmol/h)	0,1882	0,1615	0,01235	0,01438
Vazão mássico (kg/h)	4	2,91	0,5077	0,582
Vazão volumétrico (m³/h)	0,004262	0,002917	0,000628	0,000718
Entalpia molar (kJ/kgmol)	-240800	-285900	-237600	-283200
Entropia molar (kJ/kgmol°C)	166,8	2,987	188,4	-237,7
Fluxo de calor (kJ/h)	-45330	-46180	-2934	-4073

Para a simulação da coluna operando a 760mmHg é necessário a utilização de uma bomba para carregar a coluna, pois a pressão da corrente do permeado condensado está inferior a 10mmHg. A Figura 18 ilustra o ambiente de simulação, destacando a presença da bomba P-100 para carregamento da coluna.

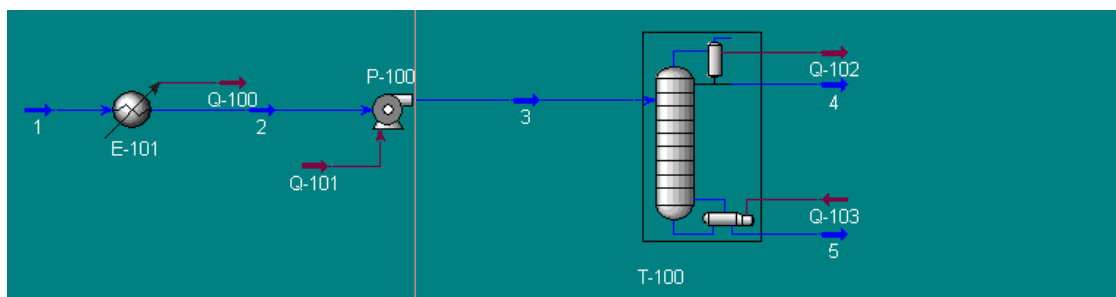


Figura 18 - Ambiente de simulação para coluna operando a pressão atmosférica.

A Tabela 7 mostra as condições da carga (corrente 3) sendo líquido sub-resfriado a 1,636°C na pressão atmosférica. As correntes 4 e 5 são, respectivamente, corrente com produto de topo e produto de fundo, como pode ser visto na Figura 18.

Tabela 7 - Condições das correntes de entrada e saída para pressão de 760 mmHg

Corrente	3	5	4
Fração de vapor	0	0	0
Temperatura (°C)	1,636	99,94	78,19
Pressão (kPa)	101,3	101,3	101,3
Vazão Molar (kgmol/h)	0,1882	0,1611	0,02709
Vazão mássico (kg/h)	4	2,904	1,096
Vazão volumétrico (m³/h)	0,004262	0,00291	0,001352
Entalpia molar (kJ/kgmol)	-286100	-279200	-272000
Entropia molar (kJ/kgmol°C)	1,979	23,59	55,57
Fluxo de calor (kJ/h)	-53850	-44990	-7369

Para a determinação do número mínimo de estágios que a coluna deve ter, fixou-se um número igual 10 e este foi reduzido até não haver mais convergência. Como pode ser visto nas Figuras 19 e 20 o número mínimo de estágios é de 6 para a coluna a vácuo e 7 para coluna atmosférica. Estas figuras ainda fazem uma comparação entre a carga térmica do condensador e refeedor, respectivamente, em função do estágio de alimentação. Nesta análise nota-se que alimentando no 5° e 6° estágio para a coluna a vácuo e atmosférica, respectivamente, propicia o menor consumo energético (pontos assinalados em vermelho).

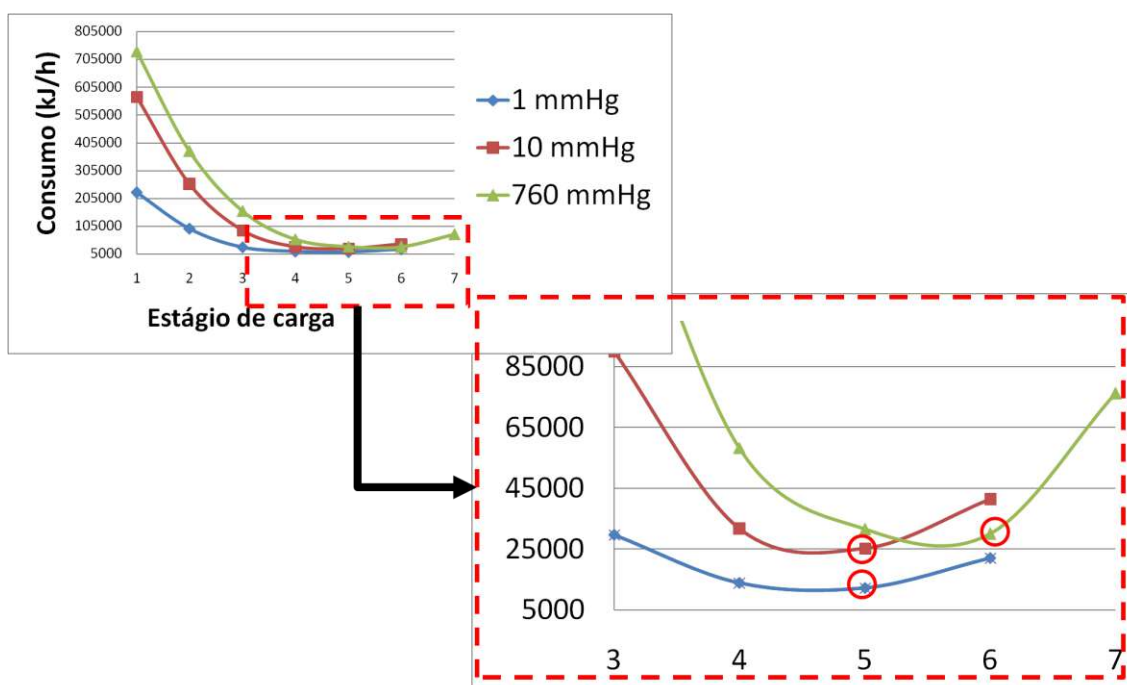


Figura 19 – Carga térmica no condensador em função do estágio de alimentação.

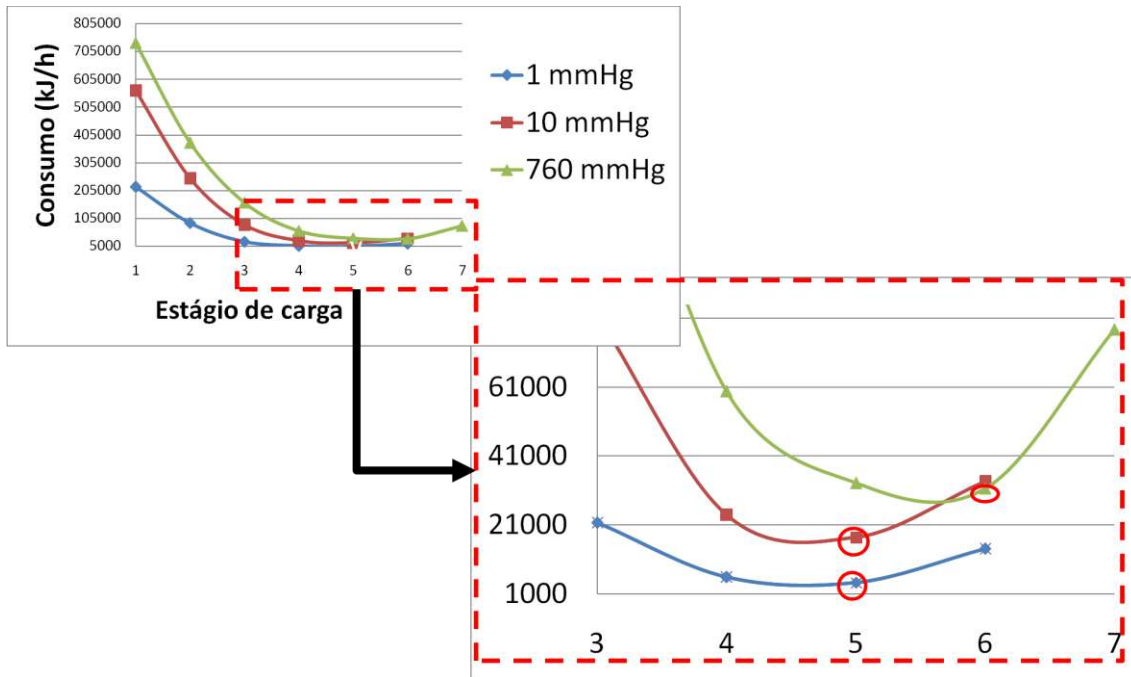


Figura 20 - Carga térmica no revedor em função do estágio de alimentação.

Como os valores das cargas térmicas para a coluna atmosférica são muito maiores do que para a coluna a 1 mmHg, foi feita uma nova análise aumentando o número de estágios para 8 e 9. Os resultados são apresentados nas Figuras 21 e 22.

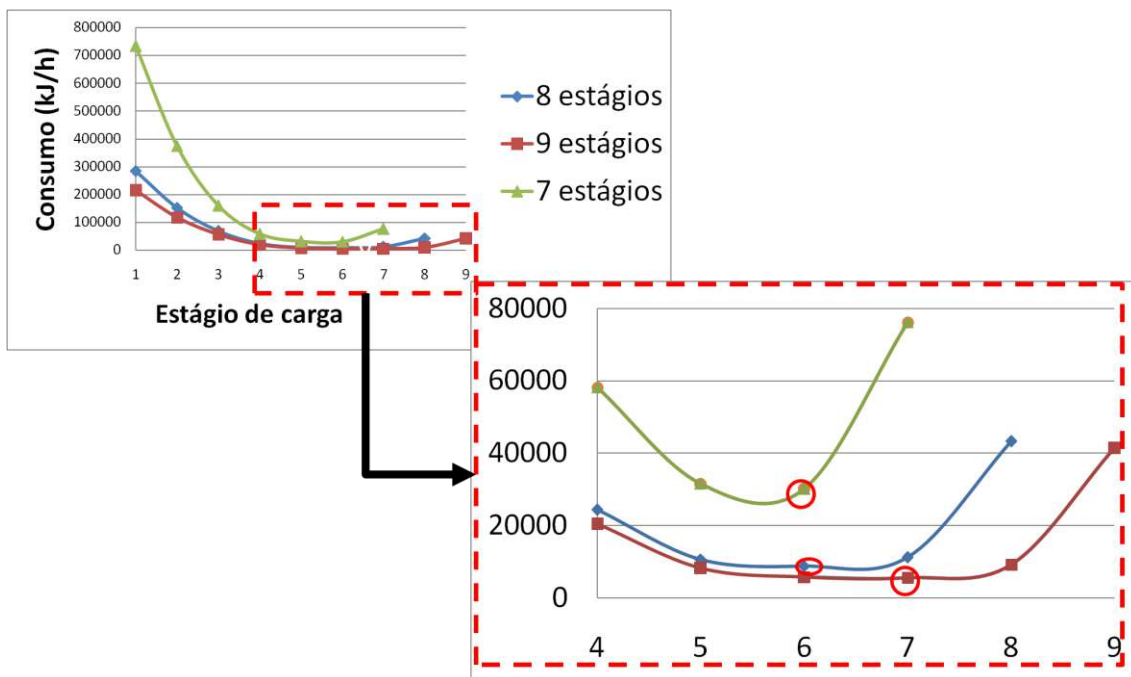


Figura 21 - Carga térmica no condensador em função do estágio de alimentação para coluna atmosférica.



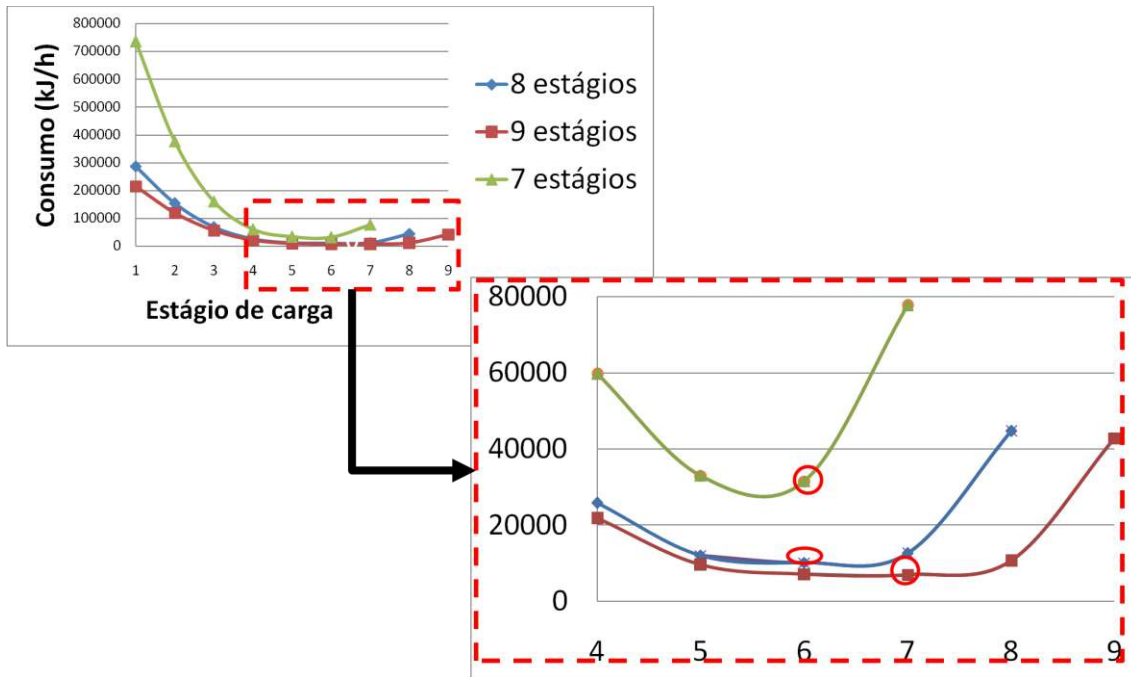


Figura 22 - Carga térmica no refeedor em função do estágio de alimentação para coluna atmosférica.

Observou-se que houve uma drástica redução na carga térmica quando houve um aumento de um e dois estágios. Para 8 estágios o ponto ótimo de alimentação continua sendo o 6º, para a coluna com 9 estágios houve um deslocamento para o 7º.

A Figura 23 mostra a comparação entre carga térmica para o condensador e refeedor, respectivamente nas pressões de e 1 mmHg e 760 mmHg.

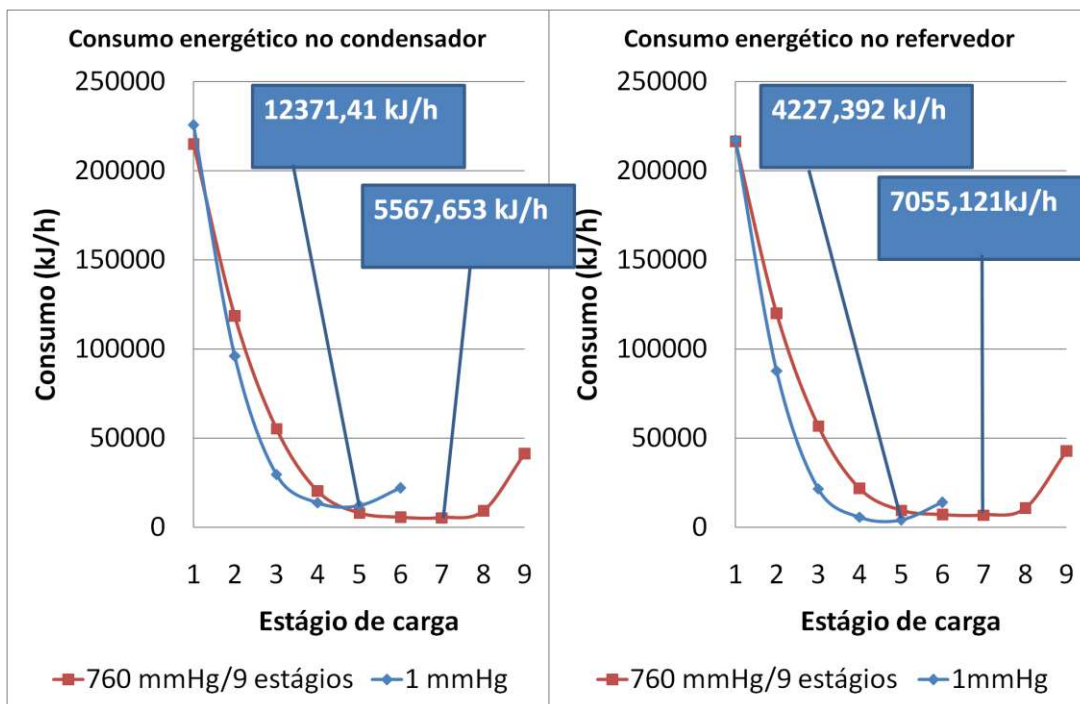


Figura 23 - Comparação entre carga térmica para o condensador e refeedor, pressões de e 1 mmHg com 6 estágios e 760 mmHg com 9 estágios.

Os valores mostrados na Figura 23 mostram que houve uma redução na carga térmica em torno de 45% no condensador da coluna atmosférica se comparado com o da coluna a 1 mmHg. Por outro lado houve um aumento de 60% na carga térmica do refeedor.

As tabelas contidas no ANEXO I apresentam os valores utilizados na construção das Figuras 19, 20, 21, 22 e 23.

## **5.2. Dimensionamento da coluna em diferentes pressões**

Para dimensionamento desta coluna foi proposto a utilização de anéis de Pall nos diâmetros de 5/8 in, 1 in, 1,5 in, 2 in e 3,5 in e os resultados são mostrados nas Tabelas 8, 9, 10, 11 e 12.

Tabela 8 – Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 5/8in

<b>Estágio de carga</b>	<b>D(m)</b>	<b>H(m)</b>	<b>Delta P(kPa)</b>
<b>1</b>	1,0668	3,9588	6,87E-01
<b>2</b>	0,762	3,6651	4,51E-01
<b>3</b>	0,4572	3,6432	1,70E-01
<b>4</b>	0,3048	2,7288	3,24E-02
<b>5</b>	0,3048	2,7288	2,86E-01
<b>6</b>	0,4572	3,6432	2,06E-01

Tabela 9 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 1 in

<b>Estágio de carga</b>	<b>D(m)</b>	<b>H(m)</b>	<b>Delta P(kPa)</b>
<b>1</b>	0,9144	3,8205	4,25E-01
<b>2</b>	0,6096	3,486	3,19E-01
<b>3</b>	0,3048	2,7288	8,76E-01
<b>4</b>	0,3048	2,7288	1,95E-01
<b>5</b>	0,3048	2,7288	1,54E-01
<b>6</b>	0,3048	2,7288	4,82E-01

Tabela 10 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 1,5 in

<b>Estágio de carga</b>	<b>D(m)</b>	<b>H(m)</b>	<b>Delta P(kPa)</b>
<b>1</b>	0,9144	3,8205	5,51E-01
<b>2</b>	0,6096	3,486	3,43E-01
<b>3</b>	0,3048	2,7288	6,26E-01
<b>4</b>	0,3048	2,7288	1,41E-01
<b>5</b>	0,3048	2,7288	1,12E-01
<b>6</b>	0,3048	2,7288	3,49E-01

Tabela 11 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 2 in

<b>Estágio de carga</b>	<b>D(m)</b>	<b>H(m)</b>	<b>Delta P(kPa)</b>
1	0,762	3,6651	3,84E-01
2	0,4572	3,6432	1,06E+00
3	0,4572	3,6432	1,02E-01
4	0,4572	3,6432	2,33E-02
5	0,4572	3,6432	1,84E-02
6	0,4572	3,6432	5,73E-02

Tabela 12 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 3,5 in

<b>Estágio de carga</b>	<b>D(m)</b>	<b>H(m)</b>	<b>Delta P(kPa)</b>
1	0,762	3,6651	3,67E-01
2	0,762	3,6651	6,48E-02
3	0,762	3,6651	6,36E-03
4	0,762	3,6651	1,45E-03
5	0,762	3,6651	1,15E-03
6	0,762	3,6651	3,58E-03

Analisando as Tabelas 8, 9, 10, 11 e 12 é possível concluir que os recheios nos diâmetros de 5/8 a 1,5 in possibilitam o menor dimensionamento, com diâmetro da coluna igual a 0,3048m e altura 2,7288m , sendo que no recheio no diâmetro de 1,5 in possibilita o menor deltaP, 1,12E-01 kPa, podendo aproximar para uma coluna operando a pressão constante. Como o estágio ótimo de carga é o 5°, isto significa que a carga deve ser 1/6 da altura da coluna, ou seja, a 0,4548 m.

A mesma análise foi feita para a coluna a 10 mmHg e os resultados são apresentados nas Tabelas 13, 14 ,15, 15 e 17.

Tabela 13 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 5/8 in

<b>Estágio de carga</b>	<b>D(m)</b>	<b>H(m)</b>	<b>Delta P(kPa)</b>
1	1,0668	3,9588	6,73E-01
2	0,762	3,6651	4,33E-01
3	0,4572	3,6432	2,04E-01
4	0,3048	2,7288	2,24E-01
5	0,3048	2,7288	3,33E-02
6	0,3048	2,7288	3,80E-01

Tabela 14 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 1 in

<b>Estágio de carga</b>	<b>D(m)</b>	<b>H(m)</b>	<b>Delta P(kPa)</b>
1	0,9144	3,8205	5,86E-01
2	0,6096	3,486	2,95E-01
3	0,4572	3,6432	2,49E-01
4	0,3048	2,7288	1,20E-01
5	0,3048	2,7288	7,68E-02
6	0,3048	2,7288	2,04E-01

Tabela 15 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 1,5 in

<b>Estágio de carga</b>	<b>D(m)</b>	<b>H(m)</b>	<b>Delta P(kPa)</b>
1	0,762	3,6651	4,78E-01
2	0,6096	3,486	3,08E-01
3	0,3048	2,7288	7,04E-01
4	0,3048	2,7288	8,72E-02
5	0,3048	2,7288	5,58E-02
6	0,3048	2,7288	1,48E-01

Tabela 16 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 2 in

<b>Estágio de carga</b>	<b>D(m)</b>	<b>H(m)</b>	<b>Delta P(kPa)</b>
1	0,762	3,6651	4,30E-01
2	0,4572	3,6432	9,34E-01
3	0,4572	3,6432	1,13E-01
4	0,4572	3,6432	1,43E-02
5	0,4572	3,6432	9,16E-03
6	0,4572	3,6432	2,42E-02

Tabela 17 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 3,5 in

<b>Estágio de carga</b>	<b>D(m)</b>	<b>H(m)</b>	<b>Delta P(kPa)</b>
1	0,762	3,6651	2,92E-01
2	0,762	3,6651	5,68E-02
3	0,762	3,6651	7,01E-03
4	0,762	3,6651	8,93E-04
5	0,762	3,6651	5,72E-04
6	0,762	3,6651	1,51E-03

Analisando as estas tabelas, conclui-se que não houve diferença no menor dimensionamento possível da coluna que também deve ocorrer no 5º estágio teórico, quando comparado com a coluna operando a 1 mmHg, houve apenas uma pequena diminuição do delta P. Novamente observa-se que os recheios nos diâmetros de 5/8 a 1,5 in possibilitam o menor dimensionamento, com diâmetro da coluna igual a 0,3048m e altura 2,7288m, valores iguais aos da coluna a 1 mmHg. Houve a

manutenção do estágio ótimo de alimentação no 5°. Nos três recheios selecionados a coluna pode ser dita operando a pressão constante, devido ao pequeno delta P apresentado em cada situação.

Para a coluna atmosférica os resultados são mostrados nas Tabelas 18, 19, 20, 21 e 22.

Tabela 18 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 5/8 in

Estágio de carga	D(m)	H(m)	Delta P(kPa)
1	0,4572	3,2004	7,23E-01
2	0,3048	2,1336	6,63E-01
3	0,3048	2,1336	1,04E-01
4	0,1524	1,0668	1,19E-01
5	0,1524	1,0668	3,33E-02
6	0,1524	1,0668	3,01E-02
7	0,1524	1,0668	2,13E-01

Tabela 19 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 1in

Estágio de carga	D(m)		H(m)		DeltaP (kPa)	
	1° ao 5°	6° ao 7°	1° ao 5°	6° ao 7°	1° ao 5°	6° ao 7°
1	0,4572	0,3048	2,1027	0,6096	2,34E-01	1,62E-01
2	0,3048		2,9391		4,51E-01	
3	0,3048		2,9339		7,55E-02	
4	0,3048		2,9347		9,70E-03	
5	0,3048		2,9358		2,83E-03	
6	0,3048		2,9359		2,57E-03	
7	0,3048		2,9345		1,67E-02	

Tabela 20 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 1,5 in

Estágio de carga	D(m)		H(m)		DeltaP (kPa)	
	1° ao 4°	5° ao 7°	1° ao 4°	5° ao 7°	1° ao 4°	5° ao 7°
1	0,3048	0,3048	2,1117	0,9144	1,68E-01	2,24E-01
2	0,3048		3,6895		4,03E-01	
3	0,3048		3,6831		6,84E-02	
4	0,3048		3,6841		8,83E-03	
5	0,3048		3,6854		2,58E-03	
6	0,3048		3,6855		2,34E-03	
7	0,3048		3,6837		1,52E-02	

Tabela 21 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 2 in

<b>Estágio de carga</b>	<b>D(m)</b>	<b>H(m)</b>	<b>Delta P(kPa)</b>
1	0,4572	4,9893	2,51E-01
2	0,4572	4,9813	6,25E-02
3	0,4572	4,9726	1,11E-02
4	0,4572	4,974	1,46E-03
5	0,4572	4,9757	4,27E-04
6	0,4572	4,9759	3,88E-04
7	0,4572	4,9735	2,50E-03

Tabela 22 -- Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 3,5 in

<b>Estágio de carga</b>	<b>D(m)</b>	<b>H(m)</b>	<b>Delta P(kPa)</b>
1	0,762	3,2259	9,66E-03
2	0,762	3,2259	2,46E-03
3	0,762	3,2259	4,42E-04
4	0,762	3,2259	5,85E-05
5	0,762	3,2259	1,72E-05
6	0,762	3,2259	1,56E-05
7	0,762	3,2259	1,00E-04

Analisando as Tabelas 18, 19, 20, 21 e 22 conclui-se que o melhor recheio para as condições de operação são anéis de Pall no diâmetro de 5/8in, obtendo assim o menor dimensionamento dentre os recheios disponíveis, 0,1524 m de diâmetro e 1,0668 m de altura (Tabela 18). Como a carga deve ocorrer no sexto estágio, isto significa a 0,1524 m de altura. O delta P para esse recheio é bem baixo, 3,01E-02 kPa de acordo com a Tabela 18, portanto a coluna operaria praticamente à pressão constante.

Do estudo feito a respeito do aumento do número de estágios teóricos foram obtidas as Tabelas 23 e 24.

Tabela 23 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 5/8 in para coluna com 8 estágios de equilíbrio

<b>Estágio de carga</b>	<b>D(m)</b>	<b>H(m)</b>	<b>Delta P(kPa)</b>
1	0,3048	2,4384	4,26E-01
2	0,3048	2,4384	1,12E-01
3	0,1524	1,2192	1,86E-01
4	0,1524	1,2192	2,16E-02
5	0,1524	1,2192	4,02E-03
6	0,1524	1,2192	2,69E-03
7	0,1524	1,2192	4,40E-03
8	0,1524	1,2192	6,98E-02

Tabela 24 - Resultados para recheio anéis de Pall plástico, randômico, no diâmetro de 5/8 in para coluna com 9 estágios de equilíbrio

Estágio de carga	D(m)	H(m)	Delta P(kPa)
1	0,3048	2,7432	2,65E-01
2	0,3048	2,7432	7,63E-02
3	0,1524	1,3716	1,39E-01
4	0,1524	1,3716	1,77E-02
5	0,1524	1,3716	3,02E-03
6	0,1524	1,3716	1,32E-03
7	0,1524	1,3716	1,24E-03
8	0,1524	1,3716	3,41E-03
9	0,1524	1,3716	7,16E-02

Conclui-se, analisando as tabelas acima, que cada estágio a mais para a coluna atmosférica significa 15,24 cm a mais na altura da coluna e mais, o aumento do número de estágios diminui ainda mais o delta P, deixando ainda mais inexpressível.

### 5.3. Projeto do condensador e refeedor para coluna operando a 1 mmHg

Para o projeto do refeedor tomou-se como base a Tabela 25, onde a corrente de processo (To Reboiler) contém vapor saturado à -19,17°C na vazão de 4,589 kg/h. Para o aquecimento dessa corrente foi escolhida água à 25°C e fixada uma temperatura na saída de 5°C. Para que ocorresse o livre fluxo dos gases para o interior da coluna, fixou-se a fração vapor em 0,2, pois a diminuição da densidade ao longo dos tubos favorece o fluxo do gás sem a necessidade de um compressor. A

Tabela 26 mostra os valores das correntes de entrada e saída do refeedor.

Tabela 25 – Correntes de entrada e saída do refeedor e condensador obtidos na simulação da coluna a 1 mmHg.

Corrente	Reflux	Boilup	4	To Reboiler	To Condenser
Fração de vapor	0	1	1	0	1
Temperatura (°C)	-30,94	-19,49	-20,81	-19,49	-30,87
Pressão (kPa)	0,1333	0,1333	0,1333	0,1333	0,1333
Vazão Molar (kgmol/h)	0,2438	0,09262	0,1882	0,2541	0,2705
Vazão mássico (kg/h)	9,862	1,679	4	4,589	10,95
Vazão volumétrico (m³/h)	0,0127	0,0017	0,0042	0,004603	0,01351
Entalpia molar (kJ/kgmol)	-286900	-242600	-242200	-288300	-239400
Entropia molar (kJ/kgmol°C)	-282,5	171,6	178,2	-998,5	199,3
Fluxo de calor (kJ/h)	-69950	-22470	-69950	-73250	-64750

Tabela 26 - Correntes de entrada e saída obtidos na simulação do refervedor a 1 mmHg.

Corrente	Entrada água	Saída água	Ent prod fundo	Saída prod fundo
Fração de vapor	0	0	0	0,2
Temperatura (°C)	25	5	-19,49	-19,45
Pressão (kPa)	200	200	0,1333	0,1333
Vazão Molar (kgmol/h)	1,544	1,544	0,2547	0,2547
Vazão mássico (kg/h)	27,82	27,82	4,589	4,589
Vazão volumétrico (m³/h)	0,02788	0,02788	0,004599	0,004599
Entalpia molar (kJ/kgmol)	-284900	-286400	-288200	-278100
Entropia molar (kJ/kgmol°C)	6,558	1,336	-999,8	-765,7
Fluxo de calor (kJ/h)	-440000	-442300	-73400	-71080

Como na simulação da coluna o Hysys supõe que o todo líquido que entra no refervedor é vaporizado, o consumo de energia é 4227,3921 kJ/h, enquanto que na simulação do trocador o valor foi de 2323 kJ/h de acordo com a Tabela 27, esta diferença faz sentido visto que no projeto do refervedor a fração vaporizada é 0,2. Foi possível obter também o produto UA no valor de 69,4 kJ/°C.h, de acordo com a Tabela 27.

Tabela 27 – Desempenho do refervedor para pressão de 1 mmHg

<b>Carga térmica (kJ/h)</b>	2323
<b>UA (kJ/h.°C)</b>	69,4
<b>LMTD (°C)</b>	33,478
<b>Max Delta T (°C)</b>	44,45

Para trocadores onde o fluido quente é vapor de água e o fluido frio é água, o valor do coeficiente de troca térmica está na faixa de 350 a 750 Btu/°F ft² h (SEIDER e colaboradores, 2005). Usando a média aritmética foi fixado o valor de 550 Btu/(°F ft² h), ou 11242,96 kJ/(°C m² h). O valor da área do refervedor foi calculado dividindo o produto UA pelo valor do coeficiente de troca térmica e o valor obtido foi de 0,006173 m².

Deseja-se aproveitar o condensador existente para liquefazer o produto de topo. Este trocador de calor funciona com um fluido refrigerante composto por uma solução brine (etilenoglicol 50% em massa) que por sua vez é refrigerado por um sistema de refrigeração com fluido refrigerante tipo R12. O condensador foi projetado para ser usado na faixa de -10 a 40°C e possui uma vazão máxima de brine de 50 L/h.

Cabe um estudo da temperatura de congelamento do brine em função da concentração de etileno glicol. A Equação 30 foi utilizada para calcular o valor da temperatura de congelamento,  $T_f$  em função da concentração de etilenoglicol. (M. Conde Engineering, 2002)



$$T_f = 273,15 \cdot (1 - 0,06982 \cdot X - 0,3578 \cdot X^2) \quad (30)$$

Os valores da temperatura de congelamento listados estão na Tabela 28.

Tabela 28 – Temperatura de congelamento da solução brine em função da fração mássica de etilenoglicol

Fração Mássica de etilenoglicol	Temperatura de congelamento (K)	Tf(°C)
0,1	270,2655	-2,88446
0,2	265,4264	-7,72359
0,3	258,6326	-14,5174
0,4	249,8842	-23,2658
0,5	239,1811	-33,9689
0,6	226,5233	-46,6267
0,7	211,9109	-61,2391
0,8	195,3438	-77,8062
0,9	176,822	-96,328

A temperatura de entrada do fluido de processo no condensador é -30,87°C, de acordo com a Tabela 25. Algumas regras heurísticas (SIEDER e colaboradores, 2005) mencionam que para haver troca térmica o fluido de refrigeração deve estar pelo menos 10°C abaixo da temperatura de entrada do fluido quente, ou seja, -40,87°C.

Como a temperatura da corrente de processo encontra-se abaixo da faixa de uso do condensador, não é possível utilizar este condensador nas condições do projeto original. Uma possível saída seria aumentar a concentração de etilenoglicol na solução brine para 60% de etilenoglicol para evitar o congelamento dessa solução.

Admitindo que o trocador seja contra corrente e que a temperatura máxima de saída do fluido de refrigeração seja igual à saída do fluido de processo (-30,94°C de acordo com a Tabela 25) calculou-se a mínima vazão para que haja a troca térmica desejada.

Como o Hysys não possui o fluido refrigerante Brine (60% de etilenoglicol), o cálculo de vazão mínima e área foram feitos utilizando do método LMTD (média logarítmica de diferença de temperatura).

$$Q = \dot{m} \cdot c_p \cdot \Delta T \quad (31)$$

Para o cálculo de  $c_p$  usou-se a Equação 32 (M. Conde Engineering, 2002)

$$c_p(T) = 5,36449 + 0,78863 \cdot x - 2,59001 \cdot \frac{273,15}{T} - 2,73187 \cdot x \cdot \frac{273,15}{T} + 1,43759 \cdot \left(\frac{273,15}{T}\right)^2 \quad (32)$$

$$C_p(-40,87^\circ\text{C}) = 3,094794 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$$

O balanço de energia aplicado à Equação 32 leva a

$$12371,4135 = \dot{m} \cdot 3,094794 \cdot (-30,94 + 40,87)$$

$$\dot{m} = 402,5671 \text{ Kg/h}$$

Para o cálculo da densidade do brine foi utilizada a Equação 33 (M. Conde Engineering, 2002)

$$\rho(T) = 658,49825 - 54,81501 \cdot x + 664,71643 \cdot \frac{273,15}{T} + 232,72605 \cdot x \cdot \frac{273,15}{T} - 322,61661 \cdot \left(\frac{273,15}{T}\right)^2 \quad (33)$$

$$\rho(-40,87^\circ\text{C}) = 1103,468072 \text{ kg/m}^3 = 1,103 \text{ kg/L}$$

Dividindo a vazão mássica pela densidade, conclui-se que a vazão necessária de brine é 364,9747 L/h, ou seja, maior que a vazão máxima do sistema, que é 50 L/h. Além do mais, a temperatura de entrada do fluido de processo,  $-30,87^\circ\text{C}$ , está fora da faixa de operação do trocador, sendo necessária um novo condensador caso a pressão da coluna seja 1 mmHg.

De acordo com a Equação 34 pode-se determinar a área de troca térmica.

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad (34)$$

O coeficiente de troca térmica para o sistema está na faixa de 50 a 120 Btu/( $^\circ\text{F ft}^2 \text{ h}$ ) (SIDER e colaboradores, 2005). Usando o valor da média aritmética igual a 85 Btu/( $^\circ\text{F ft}^2 \text{ h}$ ) (1737,5486 kJ/( $^\circ\text{C m}^2 \text{ h}$ )).

$$12371,4135 = 1737,5486 \cdot A \cdot \frac{(232,28 - 242,21) - (242,21 - 242,28)}{\ln\left(\frac{(232,28 - 242,21)}{(242,21 - 242,28)}\right)}$$

$$A = 3,5775 \text{ m}^2$$

#### 5.4. Projeto do condensador e refeedor para coluna operando a 10 mmHg

Para o projeto do refeedor tomou-se como base a Tabela 29, onde a corrente de processo (To Reboiler) contém vapor saturado a 10,62°C na vazão de 16,55 kg/h. Para o aquecimento dessa corrente foi escolhida água a 25°C com uma temperatura na saída de 5°C. Também se adotou o valor de fração vaporizada igual a 0,2. A Tabela 30 mostra os valores das correntes de entrada e saída do refeedor.

Tabela 29 - Correntes de entrada e saída do refeedor e condensador obtidos na simulação da coluna a 10 mmHg.

Corrente	Reflux	Boilup	1	To Reboiler	To Condenser
Fração de vapor	0	1	1	0	1
Temperatura (°C)	-2,193	11,2	9,53	10,62	-2,132
Pressão (kPa)	1,333	1,333	1,333	1,333	1,333
Vazão Molar (kgmol/h)	0,8989	0,7531	0,1882	0,9146	0,9256
Vazão mássica (kg/h)	36,37	13,64	4	16,55	37,46
Vazão volumétrica (m³/h)	0,0448	0,0136	0,0042	0,01661	0,04621
Entalpia molar (kJ/kgmol)	-283200	-241300	-240800	-286000	-237700
Entropia molar (kJ/kgmol°C)	-237,7	-160	-166,8	2,874	188,1
Fluxo de calor (kJ/h)	-254500	-181800	-45330	-261500	-220100

Tabela 30 - Correntes de entrada e saída obtidos na simulação do refeedor a 10 mmHg.

Corrente	Entrada água	Saída água	Ent prod fundo	Saída prod fundo
Fração de vapor	0	0	0	0,2
Temperatura (°C)	25	5	10,62	11,23
Pressão (kPa)	200	200	1,333	1,333
Vazão Molar (kgmol/h)	10,88	10,88	0,9184	0,9184
Vazão mássico (kg/h)	195,9	195,9	16,55	16,55
Vazão volumétrico (m³/h)	0,1963	0,1963	0,01659	0,01659
Entalpia molar (kJ/kgmol)	-284900	-285700	-286000	-277000
Entropia molar (kJ/kgmol°C)	6,558	3,977	2,835	34,34
Fluxo de calor (kJ/h)	-3099000	-3107000	-262600	-254400

Novamente houve diferença do consumo de utilidades. O consumo de energia na simulação da coluna é 17444,4819 kJ/h por parte do refeedor, de acordo com a Tabela 44, enquanto que na simulação do trocador o valor foi de 8230 kJ/h de acordo com a Tabela 31, foi ainda possível obter também o produto UA no valor de 1020 kJ/(°C.h).

Tabela 31 - Desempenho do refeedor para pressão de 10 mmHg

Carga térmica (kJ/h)	8230
UA (kJ/(h.°C))	1020
LMTD (°C)	8,063
Max Delta T (°C)	13,769

Utilizando novamente o coeficiente global de transferência térmica igual a 11242,96 kJ/(°C m² h), o valor da área do refeedor foi calculado igual a 0,090723 m².

No projeto do condensador utilizou-se a temperatura de entrada do fluido de processo igual a -2,132°C, de acordo com a Tabela 29, portanto a temperatura de entrada do fluido frio foi de -12,132°C. Novamente admitindo que o trocador seja contra corrente e que a temperatura máxima de saída do fluido de refrigeração seja igual à saída do fluido de processo (-2,193°C de acordo com a Tabela 29) calculou-se a mínima vazão para que haja a troca térmica desejada.

O fluido refrigerante usado foi o Brine 50% de etilenoglicol como no projeto original do condensador, o cálculo de vazão mínima e área foram feitas utilizando do método LMTD.

Para o cálculo de  $c_p$  usou-se a Equação 32 (M. Conde Engineering, 2002). Para o cálculo da vazão foi utilizada a Equação 33

Utilizada a Equação 34 para cálculo da densidade a -12,132°C.

$$\rho(-12,132^\circ\text{C}) = 1095,170698 \text{ kg/m}^3 = 1,095 \text{ kg/L}$$

Dividindo a vazão mássica pela densidade, conclui-se que a vazão necessária de brine é 728,1211 L/h, maior que a vazão máxima do sistema, 50 L/h.

Utilizando o coeficiente de troca térmica para o sistema está na faixa de 50 a 120 Btu/°F ft² h (SIEDER e colaboradores, 2005,). Usando o valor da média aritmética igual a 85 Btu/°F ft² h (1737,5486 KJ/°C m² h) . e aplicando na Equação 35 tem-se:

$$25304,6341 = 1737,5486 \cdot A \cdot \frac{(270,957 - 271,18) - (261,018 - 270,957)}{\ln\left(\frac{(270,957 - 271,18)}{(261,018 - 270,957)}\right)}$$

$$A = 7,5092\text{m}^2$$

Como a temperatura entrada está dentro da faixa de aplicação de operação do condensador, cabe um estudo do efeito da diminuição da temperatura de entrada do fluido refrigerante. Como o limite inferior da faixa de operação é -10°C a temperatura do fluido refrigerante deve ser de, no mínimo, -20°C para que ocorra a troca térmica desejada, supondo que esta seja a mínima temperatura atingida pelo refrigerante,

$$C_p(-20^\circ\text{C}) = 3,164038\text{KJ/Kg}^\circ\text{C}$$

Para o cálculo da vazão foi utilizada a Equação 33

$$25304,6341 = \dot{m} \cdot 3,164038 \cdot (-2,193 + 20)$$

$$\dot{m} = 449,1254 \text{ Kg/h}$$

Utilizada a Equação 35 para cálculo da densidade a  $-20^{\circ}\text{C}$ .

$$\rho(-20^{\circ}\text{C}) = 1098,272378 \text{ Kg/m}^3 = 1,098 \text{ Kg/L}$$

Dividindo a vazão mássica pela densidade, conclui-se que a vazão necessária de brine é  $409,0395\text{L/h}$ , ainda maior que a vazão máxima do sistema,  $50\text{L/h}$ .

### 5.5. Projeto do condensador e refeedor para coluna operando a 760 mmHg

Para o projeto do refeedor tomou-se como base a Tabela 32, listando os valores utilizados na simulação, onde foi obtida a vazão mínima de vapor necessária para operar o refeedor. A estratégia adotada foi de simular admitindo que ocorra apenas a condensação do vapor d'água e, por sua vez, vaporização do fluido de processo.

Tabela 32 – Valores de temperatura e vazões das correntes de entrada e saída do refeedor

Número de estágios	Casco		Tubo			
	Fluido	Temperatura ( $^{\circ}\text{C}$ )	Vazão (kg/h)	Vapor d'água	Temperatura ( $^{\circ}\text{C}$ )	Fluxo (kg/h)
7	Processo	99,98	16,82	3 bar	133,6	3,511
8			7,452			1,556
9			6,042			1,261

Foi possível obter valor do coeficiente UA para cada cenário. Utilizando a média aritmética da faixa de valor para o coeficiente de troca térmica,  $250\text{-}400 \text{ Btu}/(^{\circ}\text{F ft}^2 \text{ h})$  (SEIDER e colaboradores, 2005), no valor de  $6643,57 \text{ kJ}/(^{\circ}\text{C m}^2 \text{ h})$  foi possível calcular a área de troca térmica. Os valores são apresentados na Tabela 33.

Tabela 33 - Dimensionamento do refeedor em função do número de estágios

Número de estágios	UA(kJ/( $^{\circ}\text{C.h}$ ))	A(m <sup>2</sup> )
7	226	0,034018
8	100	0,015052
9	81,2	0,012222

#### c) Projeto do condensador

Para o projeto do condensador tomou-se como base a Tabela 34 listando os valores utilizados na simulação, onde foi obtida a vazão mínima de água à temperatura ambiente necessária para operar o condensador, para isto ajustou-se a temperatura de saída da água para  $78,2^{\circ}\text{C}$ . Como esta temperatura alta favorece a incrustação do trocador, uma nova estratégia foi adotada, fixando a temperatura de saída da água em  $31^{\circ}\text{C}$ , nesta nova estratégia, a vazão requerida de água aumentou quase que dez vezes, enquanto a área de troca térmica necessária reduziu cerca de oito vezes.

Tabela 34 - Valores de temperatura e vazões das correntes de entrada e saída do condensador

Número de estágios	Casco			Tubo			
	Fluido Processo	Temperatura (°C)	Vazão (kg/h)	Água	Temperatura (°C)		Fluxo (kg/h)
		78,2			Entrada	Saída	
7		78,2	30,83	25	78,2	133	
8			9,04			39,010	
9			5,76			24,860	
					31	219,53	

Foi possível obter valor do coeficiente UA para cada simulação. Utilizando a média aritmética da faixa de valor para o coeficiente de troca térmica, 100-200 Btu/(°F ft² h) (SEIDER e colaboradores, 2005) no valor de 3066,26 kJ/(°C m² h) foi possível calcular a área de troca térmica. Os valores são apresentados na Tabela 35.

Tabela 35 – Dimensionamento do condensador em função do número de estágios

Número de estágios	UA(kJ/(°C.h))	A(m²)
7	3940	1,284953
8	1160	0,378311
9 (T saída 72°C)	737	0,240358
9 (T saída 31°C)	111,1	0,036

### 5.6. Estratégia de controle

Como a mistura a ser destilada pode ser considerada binária, pode-se inferir a composição a partir da temperatura e pressão, pois pela regra das fases de Gibbs para misturas binárias, a composição de uma mistura em equilíbrio líquido-vapor depende apenas de sua temperatura e pressão.

Outro fato que possibilita o uso desta estratégia de controle é que o delta P da coluna para qualquer condição estudado pode ser considerado nulo e, portanto, a coluna operará a pressão constante.

Foram selecionadas as seguintes variáveis manipuladas e controladas

Variáveis controladas	Variáveis manipuladas
Pressão da coluna	→ Vazão de água no condensador
Temperatura da coluna	→ Vazão de vapor no refeedor
Qualidade do produto de topo	→ Taxa de refluxo de topo
Nível do tambor de retenção	→ Vazão do produto de topo
Nível de líquido na coluna	→ Vazão do produto de fundo

Para a escolha do estágio que deve ter a temperatura monitorada adotou-se a estratégia de fazer a diferença de temperatura entre os estágios de equilíbrio, tomando como início o refulvedor. O estágio com a maior diferença deve ter a temperatura monitorada. Desta forma influencia da mudança de pressão e/ou composição sobre a temperatura é minimizada.

Tabela 36 - Diferença de temperatura ao longo da coluna com 7 estágios de equilíbrio

<b>Estágio de Equilíbrio</b>	<b>Temperatura (°C)</b>	<b>Delta T</b>
Condensador	78,19272	0,088172
1	78,28089	0,166697
2	78,44759	0,366593
3	78,81418	1,057576
4	79,87176	4,663114
5	84,53487	10,84173
6	95,37661	4,038738
7	99,41534	0,522689
Refulvedor	99,93803	

Tabela 37 - Diferença de temperatura ao longo da coluna com 8 estágios de equilíbrio

<b>Estágio de Equilíbrio</b>	<b>Temperatura (°C)</b>	<b>Delta T</b>
Condensador	78,19267	0,08815
1	78,28082	0,149106
2	78,42993	0,282114
3	78,71204	0,644891
4	79,35693	2,085546
5	81,44248	7,480193
6	88,92267	8,185651
7	97,10832	2,440099
8	99,54842	0,389764
Refulvedor	99,93818	

Tabela 38 - Diferença de temperatura ao longo da coluna com 9 estágios de equilíbrio

<b>Estágio de Equilíbrio</b>	<b>Temperatura (°C)</b>	<b>Delta T</b>
Condensador	78,19299	0,088291
1	78,28128	0,135441
2	78,41672	0,225591
3	78,64231	0,429588
4	79,0719	1,02876
5	80,10066	3,446798
6	83,54746	7,634735
7	91,18219	6,552748
8	97,73494	1,866556
9	99,6015	0,336554
Refulvedor	99,93805	

Analisando as tabelas, os estágios que devem ser monitorados devem ser o quinto, caso a coluna tenha 7 estágios de equilíbrio, e sexto, caso a coluna tenha 8 ou 9 estágios de equilíbrio.

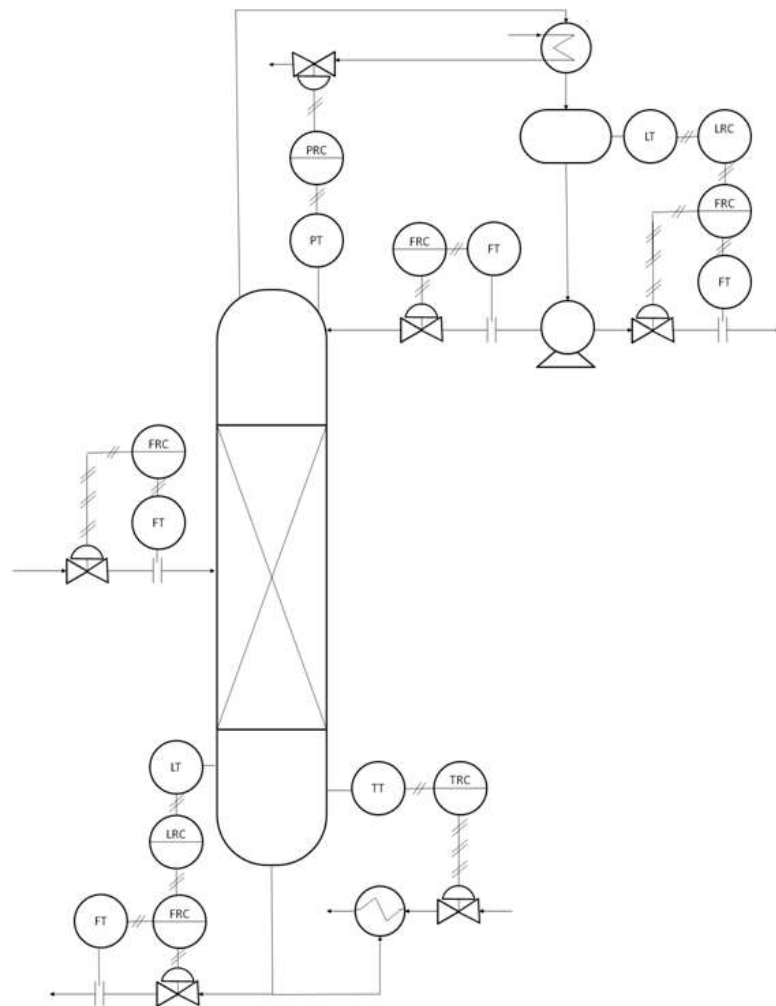


Figura 24 – Malha de controle

### **5.7. Tópico sobre projeto mecânico**

Foi realizado um breve estudo do projeto mecânico para a coluna de destilação operada a vácuo ou na pressão atmosférica, possibilitando fazer uma discussão a respeito dos custos associados a tais sistemas.

#### **a) Coluna operando a pressão atmosférica**

Devido ao baixo custo, alta resistência mecânica e facilidade na soldagem, optou-se pelo uso do aço carbono.

Como a pressão interna pode ser assumida igual à pressão externa devido ao baixo delta P do recheio, a espessura do material deve ser suficiente para suportar o peso estrutural. Essa espessura deve ser suficiente para garantir a estabilidade estrutural do vaso, para permitir sua montagem e evitar colapso pelo próprio peso ou por ação do vento.



A espessura mínima de resistência estrutural,  $e_s$ , pode ser calculada pela seguinte fórmula (TELLES, 1996)

$$e_s = 2,5 + 0,001D_i + C \quad (37)$$

Onde  $D_i$  é o diâmetro interno (em mm) da parte considerada do vaso e  $C$  é a margem para corrosão.

O valor de  $C$  pode ser assumido em 1,5 mm para meios pouco corrosivos, 3 mm para meios medianamente corrosivos e na faixa de 4 a 6 mm para meios muito corrosivos.

Recomenda-se adotar para espessura mínima estrutural um valor mínimo de 4,0 mm, segundo o código ASME, Seção VIII.

Sabendo que o diâmetro da coluna operando na pressão atmosférica deve ser 152,4 mm e adotando uma margem para corrosão de 1,5mm, calculou-se a espessura igual a 4,1524 mm utilizando a Equação 37.

A Figura 25 ilustra alguns dos tipos de tampos utilizados em colunas de destilação. Optou-se pelo uso de tampos toriesféricos devido à maior facilidade de fabricar se comparado ao tampo elíptico, diminuindo o custo final.

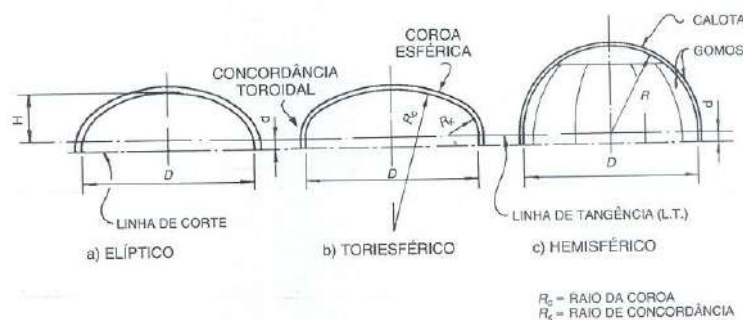


Figura 25 – Alguns tipos de tampos. Fonte: P.C.S. TELLES, Vasos de pressão, Segunda Edição Atualizada, Ed. LTC (1996)

De todos os perfis toriesféricos com relação de semi-eixos 2:1, o perfil em que se têm os raios descritos pela seguinte equação abaixo é o que mais se aproxima de uma elipse.

$$R_k = 0,1727D \text{ e } R_c = 0,9045D \quad (38)$$

Esse perfil é conhecido com “falsa elipse” e é o mais empregado na indústria. O tampo toriesférico de “falsa elipse”, de acordo com o código ASME, Seção VIII pode ser considerado equivalente ao tampo elíptico.

Utilizando a Equação 38 e considerando o diâmetro interno da coluna com o valor de 152,4 mm os valores de  $R_k$  e  $R_c$  calculados são 26,32 mm e 137,85 mm, respectivamente e o valor da espessura será o mesmo valor calculado para a espessura da coluna, 4,1524 mm.

b) Coluna operando a pressão inferior a 10 mmHg

Para a confecção de vasos de pressão operando sob alto vácuo, não deve ser utilizado o aço carbono, portanto escolheu-se utilizar aço inox devido sua longa durabilidade, alta resistência à corrosão, alta resistência mecânica e fácil soldagem.

Utilizando a Equação 37, e utilizando o diâmetro da coluna igual a 304,8 mm, calculo-se a espessura mínima de resistência estrutural igual a 4,3048 mm.

Como a coluna operando sob vácuo está submetida a uma pressão externa maior que a pressão interna, é necessária fazer o cálculo da pressão máxima admissível, utilizando a espessura ( $e$ ) de 4,3048 mm.

Seguiu-se o seguinte procedimento:

1° - Calculou-se  $D_0/e$ , onde  $D_0$  é o diâmetro externo da coluna (309,1 mm).

O valor calculado foi de 71,7.

2° - Como o valor de  $D_0/e$  é maior que 10, usou-se o Figura 29 localizada no ANEXO I para calcular o fator A.

Como a altura da coluna deve ser de 2728,8 mm a razão  $L/D_0$  é igual a 8,82796, aproximando esse valor 9. Como não há curva com  $D_0/e$  no valor de, pelo menos 70, foram pegos os valores do Fator A traçando uma horizontal no valor de 9 até as curvas de  $D_0/e$  igual a 60 e 80, com o Fator A igual a 0,0002 e 0,00035, respectivamente. Fazendo uma interpolação, calculou-se o do Fator A igual a 0,00029 para  $D_0/e$  igual a 71,7.

3° - Aproximando o valor do Fator A para 0,0003, calculo-se o valor do Fator B através da Figura 30 localizada no ANEXO I .

Traçou-se uma vertical de 0,0003 até a curva referente a temperatura inferior a 180°C. O valor para o Fator B é igual a 30.

4° - Utilizando a equação

$$Pa = \frac{4B}{3(D_0/e)} \quad (\text{TELLES, 1996}) \quad (39)$$

Calculou-se a pressão máxima admissível igual a 0,56 MPa, ou seja, 3937,33 mmHg, portanto essa espessura é suficiente para suportar a pressão atmosférica de 760 mmHg.

Para o cálculo dos tampos toriesféricos “falso elíptico” submetidos a pressão externa, o parágrafo UG-33 do código ASME sugere que a espessura mínima seja

calculada utilizando a seguinte equação utilizada para cálculo de tampo elíptico para pressão interna,

$$Pa = \frac{4B}{3(D_o/e)} \quad (\text{TELLES, 1996}) \quad (40)$$

Onde P deve ser a pressão externa multiplicada por 1,67 para a equação ter validade para tampos de sistemas sob vácuo, E é a eficiência de soldagem que deve ser assumida igual a 1. M deve ser calculado pela seguinte equação,

$$e = \frac{PR_cM}{2SE-0,2P} + C \quad (\text{TELLES, 1996}) \quad (41)$$

Utilizando  $R_c = 275,6916$  mm e  $R_k = 52,63896$  mm calculados nas Equações 38 supondo tampos toriesféricos, calculou-se com a Equação 41  $M = 1,322134$ .

Utilizando a pressão de  $16,92128$  N/cm<sup>2</sup> ( $1,67 \times 760$  mmHg) na Equação 41 e sendo a coluna de aço inox ( $S = 350$  N/mm<sup>2</sup> ou  $2625215,26$  mmHg), calculou-se uma espessura de  $1,59$  mm, sendo que nesta espessura já estão inclusos  $1,5$  mm de margem para corrosão.

Para o cálculo da pressão máxima de trabalho admissível usou-se a seguinte equação

$$M = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{R_c}{R_k}} \right) \quad (\text{TELLES, 1996}) \quad (42)$$

$$PMTA = \frac{2SEe}{R_cM + 0,2e} \quad (\text{TELLES, 1996}) \quad (43)$$

A PMTA calculada pela Equação 43 foi de  $22855,97$  mmHg.

Como o código ASME sugere que o diâmetro mínimo seja  $4$  mm, a espessura do tampo também será de  $4$  mm ao invés de  $1,59$  mm.

As espessuras calculadas podem ser aproximadas para  $4,75$  mm, que é a espessura comercialmente disponível. A Figura 26 esboça as dimensões para coluna atmosférica e a vácuo, respectivamente.

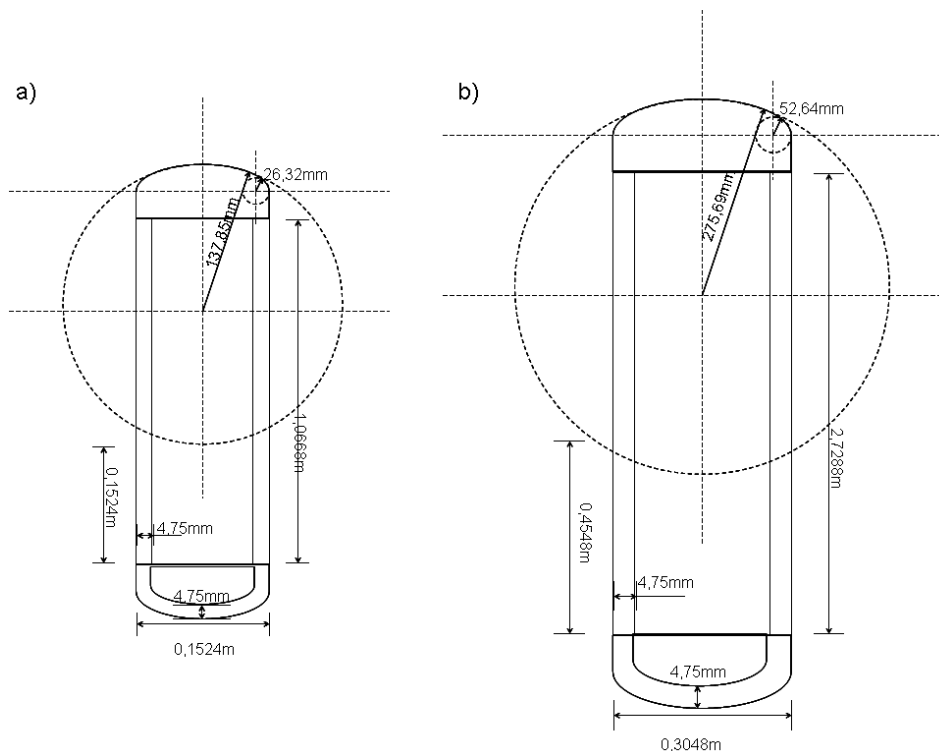


Figura 26 – Dimensionamento dos vasos para pressão atmosférica com o (a) e sob vácuo (b), ambos com número mínimo de estágios e destacando a altura da carga de 0,1524 e 0,4548 m respectivamente.

Os ábacos utilizados neste tópico estão localizados no ANEXO II.

## 6. Avaliação de Custos

Como as possíveis colunas possuem pequeno dimensionamento, não foi possível utilizar as equações para cálculo do custo de fabricação. Diante disto, foi necessário cotar cada componente para fazer a avaliação de custo.

Para a coluna a vácuo existem três recheios que possibilitam o menor dimensionamento, foi feita a escolha do anel de 1,5 in, que possui o menor custo, como pode ser visto na Tabela 39. A Figura 27 detalha o custo de cada componente da coluna.

Tabela 39 – Custo total para construção da coluna operada em pressão inferior a 10 mmHg em função do tipo de recheio

Recheio	Fornecedor	Preço R\$/m³	Quantidade	Imposto	Custo	Custo Total da coluna
Pall Ring 5/8in em polipropileno	Semelc	7892,65	0,1991 m³	5%	R\$ 1.650,00	R\$ 10148,77
Pall Ring 1in em polipropileno	Semelc	3.067,80	0,1991 m³	5%	R\$ 641,34	R\$ 9140,11
Pall Ring 1,5in em polipropileno	Semelc	1.467,89	0,1991 m³	5%	R\$ 306,87	R\$ 8805,64

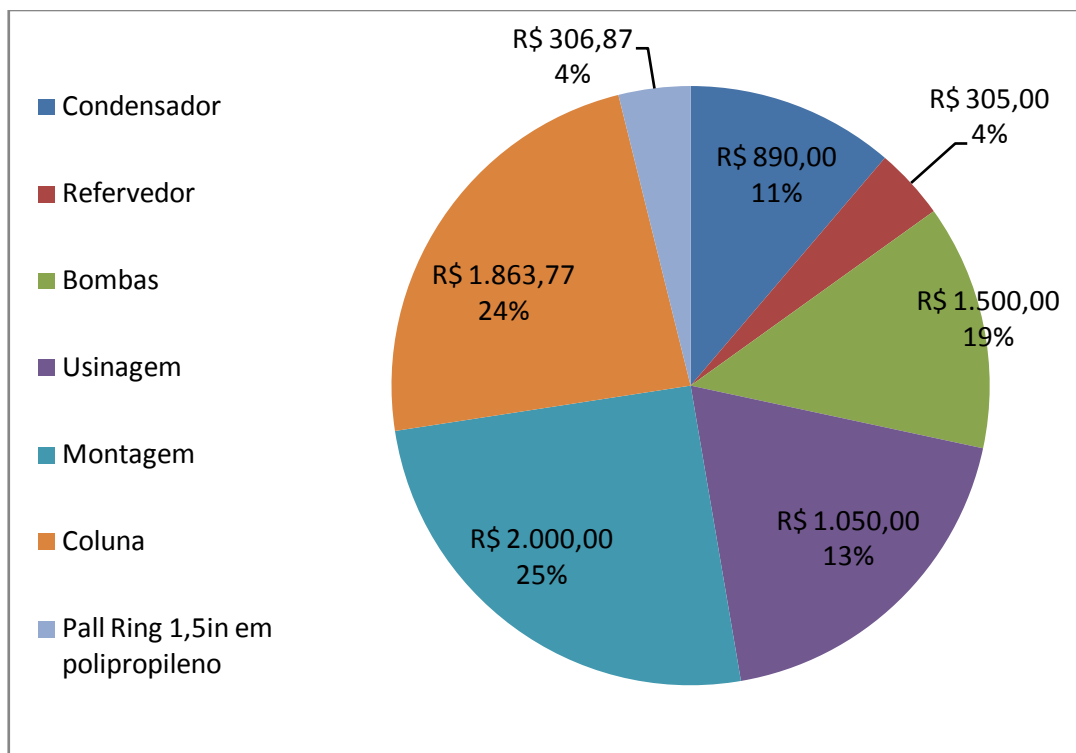


Figura 27 – Custo de cada componente da coluna a vácuo.

Observa-se que, para a coluna operando a vácuo, as maiores despesas seriam com o material desta (optou-se por aço inox 304, devido a inadequação do uso do aço carbono nestas condições), seguido pela montagem e usinagem.

Para a coluna atmosférica, selecionou-se o recheio no diâmetro 5/8 in. A Tabela 40 mostra o custo do aço carbono para construção da coluna. A Figura 28 apresenta o valor de cada componente e a Tabela 41 mostra o custo total em função do número de estágios teóricos.

Tabela 40 – Custo do tubo de 0,1524 m para construção da coluna operada à pressão atmosférica em função do número de estágios teóricos

Número de Estágios	Altura (m)	Material	Fornec.	Preço R\$/m	Custo
7	1,0668	Aço carbono com 0,1524 m de diâmetro, 4,75 mm de espessura	BBL Engenharia	222,00	R\$ 236,83
8	1,2192				R\$ 270,66
9	1,3716				R\$ 304,50

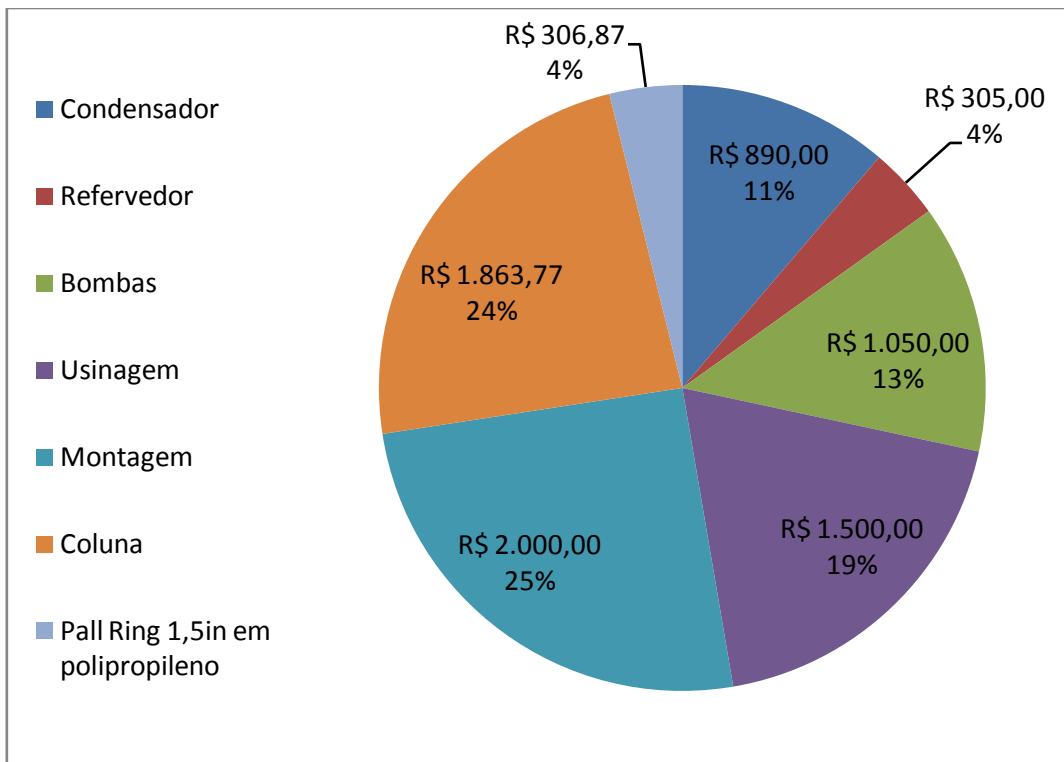


Figura 28 - Custo de cada componente da coluna atmosférica.

Tabela 41 – Custo total para construção da coluna operada à pressão atmosférica em função do número de estágios.

Custo Total		
7 estágios teóricos	R\$	7.558,10
8 estágios teóricos	R\$	7.591,93
9 estágios teóricos	R\$	7.625,77

Observa-se que, para a coluna atmosférica, o mais oneroso seria a montagem, usinagem e bombas, respectivamente.

Estas estimativas contêm uma incerteza da ordem de +/- 25% o que caracteriza um Projeto Conceitual de Processo. Para a obtenção do custo de construção deve-se submeter tal projeto às fases de engenharia de detalhamento envolvendo disciplinas como, tubulação, instrumentação, mecânica, civil, etc.

Todos os custos estão descritos nas Tabelas 48 e 49 do ANEXO III para coluna a vácuo e atmosférica, respectivamente.

Deve-se levar em consideração que o presente estudo mostra uma avaliação técnica que contém incertezas inerentes ao uso de regras heurísticas, parâmetros do modelo termodinâmico, ausência de dados experimentais sobre a eficiência de estágios de equilíbrio nas colunas, dentre outros. Por exemplo, os cálculos da hidráulica da coluna, feitos no simulador, faz uso de correlações e parâmetros dos tipos de recheio existentes no próprio banco de dados, que podem não ser os mais atualizados e indicados pelos fabricantes existentes no mercado. O projeto final da coluna precisa ser refinado em parceria com fabricantes dos recheios.

A seguir é apresentada a Tabela 42 onde se compara o incremento no custo de fabricação em relação ao custo da coluna atmosférica com 7 estágios com a redução da carga térmica no refeedor e condensador.

Tabela 42 – Análise custo / benéfico.

Pressão de Operação (mmHg)	Número de estágios	Incremento no preço final	Redução na carga térmica	
			Condensador	Refeedor
1	6	23%	69%	87%
10			16%	45%
760	8	1%	71%	68%
	9	1,6%	81%	78%

Observa-se que um incremento de 1,6% no custo da coluna atmosférica, o que é devido a um aumento de 30 cm na altura, representa uma redução na carga térmica em torno de 81% e 78% no condensador e refeedor, respectivamente. Um resultado parecido ser alcançado com a coluna operando a 1 mmHg, porém haveria um incremento em torno de 23% no custo.

## 7. Conclusão:

De acordo com o presente estudo para uma coluna operando sob vácuo, os recheios tipo anéis de Pall de polipropileno nos diâmetros de 1,0 in e 1,5 in possibilitariam o menor dimensionamento da coluna, porém o recheio com diâmetro de 1,5 in possui menor custo. Já para coluna operando na pressão de 760 mmHg o recheio que possibilitaria o menor dimensionamento seria no diâmetro de 5/8 in.

Comparando a carga térmica do condensador e refeedor em uma coluna atmosférica com 7 estágios de equilíbrio em seu estágio ótimo de carga com uma coluna de 8 estágios alimentada no seu estágio ótimo de carga, observa-se um aumento de 15,24 cm na altura da coluna o que representa um acréscimo de aproximadamente 1% no custo da coluna e haveria uma redução na carga térmica do condensador e refeedor de cerca de 71% e 68%, respectivamente.

Fazendo uma comparação entre colunas atmosféricas com 7 e 9 estágios de equilíbrio (anéis de Pall de polipropileno 5/8 in), obteve-se 30,48 cm de acréscimo na altura da coluna com aumento de aproximadamente 1,6% no custo da coluna o que leva à redução na redução na carga térmica do condensador e refeedor de cerca de 81% e 78%, respectivamente. Operando-se a coluna na pressão atmosférica o condensador usaria água de resfriamento o que evitaria o uso de refrigerante caso a coluna fosse operada sob vácuo.

Para a fabricação da coluna para operar sob vácuo seria aproximadamente 23% mais caro, comparando-se com uma coluna atmosférica com 7 estágios e alimentada no estágio ótimo (sexto) número mínimo de estágios, construir uma coluna para ser operada sob vácuo (1 mmHg ou 10 mmHg anéis de Pall de polipropileno 1,5 in) com número mínimo de seis estágios de equilíbrio com carga no quinto estágio (ponto ótimo de carga). Com a coluna operando a 1mmHg haveria uma redução na carga térmica no condensador e refeedor em torno de 69% e 87%, respectivamente.

Para a coluna operando a 10 mmHg a redução na carga térmica do condensador e refervedor seria de aproximadamente 16% e 45%, respectivamente.

Neste presente trabalho conclui-se que uma coluna de destilação com 9 estágios de equilíbrio, com alimentação no sétimo estágio, recheio tipo anéis de Pall 5/8 in e operando na pressão atmosférica seria a melhor opção. Neste caso a coluna teria 1,3716 m de altura, 15,24 cm de diâmetro e alimentação na altura de 30,48cm. O refervedor necessário seria com área de 122,22 cm<sup>2</sup> com carga térmica de 7055,121 KJ/h, o que corresponde a um fluxo de 1,261 Kg/h de vapor saturado. Para o condensador, seria necessária uma área de 2403,58 cm<sup>2</sup> com carga térmica de 5567,653 KJ/h, o que corresponde a um fluxo de 24,860 Kg/h de água de refrigeração a 25°C.

## 8. Bibliografia

- 1- S.P. NUNES, K.V. PEINEMANN. "Membrane Technology in the Chemical Industry." Second Edition. Ed. Wiley-VCH Verlag GmbH (2006), Weinheim, Alemanha.
- 2- R.W. BAKER. "Membrane Technology and Applications." Second Edition. 2004 Ed. John Wiley & Sons, Ltd.
- 3- H. STRATHMANN. "Membrane Separation Process." Journal of Membrane Science, Amsterdam: Elsevier Science Publisher B.V, v. 9, p. 121 – 189, 1981.
- 4- P.A. KOBBER, Pervaporation, Perstillation, and Percrystallisation, Journ. of Amer. Chem. Soc., 39, (1917), 9444.
- 5- R.C. BINNING, R.J. LEE, J.F. JENNING, E.C. MARTIN, separation of liquid mixtures by permeation, Ind. Eng. Chem., 53, (1961), 45.
- 6- R.C. BINNING, F.E. JAMES, Permeation. A new commercial separation tool. The Refiner Engineer, 30, no. 6, (1958), C14.
- 7- L. KRASEMANN, A. TOUTIANOUSH, B. TIEKE." Self-assembled polyelectrolyte multilayer membranes with highly improved pervaporation separation of ethanol/water mixtures." Journal of Membrane Science 181 (2001) 221–228.
- 8- D. SHAH ,K. KISSICK ,A. GHORPADE ,R. HANNAH ,D. BHATTACHARYYA "Pervaporation of alcohol–water and dimethylformamide–water mixtures using hydrophilic zeolite NaA membranes." Journal of Membrane Science 179 (2000) 185–205.
- 9- S.H. CHEN, R.M. LIOU, C.S. HSU, D.J. CHANG, K.C. YU,C.Y. CHANG. "Pervaporation separation water/ethanol mixture through lithiated polysulfone membrane". Journal of Membrane Science 193 (2001) 59–67.
- 10- R. ATRA,G. VATAI,E.B. MOLNAR. "Isopropanol dehydration by pervaporation." Chemical Engineering and Processing 38 (1999) 149-155.
- 11- S.M. ZHANG, A. BASILE, E. DRIOLI, "Separation of Ethanol-Water Mixtures by Pervaporation: Experiments and Preliminary", Récents Progrès en Génie des Procédés: Membranes Processes, Water Treatment - Pervaporation, P. Aimar and P. Aptel (Eds), Group Francais de Génie des Procédés, Parigi (France), 6 (21) (1992) 343-348
- 12- J.L. RAPIN, The BETHENVILLE pervaporation unit. "The first large-scale productive plant for dehydration of ethanol." Third Intern. Confer. On



- Pervaporation Processes in the Chem. Industry. Nancy, France, sept. 19-22, (1988).
- 13- R.W. BAKER, Membrane Technology and Applications, Second Edition, Ed. John Wiley & Sons, Ltd. (2004).
  - 14- C. BRANAN, Rules of Thumb for Chemical Engineers: a manual of quick, accurate solutions to everyday process engineering problems, Third Edition, Ed. Elsevier (USA).
  - 15- W.D. SEIDER, J.D. SEADER, D.R. LEWIN, Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Evaluation, Second Edition, Ed. John Wiley & Sons, Ltd. (2004)
  - 16- P.C.S. TELLES, Vasos de pressão, Segunda Edição Atualizada, Ed. LTC (1996)
  - 17- Properties of Working Fluids – Brines: Thermophysical Properties of Brines Models. M. Conde Engineering – 2002

## **ANEXO I**

São apresentadas as tabelas referentes as cargas térmicas do condensador e refeedor nas pressões estudadas.

Tabela 43 – Consumo de energia em função do estágio de carga para coluna operando a 1mmHg

<b>Estágio de carga</b>	<b>Consumo (kJ/h)</b>	
	<b>Condensador</b>	<b>Refeedor</b>
<b>1</b>	225607,60	217449,40
<b>2</b>	95996,88	87861,92
<b>3</b>	29759,88	21618,13
<b>4</b>	13961,25	5817,565
<b>5</b>	12371,41	4227,392
<b>6</b>	22207,22	14061,61

Tabela 44 - Consumo de energia em função do estágio de carga para coluna operando a 10 mmHg

<b>Estágio de carga</b>	<b>Consumo (kJ/h)</b>	
	<b>Condensador</b>	<b>Refeedor</b>
<b>1</b>	571452,2	563580,6
<b>2</b>	256240,3	248395,5
<b>3</b>	89917,3	82062,75
<b>4</b>	31758,6	23899,96
<b>5</b>	25304,6	17444,48
<b>6</b>	41470,0	33612,65

Tabela 45 - Consumo de energia em função do estágio de carga para coluna operando a 760mmHg com 7 estágios de equilíbrio

<b>Estágio de carga</b>	<b>Consumo (kJ/h)</b>	
	<b>Condensador</b>	<b>Refeedor</b>
<b>1</b>	734251,70	735732,80
<b>2</b>	375118,70	376622,50
<b>3</b>	159757,70	161251,80
<b>4</b>	58248,71	59738,60
<b>5</b>	31593,14	33080,03
<b>6</b>	30088,35	31575,47
<b>7</b>	76201,81	77693,49

Tabela 46 - Consumo de energia em função do estágio de carga para coluna operando a 760 mmHg com 8 estágios de equilíbrio

Estágio de carga	Consumo (kJ/h)	
	Condensador	Refrigerador
1	285190,2	286672,8
2	152196,2	153698,3
3	68156,18	69646,94
4	24350,97	25839,4
5	10651,68	12138,76
6	8724,753	10211,82
7	11134,62	12622,69
8	43232,43	44724,07

Tabela 47 - Consumo de energia em função do estágio de carga para coluna operando a 760 mmHg com 9 estágios de equilíbrio

Estágio de carga	Consumo (kJ/h)	
	Condensador	Refrigerador
1	214809,4	216309,2
2	118568,8	120063,8
3	55515,49	57006,93
4	20382,26	21871,24
5	8165,62	9652,792
6	5752,433	7240,322
7	5567,653	7055,121
8	9245,799	10734,13
9	41362,42	42853,04

## ANEXO II

As Figuras 22 e 23 foram utilizadas no t3pico sobre projeto mec4nico.

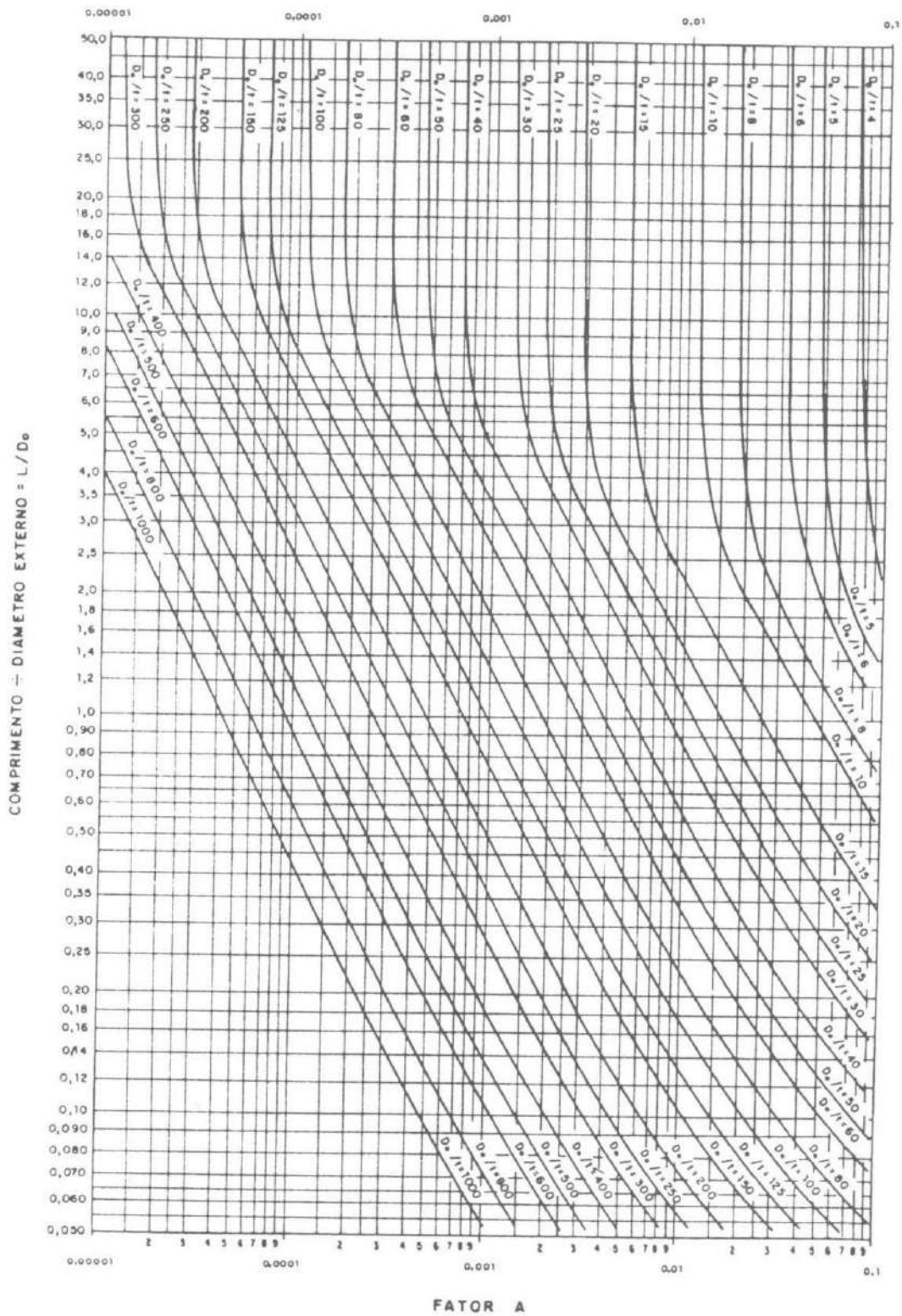


Figura 29 – Gráfico de proporções geométricas para vãos cilíndricos sob pressão externa (para todos materiais). (Baseada na Fig. 5-UGO-28.0. do código ASME .

Seção VIII. Divisão 1.) . Fonte: P.C.S. TELLES, Vasos de pressão, Segunda Edição Atualizada, Ed. LTC (1996)

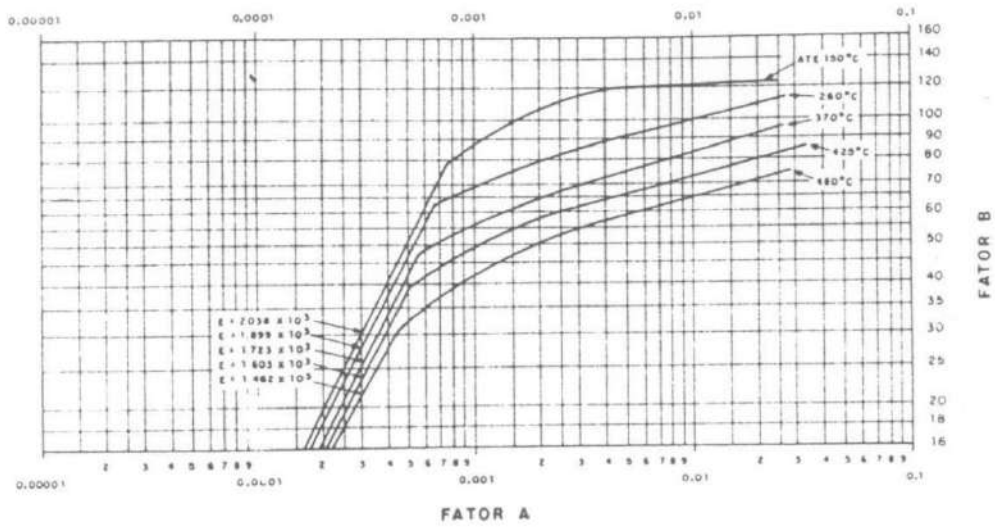


Figura 30 – Gráfico para determinação da espessura de cascos cilíndricos e esféricos sob pressão externa, construído de qualquer material. Baseada na Fig. 5-UGO-28.0. do código ASME . Seção VIII. Divisão 1 . Fonte Vasos de pressão. Fonte: P.C.S. TELLES, Vasos de pressão, Segunda Edição Atualizada, Ed. LTC (1996)

### ANEXO III

Dados obtidos via cotação para custo de cada componente da coluna.

Tabela 48 – Custo para construção da coluna operada em pressão inferior a 10 mmHg

	Fornec.	Característica	Quant.	Preço	Imposto	Custo
<b>Tubo</b>	BBL Engenharia	Aço inox 304, diâmetro 0,3048m, 4,75mm de espessura	2,7288 m	R\$ 683,00/m	-	R\$ 1.863,77
<b>Condensador</b>	Comex	B16H24/1P-SC-S (12.8+3*22U) 0,22 m2	1 unidade	R\$ 1.780,00	-	R\$ 890,00
<b>Refervedor</b>	Comex	B8Hx10/1P –SCM (6.5+3X12,8) 0,22m2	1 unidade	R\$ 305,00	-	R\$ 305,00
<b>Bombas</b>	Texius	MOTORES: IPW-55 – ½ CV Monofásico 110/220 V	4 unidades	R\$ 250,00	5%	R\$ 1.050,00
<b>Usinagem</b>	Tornimec	-	-	R\$1.500,00	-	R\$ 1.500,00
<b>Montagem</b>	Opmac	-	-	R\$2.000,00	-	R\$ 2.000,00

Tabela 49 – Custo de recheio e equipamentos para coluna operada à pressão atmosférica com 7, 8 e 9 estágios teóricos

	Fornec.	Característica	Quant.	Preço	Imposto	Custo
<b>Recheio</b>	Semelc	Pall Ring 5/8in em polipropileno	0,01946 m <sup>3</sup>	R\$ 7892,65/m3	5%	R\$ 161,27
<b>Condensador</b>	Comex	B16H24/1P-SC-S (12.8+3*22U) 0,22 m2	1 unidade	R\$ 1.780,00	-	R\$ 890,00
<b>Refervedor</b>	Comex	B8Hx10/1P –SCM (6.5+3X12,8) 0,22m2	1 unidade	R\$ 305,00	-	R\$ 305,00
<b>Bombas</b>	Texius	MOTORES: IPW-55 – ½ CV Monofásico 110/220 V	6 unidades	R\$ 250,00	5%	R\$ 1.575,00
<b>Usinagem</b>	Tornimec	-	-	R\$1.500,00	-	R\$ 1.500,00
<b>Montagem</b>	Opmac	-	-	R\$2.000,00	-	R\$ 2.000,00