



UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS - UNICAMP
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA - FEQ
ÁREA DE CONCENTRAÇÃO: SISTEMAS DE PROCESSOS
QUÍMICOS E INFORMÁTICA

ESTUDO COMPARATIVO DA EFICIÊNCIA DE SEPARAÇÃO ENTRE COLUNAS DE DESTILAÇÃO CONVENCIONAL E DE PARADESTILAÇÃO

Autor: Márcio José de Moraes

Orientadora: Prof^a Dr^a Teresa Massako Kakuta Ravagnani

Dissertação de Mestrado apresentada à Faculdade de Engenharia Química como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Campinas – SP – Brasil

Agosto – 2006

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA E ARQUITETURA - BAE -
UNICAMP

M791e Moraes, Márcio José de
Estudo comparativo da eficiência de separação entre
colunas de destilação convencional e de paradestilação /
Márcio José de Moraes.--Campinas, SP: [s.n.], 2006.

Orientador: Teresa Massako Kakuta Ravagnani
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de
Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Destilação. 2. Hidrodinâmica. 3. Separação
(Tecnologia). 4. Álcool. I. Ravagnani, Teresa Massako
Kakuta. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade
de Engenharia Química. III. Título.

Título em Inglês: Comparative study of separation efficiency between
conventional distillation and paradistillation columns

Palavras-chave em Inglês: Parastillation, Column hydrodynamic, Murphree
efficiency, Global efficiency, Ethanol-water

Área de concentração: Sistemas de processos Químicos e Informática

Titulação: Mestre em Engenharia Química

Banca examinadora: Fernando Antonio Cabral, José Vicente Hallak
d' Angelo

Data da defesa: 25/08/2006

Programa de Pós-Graduação: Engenharia Química

Esta versão corresponde à redação final da Dissertação de Mestrado em Engenharia Química defendida pelo Eng^o. Márcio José de Moraes, aprovado em 25 de agosto de 2006 pela banca examinadora constituída pelos doutores:



Prof^a. Dr^a. Teresa Massako Kakuta Ravagnani

Orientadora



Prof. Dr. Fernando Antonio Cabral

FEA/UNICAMP



Prof. Dr. José Vicente Hallak d'Angelo

FEQ/UNICAMP

Este exemplar corresponde à versão final da Dissertação de Mestrado em Engenharia Química defendida pelo Eng^o. Márcio José de Moraes em 25 de agosto de 2006.

Profa. Dra. Teresa Massako Kakuta Ravagnani – Orientadora

À Júlia.

Agradecimentos

À Professora Teresa Massako Kakuta Ravagnani, pela orientação, confiança e principalmente pela amizade.

Ao Professor João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira, pela amizade e colaboração na linha de pesquisa.

Ao Daniel Soares de Moura, pela amizade e pelos serviços prestados para a realização deste trabalho.

Aos professores e funcionários do DESQ/FEQ.

À Faculdade de Engenharia Química da UNICAMP.

À CAPES pelo auxílio financeiro prestado.

À Júlia, minha esposa, pelo incentivo, amor e companheirismo.

Aos meus pais, Paulo e Vera, por tudo na vida.

À toda minha família.

Ao Anderson, Francine e Jean, colegas de laboratório.

À todos(as) os(as) amigos.

À todos que contribuíram para a realização deste trabalho.

Resumo

O propósito deste trabalho é a comparação, no âmbito experimental, das operações de uma coluna de destilação convencional e uma coluna de configuração alternativa denominada paradestilação. Enquanto que na destilação convencional, uma corrente de vapor ascendente contata com uma corrente de líquido descendente, na paradestilação, a corrente de vapor é dividida em duas correntes que percorrem paralelamente toda a extensão da coluna. Estas correntes contatam, em estágios alternados, com uma única corrente de líquido descendente.

Ambas as colunas de destilação e de paradestilação foram construídas em escala laboratorial. As colunas possuíam seis pratos com vertedores circulares. O objetivo foi a comparação entre ambas as colunas variando a velocidade superficial do vapor, fração de área livre de escoamento, concentração de etanol e razão de refluxo. Os experimentos foram realizados utilizando o sistema etanol-água a pressão atmosférica.

Um programa computacional foi desenvolvido para resolver o sistema de equações de balanço de massa e de energia em ambas as colunas. Estes cálculos forneceram os valores das velocidades das fases vapor e líquida, da composição da fase vapor, da temperatura e da eficiência de Murphree em cada estágio, e a eficiência global da coluna.

Análises das variáveis que afetam a altura e o tipo da dispersão formada sobre os pratos, o perfil de concentração e eficiência de separação foram realizadas. Verificou-se que a faixa de operação é diferente em ambas as colunas. Observou-se que a paradestilação apresenta maior altura média de dispersão e maior incidência de dispersões tipo espuma celular e “froth” homogêneo. A paradestilação obteve melhor desempenho de separação na maioria das operações, e mostrou-se menos sensível à variação da razão de refluxo. Constatou-se também que a eficiência de Murphree na paradestilação sofre maior influência da composição da fase líquida. A paradestilação apresentou também melhor eficiência global que a destilação convencional.

Palavras Chaves: Paradestilação, Hidrodinâmica da coluna, Eficiência de Murphree, Eficiência Global, Etanol-Água.

Abstract

In this work the hydrodynamics and mass transfer performances of a conventional distillation column were compared to those of a parastillation column. While in the conventional distillation, the up flowing vapor stream contacts the down flowing liquid stream, in parastillation, the vapor stream is divided into two parts that run in parallel along the entire column. These two vapour streams are contacted, in alternative stages, with a single down flowing liquid stream.

Both distillation and parastillation columns were built in laboratorial scale. The columns had six trays with circular downcomers. The purpose was to compare both columns performances when varying the vapor superficial velocity, tray free area, feed concentration and reflux ratio. The experiments were carried out with ethanol-water system, at atmospheric pressure.

A computer program was developed to solve the mass and energy balance equations for both columns. These calculations provided the velocity of the vapor and liquid phases, the composition of the vapor phase, the temperature and the tray Murphree efficiency in each stage, and the global column efficiency.

The influence of the operation conditions on the height and the type of the dispersion formed on the trays, on the concentration profile and on the separation efficiency were analyzed in detail. It was verified that the tray operation range is different for both columns. It was observed that the parastillation column shows higher dispersions height and higher incidence of cellular foam and homogeneous froth dispersion types. The parastillation presented a better separation performance for most of the operation range, and showed to be little influenced by reflux ratio variation. It was noticed that the Murphree efficiency in parastillation was more influenced by the liquid phase composition. The parastillation also showed better global efficiency than the conventional distillation.

Key words: Parastillation, Column Hydrodynamic, Murphree Efficiency, Global Efficiency, Ethanol-Water.

ÍNDICE GERAL

<u>NOMENCLATURA</u>	<u>xi</u>
<u>Capítulo 1 – Introdução</u>	<u>1</u>
<u>Capítulo 2 – Revisão Bibliográfica</u>	<u>3</u>
<u>Capítulo 3 – Projeto de Pratos e Equivalência entre Geometria e Eficiência</u>	<u>11</u>
3.1 Introdução	11
3.2 Dimensionamento de coluna – destilação e paradestilação	11
3.3 Projeto de prato perfurado	12
3.3.1 Espaçamento entre pratos (t)	14
3.3.2 Área Ativa, Área Perfurada e Área Livre de Escoamento	14
3.3.3 Vertedores	15
3.3.4 Relação entre Pratos de Paradestilação e de Destilação	16
3.4 Limites de Operação	17
3.5 Eficiência de Separação – Destilação e Paradestilação	19
3.5.1 Eficiência de Estágio	19
3.5.2 Eficiência Global	21
3.5.3 Fatores que Influenciam a Eficiência de Separação	21
<u>Capítulo 4 – Equipamentos e Procedimento Experimental</u>	<u>27</u>
4.1 Introdução	27
4.2 Equipamentos	27
4.3 Mistura Líquida Etanol-Água	30
4.4 Procedimento Experimental	31
<u>Capítulo 5 – Análise dos Resultados Experimentais</u>	<u>37</u>
5.1 Introdução	37
5.2 Operações das Colunas de Paradestilação e Destilação	37
5.3 Perfil de Concentração, Altura e Tipo de Dispersão	40
5.3.1 Refluxo Total	40
5.3.2 Refluxo Parcial	55
5.4 Eficiência de separação	59
5.4.1 Eficiência de Murphree	59
5.4.2 Eficiência Global	70
<u>Capítulo 6 – Conclusões e Sugestões</u>	<u>77</u>
6.1-Conclusões	77
6.2-Sugestões	82

Referências Bibliográficas **85**

Anexo I - Sistema de Equações da Coluna de Paradedstilação e Destilação **89**

A.1 Cálculo de equilíbrio líquido-vapor para o sistema etanol-água	89
A.2 Cálculo de Entalpias das Fases Líquido e Vapor	93
A.3 Sistema de Equações da Coluna de Paradedstilação e Destilação	95
A.4 Eficiência de Murphree para um prato	98
A.5 Eficiência Global	98

NOMENCLATURA

Letras Latinas

A	-	Constante de Antoine
a_{ij}	-	Constante de Wilson
A_a	-	Área ativa (cm ²)
A_d	-	Área dos vertedores (cm ²)
A_o	-	Área total dos furos ou área livre de escoamento (cm ²)
A_p	-	Área perfurada do prato (cm ²)
A_{Pr}	-	Área do prato (cm ²)
A_t	-	Área da seção transversal da coluna (cm ²)
B	-	Constante de Antoine
C	-	Constante de Antoine
C_F	-	Constante de inundação que depende do projeto do prato (cm/s)
C_p^L	-	Capacidade calorífica a pressão constante do líquido puro (cal/mol·K)
C_p^V	-	Capacidade calorífica a pressão constante do vapor puro (cal/mol·K)
d_o	-	Diâmetro de orifício (mm)
E_{MV}	-	Eficiência de Murphree
EG	-	Eficiência global
h	-	Entalpia da fase líquida (cal/mol)
H	-	Entalpia da fase vapor (cal/mol)
ΔH_{vap}	-	Entalpia de vaporização de componente puro (cal/mol)

h_w	-	Altura do vertedor (cm)
L	-	Vazão molar de líquido (gmol/s)
MM_i	-	Massa molecular (g/gmol)
P	-	Pressão atmosférica local (atm)
P_i^{sat}	-	Pressão de vapor de cada componente puro (mmHg)
Q	-	Vazão volumétrica de gás (ml/s)
R	-	Constante dos gases ideais (atm·cm ³ /mol·K)
RR	-	Razão de refluxo
RT	-	Refluxo total
t	-	Espaçamento entre pratos (cm)
T	-	Temperatura (°C)
T [K]	-	Temperatura (K)
V	-	Vazão molar de vapor (gmol/s)
\underline{V}_i	-	Volume molar de um componente líquido puro (cm ³ /mol)
vg	-	Velocidade superficial do vapor (cm/s)
vl	-	Velocidade superficial do líquido (cm/s)
x	-	Fração molar de etanol na fase líquida
y	-	Fração molar de etanol na fase vapor
y^*	-	Fração molar de etanol na fase vapor em equilíbrio com a fase líquida

Letras Gregas

γ	-	Coefficiente de atividade
Λ_{ij}	-	Parâmetros de Wilson
μ	-	Viscosidade do fluido

ρ	-	Massa específica (g/cm ³)
σ	-	Tensão superficial
ϕ	-	Coefficiente de fugacidade

Subscritos

ag	-	Água
D	-	Destilado
et	-	Etanol
V	-	Fase vapor
L	-	Fase líquida
re	-	Refluxo
ref	-	Refervedor

Capítulo 1 – Introdução

O processo de separação mais amplamente usado na indústria química é a destilação. A separação dos constituintes está baseada nas diferenças de volatilidade. Na destilação, uma fase vapor entra em contato com uma fase líquida, e há transferência de massa do líquido para vapor e deste para o primeiro. Pelo fato deste processo envolver a vaporização e condensação da mistura, são necessárias grandes quantidades de energia.

Na década de 80, buscando obter um aumento na eficiência no processo de destilação e reduzir o consumo de energia, foi proposta uma modificação no projeto de coluna de destilação. Tal proposta consistia em dividir a corrente de vapor em duas correntes iguais e paralelas que percorrem toda a extensão da coluna. A única corrente de líquido descendente contata cada corrente de vapor em estágios alternados. A essa nova configuração de coluna deu-se o nome de paradestilação.

Em trabalhos anteriores, resultados obtidos por cálculos computacionais indicaram que a coluna de paradestilação apresenta um aumento na eficiência de separação quando comparada à coluna convencional. Para obter o mesmo grau de separação obtido na coluna convencional, a paradestilação apresentou um aumento no número de estágios. Porém, obtém-se menor área de separação e menor altura de coluna. Como consequência, menor queda de pressão da coluna.

Apesar destes resultados, poucos trabalhos experimentais estão disponíveis na literatura. Com isto, o presente trabalho tem como objetivo a comparação entre uma coluna de destilação convencional e outra de paradestilação, ambas em escala laboratorial. A comparação será feita em relação a vários parâmetros, sendo alguns deles: o grau de separação, comportamento hidrodinâmico, razão de refluxo, potência de aquecimento, velocidade de vapor, limites de operação e eficiência de separação.

No Capítulo 2 será apresentada uma revisão bibliográfica de estudos introdutórios a paradestilação e dos principais trabalhos a respeito da mesma.

No Capítulo 3 apresentam-se os aspectos teóricos sobre projeto de pratos e a equivalência entre os mesmos na destilação e na paradedistilação, assim como a eficiência de separação e os fatores que influenciam nesta.

No Capítulo 4 serão apresentados o equipamento, e o procedimento experimental em ambas as colunas.

Os resultados serão apresentados e discutidos no Capítulo 5. Conclusões e sugestões serão apresentadas no Capítulo 6.

No Capítulo 7 se encontram as referências bibliográficas.

Predição das propriedades físicas e equacionamento para os programas computacionais se encontram no Anexo I.

Capítulo 2 – Revisão Bibliográfica

A coluna de destilação é composta por estágios, ditos de equilíbrio, com a finalidade de obter produtos mais ricos em determinados componentes de uma mistura. Nesses estágios, uma corrente de vapor cruza com uma corrente de líquido, trocando calor e massa. O vapor, à medida que percorre o equipamento, se enriquece em componentes voláteis, enquanto que os componentes pesados (menos voláteis) se encaminham para o líquido.

Devido à crise no setor energético na década de 70 e principalmente nos dias atuais, existe uma necessidade de encontrar alternativas para uma melhor eficiência nos processos de destilação, uma vez que estes consomem grandes quantidades de energia.

Na destilação convencional todo o vapor que ascende entra em contato com todo o líquido descendente em todos os estágios. Buscando garantir um contato mais eficaz entre as fases líquida e vapor, pode-se dividir uma das fases em duas ou mais correntes paralelas na extensão da coluna. Uma variação desta prática foi proposta em 1983 por A. E. O. Jenkins [CANFIELD, 1984]. Sua proposta consistia em dividir o vapor em duas ou mais correntes no fundo da coluna, e todo o líquido escoar em uma única corrente estágio por estágio, contatado alternadamente com cada corrente de vapor. O resultado é uma surpreendente melhora na separação para uma dada altura de coluna, e menor queda de pressão e considerável economia de energia para a mesma separação da destilação convencional. Essa idéia é geralmente conhecida como paradestilação.

Vários estudos foram conduzidos no caso do vapor ser dividido em duas correntes. A figura 2.1 apresenta esquematicamente as colunas convencionais e de paradestilação.

Uma das vantagens da paradestilação é que sua estrutura geométrica permite que o líquido em um dado lado do vapor sempre flua na mesma direção. Isso caracteriza um caso especial observado por Lewis (1936). Para a destilação convencional são necessários arranjos geométricos especiais para o líquido fluir sempre na mesma direção.

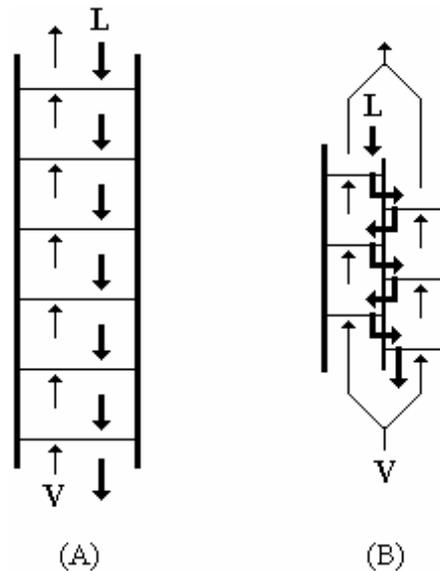


FIGURA 2.1: Coluna de destilação convencional (A) e coluna de paradestilação (B).

Na figura 2.2 podem ser visualizadas as correntes de líquido nas colunas de destilação convencional (A) e de paradestilação (B). Para o entendimento da figura, suponhamos que as colunas possam ser “abertas” ao meio. As meias circunferências são as vistas superiores das colunas, enquanto que o restante, a vista frontal. As setas verticais indicam a corrente de vapor e as horizontais indicam a corrente de líquido. Na coluna de paradestilação existe uma divisória entre as duas “metades abertas” para evitar que as correntes paralelas de vapor se misturem. Enquanto isso, o líquido flui de um lado para o outro da coluna. A figura 2.3 apresenta uma visão tridimensional do esquema de escoamento de líquido da coluna de paradestilação.

Lewis foi o primeiro a fazer uma análise rigorosa para estimar a eficiência de Murphree em função da eficiência local. Lewis definiu e analisou três casos (figura 2.4) onde se considera a característica dos tipos de fluxos presente. Em cada caso, o líquido flui pelo prato na forma empistonado, isto é, não há mistura na direção horizontal, dessa forma existe um gradiente de concentração nesta direção. No caso I, o vapor está completamente misturado entre os pratos; no caso II, não há mistura do vapor entre os pratos e o líquido flui na mesma direção em todos os pratos; e o caso III, não há mistura do vapor entre os pratos e o líquido flui em direções opostas em pratos consecutivos.

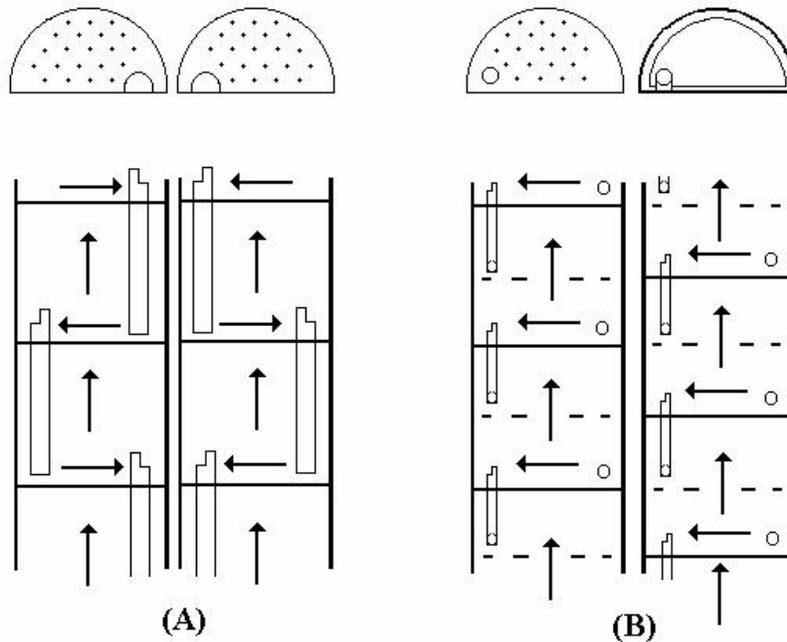


FIGURA 2.2: Colunas de destilação e pardestilação “abertas”.

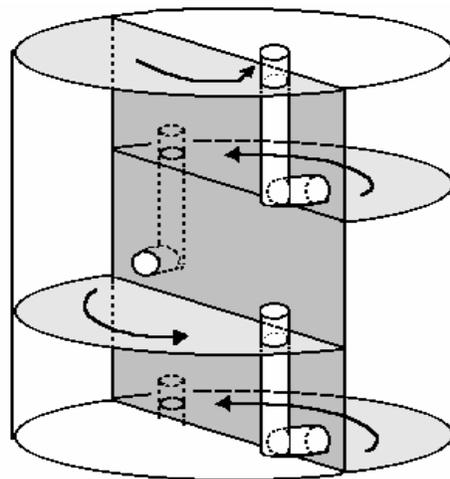


FIGURA 2.3: Esquema de escoamento de líquido na coluna de pardestilação.

A eficiência máxima ocorre no caso II, e a menor, no caso III. Se o caso II representa a pardestilação e o caso III a destilação convencional, a diferença entre os dois casos representa o aumento máximo de Lewis da pardestilação sobre a destilação.

Outra razão do melhor desempenho da coluna de paradedstilação é o *Efeito Jenkins*, onde dois estágios ideais de paradedstilação produzem mais separação que um estágio ideal de destilação. Essa intensificação é interpretada como característica da geometria da paradedstilação, uma vez que, comparando a destilação convencional com a paradedstilação, e sendo a altura do vertedor e a carga os mesmos para os dois testes, a altura do líquido no último foi maior que no primeiro, possibilitando um melhor contato vapor-líquido permitindo uma maior eficiência de separação.

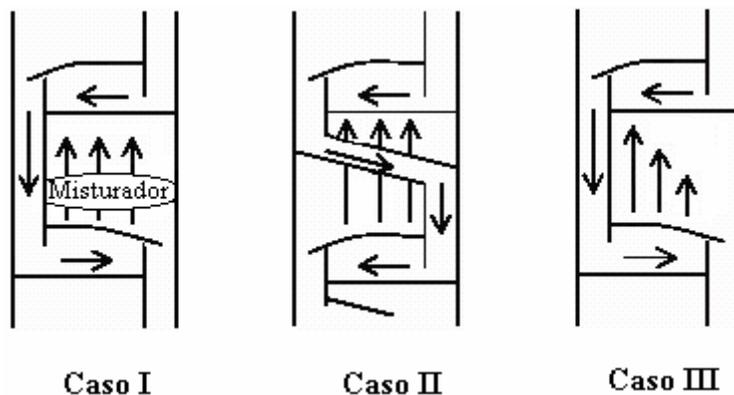


FIGURA 2.4: Os três casos de Lewis.

Alguns autores estudaram o processo de paradedstilação assim como o caso II de Lewis e o efeito Jenkins. São eles: Canfield (1984), Mészáros e Fonyó (1990, 1993), Gouvêa (1999), e Belincanta et al. (2003, 2004, 2005).

Smith e Delnick (1975) analisaram diversos arranjos de colunas de pratos perfurados. Analisou-se a melhor combinação entre altura de dispersão, queda de pressão e eficiência de pratos. Obtiveram dados experimentais para uma ampla faixa de diâmetro de pratos utilizando o prato perfurado de Linde, que possui fendas e promotores de borbulhamento próximo ao vertedor de entrada. Foram estudados os pratos operando sob dois tipos de fluxo, caso I e II de Lewis. Concluiu-se que o modelo de prato utilizado neste trabalho associado ao caso II fornece valores mais elevados de eficiência.

Em 1984, Canfield publicou o estudo em que simulou por computador o processo de paradedstilação, além de ter feito testes experimentais com uma coluna convencional de

destilação e outra de paradestilação. Ele concluiu que o processo de paradestilação requer 33% a mais de estágios ideais que a destilação no mesmo espaçamento entre pratos. O resultado foi um aumento surpreendente na melhora de separação para uma dada altura de coluna.

Os estudos de Canfield foram feitos em regime de refluxo total, tanto na destilação quanto na paradestilação, com a mistura metanol-água e simulações não rigorosas em colunas de 6 pratos na paradestilação e 3 pratos na destilação. Em seu trabalho havia duas questões importantes: quais as causas para uma melhor separação na paradestilação; e se um aumento similar poderia ser esperado para condições diferentes das de refluxo total.

As conclusões foram que o processo de paradestilação produz mais separação que a destilação convencional por causa do efeito Jenkins, onde $2N$ estágios ideais de paradestilação produzem mais separação que N estágios ideais de destilação, e do efeito do caso II de Lewis visto anteriormente. Para o estudo de Canfield, o efeito Jenkins contribui mais para o aumento da eficiência de separação que o efeito do caso II de Lewis.

Mészáros e Fonyó (1990) desenvolveram um modelo computacional e um método iterativo para a simulação da paradestilação. Foi pressuposto que as fases deixam o estágio em equilíbrio termodinâmico. A falta de equilíbrio é geralmente tida em conta dentro das eficiências de estágios. Usando a mistura benzeno-tolueno, o processo de paradestilação aumenta o número de estágios teóricos por unidade de altura de coluna em 40%, assegura queda de pressão menor na coluna (até 30 %) e provém considerável economia de energia em consequência do efeito Jenkins. Neste trabalho também foi visto que a alta do efeito do caso II de Lewis não pode ser justificada pelas condições de operações que não são de refluxo total devido a menor razão entre as vazões molares de vapor e de líquido (V/L) na paradestilação, uma vez que a corrente de vapor é dividida ao meio na base da coluna.

Em geral, com o aumento da pressão, a volatilidade relativa diminui para misturas de hidrocarbonetos. Por consequência, a razão de refluxo requerida aumenta. Sabendo que a queda de pressão na paradestilação é menor, a volatilidade média ao longo da coluna é maior e a razão de refluxo neste caso é menos sensível para o aumento de pressão. Por causa da maior volatilidade relativa, o processo de paradestilação pode ser mais promissor para colunas de baixas pressões, permitindo a separação de componentes sensíveis à temperatura. Considerando ainda a separação pela paradestilação a baixas pressões, a

aplicação da bomba de calor se torna mais promissora que na destilação convencional por causa da menor diferença de temperatura entre o topo e a base da coluna.

Em um segundo trabalho, Mészáros e Fonyó (1993), concluíram que a área transversal é 30% menor comparadas com a destilação convencional.

Gouvêa et al. (1999) estudaram vários sistemas destilantes, incluindo operação à baixa pressão. O processo de paradestilação foi simulado por um programa de computador usando equações MESH rigorosas aplicadas a sistemas multicomponentes.

Também neste trabalho concorda-se que a coluna de paradestilação apresenta altura reduzida para obter a mesma separação quando comparada com a destilação convencional. Para os sistemas benzeno-tolueno e metanol-água, e comparando a paradestilação com a destilação convencional, o número de estágios aumentou em torno de 50 %, e a altura diminuiu em torno de 30 %. Além disso, no processo de paradestilação, a queda de pressão na coluna é em torno de 20 a 25 % menor, que produz um aumento na separação devido à volatilidade relativa média ser maior. Este efeito é muito importante para colunas de destilação a vácuo. Outro parâmetro importante observado é a diminuição do diâmetro equivalente da coluna de paradestilação, ou seja, o diâmetro que teria para a mesma área ocupada pela metade da área total do diâmetro real. A área do prato obtida é de 33 a 44 % menor que a destilação. Com isso o diâmetro real da coluna é maior, pois a área do prato de paradestilação é maior que 50 % da área do prato de destilação convencional.

Gouvêa propôs ainda que a coluna de paradestilação possa ser modificada aumentando o número de estágios a fim de ter a mesma altura que a coluna de destilação convencional. Com isso reduz-se a razão de refluxo (30 %), diminui a energia requerida no refeedor (20 %) e a energia removida no condensador (30 %) para se obter a mesma separação.

Os resultados mostraram que as eficiências são levemente maiores na destilação convencional que na paradestilação, que por sua vez são um pouco maiores que na paradestilação modificada. O que indica nenhuma contribuição por parte do caso II de Lewis.

Em um terceiro sistema, etilbenzeno-estireno, foi feita destilação a vácuo. Neste caso a paradestilação permitiu uma redução de 22,9 % na queda total de pressão na coluna,

23,8 % na altura da mesma, enquanto aumenta em 46,5 % o número de estágios. As eficiências para destilação a vácuo apresentaram praticamente os mesmos valores para ambas as colunas. Os resultados mostram que paradestilação é uma excelente alternativa para a destilação a baixas pressões (destilação a vácuo).

Belincanta et al. (2004) estudaram a hidrodinâmica e a transferência de massa em colunas de paradestilação usando o sistema etanol-água. Foi construída uma coluna de paradestilação com 12 pratos, e os estudos foram feitos usando diferentes concentrações de etanol no refeedor (2, 3 e 4 %) e diferentes tamanhos de furações no prato (2, 3 e 4 mm de diâmetro). O estudo do tipo de dispersão é importante, uma vez que este influi na eficiência de separação. Foram observados diferentes tipos de dispersão, entre eles: froth, froth homogêneo, transição froth/spray, celular e froth oscilante. Os tipos de dispersão dependem da área livre de escoamento, da concentração de etanol, e das velocidades de vapor e líquido.

Belincanta et al. (2003, 2005) verificaram que a velocidade superficial de vapor é um parâmetro importante a ser determinado para a operação do prato. É possível notar que um aumento da velocidade de vapor leva a maiores alturas de dispersões nos pratos superiores, resultando em maiores concentrações de etanol nestes pratos. Conseqüentemente menor concentração de etanol nos pratos inferiores. Menor vazão causa maior distribuição de etanol ao longo da coluna e menor altura de dispersão.

Os tipos de dispersões sobre o prato observadas foram do tipo bolha, celular e froth. A divisão da corrente de vapor resultou na ocorrência de dispersões tipo celular em contraste com as colunas convencionais. Verificaram que a altura de dispersão é influenciada também pelo tipo de dispersão e pela concentração de etanol. A altura de dispersão alcança um máximo à fração molar de etanol entre 0,4 e 0,6.

Foram avaliados os limites de operação da coluna de paradestilação analisando as condições onde ocorre o ponto de retenção de líquido sobre os pratos e o de inundação. Para maiores áreas livres de escoamento dos pratos, houve a necessidade de maiores velocidades de vapor para manter o ponto mínimo de retenção assim como o ponto superior de operação.

Um aumento da concentração inicial de etanol no refeedor leva a uma maior distribuição de etanol ao longo da coluna em função da razão de refluxo.

Uma análise da hidrodinâmica foi feita em condições de refluxo parcial na faixa de 5 a 17. Todas as informações expostas sobre condições de refluxo total (sobre altura de dispersão e concentração inicial de etanol no refeedor) foram também verificadas em condições de refluxo parcial. Sobre refluxo parcial, somente a dispersão do tipo froth homogêneo foi observada nos pratos com fração molar de etanol na fase líquida maior que 0,10.

A eficiência de Murphree foi determinada na faixa de concentração entre 20 e 40 % em mols de etanol. Observou-se que a eficiência de Murphree é função da velocidade superficial da fase vapor, do tipo de dispersão, da fração de área livre e da composição da fase líquida no prato. A eficiência tende a atingir um valor máximo para velocidades de vapor intermediárias e nas frações molares da fase líquida entre 0,40 e 0,45, quando comparados com outras faixas.

Para dispersão do tipo froth homogêneo, o aumento da velocidade de vapor não resulta em maior altura de dispersão, e a eficiência diminui devido ao menor tempo de residência. Para dispersão celular, nem sempre o aumento na altura da dispersão associada com um aumento da velocidade de vapor foi suficiente para aumentar a eficiência.

Pelo exposto, são poucos os trabalhos experimentais existentes na literatura: o de Canfield (1984), Smith e Delnick (1975) e Belincanta (2004, 2005). Os dois primeiros não forneceram informações suficientes para possibilitar o projeto de uma coluna de paradestilação. Belincanta apresenta alguns resultados experimentais obtidos na coluna deste tipo, porém conforme sugerido pela autora, a literatura carece de trabalhos experimentais comparativos entre as colunas, convencionais e paradestilação, da mesma forma que foi realizada em estudos computacionais.

Dessa forma, o atual trabalho tem como objetivo a comparação entre as colunas de paradestilação e de destilação convencional, com a montagem experimental de seis pratos cada. Foi usado o sistema destilante etanol-água com concentrações iniciais de etanol no refeedor de 2 e 3 % e tamanhos de furações no prato de 2 e 3 mm de diâmetro (1,9 e 4,5 % de área livre de escoamento). O presente trabalho busca também maiores informações sobre o dimensionamento de colunas de paradestilação, analisando a hidrodinâmica, faixa operacional e eficiência de separação.

Capítulo 3 – Projeto de Pratos e Equivalência entre Geometria e Eficiência

3.1 Introdução

Para alcançar um bom desempenho, a coluna além de um bom dimensionamento necessita de um bom projeto de pratos que consiga promover um bom contato íntimo entre as fases possibilitando uma eficiência de separação aceitável para uma determinada faixa de operação. Sendo necessário, evitar gotejamento, arraste excessivo de líquido e inundações nos pratos para que a eficiência não seja prejudicada.

Este trabalho busca comparar as colunas de destilação convencional e de paradestilação no âmbito experimental. Para isso apresenta-se uma revisão sobre projeto e eficiência de pratos.

3.2 Dimensionamento de coluna – destilação e paradestilação

O projeto de colunas de destilação envolve o cálculo das dimensões de uma coluna capaz de produzir um determinado produto a partir da especificação de uma corrente de alimentação. Como resultado, são determinados as taxas de produto fornecidas pela coluna, o número de pratos necessários à separação, a razão de refluxo, a altura e o diâmetro da coluna.

O diâmetro da coluna, e conseqüentemente a área transversal, deve ser suficientemente grande para permitir os fluxos de vapor e líquido na faixa de operação satisfatória. Para isso o diâmetro da torre é determinado tendo como base uma especificação de porcentagem de inundação, ou “fator de inundação”, permissível de 80 %.

Várias correlações existem para determinar a capacidade de vapor para inundação a partir de ρ_L , ρ_V , μ_L , e L/V . Treybal (1981) acrescenta que para um dado tipo de prato em inundação, a velocidade superficial do vapor vg_F (vazão volumétrica de vapor Q pela área transversal ativa A_a) é relacionada à densidade do fluido pela:

$$vg_F = C_F \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{1/2} \quad (3.1)$$

A constante de inundação C_F é uma constante empírica que depende do projeto do prato. É correlacionada com ρ_L , ρ_V , μ_L , L/V , área total dos furos A_o , área ativa A_a e tensão superficial do líquido σ .

Até aqui está caracterizada a primeira fase do projeto de uma coluna, ou o que os maiores equipamentos requerem. Estes possuem maior impacto no custo da coluna, mas pouca influência sobre a faixa de operação.

Segundo Van Winkle (1967), há dois fatores principais a serem considerados no projeto de colunas fracionadas, ambos dos quais são controlados por considerações econômicas. O processo fracionado deve produzir a qualidade de produto desejada e deve ser capaz de manobrar a quantidade de material a ser processado com provisão de flutuações de quantidade sem alterar a qualidade do produto dentro de limites de especificações.

3.3 Projeto de prato perfurado

Van Winkle (1967) expõe que o esquema de contato do prato é traçado para realizar dois propósitos. Um é contatar vapor e líquido de modo que a área e o tempo de contato sejam o máximo para obter a maior taxa de transferência de massa. O outro é lidar com as quantidades requeridas de vapor e líquido sem perda excessiva de pressão e com operação estável. O projeto de um tipo de prato particular é baseado em um número de

fatores inter-relacionados para a melhor eficiência possível e uma melhor característica de operação.

Segundo Rose (1985) o projetista tem que especificar o projeto dos pratos para serem instalados (diâmetro, número e dimensões dos furos), o desenho do vertedor (área, altura vertedor, espaçamento entre pratos), e o número de pratos. O equipamento resultante deve ter uma flexibilidade de operação especificada para o projeto, evitando inundações por causa da altura de líquido no vertedor ou arraste excessivo, e evitando também choro de líquido através dos orifícios para baixas vazões de vapor.

O baixo custo tem feito o prato perfurado ser o mais importante dos projetos de pratos.

A principal parte do prato é uma placa horizontal de metal perfurada, através do qual o líquido flui, com o vapor passando através dos orifícios (figura 3.1), sendo assim, o líquido fica retido no prato devido ao fluxo de vapor. O vapor, dispersado pelos orifícios, desenvolve no líquido uma dispersão (“froth”) turbulenta, caracterizada por uma grande superfície interfacial para transferência de massa.

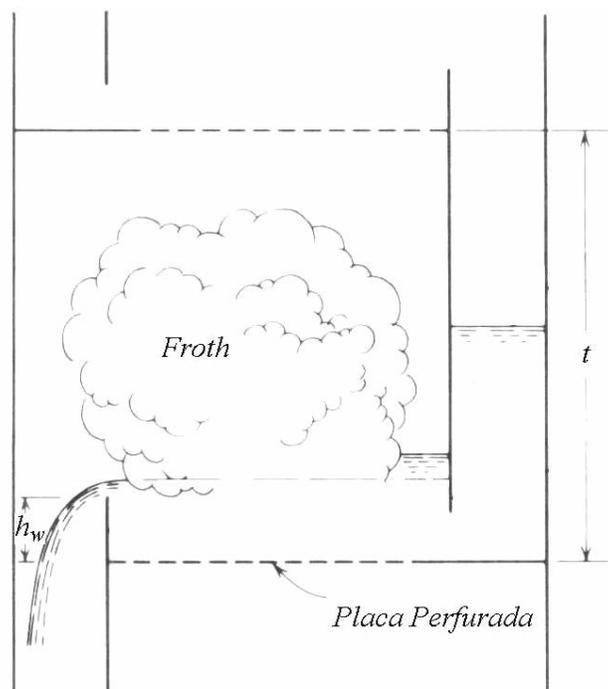


FIGURA 3.1: Diagrama esquemático de um prato perfurado.

(Treybal - 1981).

3.3.1 Espaçamento entre pratos (t)

Segundo Treybal (1981), o espaçamento entre pratos (t) é geralmente escolhido como base no meio de construção, manutenção e custo, estando certo de uma garantia adequada contra inundação e arraste excessivo. Para casos especiais onde a altura da coluna é uma consideração importante, espaçamentos de 15 cm são usados. Para todas as outras colunas exceto as de menores diâmetros, 50 cm seria melhor do ponto de vista da limpeza dos pratos.

Kister (1992) recomenda espaçamento entre pratos de 0,35 a 0,90 m e Van Winkle (1967) de 0,30 a 0,90 m. Espaçamentos entre pratos recomendados por Coulson (1986) são os mesmos para Treybal. Os espaços escolhidos irão depender do diâmetro da coluna e das condições de operação. Maior espaçamento entre pratos será necessário entre certos pratos para acomodar arranjos de alimentações e saídas laterais, e para entrada de homens para manutenção.

3.3.2 Área Ativa, Área Perfurada e Área Livre de Escoamento

Área ativa A_a é a área da seção transversal da coluna A_t menos a área dos vertedores A_d . Área perfurada A_p é a área ativa menos as áreas ocupadas pela região de calmaria e área para a fixação do prato na coluna. Winkle (1967) não diferencia área perfurada da área ativa e recomenda a estas áreas valores de 76 a 84 % da área transversal da coluna.

Para pratos perfurados, o diâmetro dos furos é selecionado para ter baixa queda de pressão e ainda não ter sérios problemas com “choro”. Orifícios pequenos podem prevenir “choros”, porém favorecem inundações no prato.

Os orifícios são colocados nas extremidades de triângulos equiláteros (figura 3.2) com distâncias entre centros (passo) de 2,5 a 5 diâmetros de orifícios (recomendado por Treybal) ou 2 a 4 diâmetros de orifício (recomendado por Winkle). Desta forma, o passo é selecionado para fornecer um número de furos ativos requeridos para uma área total perfurada especificada. Para pratos perfurados, Winkle aconselha área dos orifícios (A_o) de

6 a 15 % da área da coluna. Segundo Treybal, diâmetros de orifícios (d_o) de 3 até 12 mm são usados, 4,5 mm é mais freqüente.

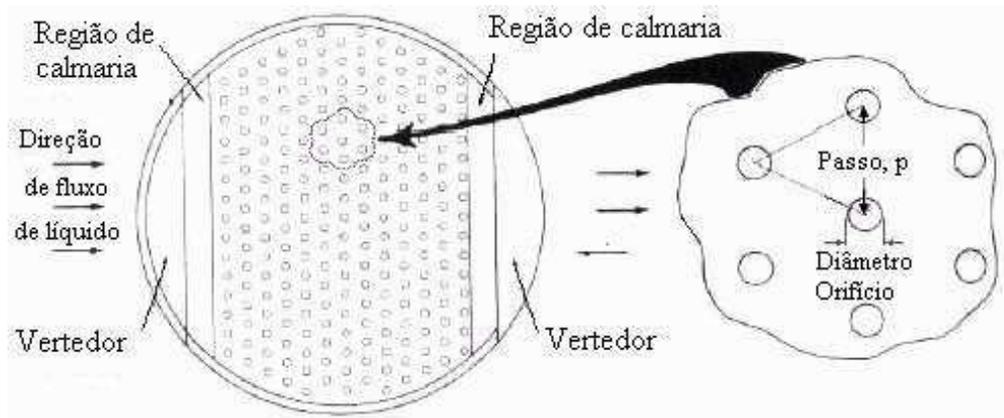


FIGURA 3.2: Prato perfurado com passo triangular entre furos.

3.3.3 Vertedores

O líquido é levado de um prato para o próximo abaixo pelos vertedores ou “downcomers”. O vertedor deve ser comprido o suficiente para mergulhar no líquido do prato de baixo prevenindo a passagem de vapor pelo vertedor para o prato de cima.

Para assegurar distribuição uniforme razoável de líquido no prato, McCabe e Smith (2001) expõem que cada vertedor ocupe geralmente de 10 a 15 % da área transversal da coluna, deixando de 70 a 80 % de área de borbulhamento ou contato entre líquido e vapor. A área do vertedor deve ser suficientemente grande para permitir o escoamento de líquido de um prato superior para um inferior, sem inundação do mesmo. Em colunas pequenas o vertedor pode ser um tubo redondo fixado no prato formando um vertedor circular. Treybal recomenda área de vertedor de 5 a 14 % da área transversal da coluna.

Altura de vertedor (h_w)

A altura do vertedor determina a altura de líquido no prato. Uma altura de vertedor maior irá aumentar a eficiência de prato, mas irá também aumentar a queda de pressão.

Para Treybal, normalmente a altura de líquido não deve ser menor que 50 mm, para garantir boa formação de froth. Nos pratos industriais, altura de 150 mm é usada, mas 100 mm é o máximo mais comum.

Altura de líquido no vertedor

McCabe e Smith (2001) expõem que o nível de líquido no vertedor deve ser consideravelmente maior que no prato por causa da queda de pressão deste. A pressão no topo do líquido no vertedor de um determinado prato é a mesma que a pressão no prato superior. Portanto, a altura equivalente de líquido no vertedor deve exceder a perda de pressão total no prato.

Sendo o líquido uma dispersão no prato devido ao escoamento do vapor, a área do vertedor e o espaçamento entre pratos devem ser de tal maneira que o tempo de residência de líquido no vertedor seja grande o suficiente para o desprendimento de gás, sendo assim, somente líquido claro entra no prato de baixo. Se a altura de líquido no vertedor necessária para o desprendimento de gás for tão grande ou maior que o espaçamento entre pratos a coluna inundará.

A principal resistência ao escoamento de líquido no vertedor é causada por uma constrição na saída do mesmo. Essa constrição é importante para um tempo de residência de líquido adequado no vertedor. Coulson e Richardson (1986) recomendam tempo de residência de pelo menos 3 segundos.

3.3.4 Relação entre Pratos de Paradestilação e de Destilação

Neste trabalho, as colunas de destilação convencional e de paradestilação possuem o mesmo diâmetro. Para o projeto de pratos usaram-se os mesmos parâmetros de dimensionamento para ambas as colunas. Dessa forma, o prato da coluna de paradestilação por ter a metade da área do prato comparada com a coluna convencional também possui metade das áreas ativas, perfuradas, livre e de vertedor.

3.4 Limites de Operação

Operação satisfatória somente será alcançada sob um limite de vazões de líquido e vapor. Um diagrama de desempenho típico para pratos perfurados é mostrado na figura 3.3.

O limite superior para vazão de vapor é caracterizado pela inundação. Sob inundação há forte queda da eficiência de prato e aumento da queda de pressão. Inundação pode ser causada tanto pelo arraste excessivo de líquido para o prato de cima como pela inundação dos vertedores.

O limite inferior caracteriza-se pela presença de choro de líquido e ocorre quando a vazão de vapor é insuficiente para impedir que o líquido drene através dos orifícios.

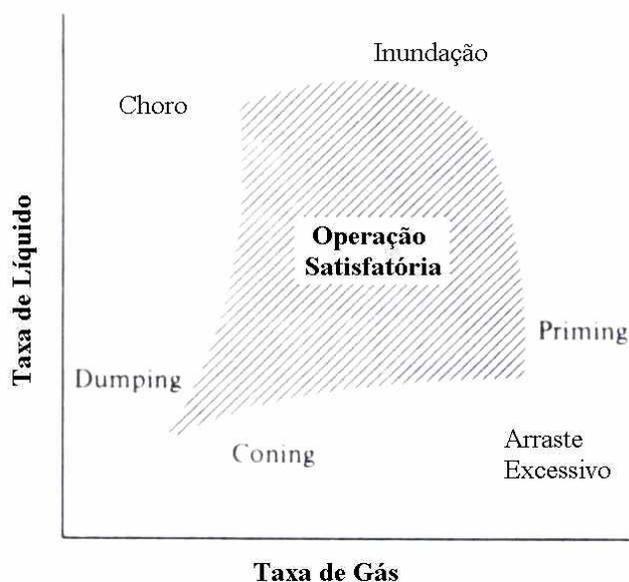


FIGURA 3.3: Característica de operação do prato perfurado (Treybal - 1981).

Inundação e Arraste de Líquido

O limite superior de operação em coluna de prato perfurado é determinado pelo ponto de inundação ou pela velocidade com a qual o arraste começa a ser excessivo. Inundação da coluna pode ocorrer quando há inundação de líquido no vertedor ou a altura da dispersão preenche todo o espaço entre pratos.

Quando o líquido é carregado pelo vapor para o prato de cima, há o arraste de líquido, podendo resultar também em inundação do prato. No arraste, o líquido arrastado é somado com aquele que está no prato superior diluindo o líquido deste prato e diminuindo o efeito de retificação. O efeito é cumulativo, e o líquido carregado para o prato de cima pode ser excessivo.

Choro de Líquido

Se a velocidade do vapor através dos orifícios é pequena, o líquido irá drenar através dos orifícios e o contato vapor líquido no prato para este líquido será perdido, diminuindo a eficiência de prato. A predição de choro é baseada no balanço da pressão (ou altura) de líquido suportado no prato, e a pressão requerida para a formação de bolhas e fluxo de vapor através dos orifícios.

O limite inferior de operação pode ser estendido usando orifícios de menor diâmetro ou menor área perfurada, mas essa modificação aumentará a queda de pressão e reduzirá o limite superior de operação.

Kister (1992) listou alguns fatores que aumentam a tendência de choro:

- Grande área perfurada;
- Grande vazão de líquido;
- Altura de vertedores maiores;
- O efeito do diâmetro de orifício varia, possivelmente devido à variedade de mecanismos de choro com o diâmetro do orifício. Aumentar o diâmetro dos furos pode aumentar ou diminuir a tendência de choro dependendo da vazão de líquido;
- Baixa tensão superficial;
- Aumento da espessura do prato.

3.5 Eficiência de Separação – Destilação e Paradestilação

Embora o modelo físico de estágio de equilíbrio seja conveniente para os cálculos, o número de estágios de equilíbrio que se calcula deve ser relacionado ao número de estágios reais necessários, antes de se poder cogitar a construção de uma coluna de destilação.

O desempenho de um estágio real depende de muitas variáveis físicas. O estágio deve colocar em contato íntimo as duas fases e depois separá-las. Um contato mais completo e um tempo maior de contato leva a uma aproximação mais estreita do equilíbrio entre as correntes efluentes.

A seguir serão apresentadas a eficiência de Murphree, a eficiência global e os fatores que influenciam na eficiência de separação.

3.5.1 Eficiência de Estágio

A eficiência de prato definida por Murphree (1925), relaciona o comportamento de um prato real com o de um prato ideal.

Tradicionalmente se tem empregado na literatura a eficiência definida para a fase vapor. Neste caso, assume-se que as correntes das fases líquidas que deixam os pratos reais e ideais sejam idênticas em quantidade e composição; e que as correntes das fases vapor que chegam aos pratos sejam idênticas em quantidade e composição.

A figura 3.4 expõe um prato com vertedor em uma coluna de destilação. Considera-se que as correntes de entrada e de saída de vapor estão completamente misturadas e com composição $y_{(i-1)}$ e $y_{(i)}$, respectivamente. A composição do líquido varia entre $x_{(i+1)}$ e $x_{(i)}$ para as correntes que entram e saem do prato. Estas correntes de líquido estão misturadas e com composições constantes e uniformes na entrada e na saída. Assume-se que ao longo do prato não ocorre mistura do líquido, ou seja, a composição varia uniformemente de $x_{(i+1)}$ a $x_{(i)}$ sem que ocorra nenhuma variação da composição no plano vertical. Este tipo de escoamento é chamado de escoamento pistão.

Se o vapor ascendente que estiver deixando o prato se encontra em equilíbrio com o líquido de composição $x_{(i)}$ que também deixa o mesmo prato, este é dito um estágio ideal, apresentado na figura 3.4(b).

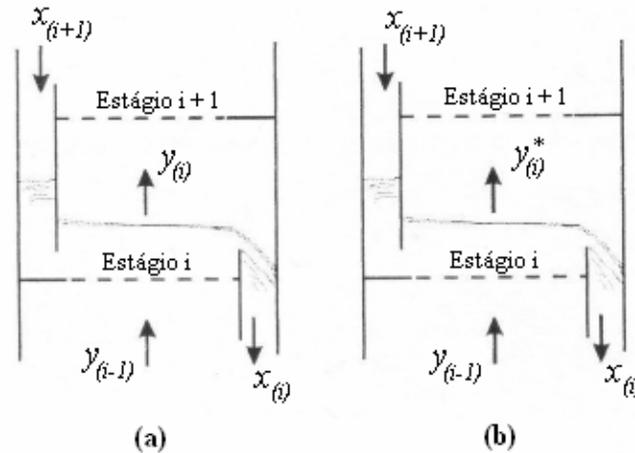


FIGURA 3.4: Estágio real (a) e estágio ideal pela definição de Murphree (1925) (b).

Dessa forma, define-se a eficiência de Murphree (eficiência do prato) com relação à fase vapor (E_{MV}) em uma coluna de destilação, e também de modo análogo para uma coluna de paradestilação:

$$\text{Destilação:} \quad E_{MV} = \frac{y_{(i)} - y_{(i-1)}}{y_{(i)}^* - y_{(i-1)}} \quad (3.2)$$

$$\text{Paradestilação:} \quad E_{MV} = \frac{y_{(i)} - y_{(i-2)}}{y_{(i)}^* - y_{(i-2)}} \quad (3.3)$$

$y_{(i)}$ – fração molar de etanol na fase vapor na saída do prato (i)

$y_{(i)}^*$ - fração molar de etanol na fase vapor em equilíbrio com a fase líquida que está saindo do prato (i)

$y_{(i-1)}$ – fração molar de etanol na fase vapor na entrada do prato (i) (na saída do prato (i-1) na coluna de destilação)

$y_{(i-2)}$ – fração molar de etanol na fase vapor na entrada do prato (i) (na saída do prato (i-2) na coluna de paradedistilação)

Admite-se na definição de eficiência de Murphree, que o líquido esteja completamente misturado no prato com a mesma composição com que deixa o mesmo. Nas colunas de tamanho comercial, tem-se apenas uma mistura parcial da fase líquida e, portanto, podem-se encontrar valores de eficiência de prato maiores que 1.

3.5.2 Eficiência Global

A eficiência global (EG) é definida, simplesmente, como a razão entre o número de estágios ideais de equilíbrio calculado para uma dada separação e o número de estágios reais necessários para efetuar esta separação.

$$EG = \frac{\text{número de estágios ideais de equilíbrio}}{\text{números de estágios reais necessários}} \quad (3.4)$$

Embora seja possível usar números fracionários de estágios de equilíbrio, é evidente que somente se podem construir números inteiros de estágios reais. A eficiência global é fácil de usar nos cálculos, mas dá pouca percepção sobre as variáveis físicas que determinam o seu valor.

3.5.3 Fatores que Influenciam a Eficiência de Separação

A eficiência de separação depende da qualidade da transferência de massa entre as fases líquida e vapor. Segundo Van Winkle (1967), as variáveis que afetam a eficiência de uma coluna de destilação são:

- Temperatura e pressão de operação;
- Espaçamento entre pratos;
- Razão de refluxo;
- Velocidade das fases líquida e vapor;
- Área livre de escoamento;
- Área perfurada;
- Arranjo dos orifícios e passo;
- Altura e tipo de dispersão formada sobre o prato;
- Espessura do prato;
- Características do vertedor;
- Densidade e viscosidade do líquido e do vapor;
- Tensão superficial da fase líquida;
- Volatilidade relativa dos componentes.

Nota-se que a eficiência de separação é influenciada pelas variáveis de projeto de coluna e de prato, pelas condições de operação e pelas propriedades físicas das fases líquida e vapor.

Características do Projeto do Prato

As características de projeto que afetam a eficiência de um prato em uma coluna de destilação são aquelas que afetam a área interfacial e o tempo de contato entre as fases líquida e vapor. Em relação ao projeto de pratos podemos citar: altura do vertedor; passo, arranjo e diâmetro dos orifícios; fração de área livre de escoamento; espessura do prato; forma do escoamento do líquido; tipo e localização dos vertedores. Em relação ao projeto de coluna, as variáveis que afetam a eficiência são: espaçamento entre pratos; diâmetro da coluna; e área da seção transversal do vertedor.

Segundo Umholtz e Van Winkle (1957) a eficiência não é afetada pela variação da fração de área livre. Porém, a razão do passo pelo diâmetro do orifício é um fator decisivo sobre a eficiência de transferência de massa. O contato entre as fases líquida e vapor é prejudicado quando os orifícios estão afastados ou mais próximo uns dos outros. A respeito do diâmetro de orifício, não se encontrou uma evidência clara de influência na eficiência de prato. Os autores também salientam que qualquer aumento na área da seção transversal do vertedor aumenta a capacidade do prato e da coluna. Foi observado que a faixa de operação do prato quase duplicou com o dobro de fração de área de vertedor. Porém, o aumento de fração de área de vertedor foi acompanhado de menor eficiência de prato. A principal causa para a menor eficiência talvez seja a diminuição na quantidade de líquido aerado sobre o prato.

Velocidade da fase vapor

A literatura ressalta que existe uma relação entre a velocidade superficial de vapor e a eficiência. À medida que se aumenta a velocidade de vapor a partir de zero, alcança-se um ponto onde o líquido começa a ser retido sobre o prato. Com o posterior aumento na velocidade e com o líquido já retido sobre o prato como dispersão, a eficiência cresce rapidamente até atingir um valor máximo, após o qual começa a decrescer vagarosamente. Com um aumento ainda maior na velocidade de vapor, atinge-se o limite de operação do prato (ponto de inundação), após o qual a eficiência decresce rapidamente. Com isto, observa-se uma curva parabólica para a eficiência em função da velocidade de vapor.

Segundo McCabe e Smith (1987), para velocidades de vapor muito baixas, a eficiência dos pratos é baixa devido ao contato deficiente entre o líquido e o vapor. Para velocidades intermediárias, dentro do intervalo normal de operação, a eficiência dos pratos é máxima e é praticamente independente da vazão de vapor. Para velocidades elevadas de vapor, a baixa eficiência é observada devido a existências do fenômeno de arraste.

Regimes de Escoamento

Para a operação normal de uma coluna de destilação, é necessária a formação de dispersão líquido-vapor sobre os pratos para permitir um contato efetivo entre as fases. A altura que a dispersão pode alcançar depende das velocidades de vapor e de líquido, da geometria do prato e das propriedades físico químicas das fases. O comportamento hidrodinâmico da dispersão irá afetar a transferência de massa e a eficiência de separação. A seguir citam-se alguns regimes de escoamento citados por Kister (1992):

- *Borbulhamento*: caracterizado pela livre ascensão das bolhas através do líquido, devido unicamente a força de empuxo (Figura 3.5 (a)). O vapor passa por uma camada relativamente espessa de líquido, na forma de bolhas individuais. Acima desta camada de líquido, por onde as bolhas de vapor passam, existe uma camada de espuma.
- *Espuma Celular*: caracteriza-se por pequena turbulência, bolhas separadas por um fino filme de líquido. A formação de espuma é em geral favorecida por pratos com uma distribuição homogênea de furos, pequenos diâmetros dos orifícios, baixas vazões de vapor e de líquido. Na espuma celular, as bolhas são distorcidas em poliedros (Figura 3.5 (b))
- *“froth” homogêneo*: Segundo Lockett (1986), dependendo da estabilidade do filme, para maiores vazões de vapor e de líquido, o regime espuma celular se torna “froth” homogêneo. Enquanto que na espuma celular, as bolhas são distorcidas em poliedros, no “froth” homogêneo as bolhas sobem continuamente como esferas (Figura 3.5 (c));
- *“Froth”*: caracterizado pela presença de correntes de bolhas de formatos e dimensões irregulares, separadas por uma quantidade de líquido maior que na espuma (Figura 3.5 (d)). Apresenta turbulência elevada quando comparadas aos regimes de borbulhamento e espuma.
- *“Froth” oscilante*: neste caso a dispersão possui um movimento oscilatório sobre o prato, de meia onda ou de onda inteira (Figura 3.5 (e)). O regime oscilante depende

fortemente do diâmetro da coluna, da altura de dispersão e da fração de área livre para o escoamento. Esta dispersão facilita o aparecimento do “choro” nas regiões em que a altura de dispersão encontra-se mais elevada (crista da onda).

- “*Spray*”: na região inferior, a dispersão apresenta filmes de líquido que envolvem os jatos de vapor provenientes dos orifícios (Figura 3.5 (f)). Estes filmes têm formato cônico. O filme de líquido é fragmentado posteriormente em gotículas pela influência da elevada velocidade dos jatos de vapor. O regime spray é favorecido por alturas baixas de dispersão, grandes diâmetros de orifícios e por baixa relação entre vazão de líquido e vapor.

No presente trabalho, serão estudados o comportamento e a incidência destes regimes em função das variações da área livre de escoamento, da vazão de vapor e da composição de etanol na fase líquida em ambas as colunas.

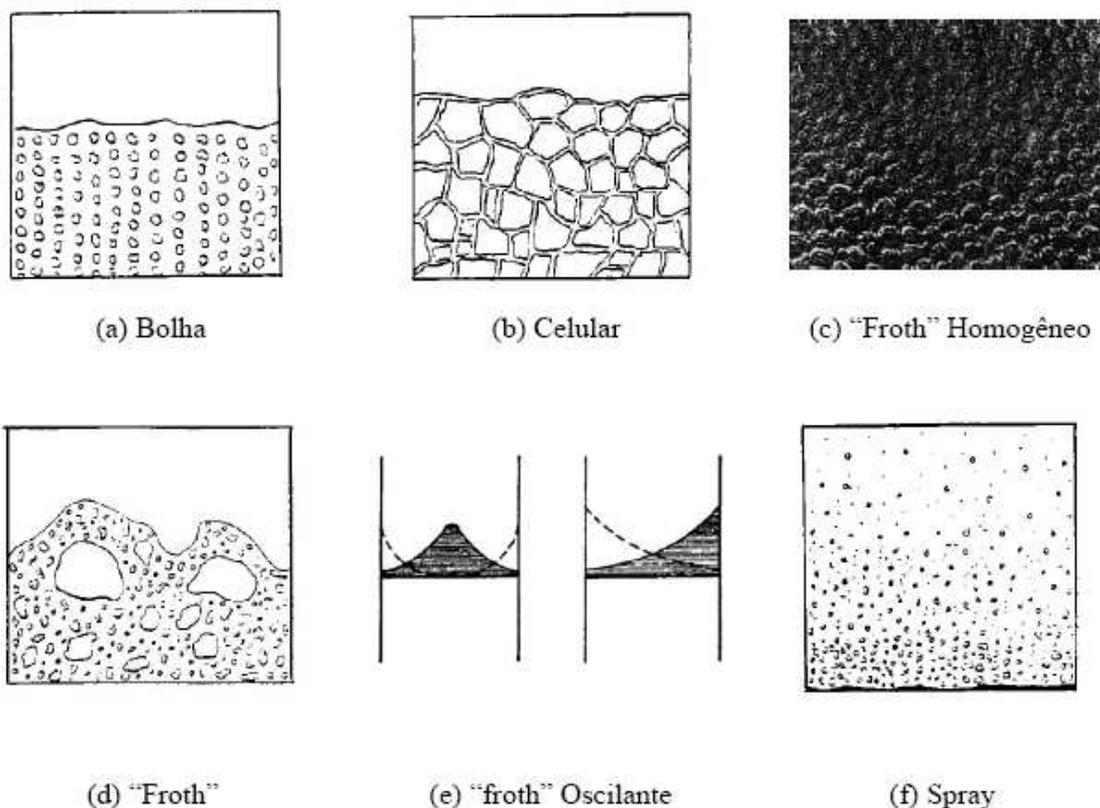


FIGURA 3.5: Tipos de regimes de escoamento formado sobre os pratos.

Composição da Fase Líquida

Têm-se proposto explicações para o desempenho da coluna de destilação em função da composição. As explicações envolvem a variação das propriedades físicas conjuntamente à variação da composição, inclinação da curva de equilíbrio, área interfacial, coeficiente de transferência de massa e efeitos térmicos associados à destilação.

Segundo Mostafa (1979), para sistemas não-ideais, a eficiência varia significativamente com a concentração da fase líquida. A variação da eficiência é pequena para faixas intermediárias de concentração, mas bastante considerável em baixas e altas concentrações do componente mais volátil (composição próxima às dos componentes puros).

Para baixas e altas concentrações do componente mais volátil, ocorre uma diminuição na altura da dispersão, ou seja, menor formação de espuma e, portanto uma menor eficiência.

Salienta-se que para sistemas altamente positivos, como é o caso do sistema etanol-água, a composição da fase líquida possui um importante efeito sobre a eficiência.

Capítulo 4 – Equipamentos e Procedimento Experimental

4.1 Introdução

Nosso objetivo foi comparar experimentalmente colunas de destilação convencional e de paradestilação. Ambas as colunas eram de pratos perfurados com vertedores circulares, constituídas de condensador, e refeedor com aquecimento elétrico controlado por um painel de controle. A figura 4.1 representa o equipamento utilizado.

Neste capítulo detalharemos sobre o equipamento utilizado, o procedimento experimental utilizado e as propriedades físico-químicas da mistura etanol-água.

4.2 Equipamentos

Coluna de destilação

Buscando a continuidade dos estudos de paradestilação, todas as especificações de projeto das colunas foram os mesmos usados nos estudos de Belincanta. Porém, a fim de obter condições para um menor tempo de estabilização das colunas, obteve-se por utilizar 6 pratos em cada coluna ao invés dos 12 usados no trabalho anterior. Dessa forma, o trabalho experimental foi realizado utilizando uma coluna de paradestilação e uma coluna de destilação convencional. As colunas foram construídas com diâmetro interno de 9,9 cm e espaçamento entre pratos de 15 cm.

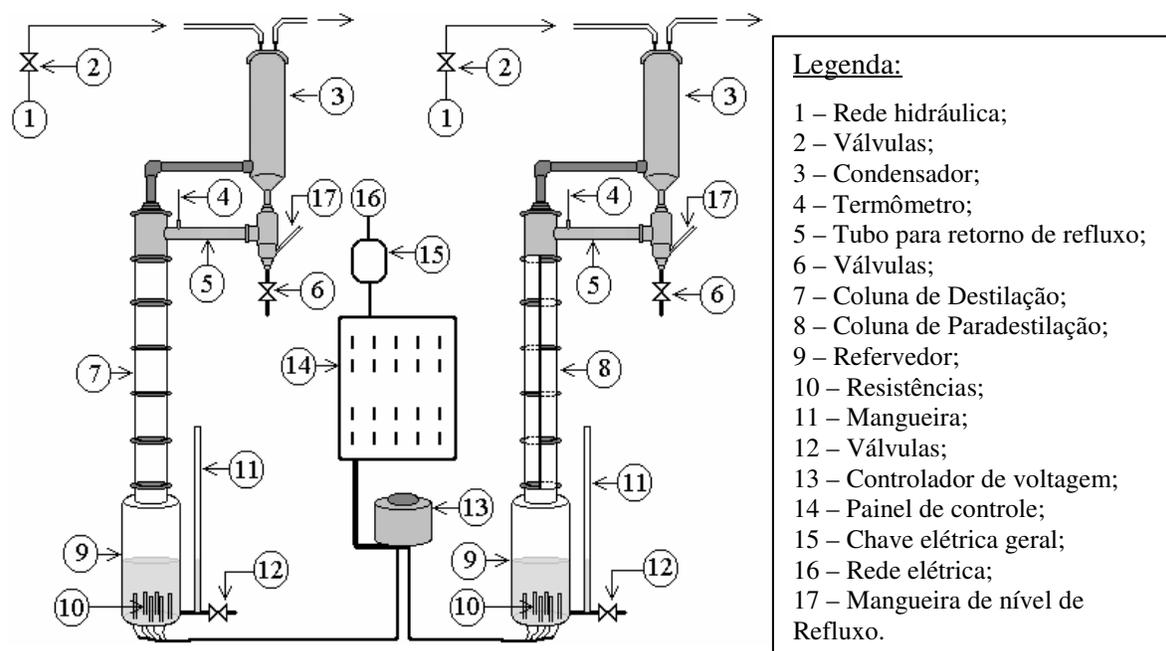


FIGURA 4.1: Representação do equipamento experimental.

Foram usados pratos perfurados de latão e estes são intercalados por tubos de vidro pirex. Dos seis estágios em cada coluna apenas o superior não é vidro e sim de latão, e este possui um tubo soldado para o retorno do refluxo. O esquema da montagem dos pratos pode ser visualizado pela figura 4.2. Entre os pratos e os vidros é usada borracha para a vedação. Para a fixação dos pratos e montagem da coluna são usadas hastes. As hastes são parafusos de aproximadamente 18 cm de comprimento por 0,5 cm de diâmetro. Cada prato possui seis furos para as hastes, sendo três para a fixação com o prato de baixo intercalados com os outros três para a fixação com o prato de cima.

Os pratos de ambas as colunas foram projetados de modo a fornecer iguais frações de área livre de escoamento. Devido ao fato das colunas serem menores, não foi possível estudar todas as áreas livres de escoamento dos estudos de Belincanta. Nossos estudos se concentraram nas duas menores áreas livres do trabalho anterior (1,9 e 4,5 %). O prato da coluna de paradestilação possui 22 orifícios e diâmetro de vertedor de 13 mm. Já o prato da coluna convencional possui 47 orifícios e diâmetro de vertedor de 19 mm. Ambos com distribuição de furos em arranjo triangular. Os pratos de ambas as colunas fornecem iguais frações de área de vertedor (3,5 % da área total do prato). Os pratos possuem 14 cm de diâmetro e 0,21 cm de espessura. Os vertedores são circulares e feitos de alumínio. Os vertedores da coluna de paradestilação possuem 10,5 mm de diâmetro interno, e os da

destilação convencional 16,0 mm. Um desenho esquemático dos pratos usados é apresentado na figura 4.3.

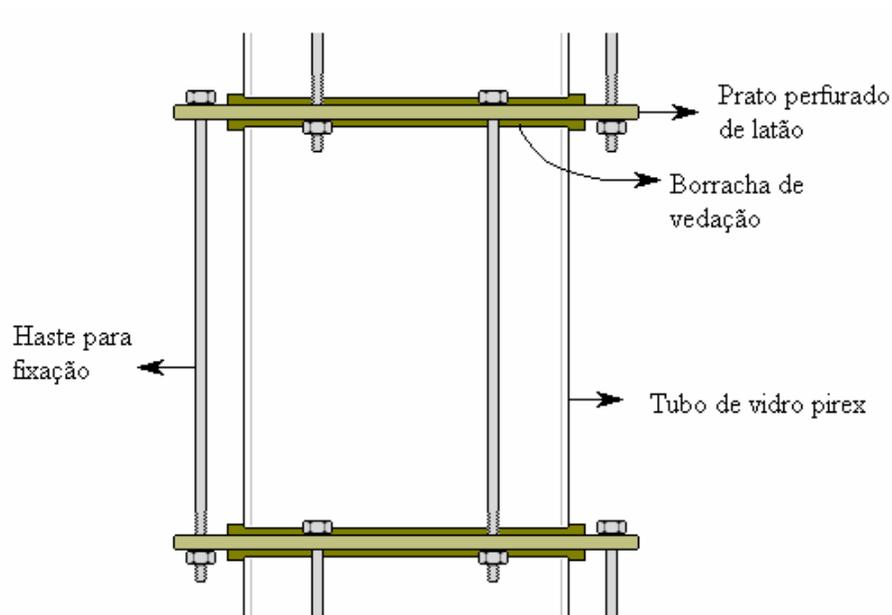


FIGURA 4.2: Esquema de montagem dos pratos em ambas as colunas.

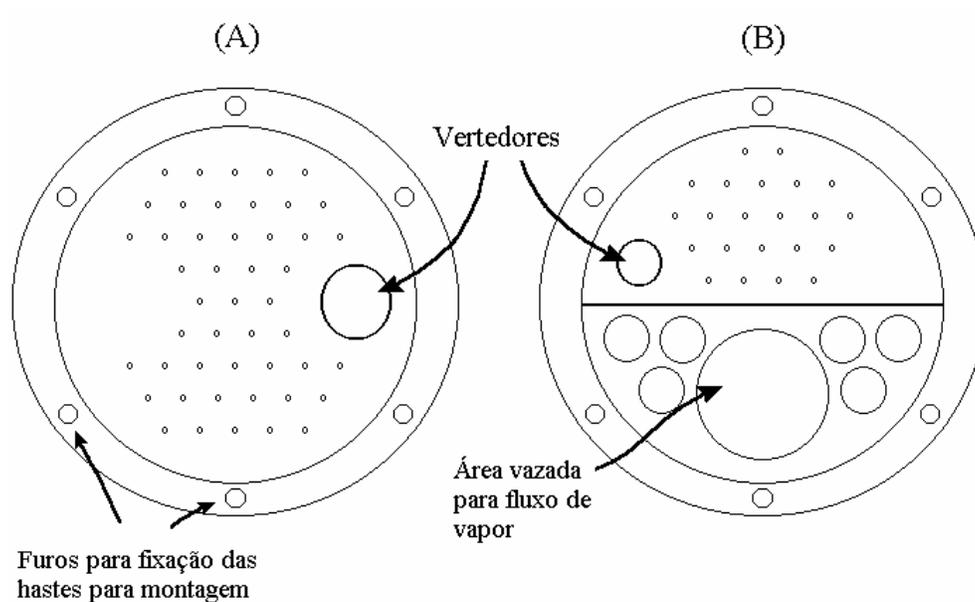


FIGURA 4.3: Desenho esquemático dos pratos de destilação convencional (A) e paradesilação (B).

É possível observar e medir o tipo e altura de dispersão presente no prato, pois os tubos que intercalam os mesmos são de vidro. Para o isolamento térmico da coluna foram usadas canaletas de isopor. Estas são facilmente encaixadas nas colunas durante as operações. Desta forma, é possível abrir levemente as canaletas para a medição do tipo e altura de dispersão presente no prato.

Refervedor

Os refervedores foram construídos em aço, e neste se coloca a mistura líquida inicial para cada experimento. Em cada refervedor há seis resistências elétricas acopladas ao fundo do mesmo com potências que variavam de 1200 a 2200 W. Uma resistência em cada refervedor é ligada a um controlador de corrente para o ajuste fino da potência desejada no experimento.

A válvula (item 12 da legenda da figura 4.1) na base do refervedor é utilizada para a drenagem do líquido e para coleta de amostras do mesmo. A mangueira de silicone (item 11 da legenda da figura 4.1) é utilizada para a alimentação da mistura inicial no refervedor e para a entrada de destilado quando operando em regime de refluxo parcial.

Condensador

O condensador está localizado no topo da coluna e sua função é condensar todo o vapor proveniente do último prato. É usada água a temperatura ambiente como fluido refrigerante e sua vazão é controlada pela válvula 2. Os condensadores possuem formato cilíndrico em sua extensão e cônico na base. O fluido refrigerante circula em serpentinas de cobre no interior do condensador.

4.3 Mistura Líquida Etanol-Água

Etanol e água são miscíveis em qualquer proporção de mistura. As propriedades físicas dos dois componentes puros são apresentadas na tabela 4.1. A água utilizada nos

experimentos era proveniente da rede hidráulica comum do laboratório. Por sua vez, o etanol possuía 100 % de pureza e era produzido pelos fabricantes ALLKIMIA e MERCK.

A mistura em questão possui um azeótropo homogêneo de mínimo à pressão atmosférica com fração molar de etanol de 0,894 e temperatura de 78,15 °C. Um azeótropo é uma mistura líquida que tem um ponto de ebulição máximo ou mínimo em relação aos pontos de ebulição das misturas com composições nas vizinhanças da sua. Essa ocorrência se deve ao fato das temperaturas de ebulição estarem relativamente próximas, e também por desvios negativos (temperatura de ebulição máxima) ou positivo (temperatura mínima) em relação à lei de Raoult. No azeótropo composições de líquido e vapor são idênticas, e a separação dos dois componentes, além deste ponto, não é possível mediante destilação simples.

As frações molares iniciais de etanol no refeedor foram as duas menores do trabalho de Belincanta (2 e 3 %), devido ao menor número de pratos das colunas no atual trabalho.

TABELA 4.1: Propriedades do etanol e água puros.

	Massa Molar (g/gmol)	Massa Específica* (g/cm ³)	Ponto de Ebulição** (°C)
Etanol (CH ₃ CH ₂ OH)	46,10	0,789	78,4
Água (H ₂ O)	18,02	0,998	100,0

*Massa específica para temperatura de 20°C.

**Temperatura de ebulição à pressão atmosférica (1atm).

4.4 Procedimento Experimental

Os experimentos em ambas as colunas foram realizados em regime de refluxo total e refluxo parcial. Foram usados dois tamanhos de furação nos pratos, 2 e 3 mm (1,9 e 4,5 % de área livre de escoamento) em ambas as colunas. Para a furação de 2 mm foram

realizados experimentos com fração inicial de etanol no retervedor de 2 e 3 % em regime de refluxo total e parcial. Belincanta estudou frações molares iniciais de 2, 3 e 4 %. Em nosso trabalho, 4 % de etanol não seria conveniente para a análise devido ao menor tamanho da coluna. Para 3 mm, a título de comparação pelo efeito da área livre, foram realizados experimentos apenas para fração inicial de 2 % de etanol do mesmo modo em regime de refluxo total e parcial. Para essa comparação não foram necessários dados para 3 % de etanol.

Refluxo Total

Sob condições de refluxo total não há destilado, alimentação ou outras correntes de entrada ou saída. O refluxo total se caracteriza pelo retorno de todo o vapor condensado no condensador para o topo da coluna. Para uma dada separação o número mínimo de estágios é alcançado sob condição de refluxo total.

Para a realização do experimento, primeiramente ajusta-se o volume de solução e a fração molar inicial de etanol no retervedor. Em nossos experimentos trabalhamos sempre com 8 litros iniciais de solução no retervedor, e fração molar inicial de etanol de 2 e 3 %. Em seguida ligam-se as resistências de acordo com uma potência pré-determinada de aquecimento no retervedor e abre-se a válvula que permite a circulação de água no condensador.

Com o aquecimento da solução, o vapor começa a subir pelo interior da coluna até o condensador onde este condensa e volta à coluna. Após cerca de 30 minutos em média começa a se formar dispersão sobre os pratos devido ao retorno de líquido à coluna na forma de refluxo. A coluna embora já esteja em operação, não se encontra ainda em regime permanente. Quando a dispersão se forma definitivamente abre-se a mangueira de nível de refluxo para o monitoramento da operação da coluna quanto à possibilidade de inundação da mesma.

Com a dispersão devidamente formada, a coluna é envolvida com isopor para o isolamento térmico. A corrente elétrica é medida com o auxílio de um multímetro com o qual se mede a corrente em cada fio elétrico ligado às resistências. A potência é determinada através da voltagem da rede elétrica e da corrente elétrica medida.

Até a coluna estabilizar e operar em regime permanente, amostras de líquidos dos pratos são colhidas em intervalos de 20 minutos para acompanhar e determinar a estabilidade da coluna. O regime permanente é caracterizado pelo perfil de concentração de etanol constante na extensão da coluna. Com a estabilização, retiram-se as amostras de vapor do refeedor e de líquido de cada prato da coluna através de seringas inseridas nos respectivos locais. A amostragem de líquido é realizada próximo à saída do vertedor. Por sua vez, a de vapor do refeedor é realizada com a utilização de uma seringa maior com ponto de coleta no meio da corrente de vapor. Mede-se a temperatura de refluxo com o auxílio do termômetro localizado no tubo para retorno de refluxo. Por sua vez, a altura e o tipo de dispersão presente em cada prato são medidas através de uma pequena abertura lateral no isolante térmico. Essa abertura é feita com um leve afastamento das canaletas de isopor. Por último, mede-se a vazão de vapor da coluna. Para medir a vazão de vapor deve-se abrir totalmente a válvula de destilado (item 6 na figura 4.1) e após a drenagem de líquido residual de refluxo, colher com o auxílio de uma proveta o volume de líquido em um intervalo de 10 segundos. Esta amostra é levada a um banho termostático de 20 °C para a determinação correta do volume da mesma, uma vez que a proveta está calibrada para esta temperatura.

A concentração de etanol nas amostras é determinada pelo índice de refração da mistura que será discutida mais adiante.

Refluxo Parcial

O refluxo parcial é caracterizado pela operação onde apenas parte do vapor condensado retorna para a coluna como refluxo. A outra parte é chamada de destilado. A razão entre a vazão de refluxo L_{re} e a vazão de destilado L_D é chamada de razão de refluxo.

O procedimento experimental em regime de refluxo parcial é semelhante à operação em refluxo total. Porém, quando as dispersões estão devidamente formadas ao longo da coluna deve-se então acertar o refluxo parcial. A válvula 6 da figura 4.1 é aberta e a vazão de destilado é acertada. Este é direcionado para o refeedor por uma mangueira de silicone (item 11 da figura 4.1).

Com a operação em regime permanente, do mesmo modo coletam-se as amostras, mede-se altura e tipo de dispersão, temperatura de refluxo e vazão de vapor da coluna. Porém antes de medir a vazão de vapor mede-se a vazão de destilado que retorna ao revedor. Do mesmo modo, com o auxílio de uma proveta, a vazão de destilado é obtida através do volume extraído em um intervalo de 10 segundos. Na seqüência, abre-se totalmente a válvula e, depois da drenagem de líquido residual de refluxo, colhe-se o volume de líquido correspondente à vazão de vapor da coluna da mesma forma que em refluxo total. A vazão de refluxo é a vazão de vapor da coluna subtraída pela vazão de destilado.

As potências usadas para a operação em refluxo parcial foram as mesmas usadas nos limites superiores de operação em refluxo total para uma dada concentração inicial de etanol no revedor e diâmetro de orifício nos pratos.

Ponto de Retenção de Líquido e Inundação

O ponto de retenção é determinado pela velocidade mínima da fase vapor necessária para a retenção de líquido sobre o prato sem presença de choro excessivo. O ponto de inundação é determinado quando a altura da dispersão em um dado prato atinge 15 cm. Para a determinação do ponto de inundação, operou-se normalmente a coluna em regime de refluxo total variando a potência até o ponto máximo de operação.

Determinação da Composição de Etanol nas Amostras

Para a determinação de concentração nas amostras usou-se o método de índice de refração. Para cada fração molar de etanol tem-se um índice de refração associado medido em um refratômetro. A partir de vários valores de índices de refração de frações molares conhecidas tem-se uma curva de calibração. Esta é usada para a determinação das concentrações desconhecidas a partir de seus índices de refração medidos. O índice de refração é medido à temperatura de 20 °C que é mantida através de um banho termostático.

Para a curva de calibração (figura 4.4) obtiveram-se várias amostras de frações molares conhecidas e mediram-se os índices de refração.

Através destes pontos ajustam-se algumas equações em determinados intervalos de concentração. Com essas equações foi feita uma tabela da composição em função do índice de refração a qual era consultada para a determinação das concentrações desconhecidas.

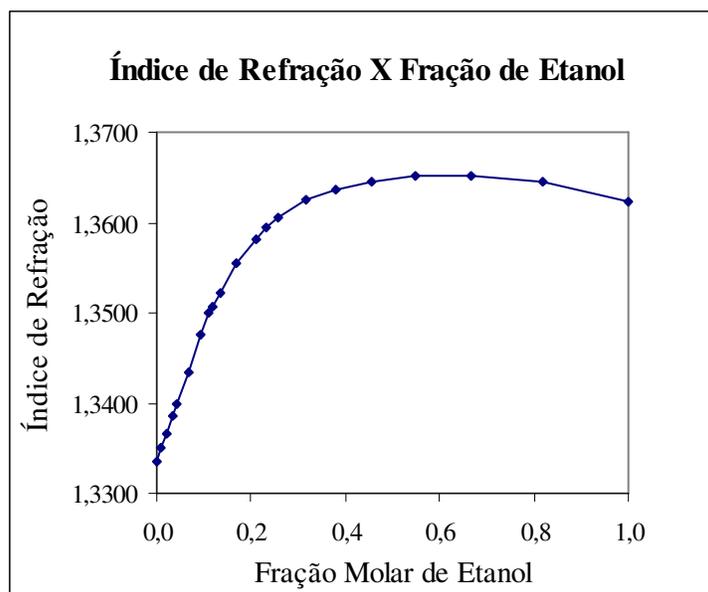


FIGURA 4.4: Curva de calibração do índice de refração em função da fração molar de etanol.

Para concentrações maiores que 25 % em mols de etanol a determinação direta da concentração não é possível com exatidão como se pode ver pela figura 4.4. Com isso, a determinação das concentrações nestes casos deve ser feita pela diluição da amostra. Após a diluição, com a concentração abaixo de 25 %, é possível medir a concentração da mesma e através de um cálculo de balanço material determinar a concentração inicial.

Determinação da Composição da Fase Vapor

Através de um balanço material e de energia é possível determinar os perfis de composição da fase vapor, de vazões de vapor e de líquido, e de temperatura ao longo da coluna a partir dos dados coletados experimentalmente. As equações de balanço material e

de energia para as colunas de destilação e de paradestilação se encontram detalhadas no Anexo I.

Para tal cálculo precisaram-se de correlações de equilíbrio líquido-vapor da mistura etanol-água. O coeficiente de atividade (γ_i) foi predito pelo modelo de Wilson. As equações de Wilson funcionam bem para muitos sistemas não ideais de equilíbrio líquido-vapor sem mais aproximações. Dessa forma, o coeficiente de fugacidade (ϕ_i) é considerado igual a unidade. Os parâmetros binários para o cálculo do coeficiente de atividade foram obtidos por Gmehling et al. (1982). As correlações e mais detalhes estão no Anexo I.

Um programa computacional em linguagem Fortran foi desenvolvido para resolver o sistema de equações de balanço de massa e de energia da coluna. A solução das equações foi possível através do método de Newton-Raphson generalizado.

O programa computacional também forneceu valores de eficiência de Murphree para os pratos e eficiência global para ambas as colunas.

Capítulo 5 – Análise dos Resultados Experimentais

5.1 Introdução

O capítulo a seguir tem o objetivo de apresentar a discussão e análise dos resultados experimentais usando a comparação entre as colunas de paradestilação e de destilação convencional.

Os aspectos estudados foram os perfis de concentração ao longo da coluna, os regimes de escoamento, os tipos e altura de dispersão, os limites de operação (o ponto de retenção de líquido sobre o prato e o ponto de inundação), a eficiência de Murphree (1925) e eficiência global. As comparações foram realizadas em função da potência de aquecimento no refeedor, das velocidades das fases vapor, da fração molar de etanol na fase líquida, da fração de área livre e dos tipos de dispersão presente em cada prato.

5.2 Operações das Colunas de Paradestilação e Destilação

As operações de ambas as colunas neste trabalho foram realizadas conforme procedimento descrito no capítulo anterior.

A tabela 5.1 é apresentada como referência para as comparações entre as operações realizadas nas colunas. Primeiramente apresentam-se as frações de área livre utilizada (1,9 e 4,5 %), dentro destas as frações molares iniciais no refeedor (2 e 3 % de etanol para a primeira área livre e 3 % de etanol para a segunda). Os experimentos estão alinhados para mesma potência nas duas colunas. Para refluxo total, cada potência é acompanhada da velocidade média da fase vapor de determinado experimento. Da mesma forma, para refluxo parcial, a potência é acompanhada de todas as razões de refluxo desta.

TABELA 5.1: Operações das colunas de paradestilação e destilação.

		COLUNAS								
		Paradestilação				Destilação				
		Refluxo Total		Refluxo Parcial		Refluxo Total		Refluxo Parcial		
		Potência (W)	Vel. Vapor (cm/s)	Potência (W)	Razões de Refluxo	Potência (W)	Vel. Vapor (cm/s)	Potência (W)	Razões de Refluxo	
1,9% de Área Livre	2% etanol					1260	7,5			
		2200	17,9	2200	2,4 9,8 13,0	2200	18,4	2200	4,0 9,7 12,6	
		2600	18,6			2600	23,5			
		3000	21,3	3000	3,8 5,1 7,1 23,4	3000	29,5	3000	5,4 6,6 7,3 11,6	
	3% etanol					1990	15,7			
						2000	16,1			
		2200	16,0	2200	6,8 9,8 10,1 12,1 13,9	2200	18,5	2200	6,1 6,4 6,9 10,8 16,7	
		2700	16,5							
		2800	17,4							
		3000	20,8							
		3500	23,4							
		4,5% de Área Livre	2% etanol					2600	23,1	
	3200			20,3			3200	30,4		
	3400			23,5	3400	6,5 10,0 11,6	3400	32,2	3400	6,9 12,8 14,9
						3600	30,7			
						6800	54,2			

Além destes experimentos apresentados acima houve a realização de vários outros experimentos. Os primeiros tinham como objetivo a familiarização com as colunas de destilação, sua operabilidade assim como seu tempo de estabilização. Outros experimentos foram descartados por apresentarem dados não consistentes, sendo assim, estes foram

refeitos. Também era comum determinado experimento não apresentar estabilização após várias horas de operação, devido a comportamentos oscilatórios ou vazamentos não identificados nas colunas.

Dentre os experimentos da tabela 5.1, partimos então para a análise de ambas as colunas. Primeiramente houve a necessidade de determinar o tempo de estabilização de operação de cada coluna. O tempo médio de estabilização é apresentado na tabela 5.2 e foi determinado em ambas as colunas para cada fração de área livre e fração molar inicial de etanol no refeedor.

TABELA 5.2: Tempo de estabilização para as colunas de paradedistilação e destilação.

Colunas	Tempo de Estabilização (minutos)					
	Área Livre de 1,9 %				Área Livre de 4,5 %	
	2% etanol		3% etanol		2% etanol	
	RT	R Parcial	RT	R Parcial	RT	R Parcial
Paradedistilação	260	168	193	261	443	173
Destilação	211	162	182	287	443	229

Ambas as colunas tiveram valores de tempo de estabilização muito semelhantes. Para 2 % de etanol, as operações em refluxo parcial (R Parcial) necessitaram de menos tempo para alcançar a estabilização que em refluxo total (RT) para as duas áreas livres de escoamento em ambas as colunas. Por outro lado, as operações em refluxo parcial levaram mais tempo para estabilizar para 3 % de etanol.

Belincanta (2004) verificou em seus estudos de hidrodinâmica na coluna de paradedistilação que o tempo de estabilização diminuía com o aumento da área livre de escoamento. Para maior área livre obtém-se maior velocidade de vapor, o que leva a um menor tempo de estabilização. Porém, no atual trabalho não se verificou o mesmo comportamento, pelo contrário, o tempo de estabilização foi maior para maior área livre. Isto se deve aos limites de operação da coluna de paradedistilação, que não foram maiores para maior área livre de escoamento como será discutido em item mais adiante.

Nos experimentos realizados foram medidas: a composição da fase líquida nos pratos e vapor do refulvedor, a altura e o tipo da dispersão formada para cada um dos pratos com exceção do prato 6, e temperatura de refluxo. Também foram medidas as vazões de líquido que retornava à coluna como refluxo assim como sua composição, e a vazão de destilado quando em refluxo parcial.

O programa em linguagem Fortran desenvolvido para resolver simultaneamente os balanços de massa e energia das colunas fornece as velocidades e vazões das fases vapor e líquida, composição da fase vapor, perfil de temperatura ao longo da coluna, eficiência de Murphree em cada prato e eficiência global da coluna. No Anexo I se encontram os detalhes a respeito das propriedades físicas dos componentes puros e da predição dos dados de equilíbrio vapor-líquido utilizados no programa em linguagem Fortran. As equações de Balanço material e de energia utilizadas no programa estão apresentadas também no Anexo I.

5.3 Perfil de Concentração, Altura e Tipo de Dispersão

A análise das variáveis que afetam a altura e o tipo da dispersão (característica da massa aerada) formada sobre os pratos e o perfil de concentração na fase líquida foi realizada.

5.3.1 Refluxo Total

A coluna foi operada em refluxo total de acordo com o procedimento descrito no Capítulo 4. Os efeitos da vazão de vapor, composição inicial de etanol no refulvedor e área livre de escoamento foram analisados e comparados para ambas as colunas. Para fração de área livre de 1,9 % (diâmetro de orifício $d_o = 2$ mm) os experimentos foram realizados com concentração inicial de etanol de 2 e 3 % em mols. Para área livre de 4,5 % ($d_o = 3$ mm) os ensaios foram realizados apenas para a concentração inicial de 2 % a título de comparação

pelo efeito da área livre. Para essa comparação não foram necessários dados para 3 % de etanol.

Efeito da vazão de vapor

As Figuras de 5.1 a 5.9, assim como as respectivas tabelas (tabelas de 5.3 a 5.11), mostram as variações no perfil de composição da fase líquida e altura de dispersão para colunas de paradestilação e destilação convencional, para a fração molar inicial de etanol no refeedor de 2 e 3 %, área livre de 1,9 e 4,5 % e várias potências de aquecimento. Nestas figuras estão expostas as operações em refluxo total (RT). O estágio “7” corresponde ao condensador. Nos perfis de altura de dispersão em função do prato, estão apresentadas junto aos pontos (símbolos □ ou ▲) as letras referentes ao tipo da dispersão correspondente observadas neste trabalho: “froth” normal (F), “froth” homogênea (H), espuma celular (C) e a transição entre “froth” homogênea e espuma celular (FC). Cada dispersão é função da concentração de etanol em cada prato, das velocidades de vapor e líquido e da área livre de escoamento.

A altura da dispersão, assim como o tipo de dispersão formada pela interação entre as correntes de vapor e líquido irá depender das velocidades das fases, da geometria e área livre do prato, e da composição e propriedades físicas da mistura.

Conforme se pode ver pelas Figuras 5.1 à 5.9 devido a questões geométricas da coluna, diferentes condições de transferência de massa ao longo da coluna resultam em diferentes velocidades médias de vapor (v_g) entre as colunas, ou seja, para uma mesma fração molar inicial de etanol (x_{ref}) e potência (Pot) no refeedor, o gradiente de velocidade é maior para a coluna de paradestilação. Dessa forma, a comparação entre as colunas foi realizada também comparando os perfis de fração molar de etanol e altura de dispersão sob a mesma velocidade média de vapor na extensão da coluna.

A figura 5.1 apresenta a fração molar de etanol e altura de dispersão em cada prato para cada coluna. A fração molar inicial no refeedor é de 2 % de etanol, a área livre é de 1,9 % e a potência de aquecimento é de 2200 W. Neste caso a paradestilação não obteve destilado mais concentrado apesar dos primeiros pratos apresentarem melhor distribuição de etanol.

Tabela 5.3: Referente à figura 5.1.

Colunas	Fração Molar em cada Prato e Condensador						
	Pratos						Conden.
	1	2	3	4	5	6	
Destilação	0,000	0,000	0,003	0,051	0,320	0,602	0,710
Paradestilação	0,002	0,003	0,039	0,225	0,437	0,541	0,652

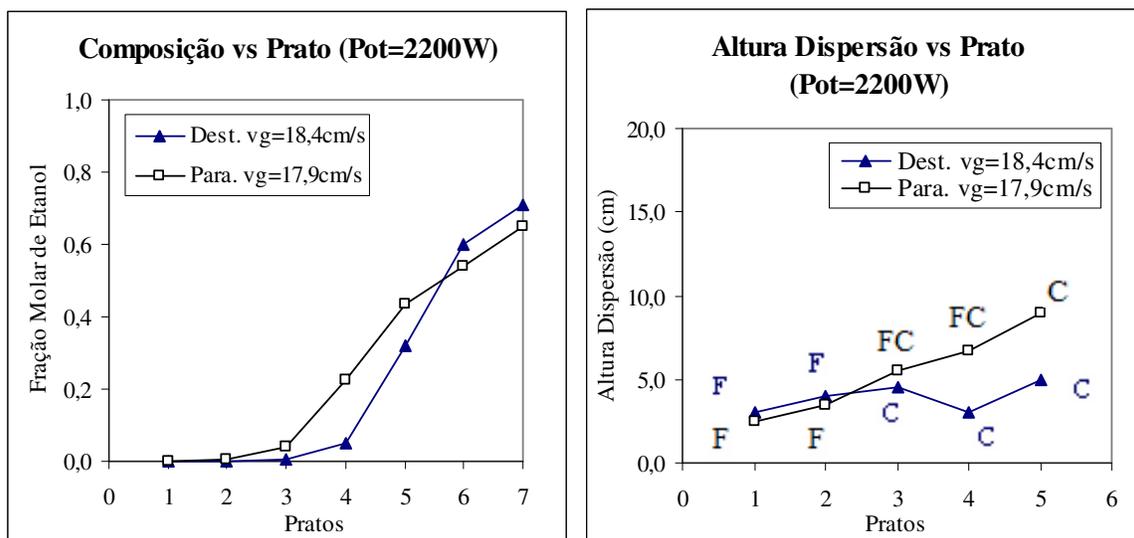


FIGURA 5.1: Fração molar de etanol na fase líquida e altura de dispersão em cada prato.

2 % iniciais de etanol, 1,9 % de área livre e RT.

Para fração molar inicial de 2 % de etanol e 1,9 % de área livre, a paradestilação obteve maior fração molar de etanol no topo para potências de 2600 e 3000 W (figuras 5.2 e 5.3). Tem-se produto mais concentrado, porém com menor velocidade média de vapor. No primeiro caso (figura 5.2), a destilação apresentou velocidade média de vapor de 23,5 cm/s enquanto a paradestilação apresentou velocidade de 18,6 cm/s. No segundo, a velocidade de vapor da destilação foi de 29,5 cm/s contra 21,3 cm/s na paradestilação. Para potência de 2200 W (figura 5.1) a destilação também possui maior velocidade média de vapor, 18,4 cm/s contra 17,9 cm/s.

A diferença de velocidade de vapor não ocasiona diferenças significativas no tipo de dispersão sobre os pratos.

Tabela 5.4: Referente à figura 5.2.

Colunas	Fração Molar em cada Prato e Condensador						
	Pratos						Conden.
	1	2	3	4	5	6	
Destilação	0,000	0,001	0,024	0,129	0,489	0,657	0,704
Paradestilação	0,007	0,033	0,262	0,388	0,597	0,652	0,735

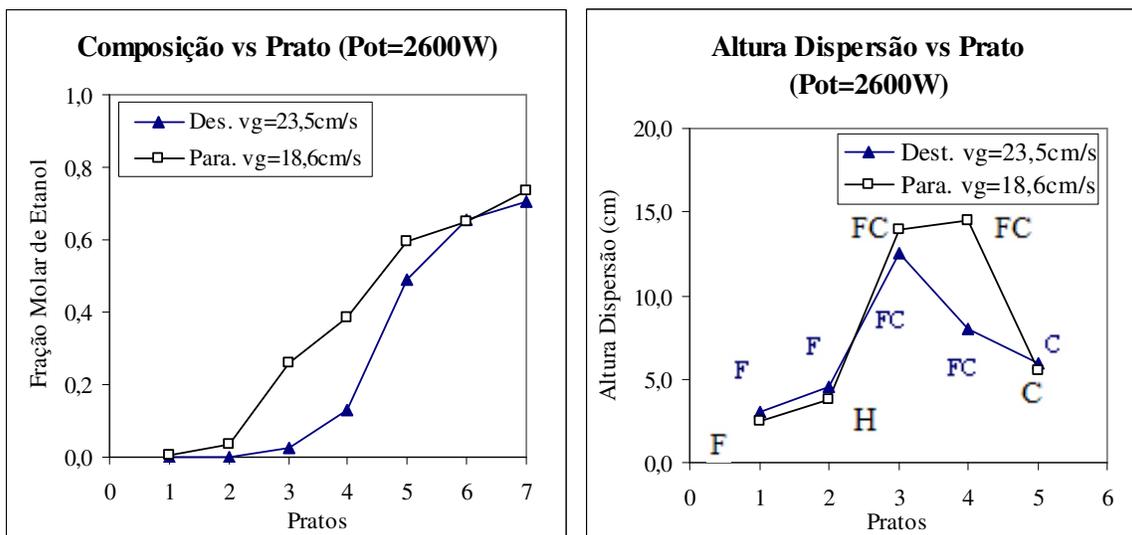


FIGURA 5.2: Fração molar de etanol na fase líquida e altura de dispersão em cada prato.

2 % iniciais de etanol, 1,9 % de área livre e RT.

Nas figuras 5.3 e 5.4 estão assinaladas nos gráficos a diferença de concentração que há entre as colunas para determinados pratos. A maior concentração de etanol nos primeiros pratos e nos pratos intermediários na coluna de paradestilação é entendida como melhor distribuição de etanol nesta.

Tabela 5.5: Referente à figura 5.3.

Colunas	Fração Molar em cada Prato e Condensador						
	Pratos						Condens.
	1	2	3	4	5	6	
Destilação	0,000	0,004	0,003	0,038	0,198	0,541	0,669
Paradestilação	0,009	0,077	0,246	0,403	0,581	0,657	0,734

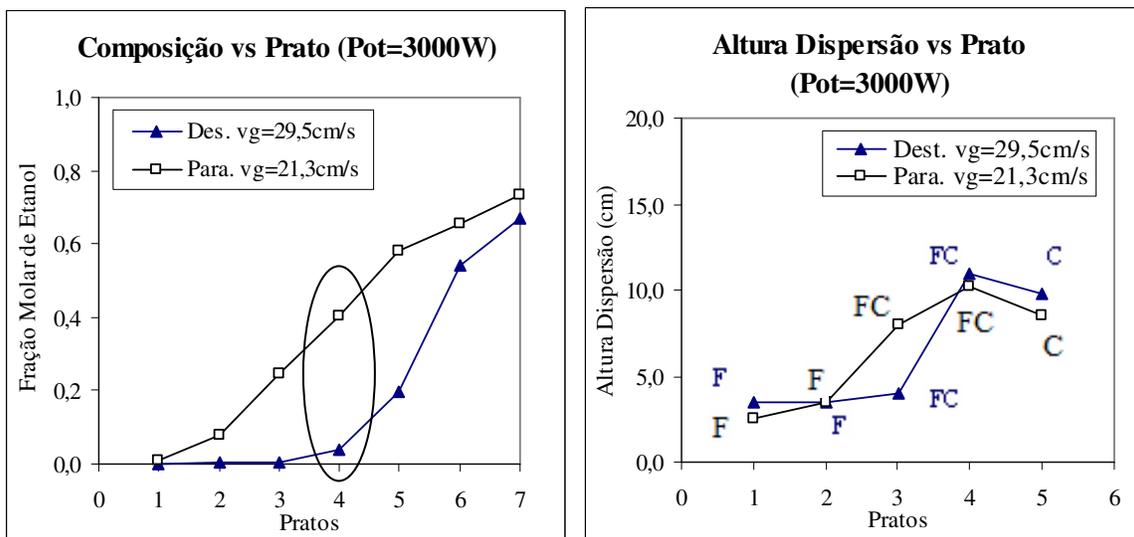


FIGURA 5.3: Fração molar de etanol na fase líquida e altura de dispersão em cada prato.

2 % iniciais de etanol, 1,9 % de área livre e RT.

Tendo em vista o fato das operações de igual potência possuírem diferentes velocidades de vapor, temos então a comparação entre as colunas sob a mesma velocidade média de vapor em sua extensão.

As Figuras 5.4, 5.6 e 5.9 mostram as variações nos perfis de composição e altura de dispersão ao longo da coluna para a mesma velocidade de vapor.

Tabela 5.6: Referente à figura 5.4.

Colunas	Fração Molar em cada Prato e Condensador						
	Pratos						Condens.
	1	2	3	4	5	6	
Destilação	0,000	0,000	0,003	0,051	0,320	0,602	0,710
Paradestilação	0,007	0,033	0,262	0,388	0,597	0,652	0,735

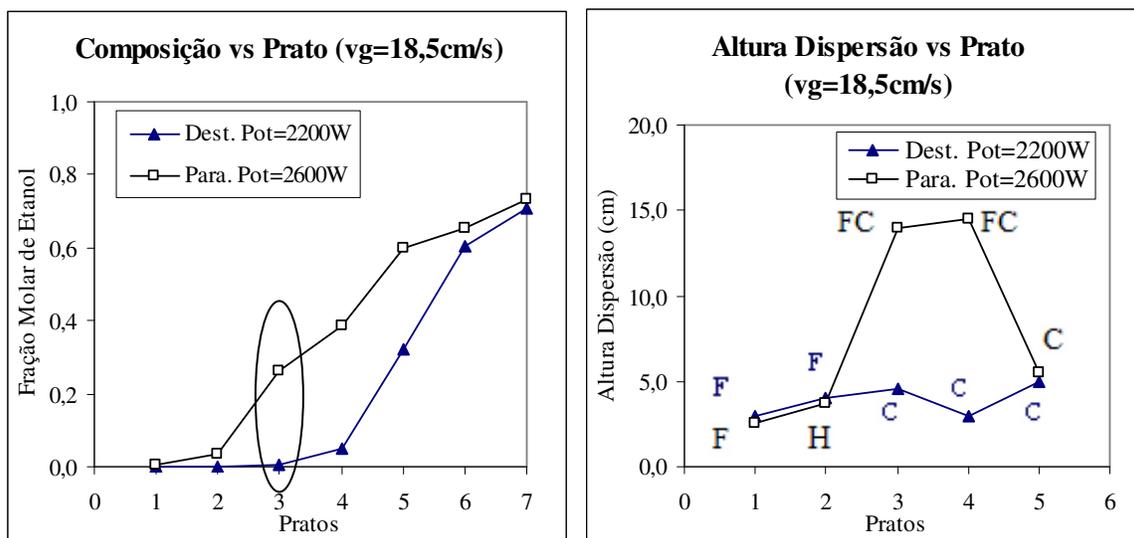


FIGURA 5.4: Fração molar de etanol na fase líquida e altura de dispersão em cada prato.

2 % iniciais de etanol, 1,9 % de área livre e RT.

Ainda analisando os dados para 2 % iniciais de etanol e 1,9 % de área livre, verifica-se pela figura 5.4 que a paradestilação também consegue alcançar maior concentração de topo, desta vez à custa de maior potência no refeedor. A maior concentração de etanol na paradestilação é igualmente acompanhada de uma maior altura de dispersão e maior número de dispersões tipo celular e “froth” homogênea. Belincanta et al. (2005) indicam que dispersões do tipo espuma celular e “froth” homogênea em colunas de paradestilação apresentam maiores eficiência de Murphree que as do tipo “froth” normal.

Tabela 5.7: Referente à figura 5.5.

Colunas	Fração Molar em cada Prato e Condensador						
	Pratos						Conden.
	1	2	3	4	5	6	
Destilação	0,032	0,038	0,334	0,587	0,704	0,773	0,799
Paradestilação	0,067	0,296	0,476	0,618	0,663	0,716	0,741

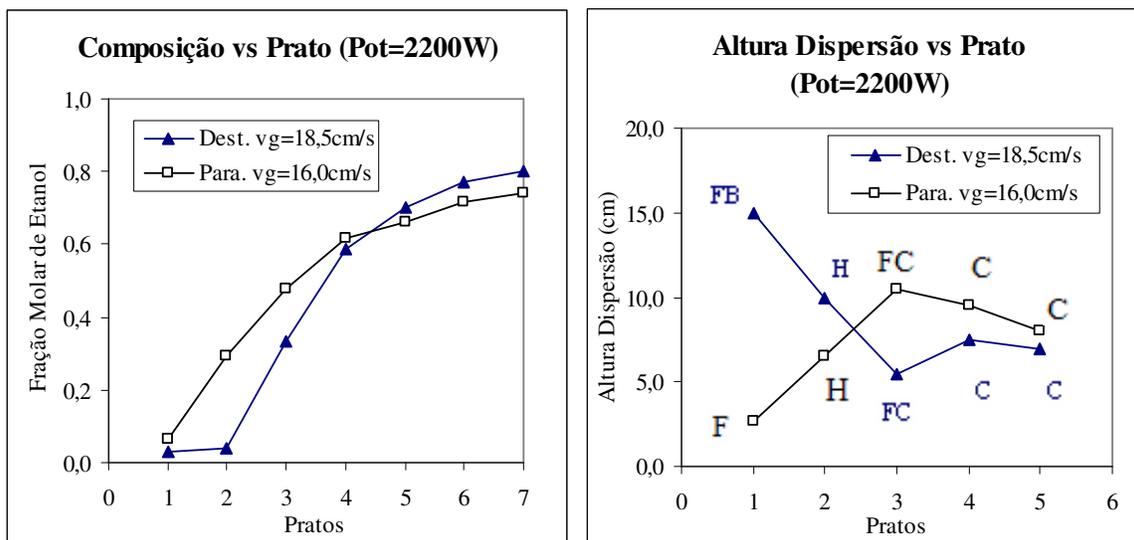


FIGURA 5.5: Fração molar de etanol na fase líquida e altura de dispersão em cada prato.

3 % iniciais de etanol, 1,9 % de área livre e RT.

Os efeitos da vazão de vapor foram analisados também para concentração inicial de etanol no refeedor de 3 %. Estes estão apresentados nas figuras 5.5 e 5.6 com operações sob mesma potência (Pot) e mesma velocidade de vapor (vg) respectivamente. Nestes casos a destilação convencional obteve melhor desempenho. Para concentração inicial de 3 % há maior distribuição de etanol ao longo da coluna. Maior concentração de etanol ao longo da mesma aumenta a incidência das dispersões do tipo “froth” homogênea e espuma celular na destilação convencional. A paradestilação já apresentava grande incidência destas dispersões para fração inicial de 2 %. O efeito da composição inicial de etanol será melhor discutido em item mais adiante.

Na figura 5.5, a operação da coluna de destilação convencional apresentou um tipo de dispersão não encontrado em outros experimentos. A dispersão é do tipo misto (FB), transição entre “froth” e borbulhamento. A dispersão do tipo borbulhamento é caracterizada

pela ascensão livre das bolhas através do líquido, devido unicamente à força de empuxo. O gás passa por uma camada relativamente espessa de líquido, na forma de bolhas individuais.

Na figura 5.6, apesar da destilação convencional obter melhor desempenho, observa-se que a paradestilação obteve maior altura de dispersão para a mesma velocidade média de vapor.

Tabela 5.8: Referente à figura 5.6.

Colunas	Fração Molar em cada Prato e Condensador						
	Pratos						
	1	2	3	4	5	6	Condens.
Destilação	0,054	0,285	0,566	0,704	0,766	0,806	0,820
Paradestilação	0,067	0,296	0,476	0,618	0,663	0,716	0,741

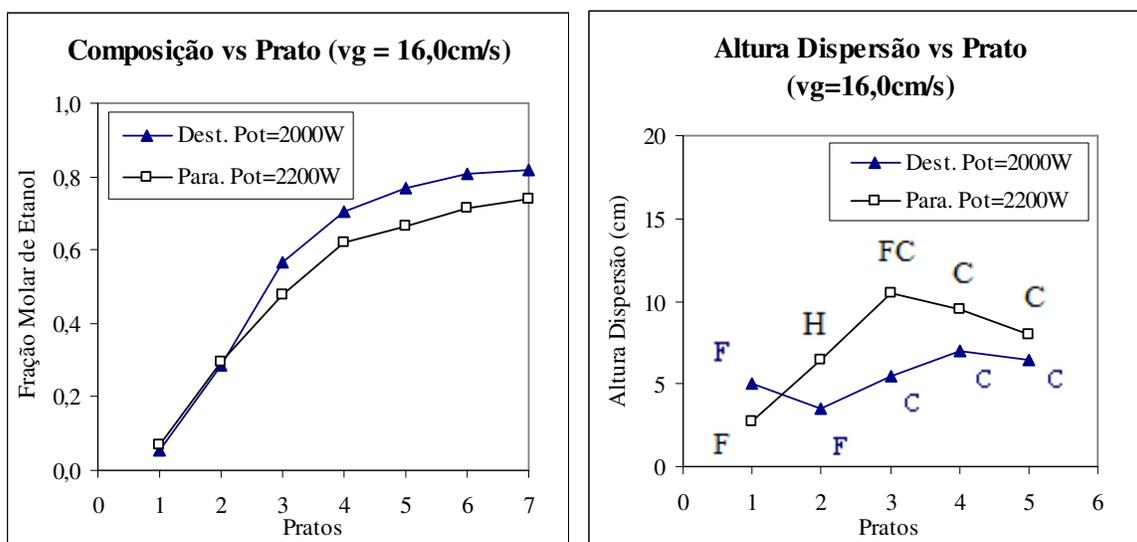


FIGURA 5.6: Fração molar de etanol na fase líquida e altura de dispersão em cada prato.

3 % iniciais de etanol, 1,9 % de área livre e RT.

Como vimos acima, diferentes condições de transferência de massa ao longo da coluna resultam em diferentes velocidades médias de vapor (vg) entre as mesmas. Verificou-se também que quanto maior a potência, maior é a diferença entre as velocidades médias de vapor. Por exemplo, na figura 5.1 para potência de 2200 W, a velocidade média

de vapor da coluna de destilação convencional é 2,8 % maior que a da paradestilação, enquanto que para 3000 W (figura 5.3) a velocidade é 38 % maior.

O aumento da concentração inicial de etanol para 3 % também aumenta a diferença entre as velocidades. Para 2200 W de potência a destilação apresentou velocidade média de vapor 15,6 % maior que a paradestilação para 3 % de etanol (figura 5.5). Para 2 % de etanol e mesma potência a diferença foi de 2,8 %.

Apesar da redução da velocidade média de vapor apresentada pela coluna de paradestilação, esta não apresentou redução na altura de dispersão. Pode-se dizer até que apresentou aumento, principalmente das dispersões do tipo “froth” homogênea (H). O aumento de altura é acompanhado pelo aumento da fração molar de etanol.

Tabela 5.9: Referente à figura 5.7.

Colunas	Fração Molar em cada Prato e Condensador						
	Pratos						Conden.
	1	2	3	4	5	6	
Destilação	0,000	0,002	0,021	0,169	0,458	0,608	0,692
Paradestilação	0,002	0,019	0,075	0,266	0,424	0,624	0,680

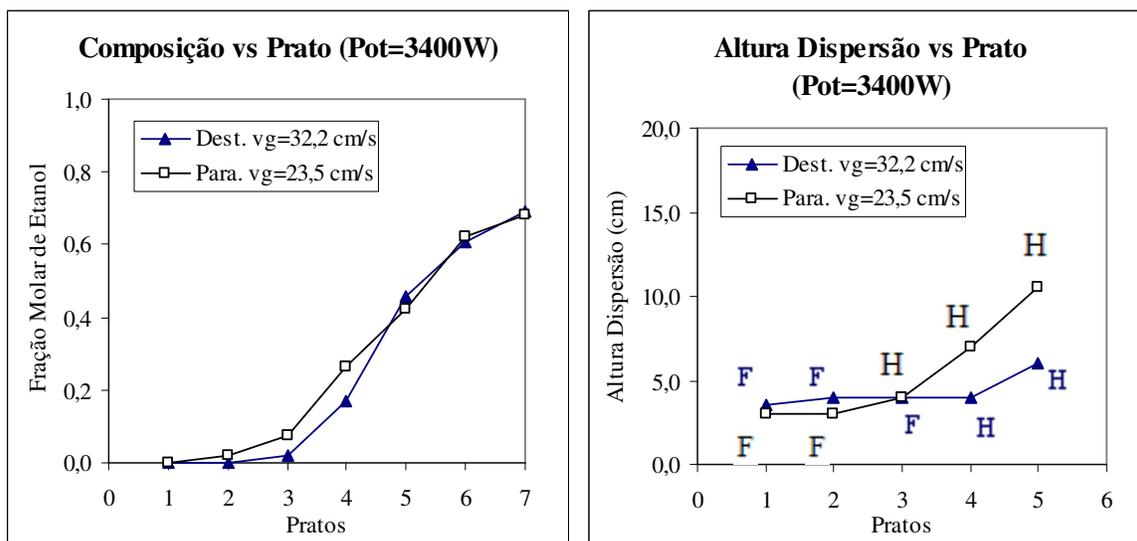


FIGURA 5.7: Fração molar de etanol na fase líquida e altura de dispersão em cada prato.

2 % iniciais de etanol, 4,5 % de área livre e RT.

O efeito da vazão de vapor para área livre de escoamento de 4,5 % é analisado e seus dados para comparação são apresentados nas figuras 5.7, 5.8 e 5.9. Neste caso não houve diferença significativa na composição de destilado para ambas as colunas operando sob mesma potência (Figuras 5.7 e 5.8) e sob mesma velocidade média de vapor (vg) (Figura 5.9). Os primeiros pratos da coluna de paradestilação apresentaram maiores concentrações de etanol levando a uma ligeira melhora na distribuição de concentração ao longo da coluna em comparação à coluna convencional. A paradestilação apresentou maior altura e incidência de dispersões tipo celular e “froth” homogênea do mesmo modo que nos dados anteriores.

Tabela 5.10: Referente à figura 5.8.

Colunas	Fração Molar em cada Prato e Condensador						
	Pratos						Conden.
	1	2	3	4	5	6	
Destilação	0,000	0,001	0,010	0,101	0,380	0,587	0,680
Paradestilação	0,001	0,008	0,050	0,232	0,407	0,597	0,686

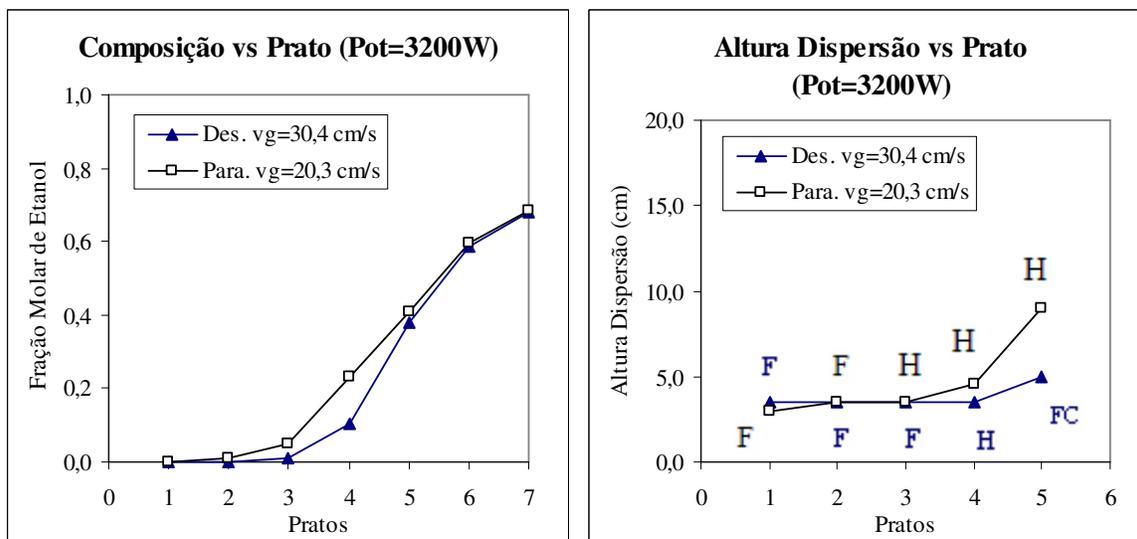


FIGURA 5.8: Fração molar de etanol na fase líquida e altura de dispersão em cada prato.

2 % iniciais de etanol, 4,5 % de área livre e RT.

Tabela 5.11: Referente à figura 5.9.

Colunas	Fração Molar em cada Prato e Condensador						
	Pratos						Condens.
	1	2	3	4	5	6	
Destilação	0,000	0,002	0,016	0,158	0,449	0,646	0,716
Paradestilação	0,002	0,019	0,075	0,266	0,424	0,624	0,680

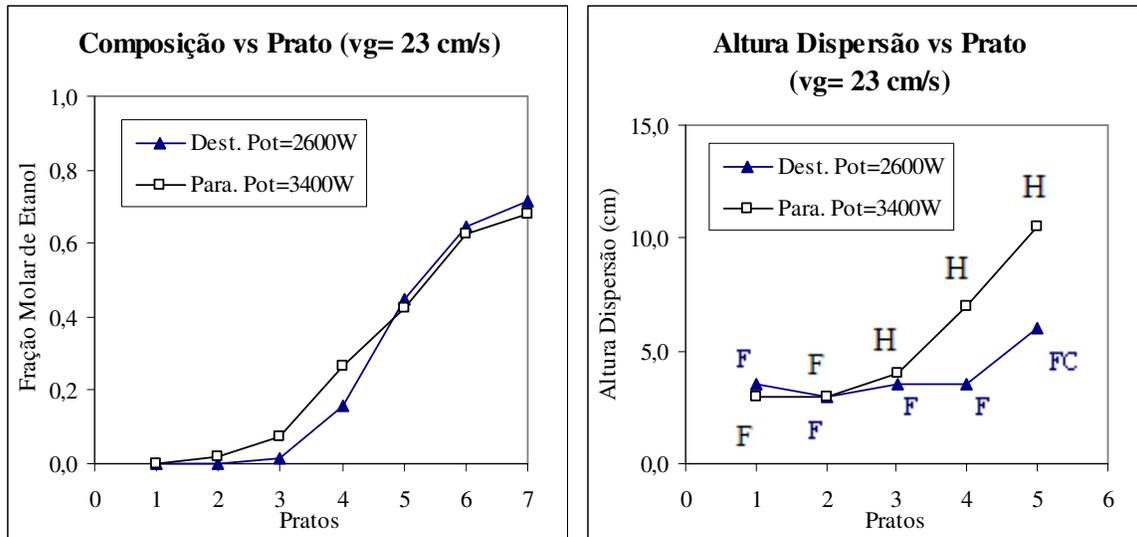


FIGURA 5.9: Fração molar de etanol na fase líquida e altura de dispersão em cada prato.

2 % iniciais de etanol, 4,5 % de área livre e RT.

Efeito da composição inicial (x_{ref})

A análise da influência da composição inicial de etanol no refeedor é realizada baseando-se na comparação das figuras 5.1 e 5.5, que se referem respectivamente às composições de 2 e 3 % molar de etanol para as mesmas condições operacionais. Verifica-se que para maior fração molar inicial de etanol obtém-se melhor distribuição de etanol ao longo da coluna para a mesma potência e área livre de escoamento. Melhor distribuição de etanol é entendida como maior concentração de etanol nos primeiros pratos e nos pratos intermediários da coluna.

As figuras 5.5 e 5.6 mostram as variações nos perfis de composição e altura de dispersão respectivamente para a mesma potência (2200 W) e mesma velocidade de vapor

(16,0 cm/s) para a composição molar inicial de etanol no refeedor (x_{ref}) de 3 %. Observou-se que para esta concentração, a paradestilação não alcançou maior concentração de topo, diferentemente dos resultados obtidos a 2 % de etanol. Apesar de a paradestilação apresentar um leve aumento na altura de dispersão em relação à destilação, essa já não apresenta a vantagem de se ter um maior número de dispersões do tipo celular e homogênea.

Sabe-se que tanto a altura como os tipos da dispersão dependem fortemente da concentração de etanol e da velocidade da fase vapor. Assim, verificou-se que as do tipo “froth” aparecem nos pratos inferiores da coluna, ou seja, naqueles em que a concentração de etanol na fase líquida era menor do que 10 %, enquanto que nos pratos superiores, que apresentavam concentrações acima de 20 % de etanol, observaram-se as dispersões do tipo celular e “froth” homogêneo, dependendo das velocidades das fases vapor e líquida.

Para 2 % de etanol, a paradestilação apresentou maior incidência de dispersões do tipo celular e homogêneo que a destilação, contribuindo para o melhor desempenho da primeira. Quando a fração molar inicial no refeedor aumentou para 3 % houve maior distribuição de etanol ao longo da coluna e muitas das dispersões foram do tipo celular e homogêneo para ambas as colunas. O aumento da incidência destas dispersões, principalmente na destilação, permitiu que esta apresentasse melhor desempenho para 3 % de etanol. De acordo com simulações de trabalhos anteriores, a coluna de paradestilação deve possuir mais pratos (em torno de 33 % a mais) que a de destilação para alcançar o mesmo grau de separação. Vale lembrar que neste trabalho, as colunas possuem o mesmo diâmetro. Com isso, os pratos da paradestilação possuem a metade da área dos pratos da coluna convencional. A destilação convencional de 3 pratos por exemplo, possui a mesma área de pratos e aproximadamente a mesma altura de coluna que a paradestilação de 6 pratos (ou 6 “meios” pratos).

Efeito da área livre de escoamento (limites de operação)

Outro fator de comparação foi o efeito da área livre de escoamento. A figura 5.10 apresenta a composição do destilado obtido em função da velocidade de vapor (v_g) para

diversas operações em refluxo total (RT) para colunas de destilação e paradestilação, área livre de escoamento de 1,9 % ($d_o = 2$ mm) e 4,5 % ($d_o = 3$ mm), e fração molar inicial de 2 % de etanol.

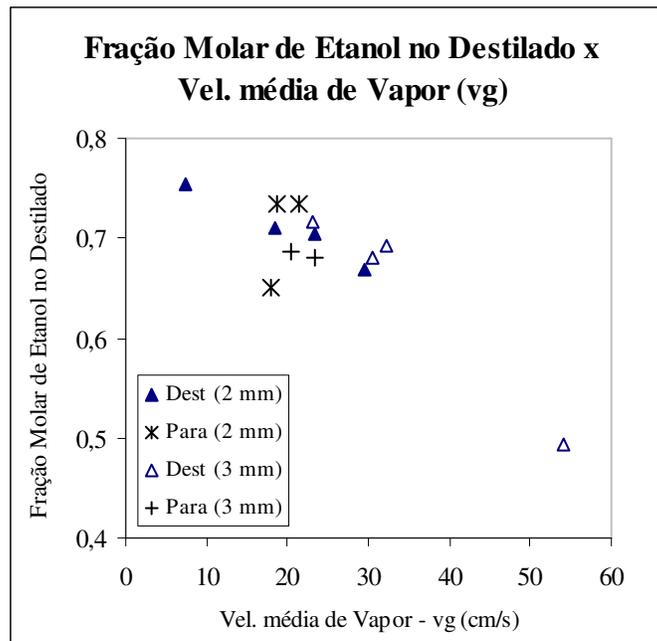


FIGURA 5.10: Efeito da área livre de escoamento.

2 % inicial de etanol, área livre de 1,9 % ($d_o = 2$ mm) e 4,5 % ($d_o = 3$ mm), e RT.

A velocidade de vapor foi variada até a máxima possível, sendo que o limite foi definido como sendo a altura da dispersão máxima de 15 cm para pelo menos um prato. Pela figura verifica-se que a faixa de velocidade de operação da coluna de paradestilação é bem menor que a da destilação. Para $d_o = 2$ mm a faixa variou de 7 a 30 cm/s na destilação e de 17 a 22 cm/s na paradestilação. O aumento da área livre de escoamento ($d_o = 3$ mm) não resultou em nenhuma alteração para a paradestilação. No caso da destilação, a faixa aumentou para 23 a 54 cm/s. Esta diferença entre as colunas se deve ao diâmetro do vertedor, que para a coluna de paradestilação (13 mm) é bem menor que da destilação (19 mm), o que limita a faixa de operação. Observa-se que ambas as colunas foram projetadas para terem o mesmo percentual de área de vertedor. A paradestilação não obteve limite de operação superior com área livre de 4,5 % em relação a 1,9 %, devido ao diâmetro

de vertedor. Assim sendo, o projeto de prato de uma coluna de paradestilação deve ser diferente da destilação, a fração de área que o vertedor deve ocupar no prato deve ser aumentada. Reforçando o argumento, a paradestilação possui razão L/V maior que a destilação uma vez que a corrente de vapor é dividida na paradestilação.

A figura 5.10 mostra que para a operação de destilação, a composição do destilado diminui com o aumento de v_g para ambas as áreas livres de escoamento. Isto significa que o contato entre as fases, e a conseqüente transferência de massa, é prejudicado pela velocidade excessiva do vapor.

Verificou-se também que para $x_{ref} = 2\%$, a grande maioria das operações de paradestilação com $d_o = 2\text{ mm}$ obteve maior composição de destilado que a destilação convencional. No entanto para $d_o = 3\text{ mm}$, o mesmo comportamento não foi observado. Van Winkle (1967) cita que a altura da dispersão diminui com o aumento do diâmetro dos orifícios, o que explica em parte o menor desempenho da coluna de paradestilação para maior área livre. Quanto menor a altura da dispersão, menor o tempo de contato entre as fases, o que acarreta menor eficiência de separação. A figura 5.11 apresenta a distribuição, em cada prato, da altura de dispersão nos experimentos de paradestilação para fração molar inicial de 2% de etanol no refeedor e 1,9% e 4,5% de áreas livres de escoamento. Nesta figura constata-se a menor altura média de dispersão para maior área livre. Poderia supor que, já que a altura média de dispersão da coluna de paradestilação foi menor para 4,5% de área livre em relação a 1,9%, o limite de operação poderia ser maior para maior área livre. Porém, neste trabalho, o limite de operação foi determinado por um único prato que inundou e que por fim leva à inundação e inoperância da coluna. Este comportamento é frequentemente encontrado para o sistema etanol-água. Nos experimentos de paradestilação, o prato determinante para a ocorrência da inundação foi o prato 5. Nos limites superiores de inundação para as duas áreas livres utilizadas, um pequeno aumento da potência levava à inundação do prato 5. Porém, para área livre de 1,9%, os pratos 3 e 4 apresentavam maiores alturas de dispersão (figura 5.11), possibilitando maior área de contato entre as fases para a transferência de massa e calor.

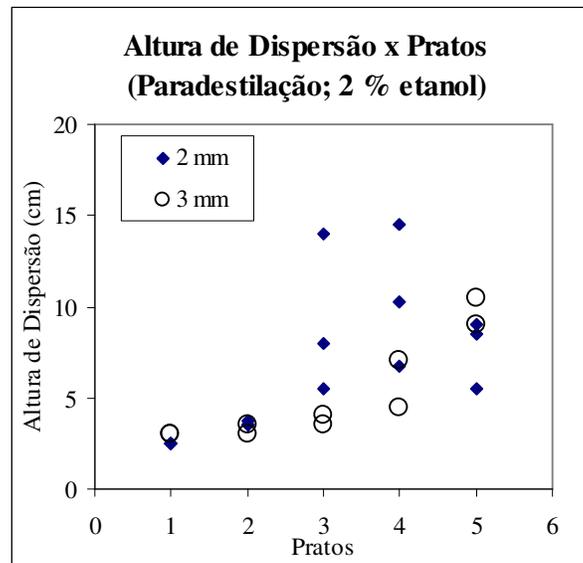


FIGURA 5.11: Distribuição da altura de dispersão em cada prato nos experimentos de paradestilação.

Refluxo total. Área livre de 1,9 % ($d_o = 2$ mm) e 4,5 % ($d_o = 3$ mm)

Mediante a estes resultados, conclui-se que para o projeto da coluna de paradestilação, o uso de uma maior área de vertedor seria mais compatível, ou seja, a relação A_d/A_a (área de vertedor/área ativa) seja maior para a coluna de paradestilação. Dessa forma, o limite de operação desta coluna seria maior para 4,5 % de área livre.

A figura 5.12 apresenta a comparação entre duas operações de áreas livres diferentes de paradestilação para mesma composição inicial e velocidade de vapor (vg). Novamente observa-se aqui o melhor desempenho da coluna com área livre de 1,9 % ($d_o = 2$ mm) devido aos limites de operação e, altura e tipo de dispersões. Com 1,9 % de área livre obteve-se maior altura e incidência de dispersões tipo celular e “froth” homogêneo.

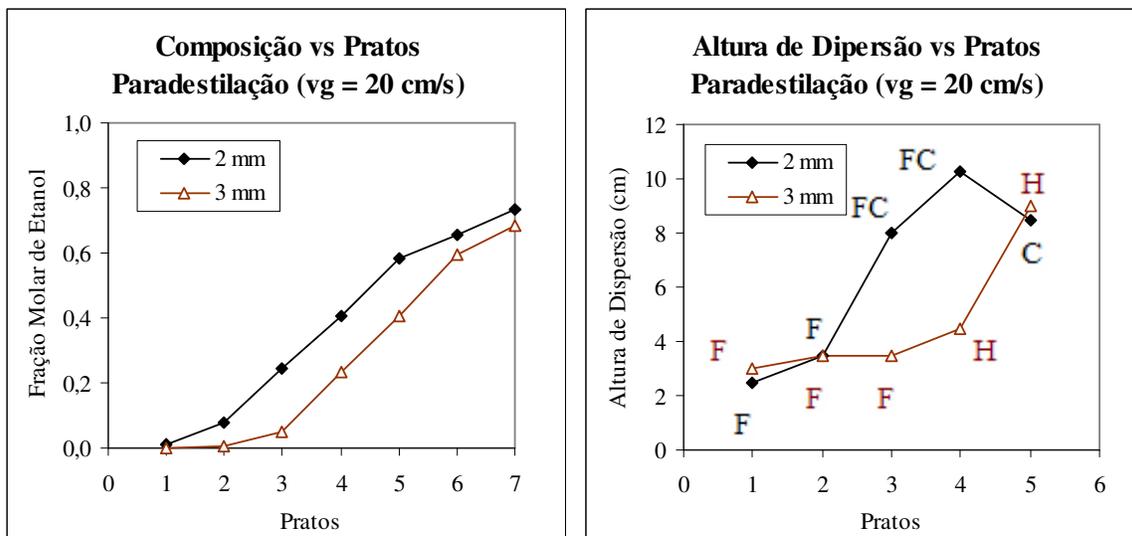


FIGURA 5.12: Fração molar de etanol na fase líquida e altura de dispersão nos pratos de paradedistilação.

Área livre de 1,9 % ($d_o = 2$ mm) e 4,5 % ($d_o = 3$ mm). 2 % inicial de etanol e RT.

5.3.2 Refluxo Parcial

Efeito da razão de refluxo

Os resultados anteriores se referem à comparação entre as colunas somente em regime de refluxo total. A fim de obter mais informações em relação às colunas, foram realizados experimentos em refluxo parcial.

A obtenção de um valor específico de razão de refluxo não é tão simples, pelo fato da válvula que controla a vazão de destilado não fornecer o ajuste fino para a vazão. Dessa forma, a comparação entre as colunas pela mesma razão de refluxo se torna difícil. O problema foi contornado traçando perfis de concentração de destilado em função da razão de refluxo.

As Figuras 5.13 a 5.16 apresentam operações em refluxo total e parcial para a mesma potência, fração molar inicial de etanol e fração de área livre. Estes dados são para as maiores potências obtidas para refluxo total com exceção da figura 5.13, onde a potência

de 2200 W não foi a maior potência para 2 % inicial de etanol e 1,9 % de área livre, e sim 3000 W (figura 5.14).

As linhas de tendência dos pontos de fração molar de etanol de topo em função da razão de refluxo foram ajustadas para curvas logarítmicas. Nestes ajustes foram considerados também os pontos de fração molar de topo para refluxo total.

A figura 5.13 expõe a operação de refluxo parcial para 2 % iniciais de etanol, potência de 2200 W e 1,9 % de área livre ($d_o = 2$ mm). Nestas mesmas condições em refluxo total (figura 5.1), a destilação convencional obteve destilado mais concentrado que a paradedistilação. Em refluxo parcial a destilação manteve melhor desempenho para altas razões de refluxo. Em razões de refluxo menores a paradedistilação apresenta menor sensibilidade à variação da razão de refluxo.

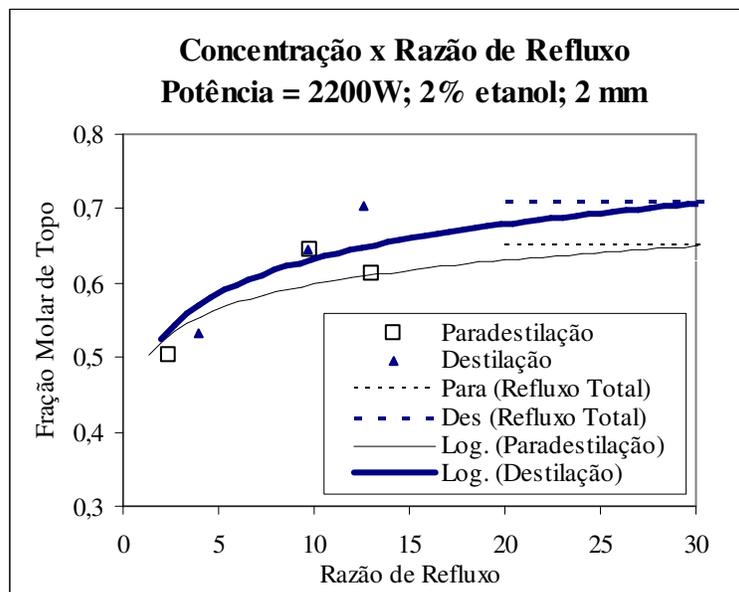


FIGURA 5.13: Fração molar de etanol no destilado em função da razão de refluxo.

Área livre de 1,9 % ($d_o = 2$ mm)

A operação exposta na figura 5.14 também com 2 % iniciais de etanol e 1,9 % de área livre ($d_o = 2$ mm), e desta vez potência de 3000 W apresenta a paradedistilação com

melhor desempenho que a destilação em toda extensão de razões de refluxo no mesmo modo que em refluxo total também presente na figura 5.3.

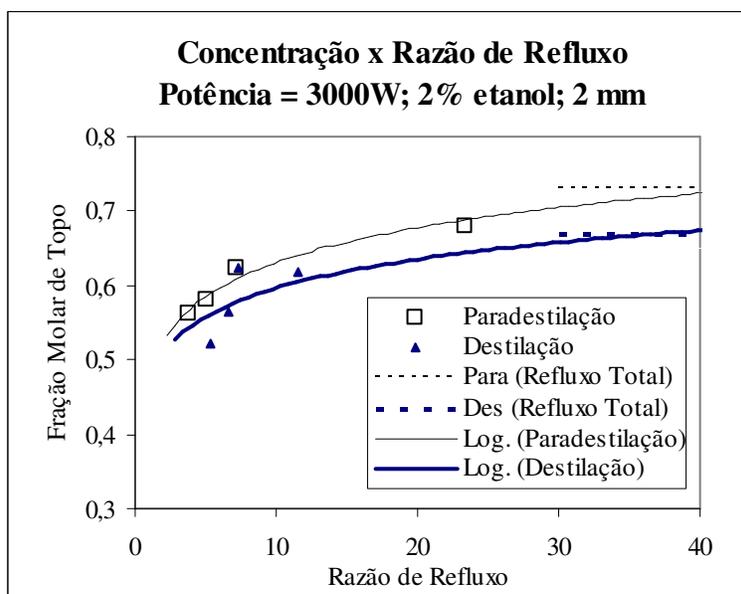


FIGURA 5.14: Fração molar de etanol no destilado em função da razão de refluxo.

Área livre de 1,9 % ($d_o = 2$ mm)

A figura 5.15 apresenta comportamento semelhante à figura 5.13. A figura 5.15 apresenta a operação com potência de 2200 W, 3 % iniciais de etanol e 1,9 % de área livre ($d_o = 2$ mm). Em refluxo parcial a destilação obteve melhor desempenho para altas razões de refluxo e refluxo total (figura 5.5). Porém, em razões de refluxo menores que 5 a paradestilação tende para um melhor desempenho.

Pela figura 5.16 pode-se observar que ambas possuem o mesmo grau de separação em refluxo total, porém no caso de refluxos menores, a paradestilação obtém melhor separação.

Vale lembrar que a relação entre vazões de líquido e vapor no interior da coluna é L/V na destilação e $2L/V$ para paradestilação e, portanto menos sensível à variação do refluxo externo, como observado em todos os perfis de concentração de destilado em função da razão de refluxo, onde a paradestilação apresentou tendência de desempenho melhor que a destilação para baixas razões de refluxo, mesmo tendo desempenho pior para razões de refluxo maiores.

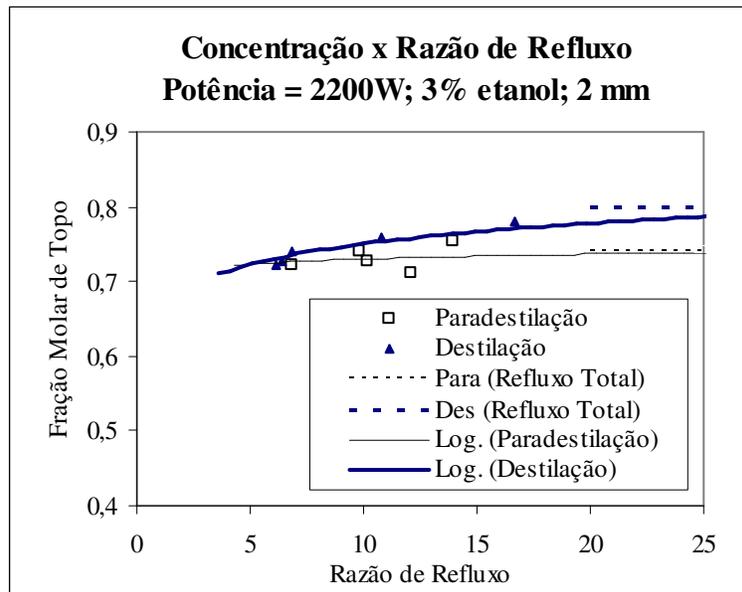


FIGURA 5.15: Fração molar de etanol no destilado em função da razão de refluxo.

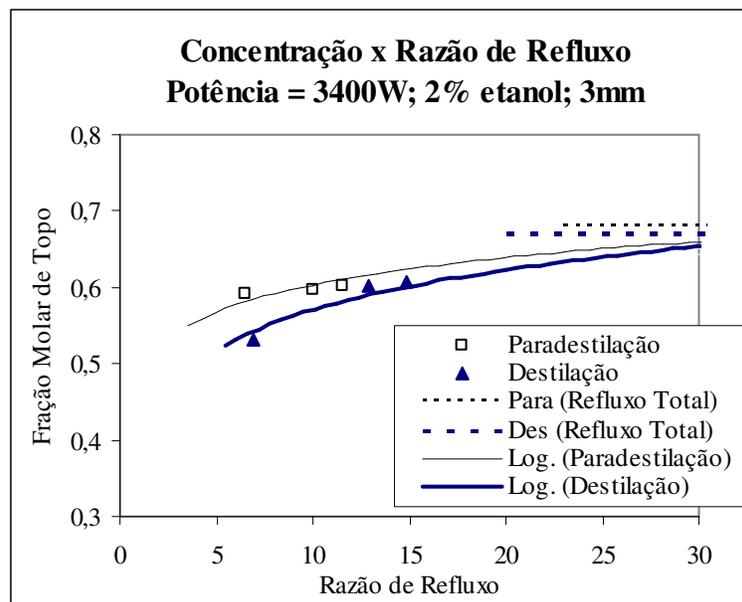
Área livre de 1,9 % ($d_o = 2$ mm)

FIGURA 5.16: Fração molar de etanol no destilado em função da razão de refluxo.

Área livre de 4,5 % ($d_o = 3$ mm)

5.4 Eficiência de Separação

Capacidade e eficiência são os parâmetros de desempenho de coluna mais importantes. O bom contato entre a fase líquida e a fase vapor é condição fundamental para desempenho satisfatório do prato e da coluna.

A Eficiência de Murphree é afetada pela composição, velocidade da fase vapor, área livre e razão de refluxo. E cada um destes efeitos será discutido em ambas as colunas.

A comparação pela Eficiência de Murphree entre as colunas se torna limitada pelo fato das colunas possuírem diferentes pontos de operação e diferentes razões de fluxo interno para as mesmas condições iniciais, sejam estas a velocidade de vapor ou potência no refeedor. Por isso optou-se também por fazer a comparação pela Eficiência Global da coluna.

No presente trabalho a Eficiência de Murphree nos diversos pratos e a Eficiência Global para ambas as colunas foram calculadas e discutidas para diversas condições operacionais e de geometria de prato.

5.4.1 Eficiência de Murphree

Os resultados obtidos nos experimentos são perfis de composições e, altura e tipo de dispersão gás-líquido ao longo da coluna para cada condição operacional.

Uma vez que a eficiência de Murphree envolve a diferença de concentração que entra e sai do prato, o desvio na determinação da composição de um prato provoca a propagação de desvio na determinação de eficiência dos pratos adjacentes. Para composições acima de 0,30 onde há a necessidade de diluição da amostra para a determinação da concentração, a propagação de desvio é ainda maior.

Em sistemas não-ideais, a eficiência varia significativamente com a concentração da fase líquida. A variação da eficiência é pequena para faixas intermediárias de concentração, mas bastante considerável em baixas e altas concentrações do componente mais volátil (composição próxima às dos componentes puros). O sistema etanol-água

possui alta volatilidade (9 a 10) para concentrações de etanol menor que 0,05, porém uma baixa volatilidade (< 2) a composição maior que 0,50. Nestas condições, uma pequena variação na determinação da concentração resulta em uma grande variação no valor de eficiência de Murphree.

Belincanta (2004), em seus estudos de hidrodinâmica da coluna de paradestilação, estudou o efeito do desvio na determinação da composição sobre a eficiência de Murphree dos pratos. A autora modificou o valor da concentração de etanol em um determinado prato ($\pm 2\%$ para concentração de etanol menor que 0,3 e $\pm 4\%$ para concentrações maiores) e observou que a eficiência de Murphree dos demais pratos da coluna não sofre variações significativas quando a composição de etanol do prato está na região de 0,20 a 0,40. Fora desta faixa de concentração, qualquer variação na composição (dentro do desvio previsto pelo método de análise de refratometria - $\pm 0,0001$) de qualquer um dos pratos da coluna, afeta de forma significativa o resultado final da eficiência.

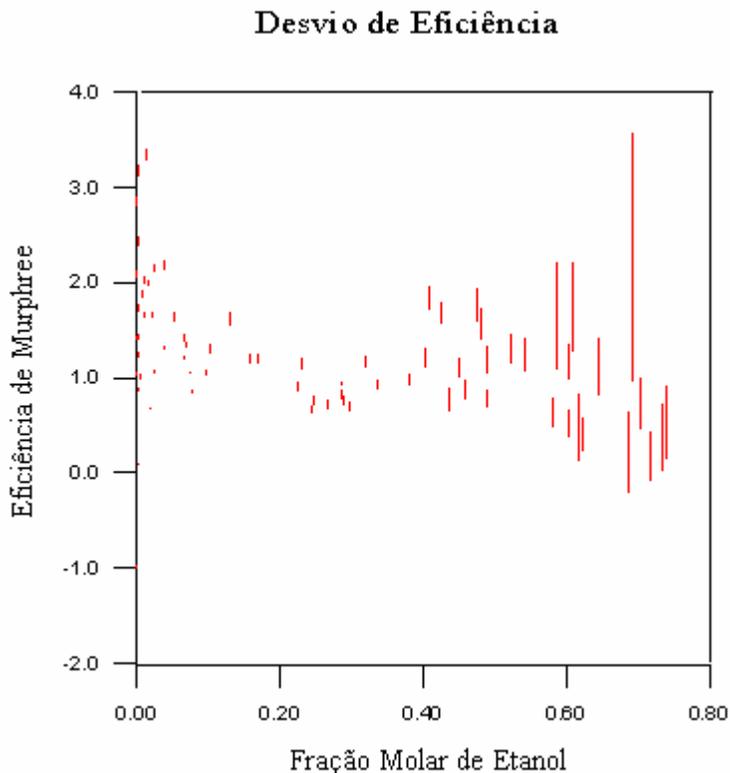


FIGURA 5.17: Desvio de Eficiência de Murphree em função da fração molar de etanol.

No atual trabalho, o mesmo estudo foi realizado. A concentração de etanol em um determinado prato também foi modificada da mesma maneira. Porém, possivelmente devido ao menor número total de pratos (6 ao invés de 12), desta vez observou-se que a eficiência não sofre variações significativas para concentrações de etanol entre 0,05 e 0,55. Os desvios de eficiência de Murphree em função da composição de etanol são apresentados na figura 5.17.

Dessa forma, a análise concentra-se mais em termos qualitativos para comparação entre as duas colunas nos diversos fatores que interferem na eficiência de Murphree. Sendo que serão considerados apenas os dados de eficiência para faixa de concentração de etanol entre 0,05 e 0,55, conforme discutido anteriormente. Os efeitos da composição da fase líquida, razão de refluxo, velocidade da fase vapor e fração de área livre de escoamento são analisados nos itens a seguir.

Efeito da Composição

As figuras de 5.18 a 5.20 apresentam a eficiência de Murphree em função da fração molar de etanol da fase líquida no prato para operações em refluxo total.

Os dados de eficiência são traçados para todas as faixas de velocidades de vapor (vg) obtidas nos experimentos. Em cada gráfico da eficiência de Murphree em função da composição encontram-se determinadas faixas de velocidades de vapor para ambas as colunas.

Analisando estes dados percebe-se que os dados de eficiência de Murphree encontram-se mais espalhados na paradestilação que na destilação convencional. O mesmo resultado é também observado nas figuras 5.22 a 5.25 em operações de refluxo parcial. Este maior espalhamento dos pontos na paradestilação resultou em uma maior dificuldade para a comparação da eficiência de Murphree entre processos. Este espalhamento pode ser explicado pela diferença de vazão de vapor que existe em cada lado da coluna de paradestilação. Observou-se em vários experimentos que quando havia diferença significativa de vazão, um lado da coluna apresentava eficiência muito maior que do outro lado da coluna como pode ser constatado pela figura 5.21. Nesta figura está apresentada a vazão molar da fase vapor e a eficiência de Murphree em cada prato para uma determinada

operação de refluxo total na paradedistilação. Os pratos 1, 3 e 5 apresentam maior vazão e maior eficiência que os pratos 2, 4 e 6.

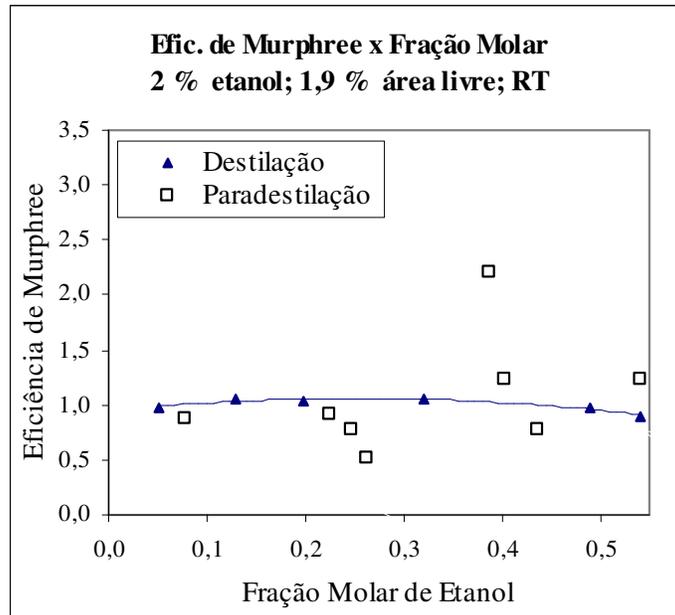


FIGURA 5.18: Eficiência de Murphree em função da fração molar na fase líquida.

Faixa de vg: Paradedistilação – 16,3 a 21,8 cm/s; Destilação – 18,1 a 29,8 cm/s

Apesar do espalhamento dos resultados de paradedistilação, verifica-se que a eficiência de Murphree não é fortemente dependente da concentração para a destilação, mas o mesmo não ocorre para paradedistilação.

Verifica-se ainda, que a paradedistilação apresenta uma eficiência bem maior que a destilação para pratos que possuem concentração superior a 0,40. Este comportamento é verificado nas diversas operações, mesmo a refluxo parcial, conforme veremos mais adiante.

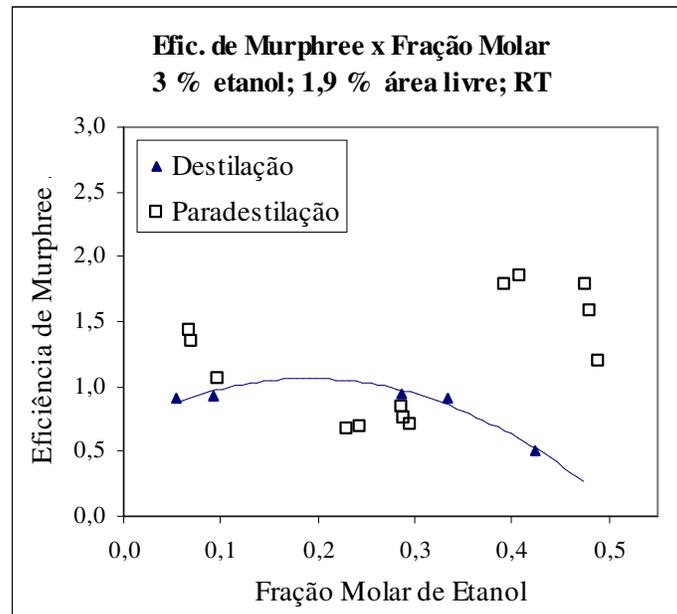


FIGURA 5.19: Eficiência de Murphree em função da fração molar na fase líquida.

Faixa de vg: Paradestilação – 15,0 a 24,8 cm/s; Destilação – 15,6 a 18,4 cm/s

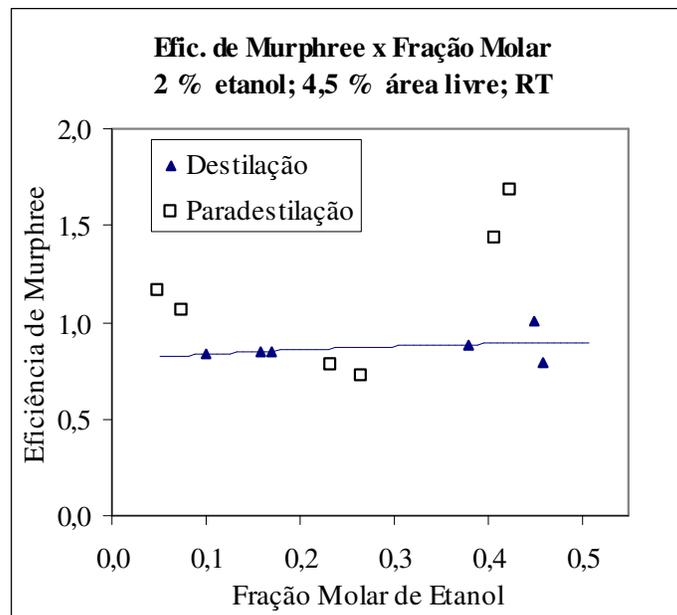


FIGURA 5.20: Eficiência de Murphree em função da fração molar na fase líquida.

Faixa de vg: Paradestilação – 19,6 a 24,8 cm/s; Destilação – 22,8 a 32,6 cm/s

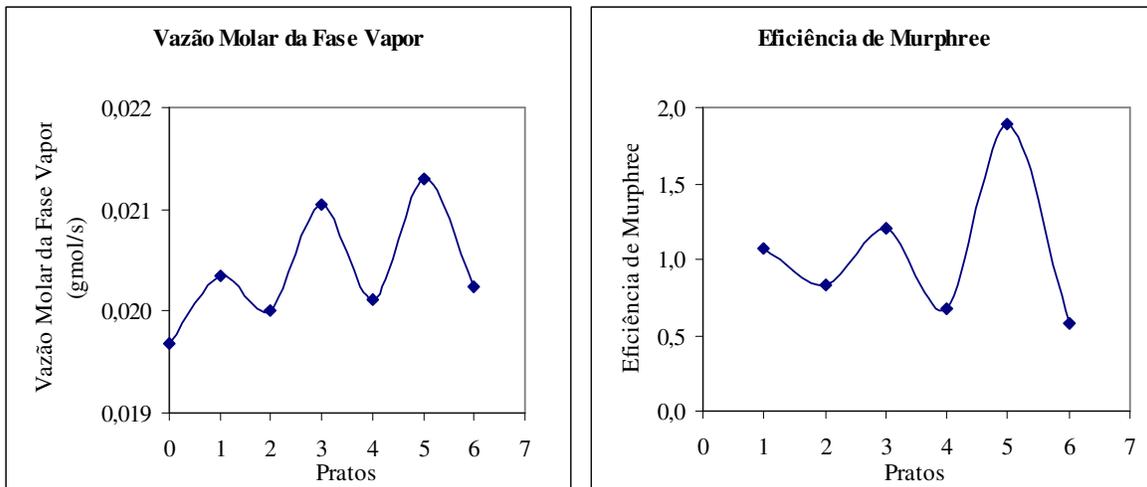


FIGURA 5.21: Vazão molar da fase vapor e eficiência de Murphree em cada prato para uma determinada operação em refluxo total da paradestilação.

Efeito da Razão de Refluxo

Para o caso das operações em refluxo parcial, apresentamos gráficos da eficiência de Murphree em função da composição da fase líquida no prato. As figuras de 5.22 a 5.25 apresentam estes resultados.

Da mesma forma que em refluxo total, em cada gráfico da eficiência de Murphree em função da composição encontram-se determinadas faixas de velocidades de vapor para ambas as colunas.

Assim como no efeito da composição em refluxo total, os pontos se encontram bastante espalhados para a paradestilação. Novamente essa ocorrência faz com que a comparação pela eficiência de Murphree se torne limitada. Porém, pode-se notar pelas figuras que a eficiência da coluna de paradestilação é da mesma ordem ou maior que a da coluna convencional.

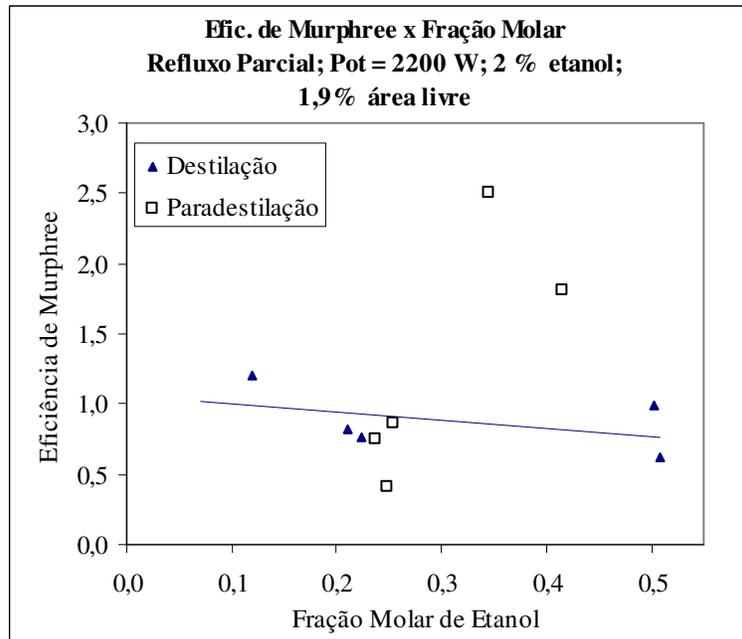


FIGURA 5.22: Eficiência de Murphree em função da fração molar na fase líquida.

Faixa de vg: Paradedistilação – 13,6 a 17 cm/s; Destilação – 15,4 a 19 cm/s

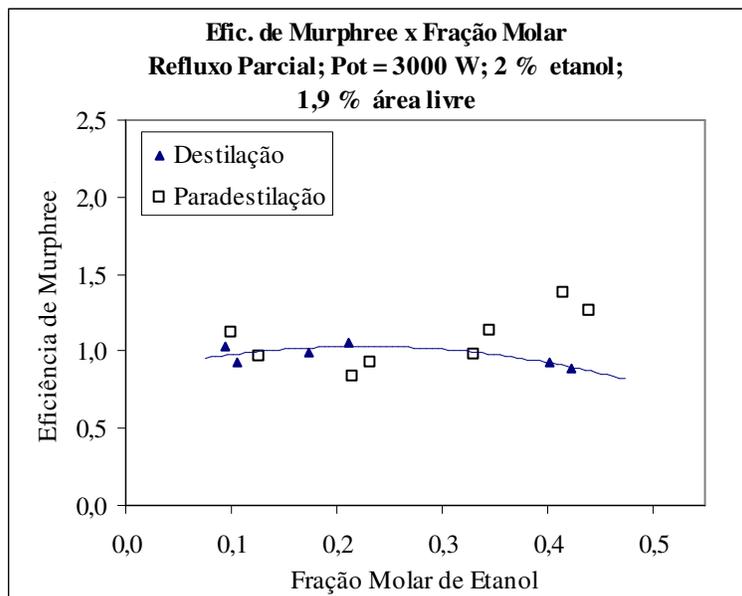


FIGURA 5.23: Eficiência de Murphree em função da fração molar na fase líquida.

Faixa de vg: Paradedistilação – 16 a 19 cm/s; Destilação – 24 a 27 cm/s

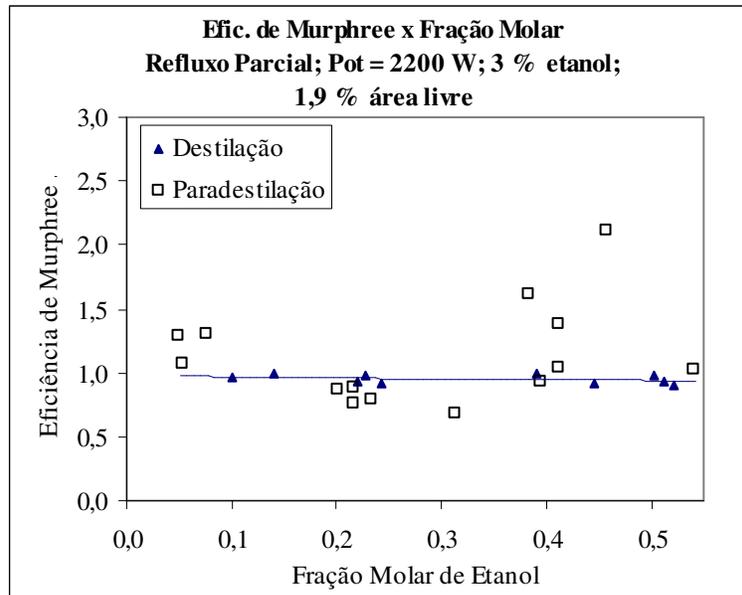


FIGURA 5.24: Eficiência de Murphree em função da fração molar na fase líquida.

Faixa de vg: Paradestilação – 15 a 17 cm/s; Destilação – 17 a 19 cm/s

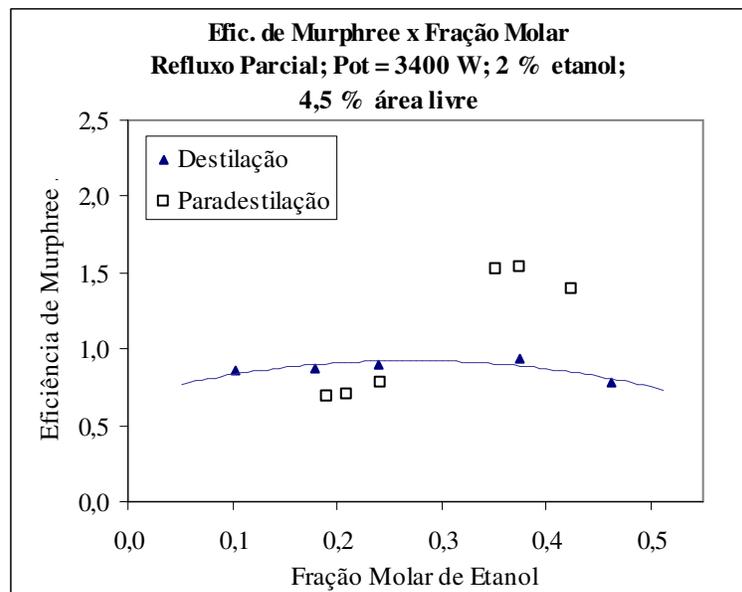


FIGURA 5.25: Eficiência de Murphree em função da fração molar na fase líquida.

Faixa de vg: Paradestilação – 20 a 23 cm/s; Destilação – 29 a 32 cm/s

Efeito da Velocidade da Fase Vapor

As Figuras 5.26 e 5.27 ilustram os resultados obtidos para eficiência de Murphree em função da velocidade superficial da fase vapor. Os resultados foram obtidos sob condições de refluxo total. Outro fator que também afeta a eficiência é o tipo de dispersão (característica da massa aerada formada sobre o prato). Na figura 5.26 estão os pontos de eficiência para 1,9 % de área livre tanto para 2 % quanto para 3 % iniciais de etanol. Os diferentes tipos de dispersão são apresentados por figuras tais como \times , \square e \blacktriangle , respectivamente para “froth” homogêneo (H), transição “froth” homogêneo-espuma celular (FC) e espuma celular (C).

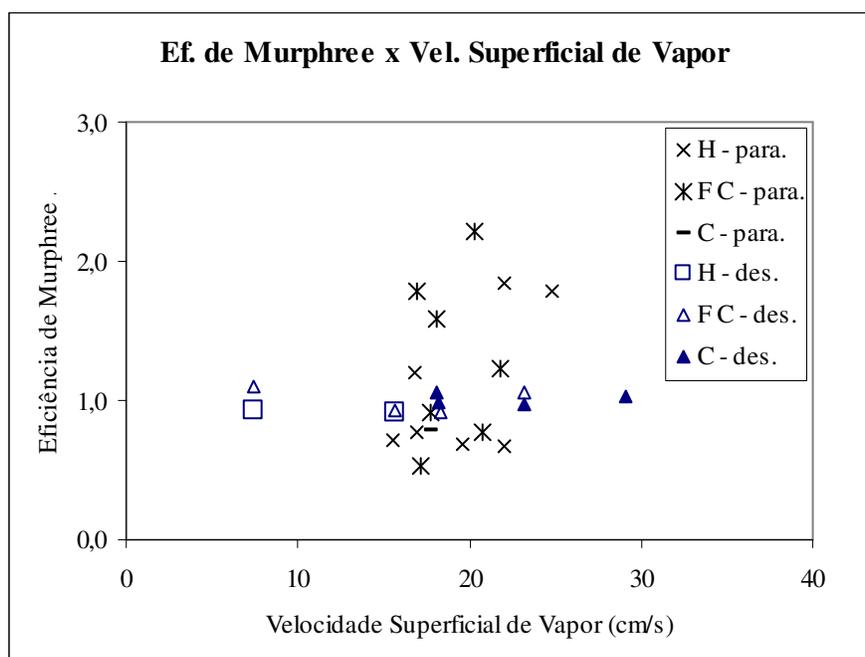


FIGURA 5.26: Eficiência de Murphree em função da velocidade da fase vapor.

Refluxo total; 2 e 3 % iniciais de etanol e 1,9 % de área livre ($d_0 = 2$ mm)

Faixa de concentração entre 0,05 e 0,55 de etanol.

Na figura 5.26 os pontos de paradestilação se encontram bem mais espalhadas em termos de eficiência que os pontos de destilação e se concentram na região de velocidade entre 15 e 25 cm/s. Como já discutido anteriormente a paradestilação apresentou maior

espalhamento de dados de eficiência de Murphree e menores faixas de velocidade de operação da coluna, principalmente devido à dependência da eficiência com a concentração para a paradestilação. Na operação de destilação, os diferentes tipos de dispersão não alteraram significativamente a eficiência. Mesmo a tendência do desaparecimento das dispersões do tipo “froth” homogênea com o aumento da velocidade observada na destilação, não é observada na paradestilação.

Para área livre de 4,5 % não foi obtido a quantidade de dados suficientes para estudar o perfil de eficiência. Os pontos obtidos puderam apenas ser comparados para dispersão “froth” homogênea (figura 5.27). Assim como os dados anteriores, a paradestilação apresentou pontos dispersos para eficiência dentro de um pequeno intervalo de velocidade da fase vapor.

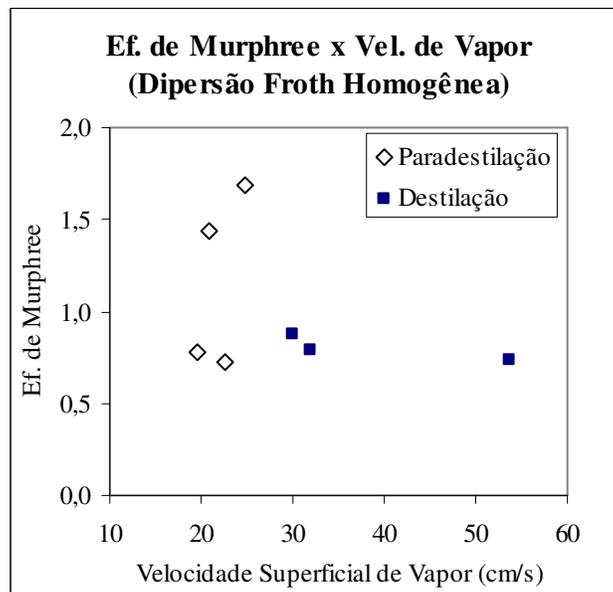


FIGURA 5.27: Eficiência de Murphree em função da velocidade da fase vapor.

Refluxo total; 2 % iniciais de etanol e 4,5 % de área livre ($d_o = 3$ mm)

Faixa de fração molar entre 0,05 e 0,55 de etanol

Efeito da Área livre

Comparando os dados da figuras 5.18 e 5.20, ambas agora apresentadas na figura 5.28 e em condições de refluxo total, observou-se que a fração de área livre de escoamento apresentou pouco efeito sobre a eficiência média na paradedistilação, embora para a destilação a área livre de 1,9 % apresentou perfil ligeiramente melhor. Segundo Kister (1992) a eficiência aumenta para menor área livre para pratos com dispersões tipo “froth”. Área livre menor leva ao aumento da área interfacial de contato gás-líquido, possibilitando também maior altura de dispersão.

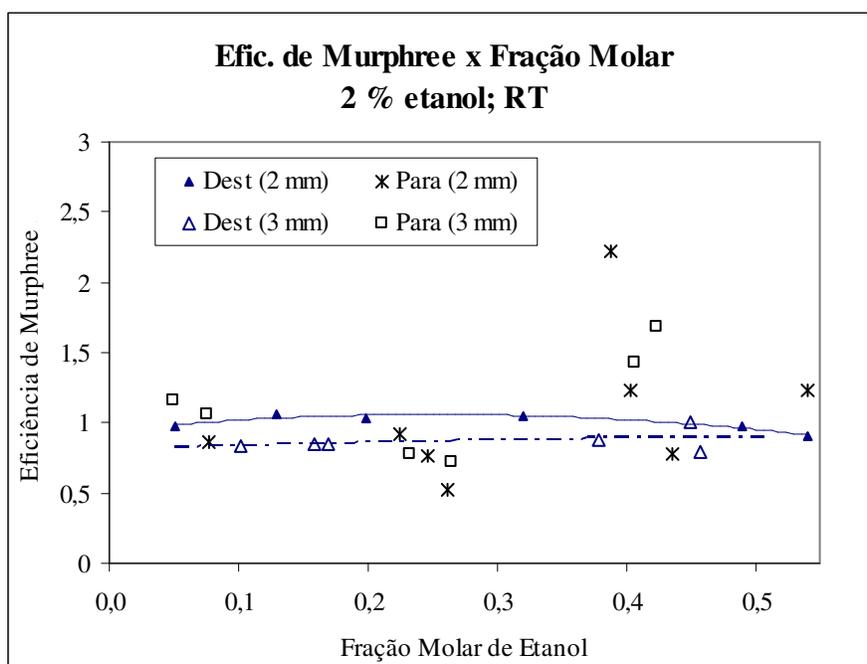


FIGURA 5.28: Eficiência de Murphree em função da fração molar na fase líquida.

Faixa de v_g : ($d_o = 2$ mm) – Paradedistilação – 16,3 e 21,8 cm/s; Destilação – 18,1 a 29,8 cm/s

($d_o = 3$ mm) – Paradedistilação – 19,6 a 24,8 cm/s; Destilação – 22,8 a 32,6 cm/s

Com o aumento da fração de área livre, há uma leve tendência de decréscimo na eficiência na destilação, porém na paradedistilação, em parte devido ao espalhamento dos pontos, esta mesma conclusão não pode ser obtida.

5.4.2 Eficiência Global

A eficiência global é definida simplesmente como a razão entre o número de estágios ideais de equilíbrio calculado para uma dada separação e o número de estágios reais necessários para efetuar esta separação.

Embora seja possível usar números fracionários no cálculo de estágios de equilíbrio, é evidente que somente se podem construir números inteiros de estágios reais. Para o cálculo da eficiência global foi calculado o número de estágios de equilíbrio para cada composição de topo de cada operação, e estágios reais como sendo seis estágios. O cálculo de estágios ideais de equilíbrio foi realizado por balanço de massa e energia em programação FORTRAN. Para coluna de Paradestilação, o número de pratos ideais foi variado de 2 em 2, a fim de se obter número par de pratos. A eficiência global é fácil de usar nos cálculos, mas dá pouca percepção sobre as variáveis físicas que determinam o seu valor.

Efeito da Velocidade da Fase Vapor

Primeiramente foi feita a comparação de Eficiência Global pela velocidade da fase vapor. As figuras 5.29 e 5.30 apresentam resultados para 2 % iniciais de etanol para 1,9 e 4,5 % de área livre respectivamente. No primeiro caso (figura 5.29) a paradestilação apresentou maiores valores de Eficiência Global para a mesma velocidade de vapor em relação à destilação.

Na figura 5.30, desta vez com área livre de 4,5 %, mesmo possuindo poucos pontos a paradestilação aparenta ter uma eficiência ligeiramente maior que a destilação.

Para refluxo total com 3 % iniciais de etanol e 1,9 % de área livre não foi possível apresentar os dados de eficiência global. Nestes experimentos foram obtidas altas concentrações de etanol no topo da coluna. Nestas concentrações, a volatilidade relativa para este sistema é muito baixa fazendo com que o cálculo de números de pratos ideais apresentasse valores muito maiores que o número de pratos reais levando a eficiência a valores muito altos. Da mesma forma, todos os dados referentes a operações com alta

concentração de etanol no destilado foram excluídos da análise em operações de 2 % de etanol.

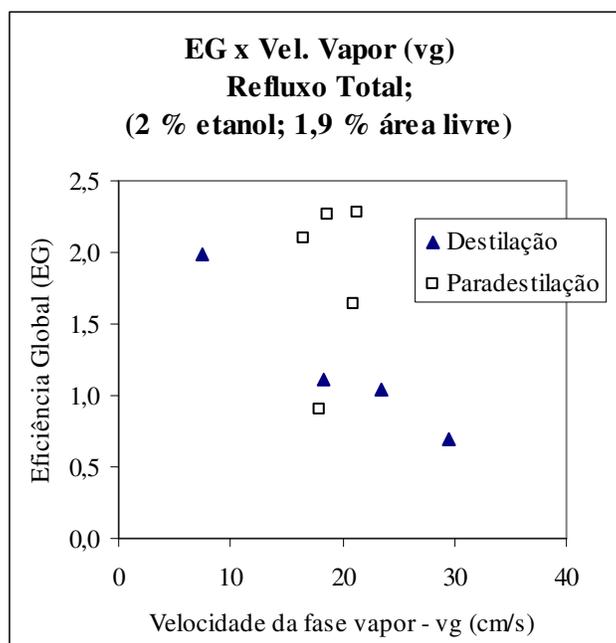


FIGURA 5.29: Eficiência Global em função da velocidade da fase vapor.

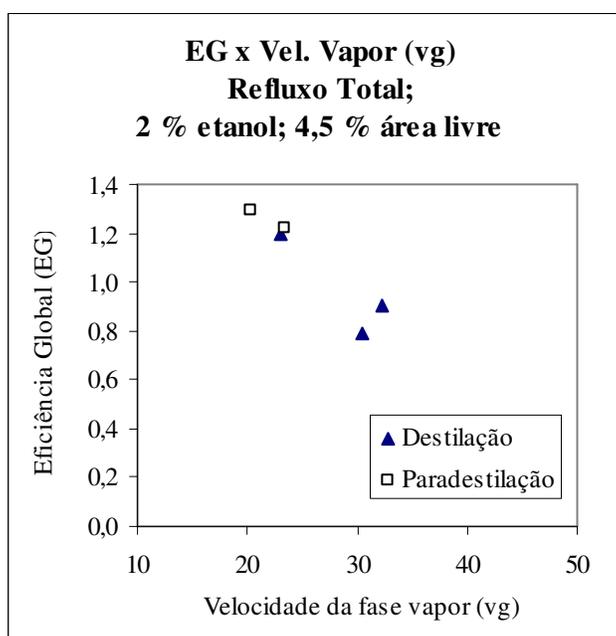


FIGURA 5.30: Eficiência Global em função da velocidade da fase vapor.

Efeito da Área livre

Para a melhor visualização do efeito da área livre sobre a Eficiência Global os dados das figuras 5.29 e 5.30 foram apresentados no mesmo gráfico na figura 5.31.

Apesar da carência de dados nota-se que a tendência do perfil de eficiência se altera ligeiramente para a destilação com a área livre. Maior área livre provoca pequena melhora da eficiência. Na paradestilação constata-se novamente o pequeno intervalo de operação para a velocidade de vapor. Analisando a Eficiência Global, o aumento da área livre aparentemente fez diminuir a eficiência.

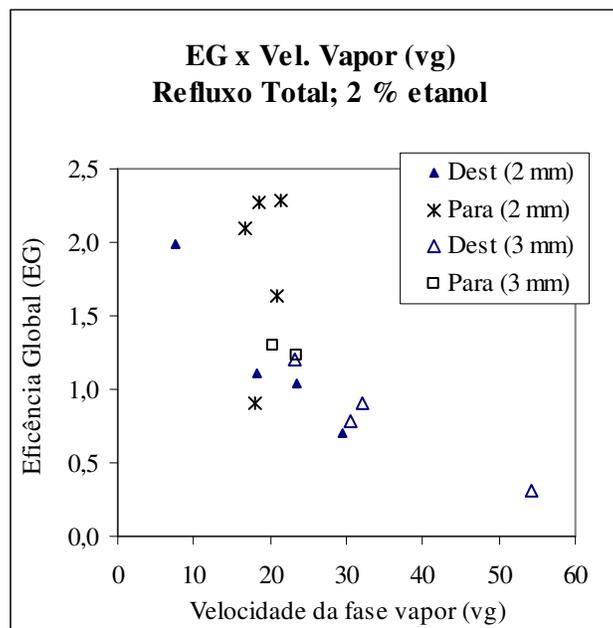


FIGURA 5.31: Eficiência Global em função da velocidade da fase vapor.

O menor desempenho para maior área livre na paradestilação se deve a dois fatores: diâmetro de vertedor que não é coerente com a realidade da paradestilação; e a altura média de dispersão em cada prato (figura 5.11). Como já discutido no item 5.3.1, a altura média de dispersão foi maior para 1,9 % de área livre.

Efeito da Razão de Refluxo

O efeito da razão de refluxo sobre a Eficiência Global é apresentado na forma de gráfico de Eficiência em função da razão de refluxo. Estes dados são apresentados nas figuras 5.32, 5.33 e 5.34.

As figuras 5.32 e 5.33 apresentam os pontos para 1,9 % de área livre e 2 e 3 % molar inicial de etanol respectivamente. A figura 5.34 apresenta os pontos para 4,5 % de área livre e 2 % molar inicial de etanol.

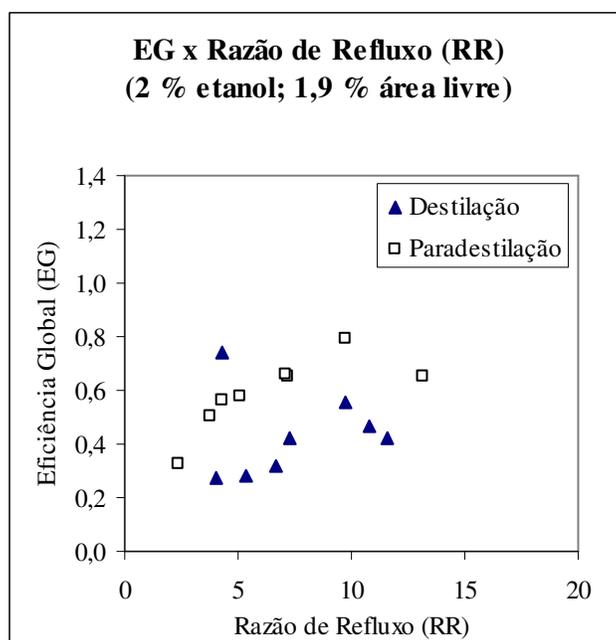


FIGURA 5.32: Eficiência Global em função da Razão de Refluxo.

A paradestilação apresentou perfil de Eficiência Global melhor que a destilação convencional em todos os casos para refluxo parcial. A paradestilação mostrou ser menos sensível à variação na razão de refluxo, o que contribuiu para o melhor desempenho em refluxo parcial. O melhor desempenho é especialmente notado na figura 5.34.

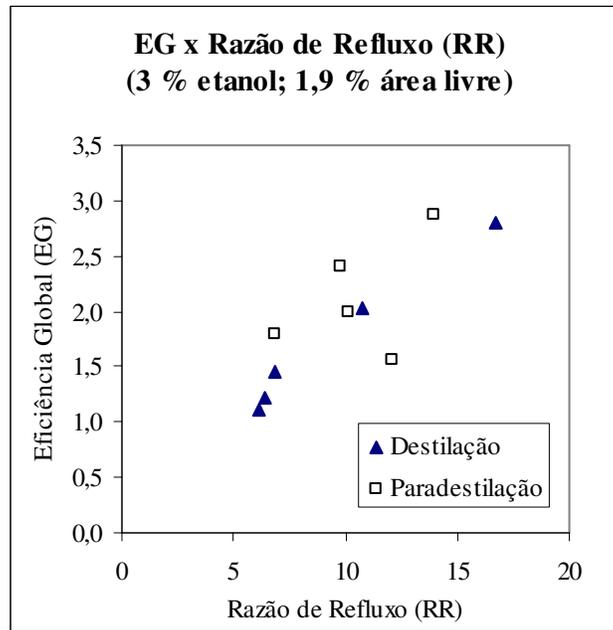


FIGURA 5.33: Eficiência Global em função da Razão de Refluxo.

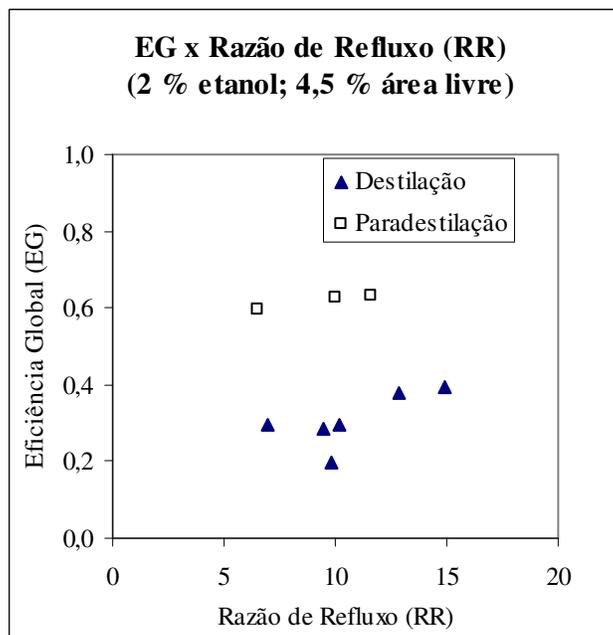


FIGURA 5.34: Eficiência Global em função da Razão de Refluxo.

No geral, a Eficiência Global trouxe dados mais consistentes para a comparação entre as colunas que a Eficiência de Murphree. A paradestilação, ao contrário da destilação

convencional, apresentou dados muito dispersos para Eficiência de Murphree. Pela Eficiência Global a paradedestilação mostrou ter melhores resultados.

Capítulo 6 – Conclusões e Sugestões

6.1-Conclusões

No atual trabalho foi feita a comparação entre a destilação convencional e a paradedistilação. Ambas as colunas em escala laboratorial possuíam seis pratos perfurados com vertedores circulares. Os estudos de comparação foram realizados considerando o grau de separação obtido, altura e tipo de dispersões, razões de refluxo, área livre, potência de aquecimento e velocidade da fase vapor, e eficiências global e de Murphree.

Para fração de área livre de 1,9 % os experimentos foram realizados com fração molar inicial de etanol de 2 e 3 %. Para área livre de 4,5 % os ensaios foram realizados apenas para a fração molar inicial de 2 % a título de comparação pelo efeito da área livre. A seguir são listadas as conclusões.

Perfil de Velocidade de Vapor e Potência de Aquecimento.

Operações de igual potência entre as colunas apresentaram diferentes velocidades médias de vapor. Com isso a comparação entre as colunas foi realizada também sob a mesma velocidade média de vapor na extensão da mesma.

Devido a questões geométricas da coluna, diferentes condições de transferência de massa resultam em diferentes velocidades médias de vapor entre as colunas, ou seja, para uma mesma fração molar inicial de etanol e potência no refeedor, o gradiente de velocidade é maior para a coluna de paradedistilação. Verificou-se também que quanto maior a potência, maior é a diferença entre as velocidades médias de vapor. O aumento da fração molar inicial de etanol para 3 % também aumenta a diferença entre as velocidades para mesma potência e área livre de escoamento em relação a 2 % de etanol.

A velocidade média de vapor na coluna de paradestilação apresentou menor sensibilidade à variação da potência.

Perfil de Concentração, Altura e Tipo de Dispersão

Em geral a paradestilação obteve melhores perfis de concentração que a destilação convencional. Os melhores resultados foram para operações de 2 % iniciais de etanol e 1,9 % de área livre. Sob mesma potência de aquecimento a paradestilação obtém melhor resultado, embora possua menor vazão de vapor. Sob mesma velocidade de vapor, a melhor separação é obtida à custa de maior potência de aquecimento. A maior concentração de etanol na paradestilação é igualmente acompanhada de uma maior altura de dispersão e maior número de dispersões tipo espuma celular e “froth” homogênea.

O estudo do tipo de dispersão é importante, pois influi no desempenho das colunas de destilação. O tipo de dispersão depende da área livre de escoamento, da concentração de etanol, das velocidades de vapor e líquido. Nas colunas avaliadas neste trabalho, os tipos de dispersão observados nos experimentos foram: “froth”, “froth” homogêneo, transição “froth” homogêneo/celular, espuma celular e transição entre “froth” e borbulhamento. Esta última com uma única incidência na coluna de destilação convencional.

O aumento na fração molar inicial de etanol no refeedor permite uma maior distribuição de etanol ao longo de ambas as colunas. Para 3 % iniciais de etanol, 1,9 % de área livre de escoamento e sob mesma potência, a paradestilação obteve melhor perfil de concentração embora a composição de topo obtida fosse menor. Melhor perfil de concentração é entendido como a maior concentração de etanol nos primeiros pratos e nos pratos intermediários na coluna de paradestilação comparando com a destilação. Sob mesma velocidade de vapor a composição de topo da paradestilação foi menor que a destilação. Para fração molar inicial de 3 % há maior distribuição de etanol ao longo da coluna. Maior concentração de etanol ao longo da mesma aumenta a incidência das dispersões do tipo “froth” homogênea e espuma celular. O aumento da incidência destas dispersões, principalmente na destilação, permitiu que esta apresentasse melhor desempenho para 3 % molar de etanol.

Com 4,5 % de área livre, as composições de topo de ambas as colunas foram bem próximas, tanto para mesma potência como para mesma velocidade média de vapor. Porém, os primeiros pratos da coluna de paradestilação apresentaram maiores frações de etanol, levando a uma ligeira melhora na distribuição de concentração ao longo da coluna em comparação à coluna convencional. A paradestilação apresentou maior altura e incidência de dispersões tipo espuma celular e “froth” homogênea do mesmo modo que nos dados anteriores.

A altura que a dispersão pode alcançar depende das velocidades do vapor e do líquido, da geometria do prato, das propriedades físico-químicas das fases, bem como da composição de etanol em cada prato. Em ambas as colunas o aumento na velocidade de vapor ocasionou aumento de altura de dispersão, principalmente nos pratos superiores, fornecendo maior concentração de etanol nestes pratos. O decréscimo na velocidade, além de trazer o decréscimo na altura de dispersão, permitiu maior distribuição de etanol ao longo da coluna.

As operações de paradestilação foram acompanhadas de maiores alturas de dispersão e maiores incidências de dispersões tipo espuma celular e “froth” homogêneo. Estas dispersões possuem maiores eficiência de separação que dispersões “froth” normal.

A altura de dispersão decresceu com o aumento da área livre, para uma velocidade de vapor constante em ambas as colunas. O decréscimo na altura foi mais acentuado na coluna de paradestilação, principalmente nos pratos 3 e 4.

Em condições de refluxo parcial, os perfis de concentração de destilado foram traçados em função da razão de refluxo.

Em condições de refluxo parcial, as maiores razões de refluxo apresentaram comportamento mais semelhante ao obtido sob condições de refluxo total. Com a redução da razão de refluxo há a redução na concentração de etanol no produto de topo. A paradestilação apresentou menor sensibilidade à variação da razão de refluxo. A redução da concentração de topo com a redução da razão de refluxo foi mais acentuada na destilação convencional que na paradestilação. Isso porque a razão L/V na coluna de paradestilação é maior que na destilação.

Limites de Operação

A velocidade de vapor foi variada até a máxima possível para o limite superior de operação onde ocorre a inundação dos pratos.

Com o aumento da área livre de escoamento dos pratos, houve a necessidade de maiores valores de velocidade de vapor para atingir o limite superior de operação para a coluna de destilação. Porém, para a coluna de paradestilação não foi verificada uma variação significativa na velocidade de inundação da coluna para 4,5 % de área livre em relação a 1,9 %. A paradestilação não obteve limite de operação superior com área livre de 4,5 % em relação a 1,9 %, devido ao diâmetro de vertedor. A paradestilação possui razão L/V maior que a destilação uma vez que a corrente de vapor é dividida na paradestilação. Dessa forma a fração de área ocupada pelo vertedor na coluna de paradestilação deve ser maior em comparação ao projeto de um prato de destilação convencional.

Na paradestilação, em ambas as áreas livres, a faixa de velocidade de operação da coluna foi bem menor que da destilação convencional. Este comportamento é devido também ao diâmetro de vertedor.

Eficiência de Murphree

A comparação pela eficiência de Murphree entre as colunas se torna limitada pelo fato das colunas possuírem diferentes pontos de operação e diferentes razões de refluxo interna para as mesmas condições iniciais, sejam estas a velocidade de vapor ou potência no refeedor.

No sistema etanol-água, a eficiência varia significativamente com a concentração da fase líquida. A variação na eficiência apresentou os menores desvios para a faixa de fração molar entre 0,05 e 0,55. Dessa forma, a eficiência de Murphree foi analisada para os pratos que apresentaram fração molar nesta faixa de concentração para os efeitos da composição da fase líquida, razão de refluxo, velocidade da fase vapor e fração de área livre de escoamento.

Para o efeito da composição, a eficiência de Murphree foi traçada em função da composição da fase líquida no prato. Sob condições de refluxo total e refluxo parcial

percebe-se que os dados de eficiência de Murphree na paradestilação apresentam espalhamento maior que na destilação convencional. Este espalhamento pode ser explicado pela diferença de vazão de vapor que existe em cada lado da coluna de paradestilação. Observou-se em vários experimentos que quando havia diferença significativa de vazão, um lado da coluna apresentava eficiência muito maior que do outro lado.

O espalhamento dos pontos na paradestilação resultou em mais uma dificuldade para a comparação da eficiência de Murphree entre as colunas. Porém, pode-se notar pelas figuras que a eficiência da coluna de paradestilação é da mesma ordem ou maior que a da coluna convencional.

Verificou-se que a eficiência de Murphree não é fortemente dependente da composição de etanol para a destilação na faixa de concentração analisada, mas o mesmo não ocorre para a paradestilação. A paradestilação apresenta uma eficiência bem maior que a destilação para pratos que possuem fração molar superior a 0,40, e eficiência menor para pratos com frações molares entre 0,20 e 0,30. Este comportamento é verificado nas diversas operações, mesmo a refluxo parcial.

Analisando o efeito da velocidade da fase vapor na eficiência, observou-se novamente que a paradestilação apresentou maior espalhamento de eficiência de Murphree e menores faixas de velocidade de operação da coluna.

Sob condições de refluxo total, o aumento da fração de área livre provoca uma leve tendência de decréscimo na eficiência na destilação, porém na paradestilação, devido ao espalhamento dos pontos, este efeito não foi verificado.

Eficiência Global

Optou-se também por fazer a comparação pela eficiência global da coluna. A eficiência global para ambas as colunas foi calculada e discutida para diversas condições operacionais e de geometria de prato.

Analisando o efeito da velocidade da fase vapor em refluxo total, constatou-se que a paradestilação obteve melhor eficiência global que a destilação para 2 % de etanol em ambas as áreas livres de escoamento.

Para 3 % iniciais de etanol e 1,9 % de área livre não foi possível apresentar os dados de eficiência global. Nestes experimentos foram obtidas altas concentrações de etanol no topo da coluna. Nestas concentrações, a volatilidade relativa para o sistema etanol-água é muita baixa fazendo com que o cálculo de números de pratos ideais apresentasse valores muito maiores que o número de pratos reais levando a eficiência a valores muito altos.

Considerando a área livre de escoamento, verifica-se que maior área livre provoca pequena melhora da eficiência na destilação convencional. Na paradestilação constata-se novamente o pequeno intervalo de operação para a velocidade de vapor. Verifica-se também que o aumento da área livre aparentemente fez diminuir a eficiência global na paradestilação. Isso devido ao diâmetro de vertedor, que não é coerente com a realidade da coluna, e também à altura média de dispersão em cada prato que foi maior para menor área livre.

O efeito da razão de refluxo sobre a eficiência global foi apresentado na forma de gráfico de eficiência em função da razão de refluxo. A paradestilação apresentou perfil de eficiência global melhor que a destilação convencional em todos os casos para refluxo parcial. A paradestilação mostrou ser menos sensível à variação na razão de refluxo, o que contribui para o melhor desempenho em refluxo parcial.

A eficiência global apresentou dados mais consistentes que a eficiência de Murphree para a comparação entre as colunas.

6.2-Sugestões

Visando melhores estudos sobre a comparação entre a destilação convencional e a paradestilação, algumas sugestões são expostas a seguir:

- Alterações no número de pratos buscando obter a equivalência de separação entre as colunas;

- Substituição da válvula que controla a vazão de destilado por outra válvula de ajuste fino para a obtenção de valores específicos de razão de refluxo.
- Realizar experimentos com a mesma potência e fração molar inicial de etanol para diferentes áreas livres de escoamento com o objetivo de verificar se há também aumento da diferença entre as velocidades de vapor de ambas as colunas com a furação.
- Mudança no projeto da coluna de paradedestilação. O uso de uma maior área de vertedor seria mais compatível, ou seja, a relação A_d/A_a ser maior para a coluna de paradedestilação. Dessa forma, o limite de operação desta coluna seria maior para maior área livre.
- Emprego de outros sistemas binários com o propósito de estudar o comportamento hidrodinâmico, grau de separação e as eficiências global e de Murphree em ambas as colunas;

Referências Bibliográficas

[1] - BELINCANTA, J. “*Coluna de Para-Destilação: Análise das Características Hidrodinâmicas e de Eficiência de Murphree*”. Dissertação de Mestrado, FEQ-UNICAMP, 124 p., 2004.

[2] - BELINCANTA, J.; RAVAGNANI, T. M. K.; PEREIRA, J. A. F. R.; PINTO, R. P. “*Hydrodynamic and Mass Transfer Study in Parastillation Columns*”. 17th International Congress of Mechanical Engineering – COBEM2003, São Paulo, Brasil, 2003

[3] - BELINCANTA, J.; RAVAGNANI, T. M. K.; PEREIRA, J. A. F. R. “*The Parastillation Efficiency and Hydrodynamic Behaviour*”. The Canadian Journal of Chemical Engineering, Volume 83, Junho, 2005.

[4] - CANFIELD, F. B. “*Computer Simulation of Parastillation Process*”. Chem. Eng. Progr., Vol. 80, No 2, pp.58-62, 1984

[5] - COULSON, J. M.; RICHARDSON, J. F. “*Chemical Engineering*”. Vol. 6, Pergamon Editora, EUA, 1986.

[6] - FOUST, A. S.; WENZEL, L. A.; CLUMP, C.W.; MAUS ANDERSEN, L.B. “*Princípios das Operações Unitárias*”. 2a Edição, Editora LTC, Rio de Janeiro, 1982.

[7] - GMEHLING, J. ONKEN, U. ARLT, W. “*Vapor Liquid Equilibrium Data Collection Organic Hydroxy Compounds*”. Volume 1, Chemistry Data Series, Alemanha, 1982.

[8] - GOUVÊA, P. E. M. “*Simulação e Análise de Configurações Alternativas de Colunas de Destilação: Meta e Para- Destilação*”. Dissertação de Mestrado, FEQ-UNICAMP, 137 p., 1999.

[9] - GOUVÊA, P. E. M.; RAVAGNANI, T. M. K.; PEREIRA, J. A. F. R “*Parastillation Columns: an Alternative to Conventional and Vacuum Distillation*”. Latin American Applied Research, Vol. 30, pp.365-371, 2000. (b)

[10] - KING, J. C. “*Separation Processes*”. McGraw-Hill Chemical Engineering Series. Segunda Edição, EUA 1980.

[11] - KISTER, H. Z. “*Distillation Design*” McGraw-Hill, EUA, 1992.

[12] - LEWIS, W.K. “*Retification of Binary Mixtures- Plate efficiency of Bubble Cap Columns*”. Industrial and Engineering Chemistry, Vol.28, No.4, pp.399-402,1936.

[13] - LOCKETT, M. J. “*Distillation tray fundamentals*”, Editora Universidade de Cambridge, EUA, 224 p.,1986.

[14] - McCABE, W. L.; SMITH, J. C.; HARRIOTT, P. “*Unit Operations of Chemical Engineering*”. 6^a Edição, Editora Mc-Graw Hill, EUA, 2001.

[15] - MESZÁROS, I.; FONYÓ, Z. “*Computer Evaluation of Parastillation Process*”. Chem. Eng. Comm., Vol.97, pp.75-88, 1990.

[16] - MESZÁROS, I. FONYÓ, Z. MIZSEY, P. “*Computer Evaluation of Distillation Processes with Parallel Streams*”. Hungarian Journal of Industrial Chemistry, Vol.21, pp.51-58, 1993.

[17] - MOSTAFA, H. A. “*Effect of concentration on distillation plate efficiency*”. Trans IChemE, Vol. 57, pp.55-59, 1979.

[18] - MURPHREE, E. V. “*Rectifying column calculations with particular reference to N component mixtures*” Ind. Engng. Chem, Vol. 17(7), pp. 747, 1925.

[19] - SMITH, V. C.; DELNICKI, W. V. “*Optimum sieve tray design*”. Chemical Engineering Progress, Vol. 71, No 8, pp.68-73, Agosto1975.

[20] - ROSE, L. M. “*Distillation Design in Practice*”, Elsevier Science Publishers B. V., Amsterdam, Holanda, 1985.

[21] - TESTER, J. W., MODELL, M. “*Thermodynamics and Its Applications*”, 3^a Edição, Editora Prentice Hall, Nova Jersey, EUA, 1997.

[22] - TREYBAL, R. E. “*Mass Transfer Operation*”, 3^a Edição, Editora Mc-Graw Hill, EUA, 1981.

[23] - UMHOLTZ, C. L. VAN WINKLE, M. “*Effect of Plate Thickness and System Properties*” Industrial and Engineering Chemistry, Vol. 49 (2),pp.232 ,1957.

[24] - VAN WINKLE, M. "*Distillation*". Editora Mc-Graw Hill, EUA, 1967.

[25] - VARGAFTIK, N. B. "*Tables on the Thermophysical Properties of Liquids and Gases*". 2ª Edição, Editora John Wiley & Sons, EUA, 1975.

Anexo I - Sistema de Equações da Coluna de Paradesilação e Destilação

A.1 Cálculo de equilíbrio líquido-vapor para o sistema etanol-água

Foi utilizado um programa em linguagem Fortran para a obtenção da relação de equilíbrio do sistema etanol-água. A pressão média de operação das colunas foi de 0,9329 atm. O sistema etanol-água é um sistema não-ideal, portanto o cálculo dos dados de equilíbrio líquido-vapor necessita da determinação dos coeficientes de fugacidade (ϕ_i) e de atividade (γ_i). Desta maneira tem-se:

$$y_i \phi_i P = x_i \gamma_i P_i^{sat} \quad (\text{A.1})$$

Na equação (A.1) o coeficiente de atividade (γ_i) foi predito pelo modelo de Wilson. As equações de Wilson funcionam bem para muitos sistemas não ideais de equilíbrio líquido-vapor sem mais aproximações. Somente dois parâmetros (Λ_{12} e Λ_{21}) são requeridos para um sistema binário. Dessa forma, o coeficiente de fugacidade (ϕ_i) é considerado igual a unidade. O modelo de Wilson é exposto nas equações abaixo. Para um sistema binário, temos:

$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + x_2 \Lambda_{12}) + x_2 \left(\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + x_2 \Lambda_{12}} - \frac{\Lambda_{21}}{x_2 + x_1 \Lambda_{21}} \right) \quad (\text{A.2})$$

$$\ln \gamma_2 = -\ln(x_2 + x_1 \Lambda_{21}) + x_1 \left(\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + x_2 \Lambda_{12}} - \frac{\Lambda_{21}}{x_2 + x_1 \Lambda_{21}} \right) \quad (\text{A.3})$$

$$\Lambda_{12} = \frac{V_2}{V_1} \exp\left(\frac{-a_{12}}{RT}\right) \quad (\text{A.4})$$

$$\Lambda_{21} = \frac{V_1}{V_2} \exp\left(\frac{-a_{21}}{RT}\right) \quad (\text{A.5})$$

Os índices (1) e (2) se referem respectivamente a etanol e água; V_1 e V_2 são os volumes molares de cada componente líquido puro e são apresentadas na tabela A.1; a_{12} e a_{21} são as constantes de Wilson que independem da composição e da temperatura. As constantes de Wilson são apresentadas na tabela A.2:

TABELA A.1 – Volumes molares (cm^3/mol) para etanol e água.

Etanol	59,44
Água	18,05

TABELA A.2 – Valores dos parâmetros de Wilson para o cálculo do coeficiente de atividade.

a_{12}^*	288,9156
a_{21}^*	962,0073

(1) Etanol; (2) Água; * cal/gmol. Ref: Gmehling et al. (1982)

As pressões de vapor de cada componente puro, P_i^{sat} , foram preditas pela equação de Antoine.

$$\log P_i^{sat} = A - \frac{B}{T + C} \quad (\text{A.6})$$

Para o sistema etanol-água, os valores das constantes de Antoine estão listados na tabela A.3. Para estes valores, tem-se temperatura expressa em °C e pressão de vapor em mmHg.

TABELA A.3 – Valores das constantes de Antoine para o cálculo da pressão de vapor.

Componente	Constante de Antoine*		
	<i>A</i>	<i>B</i>	<i>C</i>
Etanol	8,1122	1592,864	226,184
Água	8,07131	1730,630	233,426

*Ref: Gmehling et al. (1982)

As curvas de equilíbrio para o sistema etanol-água obtidas por meio do programa estão expostas nas Figuras A.1 e A.2.

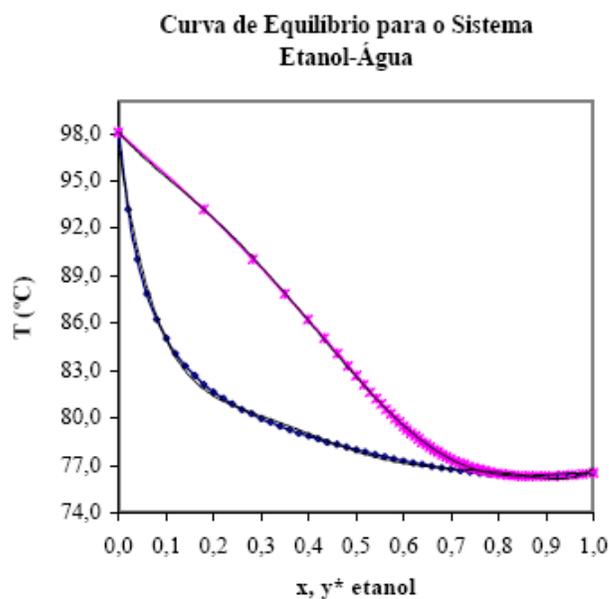


FIGURA A.1 - Temperatura em função da composição de etanol nas fases líquida e vapor.

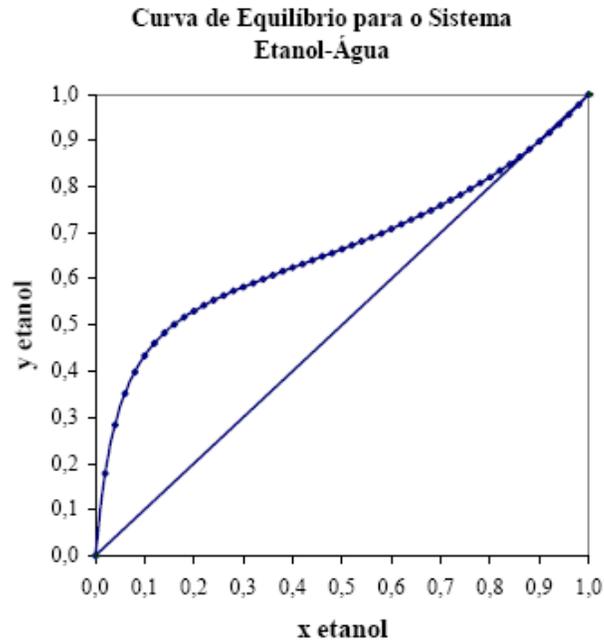


FIGURA A.2 - Fração de etanol na fase vapor em função da fração de etanol na fase líquida.

Foram ajustadas as melhores curvas que pudessem representar os dados da figura A.1 de T em função de x e y^* , e da figura A.2 de y^* em função de x . As equações são expostas a seguir:

$$T(x)_{(i)} = 932,450691 x_{(i)}^6 - 3187,398025 x_{(i)}^5 + 4307,812188 x_{(i)}^4 - 2922,8382 x_{(i)}^3 + 1051,85588 x_{(i)}^2 - 202,31498 x_{(i)} + 97,24765 \quad (\text{A.7})$$

$$\therefore R^2 = 0,9976$$

$$T(y)_{(i)} = -174,54259 y_{(i)}^5 + 419,10120 y_{(i)}^4 - 308,97402 y_{(i)}^3 + 75,75170 y_{(i)}^2 - 32,99769 y_{(i)} + 98,06567 \quad (\text{A.8})$$

$$\therefore R^2 = 0,9998$$

- Para $0 \leq x_{(i)} \leq 0,18$:

$$y_{(i)}^* = -1165,50117 x_{(i)}^4 + 574,65521 x_{(i)}^3 - 108,53788 x_{(i)}^2 + 10,56686 x_{(i)} + 0,00190 \quad (\text{A.9})$$

$$\therefore R^2 = 0,99975$$

- Para $0,18 \leq x_{(i)} \leq 1,00$:

$$y_{(i)}^* = 0,80300 x_{(i)}^3 - 1,09156 x_{(i)}^2 + 0,89902 x_{(i)} + 0,38829 \quad (\text{A.10})$$

$$\therefore R^2 = 0,99996$$

Nas equações (A.7) a (A.10) o índice (i) representa os pratos de ambas as colunas de 1 a 6, condensador (D) e refervedor (ref).

A.2 Cálculo de Entalpias das Fases Líquido e Vapor

A determinação da entalpia da fase líquida é feita a partir da capacidade calorífica a pressão constante do líquido puro (C_p^L) médio:

$$h_{et(i)} = C_{p-et}^L \times (T_{(i)} - T_o) \quad (\text{A.11})$$

$$h_{ag(i)} = C_{p-ag}^L \times (T_{(i)} - T_o) \quad (\text{A.12})$$

$$h_{(i)} = x_{(i)et} \times h_{(i)et}^L + (1 - x_{(i)et}) \times h_{(i)ag}^L \quad (\text{A.13})$$

Para a determinação da entalpia na fase vapor, necessitamos da entalpia de vaporização do componente puro (ΔH_{vap}) e da capacidade calorífica média do vapor puro a pressão constante (C_p^V).

$$H_{et(i)} = \Delta H_{vap-et} + C_{p-et}^V \times (T_{(i)} - T_o) \quad (\text{A.14})$$

$$H_{ag(i)} = \Delta H_{vap-ag} + C_{p-ag}^V \times (T_{(i)} - T_o) \quad (\text{A.15})$$

$$H_{(i)} = y_{(i)et} \times H_{(i)et} + (1 - y_{(i)et}) \times H_{(i)ag} \quad (\text{A.16})$$

$T_{(i)}$ e $y_{(i)et}$ são provenientes dos resultados da resolução das equações de balanço de massa e de energia que serão expostas a seguir; $x_{(i)et}$ são obtidos experimentalmente nas colunas de pardestilação e destilação; temperatura de referência, $T_o = 75^\circ\text{C}$.

Nas equações (A.11) a (A.16) o índice (i) representa os pratos de ambas as colunas, o condensador (D) e o refeedor (ref).

Os valores de C_p^L , C_p^V , ΔH_{vap} para o etanol e água estão expostos na tabela A.4 na respectiva temperatura de referência.

TABELA A.4 – Valores de entalpia de vaporização e capacidades caloríficas.

Componente	C_p^L (cal/mol·K)	C_p^V (cal/mol·K)	ΔH_{vap} (cal/mol)
Etanol	37,901	18,670	9363,96
Água	18,923	8,705	9792,69

Ref: Reid e colaboradores. (1977, 1987)

A.3 Sistema de Equações da Coluna de Paradedistilação e Destilação

As equações de balanço de massa e energia são escritas para cada estágio das colunas de paradedistilação e destilação. As variáveis envolvidas nas equações são as frações molares de etanol (y e x), as vazões molares (V e L) da mistura e as entalpias (H e h) nas fases vapor e líquida.

Nas tabelas A.5 e A.6 se encontram as equações de balanço de massa e energia respectivamente para as colunas de paradedistilação e destilação convencional.

TABELA A.5: Equações de balanço massa e energia para a coluna de paradedistilação.

	<i>Balanço Material</i>	<i>Balanço de Energia</i>
Refervedor	$L_1 + L_D = 2V_{ref}$	-----
Prato 1	$V_{ref} + L_2 = V_1 + L_1$ $y_{ref}V_{ref} + x_2L_2 = y_1V_1 + x_1L_1$	$H_{ref}V_{ref} + h_2L_2 = H_1V_1 + h_1L_1$
Prato 2	$V_{ref} + L_3 = V_2 + L_2$ $y_{ref}V_{ref} + x_3L_3 = y_2V_2 + x_2L_2$	$H_{ref}V_{ref} + h_3L_3 = H_2V_2 + h_2L_2$
Prato 3 a 5	$V_{(i-2)} + L_{(i+1)} = V_{(i)} + L_{(i)}$ $y_{(i-2)}V_{(i-2)} + x_{(i+1)}L_{(i+1)} = y_{(i)}V_{(i)} + x_{(i)}L_{(i)}$	$H_{(i-2)}V_{(i-2)} + h_{(i+1)}L_{(i+1)} = H_{(i)}V_{(i)} + h_{(i)}L_{(i)}$
Prato 6	$V_4 + L_{re} = V_6 + L_6$ $y_4V_4 + x_D L_{re} = y_6V_6 + x_6L_6$	$H_4V_4 + h_{re}L_{re} = H_6V_6 + h_6L_6$

TABELA A.6: Equações de balanço massa e energia para a coluna de destilação.

	<i>Balanço Material</i>	<i>Balanço de Energia</i>
Refrervedor	$L_1 + L_D = V_{ref}$	-----
Prato 1	$V_{ref} + L_2 = V_1 + L_1$ $y_{ref}V_{ref} + x_2L_2 = y_1V_1 + x_1L_1$	$H_{ref}V_{ref} + h_2L_2 = H_1V_1 + h_1L_1$
Prato 2 a 5	$V_{(i-1)} + L_{(i+1)} = V_{(i)} + L_{(i)}$ $y_{(i-1)}V_{(i-1)} + x_{(i+1)}L_{(i+1)} = y_{(i)}V_{(i)} + x_{(i)}L_{(i)}$	$H_{(i-1)}V_{(i-1)} + h_{(i+1)}L_{(i+1)} = H_{(i)}V_{(i)} + h_{(i)}L_{(i)}$
Prato 6	$V_5 + L_{re} = V_6 + L_6$ $y_5V_5 + x_DL_{re} = y_6V_6 + x_6L_6$	$H_5V_5 + h_{re}L_{re} = H_6V_6 + h_6L_6$

Nas equações de balanço, os índices “D” e “re” se referem à corrente de destilado e de refluxo obtidos no condensador. Quando a coluna opera sob condições de refluxo total, não há vazão de destilado visto que todo o produto de topo é retornado ao topo da coluna. Nestas equações, $x_{(i)}$, x_D , y_{ref} , L_D e L_{re} são valores obtidos experimentalmente, sendo que os valores L_D e L_{re} são obtidos em unidades de volume por tempo. Para serem aplicados nas equações de balanço, estes valores foram convertidos para unidade de fluxo molar por tempo, fazendo-se uso dos valores de volume molar do etanol e da água expostos na tabela A.1. Os valores de $h_{(i)}$ e $H_{(i)}$ são obtidos a partir das equações (A.13) e (A.16).

Em ambas as colunas, as equações de balanço de massa forneceram 13 equações, e as de balanço de energia 6, totalizando 19 equações. A solução do sistema de equações foi obtida por meio da aplicação do método de Newton-Raphson generalizado, o qual transforma o conjunto de equações não-lineares em equações lineares.

Para a resolução das equações foi necessário fazer uma estimativa inicial da fração molar de etanol real na fase vapor ($y_{(i)}$) e da temperatura ($T_{(i)}$) em cada prato, para isso, a fração de etanol e a temperatura eram iguais às obtidas pelas condições de equilíbrio de

fases para a composição de etanol na fase líquida ($x_{(i)}$). Para as condições de vazão molar das fases líquida e vapor, assumiu-se a hipótese inicial de que a vazão de líquido em cada prato era igual à vazão de líquido proveniente do condensador ($L_{(i)} = L_{re}$). Por fim, sabendo que a coluna de paradestilação propõe a divisão da corrente de vapor em duas correntes no fundo da coluna, foi assumida a hipótese inicial de que a vazão de vapor era igual à metade da de líquido ($V_{(i)} = 0,5L_{(i)}$) em cada prato da coluna. Para a destilação convencional, a vazão de vapor foi assumida inicialmente como sendo igual à vazão de líquido.

Sendo assim, foi desenvolvido um programa em linguagem Fortran para resolver as equações de balanço de massa e energia. Este programa fornece os valores de $L_{(i)}$, $V_{(i)}$, $T_{(i)}$ e $y_{(i)}$ como resolução destas equações.

Os resultados de $L_{(i)}$ e $V_{(i)}$ fornecidos em unidades de fluxo molar por tempo foram convertidos em unidades de velocidade (comprimento/tempo). Para isso, foi necessário o uso dos dados de pressão atmosférica local, massa específica da fase líquida e área do prato. A área do prato (A_{Pr}) na paradestilação foi de $38,4884 \text{ cm}^2$, e na destilação $76,9768 \text{ cm}^2$.

$$vg_{(i)} = \frac{V_{(i)}RT[K]_{(i)}}{P} (y_{(i)} + (1 - y_{(i)})) \frac{1}{A_{Pr}} \quad (\text{A.17})$$

$$vl_{(i)} = \left(\frac{L_{(i)}x_{(i)}MM_{et}}{\rho_{(i)et}} + \frac{L_{(i)}(1 - x_{(i)})MM_{ag}}{\rho_{(i)ag}} \right) \frac{1}{A_{Pr}} \quad (\text{A.18})$$

$$\rho_{(i)et} = \frac{1}{1,2128 + 0,0012179T_{(i)} + 0,0000025T_{(i)}^2} \quad (\text{A.19})$$

$$\rho_{(i)ag} = \frac{1}{0,99462 + 0,00020062T_{(i)} + 0,000002895T_{(i)}^2} \quad (\text{A.20})$$

$V_{(i)}$, $L_{(i)}$, $T_{(i)}$ e $y_{(i)}$ são resultados da resolução das equações de balanço de massa e energia expostas anteriormente; $x_{(i)et}$ são obtidos experimentalmente; $P = 0,9329 \text{ atm}$; massa molar do etanol (MM_{et}) e água (MM_{ag}) são 46,1 e 18,02, respectivamente; as massa

específicas dos componentes na fase líquida ($\rho_{(i)et}$, $\rho_{(i)ag}$) foram obtidas a partir de Vargaftik (1975).

A.4 Eficiência de Murphree para um prato

Uma vez determinada a fração molar de etanol na fase vapor ($y_{(i)}$) em cada prato da coluna, foi possível calcular a eficiência de Murphree para cada prato:

$$\text{Paradedstilação:} \quad E_{MV} = \frac{y_{(i)} - y_{(i-2)}}{y_{(i)}^* - y_{(i-2)}} \quad (\text{A.21})$$

$$\text{Destilação:} \quad E_{MV} = \frac{y_{(i)} - y_{(i-1)}}{y_{(i)}^* - y_{(i-1)}} \quad (\text{A.22})$$

O índice i representa os pratos de 1 a 6; $y_{(i)}^*$ é obtido a partir das equações (A.9) e (A.10).

A.5 Eficiência Global

Para o cálculo de eficiência global (EG), necessita-se do número de estágios ideais de equilíbrio e do número de estágios reais necessários para uma determinada separação.

$$EG = \frac{\text{número de estágios ideais de equilíbrio}}{\text{números de estágios reais necessários}} \quad (\text{A.23})$$

Os números de estágios ideais de equilíbrio para uma determinada separação foram obtidos pelos balanços de massa e energia através de programa em linguagem Fortran. O número de estágios reais necessários no presente trabalho foram seis.