



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

COLUNA DE PARA-DESTILAÇÃO: ANÁLISE DAS
CARACTERÍSTICAS HIDRODINÂMICAS E DE
EFICIÊNCIA DE MURPHREE

Autora: *Juliana Belincanta*

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

Co-Orientação: *Prof. Dr. João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira*

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

Fevereiro- 2004

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

B412c Belincanta, Juliana
Coluna de para-destilação: análise das características hidrodinâmicas e de eficiência de Murphree / Juliana Belincanta. -- Campinas, SP: [s.n.], 2004.

Orientadores: Teresa Massako Kakuta Ravagnani e João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira.
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Destilação. 2. Separação (tecnologia). 3. Eficiência Industrial. 4. Hidrodinâmica. I. Ravagnani, Teresa Massako Kakuta. II. Pereira, João Alexandre Ferreira da Rocha. III. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. IV. Título.

Esta versão corresponde à redação final da Dissertação de Mestrado em Engenharia Química defendida pela Eng.^a Juliana Belincanta, aprovada em 27 de fevereiro de 2004 pela banca examinadora constituída pelos doutores:

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

Orientadora

Prof. Dr. Pedro Augusto Arroyo

DEQ-UEM

Prof. Dr. Antônio Carlos Luz Lisbôa

FEQ-UNICAMP

Este exemplar corresponde à versão final da Dissertação de Mestrado em Engenharia Química defendida pela Eng.^a Juliana Belincanta.

Prof.^a Dr.^a Teresa Massako Kakuta Ravagnani (Orientadora)

FEQ- UNICAMP

Prof. Dr. João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira (Co-Orientador)

FEQ- UNICAMP

Ao meu esposo Cleber, aos meus pais
Antonio e Vânia, e a minha irmã
Mariana pela compreensão e apoio.

AGRADECIMENTOS

A Deus e Nossa Senhora, por tudo.

À Professora Teresa Massako Kakuta Ravagnani pela amizade, companheirismo e orientação prestada.

Ao professor João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira, pela colaboração no projeto e desenvolvimento desta linha de pesquisa.

Ao Daniel Soares de Moura pela amizade, apoio e serviços prestados durante o desenvolvimento da pesquisa.

À CAPES pelo auxílio financeiro prestado.

À Faculdade de Engenharia Química da UNICAMP.

Aos professores e funcionários do DESQ/FEQ.

Ao Cleber por todo amor, companheirismo e paciência, e quem tanto amo.

Ao Antônio, Vânia e Mariana pelo incentivo, amor e carinho.

Ao Antônio, Lindalva, Eder e Tiago pelo incentivo e carinho.

Aos meus avós e tias matelândenses pelo carinho.

Às queridas amigas (primas) Cecília, Maria Cristina, Elizangela, Francielle, Marina, Paola e Priscilla.

Aos amigos Jordani, Roberto (Iniciação Científica) e Tiago.

À Valéria, Danieli e Sabrina pelas conversas e amizade.

Aos colegas de laboratório: João, Roberto e Jean.

Aos demais amigos (as).

A todos que contribuíram para a realização deste trabalho.

“Quando nada parecer dar certo, verei o cortador de pedras martelando sua rocha por cem vezes, sem que uma única rachadura apareça. Mas na centésima primeira martelada verei a pedra se abrindo em duas partes, e eu saberei que não foi aquela que conseguiu isto, mas todas as que vieram antes.”

Jacob Rus (1849-1914)- Escritor e ativista dinamarquês.

RESUMO

Este trabalho objetiva avaliar experimentalmente a operação de uma configuração alternativa de colunas de destilação denominada para-destilação. Nesta coluna alternativa, a corrente de vapor é dividida em duas partes iguais que percorrem paralelamente a coluna mantendo contato, em estágios alternados, com um único fluxo de líquido descendente. Uma coluna de para-destilação em escala laboratorial foi construída com o objetivo de analisar o efeito da velocidade superficial do vapor, da fração de área livre de escoamento e da concentração de etanol nas condições hidrodinâmicas e de eficiência do prato.

Os experimentos foram conduzidos em uma coluna de doze pratos perfurados com vertedores utilizando o sistema etanol-água. Os ensaios foram realizados a pressão atmosférica sob condições de refluxo total e parcial.

Um programa computacional foi desenvolvido para resolver o sistema de equações de balanço de massa e de energia na coluna. Este cálculo fornece os valores das velocidades das fases vapor e líquida, da composição da fase vapor e da eficiência de Murphree ao longo dos estágios da coluna.

Análise das variáveis que afetam a altura e o tipo da dispersão formada sobre os pratos foi realizada. Observou-se que tanto a altura como o tipo da dispersão dependem fortemente da concentração de etanol, da velocidade da fase vapor e da fração de área livre. As velocidades limites de operação estável foram determinadas. Verificou-se que estas velocidades são fortemente influenciadas pela fração de área livre. Uma correlação empírica para predição da altura da dispersão em função de propriedades físicas e operacionais foi proposta.

Resultados de eficiência de Murphree foram discutidos para diversas condições operacionais. Observou-se que a eficiência aparenta ser fortemente dependente das propriedades do sistema bem como da composição da fase líquida em cada prato.

Palavras Chaves: Paradestilação, Hidrodinâmica da coluna, Eficiência de Murphree

ABSTRACT

The purpose of this work is to evaluate experimentally the operation of an alternative configuration of distillation columns denominated parastillation. In this column, the vapor stream is divided into two equal parts at the bottom of the column by a partition running the full height of the column. The whole falling liquid is contacted alternatively on a stage by stage basis with both parts of the vapor. A laboratorial scale parastillation column was built to analyze the effect of the superficial vapor velocity, tray free area and liquid concentration on the hydrodynamic conditions and tray efficiency.

The experiments were conducted in a column with twelve perforated trays with downcomer using the ethanol-water system. The operations were carried out at atmospheric pressure under total and partial reflux conditions.

A computational program was developed to solve the mass and energy balance equations which calculated the superficial vapor and liquid velocity, the composition of the vapor phase streams and the Murphree efficiency along the entire column.

Analysis of the variables that affect the height and the type of the dispersion formed on the trays was accomplished. It was observed that both height and type of the dispersion depend strongly on the ethanol concentration, the vapor velocity and the tray free area. Velocity limits of stable operation were obtained. It was verified that these velocities are strongly influenced by the tray free area. An empirical correlation to predict the dispersion height as a function of physical and operational properties was also proposed.

Murphree efficiency results were discussed for several operating conditions. It was observed that the efficiency appears to be strongly dependent on the properties of the system as well as on the composition of the liquid phase.

Key words: Parastillation, Column Hydrodynamics, Murphree Efficiency

ÍNDICE GERAL

<u>NOMENCLATURA</u>	<u>XII</u>
<u>CAPÍTULO 1- INTRODUÇÃO</u>	<u>1</u>
<u>CAPÍTULO 2- REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</u>	<u>3</u>
<u>CAPÍTULO 3- ASPECTOS TEÓRICOS SOBRE PROJETO E EFICIÊNCIA DE PRATOS</u>	<u>11</u>
3.1-INTRODUÇÃO	11
3.2-PROJETO DE PRATOS PERFURADOS	11
3.3- EFICIÊNCIA DOS ESTÁGIOS	20
3.3.1- CONCEITOS GERAIS	20
3.3.2- PRINCIPAIS FATORES QUE INFLUENCIAM A EFICIÊNCIA DE SEPARAÇÃO	22
3.4-CONCLUSÃO	32
<u>CAPÍTULO 4- EQUIPAMENTO E PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL</u>	<u>33</u>
4.1-INTRODUÇÃO	33
4.2-EQUIPAMENTO	33
4.2.1- COLUNA DE DESTILAÇÃO	33
4.2.2- CONDENSADOR	37
4.2.3- REFERVEDOR	38
4.3- MISTURA LÍQUIDA UTILIZADA	38
4.4- PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL	39
4.4.1- OPERAÇÃO EM REFLUXO TOTAL	39
4.4.2- OPERAÇÃO EM REFLUXO PARCIAL	41
4.4.3- DETERMINAÇÃO DO PONTO DE RETENÇÃO DE LÍQUIDO E DE INUNDAÇÃO	42
4.4.4- MEDIDA DE COMPOSIÇÃO DA FASE LÍQUIDA	42
<u>CAPÍTULO 5- ANÁLISE DOS RESULTADOS EXPERIMENTAIS</u>	<u>45</u>
5.1-INTRODUÇÃO	45
5.2-OPERAÇÃO DA COLUNA DE PARA-DESTILAÇÃO	45
5.3-REGIME DE ESCOAMENTO E TIPO DE DISPERSÃO	47

5.4-PERFIL DE CONCENTRAÇÃO E DE ALTURA DE DISPERSÃO	51
5.5-LIMITES DE OPERAÇÃO	66
5.6-MODELAGEM DA ALTURA DE DISPERSÃO	69
5.7-EFICIÊNCIA DE MURPHREE	72
<u>CAPÍTULO 6- CONCLUSÕES E SUGESTÕES</u>	<u>83</u>
6.1-CONCLUSÕES	83
6.2-SUGESTÕES	86
<u>CAPÍTULO 7- REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</u>	<u>87</u>
<u>ANEXO I- SISTEMA DE EQUAÇÕES DA COLUNA DE PARA-DESTILAÇÃO</u>	<u>91</u>
AI.1- CÁLCULO DO EQUILÍBRIO LÍQUIDO-VAPOR PARA O SISTEMA ETANOL-ÁGUA	91
AI.2- CÁLCULO DAS ENTALPIAS DAS FASES LÍQUIDA E VAPOR	94
AI.3- SISTEMA DE EQUAÇÕES DA COLUNA DE PARA-DESTILAÇÃO	96
AI.4- EFICIÊNCIA DE MURPHREE PARA UM PRATO	99
<u>ANEXO II- PROPRIEDADES FÍSICAS</u>	<u>101</u>
<u>APÊNDICE I- FOTOS</u>	<u>107</u>

NOMENCLATURA

Letras Latinas

A_p = área do prato da coluna

a_{12} a_{21} = constantes de Wilson

C_p^L = capacidade calorífica a pressão constante do líquido puro

C_p^V = capacidade calorífica a pressão constante do vapor puro

D_c = diâmetro equivalente do prato da coluna de para-destilação

d_o = diâmetro de orifício

d_w = diâmetro do vertedor

E_{MV} = eficiência de Murphree

Fr = número de Froude

g = aceleração da gravidade

h = entalpia da fase líquida

H = entalpia da fase vapor

H_d = altura de dispersão

H_p = espaçamento entre pratos

ΔH^{vap} = entalpia de vaporização do componente puro

IR = índice de refração

L = vazão molar da fase líquida

l = velocidade da fase líquida

MM = massa molar

P^{sat} = pressão de vapor do componente puro

P = pressão atmosférica local (Campinas=0,9329atm)

R = constante dos gases ideais

Re = número de Reynolds

RR = razão de refluxo

S = índice de estabilização

T_b = temperatura normal de ebulição

T = temperatura em °C

$T[\text{K}]$ = temperatura em K

μ_p = momento dipolar

V = vazão molar da fase vapor

v = velocidade da fase vapor

\bar{V} = volume molar

\bar{V}_b = volume molar normal

We = número de Weber

x = fração molar do componente na fase líquida

y^* = fração molar de etanol na fase vapor em equilíbrio com a fase líquida

y = fração molar de etanol real na fase vapor

Letras Gregas

γ = coeficiente de atividade

Φ = coeficiente de fugacidade

ρ = massa específica

σ = tensão superficial

μ = viscosidade

ϕ = fração de área livre de escoamento

π = relação entre altura de dispersão (Hd) e diâmetro equivalente da coluna (Dc)

Subscritos

ag = água

D = condensador ou destilado

et = etanol

g = fase gasosa

l = fase líquida

re = refluxo

ref = refeedor

CAPÍTULO 1- INTRODUÇÃO

Destilação é um processo de separação eficiente e conveniente para separação de misturas. Em virtude de este processo envolver a vaporização e condensação da mistura, são necessárias grandes quantidades de energia.

Segundo Humphrey (1992, 1995) a destilação consumiu 3% da energia total gasta nos EUA, ou seja, 91 GW, ou ainda, 54 milhões de toneladas de óleo. Em 1995, existiam 40.000 colunas de destilação em operação nos EUA. Assim, um pequeno avanço obtido no rendimento na operação da coluna de destilação resulta em grande impacto. Nos EUA uma economia de 10% significa 100.000 barris de petróleo/dia.

Diferentes formas de se promover o contato íntimo entre as fases líquida e vapor acarretam, na prática, a grande diversidade de colunas de destilação. O tipo de contato entre as fases nos estágios determina a taxa de transferência de massa, o tempo e a área de contato, que promovem diferentes eficiências de separação.

Com o intento de se obter um aumento na eficiência dos processos de destilação e reduzir seu excessivo consumo de energia, Humphrey (1995) indica:

- ✓ Mudança no layout do prato (alteração no desenho do vertedor, pratos sem vertedor);
- ✓ Mudança no processo (re-sequenciamento e integração entre equipamentos etc);
- ✓ Utilização de energia mais eficiente (bombas de calor, colunas de múltiplo efeito, trocadores de calor intermediários etc);
- ✓ Mudança no layout da coluna (colunas com campos centrífugos, com campos elétricos, colunas de recheio de fluxo cruzado, colunas co-correntes etc);

Ainda dentro desta última idéia, na mudança do layout da coluna, na década de 80 foi proposta uma modificação estrutural no projeto da coluna convencional, sendo esta nomeada de para-destilação. Em uma coluna de para-destilação o fluxo de vapor é dividido

em duas partes iguais que percorrem paralelamente a coluna mantendo contato, em estágios alternados, com um único fluxo de líquido descendente.

Resultados obtidos por cálculos computacionais indicam que a coluna de para-destilação apresenta um aumento na eficiência de separação, quando comparada à coluna convencional. Além disto, para promover o mesmo grau de separação obtido na coluna convencional, a coluna alternativa apresenta um aumento no número de estágios, bem como uma redução na área de separação e na altura da coluna ocasionando, com isto, uma redução na queda de pressão por seção de vapor. Em operações a vácuo, esta redução na queda de pressão representa um aumento na volatilidade relativa entre os componentes da mistura, facilitando a separação.

Apesar dos trabalhos computacionais indicarem que a coluna de para-destilação apresenta uma maior eficiência de separação do que colunas convencionais, dados experimentais não são disponíveis na literatura. Com isto, o presente trabalho objetiva estudar o comportamento hidrodinâmico e a transferência de massa em uma coluna de para-destilação em escala laboratorial.

Desta forma, no *Capítulo 2* será apresentada uma revisão bibliográfica dos principais estudos realizados em colunas de para-destilação.

No *Capítulo 3*, serão descritas as principais variáveis que influenciam a hidrodinâmica e eficiência de separação, bem como serão abordadas referências sobre o projeto de pratos perfurados.

Por sua vez, a descrição do equipamento e do procedimento experimental será apresentada no *Capítulo 4*.

No *Capítulo 5* serão apresentados e analisados os resultados experimentais obtidos. As conclusões obtidas no decorrer do trabalho, bem como algumas sugestões de estudos a serem realizados futuramente serão apresentadas no *Capítulo 6*.

Por fim, será apresentado em forma de *Anexo* os algoritmos dos programas computacionais, e na forma de *Apêndice* algumas fotos que representam tipos de dispersão encontradas na coluna em questão.

CAPÍTULO 2- REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Com a crise no setor energético na década de 70, alguns estudos se desenvolveram com a finalidade de encontrar possíveis alternativas para garantir um aumento na eficiência dos processos de destilação, e como consequência reduzir seu consumo excessivo de energia.

Neste sentido foram propostas modificações estruturais nos projetos das colunas convencionais buscando garantir um maior contato entre as fases líquida e vapor. Uma proposta desenvolvida no início dos anos 80 tinha como objetivo construir uma coluna de destilação que operasse com o fluxo de vapor dividido em duas partes iguais que percorressem paralelamente a coluna mantendo contato, em estágios alternados, com um único fluxo de líquido descendente. Esta idéia foi nomeada de para-destilação. A Figura 2.1 expõe uma representação comparativa entre a coluna de destilação convencional e a coluna de para- destilação.

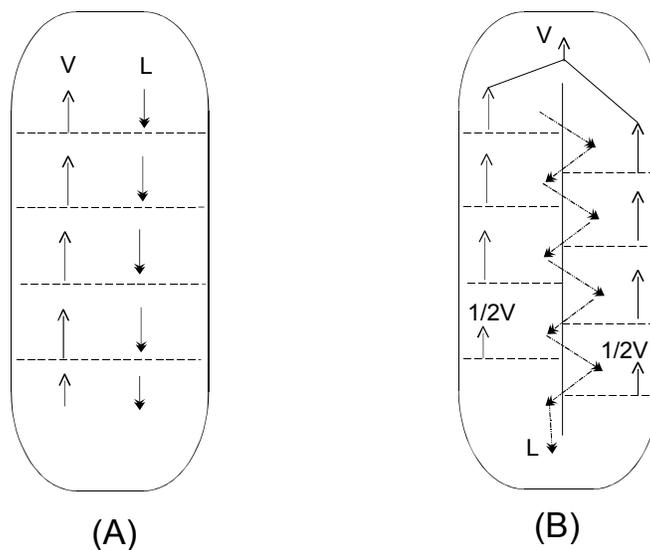


Figura 2.1- Representação comparativa entre uma coluna de destilação convencional (A) e a nova coluna de para- destilação (B).

O processo de para-destilação baseou-se no fato de que a estrutura geométrica da coluna permite à corrente líquida sempre fluir em uma mesma direção num determinado lado da coluna, que conforme discutiremos a seguir, caracteriza um caso especial de arranjo de fluxos observado por Lewis em 1936.

Lewis (1936) foi o pioneiro no desenvolvimento de relações quantitativas para estimar a eficiência de Murphree como função da eficiência local. Ele definiu três casos alternativos de arranjos de fluxos, tendo como base a condição do líquido fluir sobre um prato na forma empistonada, ou seja, admitindo não haver mistura na direção horizontal.

A Figura 2.2 expõe os três casos de Lewis (1936).

O Caso I considera que o vapor entre os pratos encontra-se perfeitamente misturado, com composição uniforme. O líquido escoar em pratos sucessivos seguindo direções alternadas.

Nos Casos II e III, o vapor não está misturado entre os pratos, podendo existir gradientes radiais de concentração. No Caso II, o líquido flui em arranjo diferenciado, mantendo sempre a mesma direção de fluxo em pratos sucessivos na coluna. Lewis (1936) mostrou que este segundo caso é o que apresenta maiores valores de eficiência de Murphree, comparados aos valores dos outros dois casos. Já no Caso III o líquido flui em pratos sucessivos seguindo direções alternadas. Este terceiro caso é a caracterização mais realística da coluna de destilação convencional.

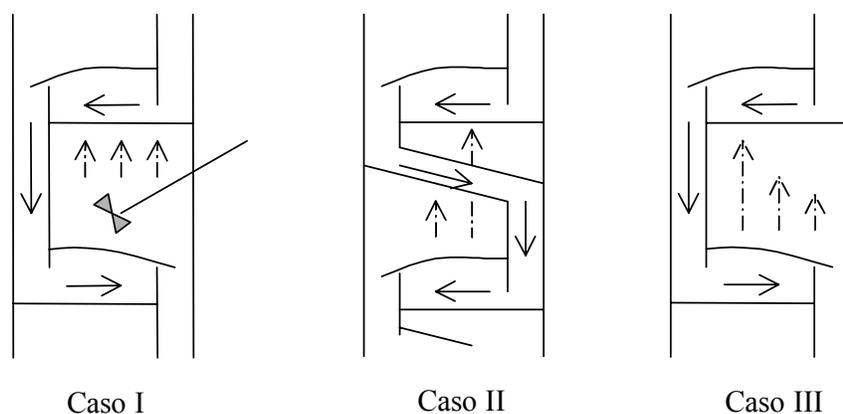


Figura 2.2- Representação dos três casos de Lewis (1936).

Alguns autores estudaram o Caso II de Lewis: Smith e Delnick (1975), Lockett et al. (1984), Canfield (1984), Heucke (1987), Meszáros e Fonyo (1990), Billingham et al. (1995) e Gouvêa (1999). De um modo geral, eles concluíram que o Caso II de Lewis fornece um aumento no valor da eficiência de Murphree.

A figura abaixo expõe alguns projetos de pratos que envolvem o Caso II de Lewis.

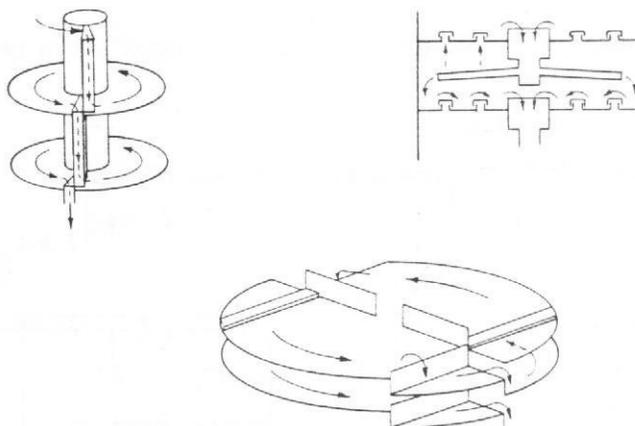


Figura 2.3- Projetos de pratos envolvendo o Caso II de Lewis. (Lockett, 1986)

Smith e Delnick (1975) analisaram diversos arranjos de colunas de pratos perfurados, expondo que uma importante consideração no projeto de colunas operando em condições de vácuo está em obter uma mínima queda de pressão por prato teórico, o qual fornece uma redução na razão de refluxo e minimiza o consumo de energia. Ressalta-se que valores elevados de altura de dispersão formada sobre o prato aumentam o tempo de contato vapor-líquido, aumentando a eficiência. Entretanto, um aumento nesta altura de dispersão ocasiona um aumento na queda de pressão no prato. Desta forma, fez-se necessário analisar a combinação ótima entre altura de dispersão, eficiência de pratos e queda de pressão. Smith e Delnick utilizaram em seus estudos o prato perfurado de Linde (prato perfurado com fendas e promotor de borbulhamento próximo ao vertedor de entrada) e obtiveram dados experimentais para uma faixa de diâmetro de pratos variando entre alguns centímetros até aproximadamente 8 metros. As características hidrodinâmicas foram avaliadas para esta faixa de diâmetro citada, bem como a distribuição do tempo de

residência da fase líquida e a estimativa da eficiência do prato que incluiu a conversão da eficiência pontual em eficiência do prato. Como para colunas à vácuo é necessária uma máxima eficiência do prato para promover a separação desejada, foram estudados os pratos operando sob fluxo paralelo (Caso II de Lewis) e simples (Caso III de Lewis). Concluiu-se que o modelo de prato utilizado neste trabalho operando sob fluxo paralelo fornece valores mais elevados de eficiência.

Lockett et al. (1984) deduziram e analisaram a equação que prediz a redução da eficiência de Murphree causada pelo choro uniforme de líquido dos pratos, para os três Casos de Lewis. Na presença de choro a eficiência do prato depende da fração de líquido que “chora”, do número de Peclet, do fator de arraste, da eficiência pontual e de qual é o tipo do Caso de Lewis em questão. Os resultados obtidos foram expostos em forma de tabelas nas quais foi possível observar a dependência do valor da eficiência de Murphree com cada uma destas variáveis. Neste contexto, foi observado que o Caso II de Lewis é o que fornece os maiores valores de eficiência de Murphree, quando as demais variáveis são mantidas constantes. Além do mais, constatou-se que um aumento na fração de choro ocasiona uma redução na eficiência Murphree, e que esta eficiência é menos sensível aos efeitos de choro em valores de eficiência pontual baixa- mediana (em torno de 0,5). Um aumento no número de Peclet aumenta o valor da eficiência, até que para valores maiores que 100, torna-se relativamente constante.

Canfield (1984) construiu uma pequena coluna de para-destilação de 6 estágios. Operando sob condições de refluxo total com o sistema metanol-água, ele verificou que os valores de eficiência de Murphree obtidos na coluna de para-destilação são maiores que os obtidos em colunas convencionais. Esta verificação foi realizada baseando-se em testes experimentais e na simulação computacional não-rigorosa do processo. O pesquisador concluiu que o aumento da eficiência se dá pelo fato de que há um maior contato entre as fases líquidas e vapor. Embora o trabalho indique a realização de trabalho experimental, o artigo não apresenta nenhuma informação, da geometria e da condição operacional, que possa contribuir no entendimento da coluna de para-destilação.

Meszáros e Fonyo (1990) desenvolveram um modelo matemático para simular o processo de para-destilação. Eles analisaram o comportamento de alguns exemplos

industriais de separação envolvendo misturas ideais e operando sob condição de refluxo parcial. Nestas condições, eles observaram que os valores médios de eficiência de Murphree na coluna de Para-destilação mostraram-se bem inferiores aos valores médios obtidos na coluna de destilação. Verificou-se que as observações de Canfield (1984) eram verdadeiras somente para a condição de refluxo total.

Billingham et al. (1995), em seus estudos, estiveram voltados para a obtenção de resultados analíticos em situações nas quais o choro está concentrado na região de entrada da fase líquida no prato (choro não uniforme). Foi ressaltado que é relativamente difícil prever a taxa de choro não uniforme, e que na literatura podem ser encontradas muitas correlações para prever o choro que ocorre uniformemente sobre o prato. Billingham et al. estudaram os três Casos de Lewis e observaram que a eficiência de Murphree aparente decresce de forma aproximadamente linear sob condições de choro não uniforme, quando assumido uma eficiência pontual constante e fator de arraste igual à unidade. Para o Caso II de Lewis a eficiência do prato foi menos sensível ao choro de entrada, como mostram os resultados: na ausência de choro a eficiência foi de aproximadamente 1,3 para o Caso II de Lewis e 1,2 para o Caso III de Lewis, e para fração de choro em torno de 0,4 as eficiências assumiram os valores de 0,95 e 0,2, respectivamente. Além disto, foi efetuado uma comparação entre os resultados obtidos quando ocorre choro uniformemente sobre o prato e quando o choro ocorre na região de entrada do mesmo, podendo concluir que sob condições de choro não uniforme foram apresentados valores menores para a eficiência de Murphree, ou seja, na ausência de choro a eficiência assume valor de aproximadamente 1,2 sendo reduzida, sob condições de 40% de choro, para 0,2 quando ocorre choro não uniforme e 0,9 quando ocorre choro uniforme nos pratos. Finalmente Billingham et. al. ressaltaram a vantagem de utilizar pratos que operem segundo o Caso II de Lewis.

Gouvêa (1999) avaliou as vantagens e desvantagens da coluna de para-destilação, por meio de programas computacionais rigorosos que simulavam a operação de destilação em regime estacionário. Ele ressaltou que o novo modelo de estágios permite um contato mais efetivo e com maior tempo de contato entre as fases, garantindo que o fenômeno de transferência de massa seja maior. A consequência é que os valores de eficiência de Murphree encontrados para a coluna de para-destilação foram maiores que os de colunas

convencionais. A Figura 2.4 expõe a representação da coluna de para-destilação proposta por Gouvêa (1999).

Canfield (1984), Heucke (1987), Meszáros e Fonyo (1990) e Gouvêa (1999) verificaram em seus estudos que a altura da coluna de para-destilação é mais baixa que a coluna de destilação convencional, devido ao fato de que a coluna de para-destilação tem seus estágios distribuídos em duas seções paralelas, sendo que estes estágios mantêm entre seus pratos adjacentes o mesmo espaçamento definido na coluna de destilação (Figura 2.5).

Gouvêa (1999) expõe que a altura da coluna alternativa apresentou uma redução de 20 a 30% em relação a convencional. Como consequência direta da variação de altura da coluna, um fator bastante interessante é a redução na queda de pressão (20 a 35%) obtida por corrente de vapor nesta coluna.

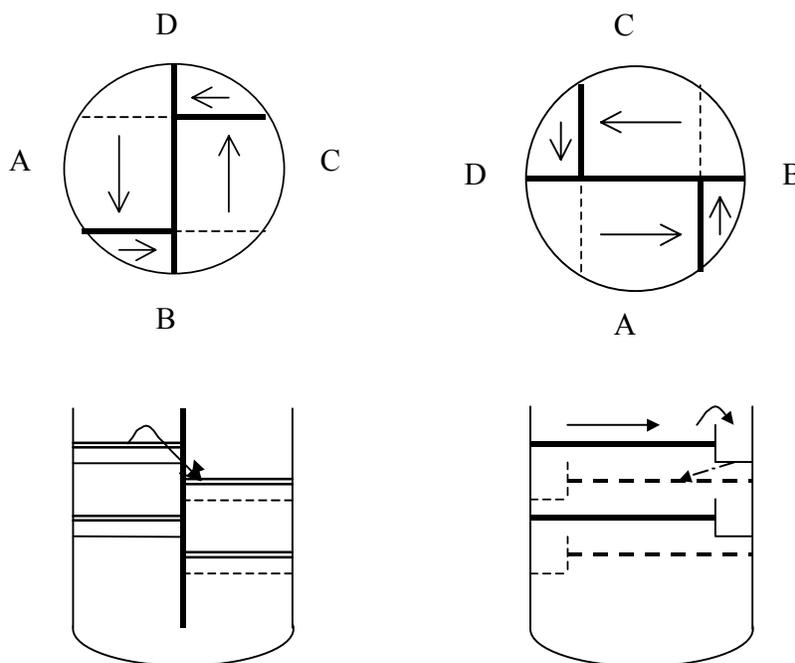


Figura 2.4- Representação de uma coluna de para-destilação com um novo modelo de estágio. Vertedor tipo envelope (Gouvêa ,1999).

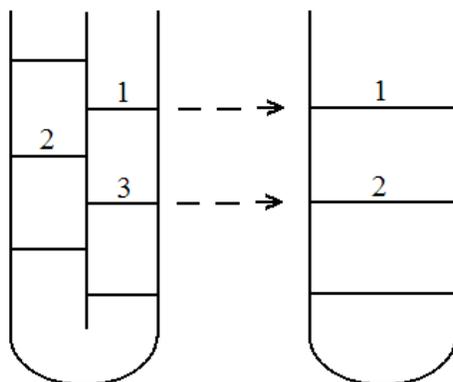


Figura 2.5- Esquema comparativo do espaçamento entre pratos de uma coluna de destilação convencional (à direita) e uma coluna de para- destilação (à esquerda).

Por outro lado, quando se divide o fluxo de vapor são necessários mais estágios de separação para permitir que o fenômeno de transferência de massa se torne efetivo.

Neste contexto, Heucke (1987) desenvolveu um estudo baseado na representação gráfica do comportamento operacional de uma coluna de para-destilação por meio de diagramas do tipo McCabe-Thiele. Ele propôs a divisão do fluxo de vapor em várias correntes (i) paralelas. Analisando a separação de sistemas binários, ele concluiu que o aumento no número de estágios na coluna alternativa era consequência direta da quantidade de correntes de vapor na coluna.

$$\% \text{aumento do n}^\circ \text{estágios} = \frac{i-1}{i+1} \quad (2.1)$$

Os cálculos realizados na coluna de para-destilação ($i=2$) mostraram que esta conclusão estava totalmente de acordo com as observações feitas por Canfield (1984), ou seja, era necessário um acréscimo de 33% no número de estágios ideais na coluna de para-destilação, para garantir a mesma separação da coluna convencional.

Meszáros e Fonyo (1990) observaram que o número de estágios necessários na coluna de para-destilação era 40% maior do que da coluna convencional, e Gouvêa (1999), por sua vez, expôs que este aumento no número de estágios pode chegar até 55%.

Outra modificação estrutural bastante importante foi observada na área dos estágios e no diâmetro da coluna alternativa. Segundo Gouvêa (1999), a divisão de fluxo de vapor permite que a área dos estágios seja menor em relação à área dos estágios convencionais em até 40%. Porém, o diâmetro da coluna alternativa é de 5 a 10% maior que o da coluna convencional. Por fim, Gouvêa (1999) concluiu que houve uma redução no custo de material da ordem de 7 a 12 % para o processo alternativo.

Desta maneira salienta-se que a coluna de para-destilação pode ser uma importante alternativa quando se tem como objetivo a economia de investimento ou redução de custos operacionais.

Com base nas características da coluna de para-destilação exposta nos parágrafos anteriores, Gouvêa (1999) apresentou uma proposta na qual a altura da coluna de para-destilação foi modificada para manter a mesma altura da coluna de destilação convencional, a fim de analisar o consumo de energia em coluna de para-destilação. Desta forma, um número extra de estágios de separação foi inserido na coluna alternativa, permitindo que a razão de refluxo necessária para garantir a mesma separação especificada sofresse uma redução de até 13%. A redução na razão de refluxo implica em um consumo menor de energia necessário no refeedor da ordem de 4 a 8%, refletindo um grau de economia no custo operacional da mesma ordem de grandeza. O custo de material sofreu um acréscimo de 2 a 7% comparado ao custo do processo convencional, devido principalmente ao aumento do número de estágios. Assim, sob o ponto de vista de economia de energia, a coluna de para-destilação pode ser uma importante alternativa.

Pelo que foi apresentado neste capítulo, verifica-se que apenas dois trabalhos Smith e Delnick (1975) e Canfield (1984) foram realizados de âmbito experimental. No entanto, ressalta-se que nenhum destes trabalhos fornece informações suficientes para possibilitar o projeto da coluna de para-destilação. Desta forma, o presente trabalho objetiva construir e analisar o comportamento deste tipo de coluna. No capítulo a seguir serão expostas algumas características do projeto de pratos, do regime de escoamento e das variáveis que influenciam a eficiência de separação.

CAPÍTULO 3- ASPECTOS TEÓRICOS SOBRE PROJETO E EFICIÊNCIA DE PRATOS

3.1-Introdução

O presente trabalho, conforme já mencionado, objetivou estudar o comportamento hidrodinâmico e a transferência de massa de uma coluna de para-destilação. Desta forma, será apresentada inicialmente uma revisão bibliográfica sobre projeto de pratos perfurados. Posteriormente, serão descritas as principais variáveis que influenciam a hidrodinâmica e eficiência de separação.

3.2-Projeto de Pratos Perfurados

McCabe e Smith (1987) expõem que os dados de entrada para o projeto e operação das colunas de pratos são o número de pratos necessários para se obter uma determinada separação, o diâmetro da coluna, a capacidade de vapor permitida, o calor que o refeedor deve fornecer e que deve ser retirado pelo condensador, a separação entre os pratos, a escolha do tipo de pratos e os detalhes construtivos dos mesmos. Assim, é possível realizar um projeto preliminar dos orifícios dos pratos e vertedores. O projetista deve estimar as perdas de carga do líquido e quedas de pressão antes que o projeto torne-se definitivo. Com isto, um erro na escolha de algum destes parâmetros citados conduz a um mau fracionamento, capacidade inferior da desejada, pouca flexibilidade de operação e, em casos de erros muito grandes, o projeto de uma coluna inoperante. A correção destes erros, uma vez que a planta de operação estiver pronta, pode ser muito cara. Por isto, o projeto prévio da coluna é de suma importância para se fazer uma estimativa do custo de capital.

✓ Características de Pratos Perfurados

O objetivo principal de um prato perfurado é promover o contato íntimo entre as correntes de líquido e de vapor. Neste tipo de prato o vapor flui ascendentemente através de perfurações no prato, o líquido fica retido no prato mediante o fluxo de vapor. Não há nenhuma vedação completa do líquido pelo vapor, por isto a vazão de vapor é de suma importância, devendo ser alta o suficiente para que não ocorra gotejamento de líquido pelas perfurações do prato.

Os pratos perfurados são os mais baratos, proporcionam a menor das quedas de pressão e satisfazem na maior parte das aplicações.

A Figura 3.1, exposta por McCabe e Smith (1987), representa o esquema de um prato perfurado. A força impulsora que vence a resistência imposta pelas perfurações e pelo líquido situado sobre os pratos é a pressão. A pressão situada abaixo dos pratos é maior do que sobre os pratos. A queda de pressão ao atravessar um prato está geralmente compreendida entre 5 e 8 cm de água. A queda de pressão em toda a coluna é igual ao produto do número de pratos pela queda de pressão em cada um deles. Geralmente, esta queda de pressão não tem maior importância, exceto nos processos de destilação a vácuo, nos quais pode resultar uma temperatura mais elevada que o desejado na base da coluna ou uma pressão demasiadamente baixa no topo da coluna.

Segundo King (1980), os pratos perfurados são recomendados para casos em que haja a necessidade de múltiplas alimentações, nos quais o diâmetro da coluna esteja entre 1 e 3 m, no caso de altas taxas de refluxo, sistemas com tendência a inundação, altas taxas de fluxo de líquido, uso de fluidos corrosivos e viscosos.

Tendo em vista que a altura global da coluna dependerá do espaçamento entre os pratos, o primeiro fator a ser observado na escolha deste espaçamento é o de se analisar a relação custo entre altura e diâmetro de coluna. Um espaçamento maior entre pratos ocasiona uma coluna mais alta, mas permite que a mesma tenha um diâmetro menor.

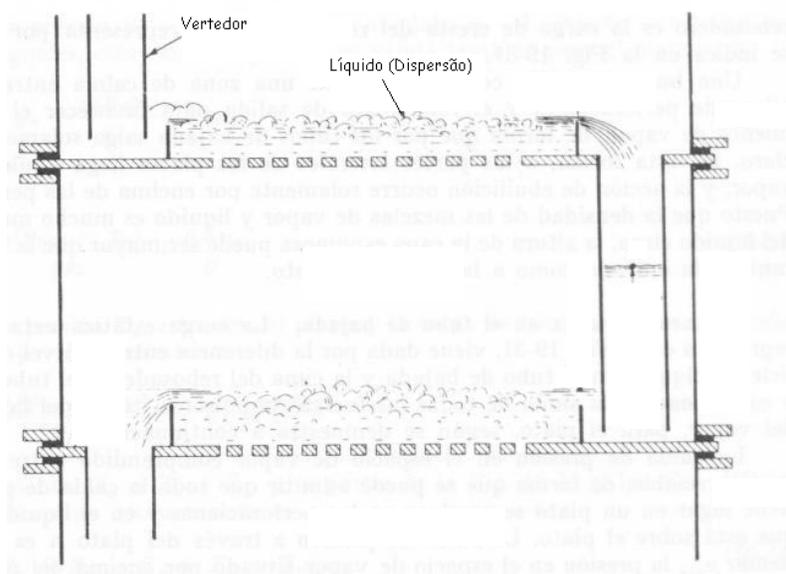


Figura 3.1- Operação normal de um prato perfurado (McCabe e Smith, 1987).

Segundo McCabe e Smith (1987) e Coulson e Richardson (1989), usam-se normalmente espaçamentos entre pratos de 0,15 m (6'') até 1 m (36''). Com isto, quando o diâmetro da coluna é restrito, por exemplo, colunas de diâmetro menor que 1 m, é atrativo minimizar o espaçamento entre pratos, reduzindo sua altura e podendo aumentar o número de pratos utilizados.

É necessário prever um maior espaçamento entre certos pratos para acomodar os arranjos para alimentação e sangrias laterais e boca de visitas.

Segundo Coulson e Richardson (1989), colunas operando em regime “froth” devem ter espaçamento entre pratos menor que 0,45 m, e para regime spray espaçamento maior que 0,6 m a fim de permitir uma boa dispersão sobre o prato.

✓ Características dos orifícios em pratos perfurados

Kister (1990) expõe que alguns fatores devem ser considerados na escolha do diâmetro de orifício. Em geral, orifícios de diâmetros maiores são recomendados para serviços corrosivos e operação em regime spray. Diâmetros de orifício pequenos reduzem

os problemas com gotejamento (“choro” de líquido pelos orifícios) e promovem um regime do tipo “froth”. Porém, um diâmetro de orifício pequeno (da ordem de 2 mm) pode facilitar problemas com inundação de pratos.

Coulson e Richardson (1989) e McCabe e Smith (1987) citam que o diâmetro de orifícios para pratos industriais varia de 2,5 a 12 mm, sendo 5 mm a dimensão preferida. Por sua vez, Kister (1990) cita que estes valores variam de 1,5 a 25 mm.

Outros fatores importantes são o passo (espaçamento entre os centros de orifícios conhecido como "pitch") e o arranjo (triangular ou quadrangular). Prefere-se o padrão triangular, pois este proporciona melhor interação entre o líquido e o vapor, além de evitar a formação de caminhos preferenciais.

Segundo Coulson e Richardson (1989), o passo não deve ser inferior a duas vezes o diâmetro do furo e o intervalo normal é 2,5 a 4 vezes o diâmetro. Dentro deste intervalo, pode-se escolher o passo para se obter o número de furos ativos necessários para a área total de perfuração especificada. Um valor de espaçamento entre centros menor conduz a uma coalescência excessiva das bolhas de vapor, enquanto que uma maior separação dá lugar a existência de áreas inativas entre os orifícios.

A Figura 3.2 expõe os tipos de arranjo em um prato perfurado.

McCabe e Smith (1987) expõem que os orifícios não devem estar muito próximos das paredes da coluna ou do vertedor; isto cria zonas de calmaria do lado de entrada e de saída para evitar a ocorrência de “choro” próximo ao vertedor de entrada e promover a desaeração próximo ao vertedor de saída. A região da calmaria recomendada é da ordem de 5 a 10 cm para pratos industriais.

A fração de área ocupada pelos orifícios é a fração entre a área total do prato ocupada pelos orifícios pela área total do prato (sendo que área total do prato não inclui a região ocupada pelo vertedor e pelas zonas de calmaria). Segundo Van Winkle (1967) a fração de área ocupada pelos orifícios está entre 5 e 15 %. Neste contexto, Kister (1990) salienta que quando a fração de área ocupada pelos orifícios está entre 5 e 8 %, um aumento nesta fração da ordem de 1 % aumenta a capacidade da coluna em cerca de 5 %. Por sua vez, quando a fração de área ocupada pelos orifícios excede 10 % o aumento nesta fração afeta fracamente o aumento da capacidade da coluna.

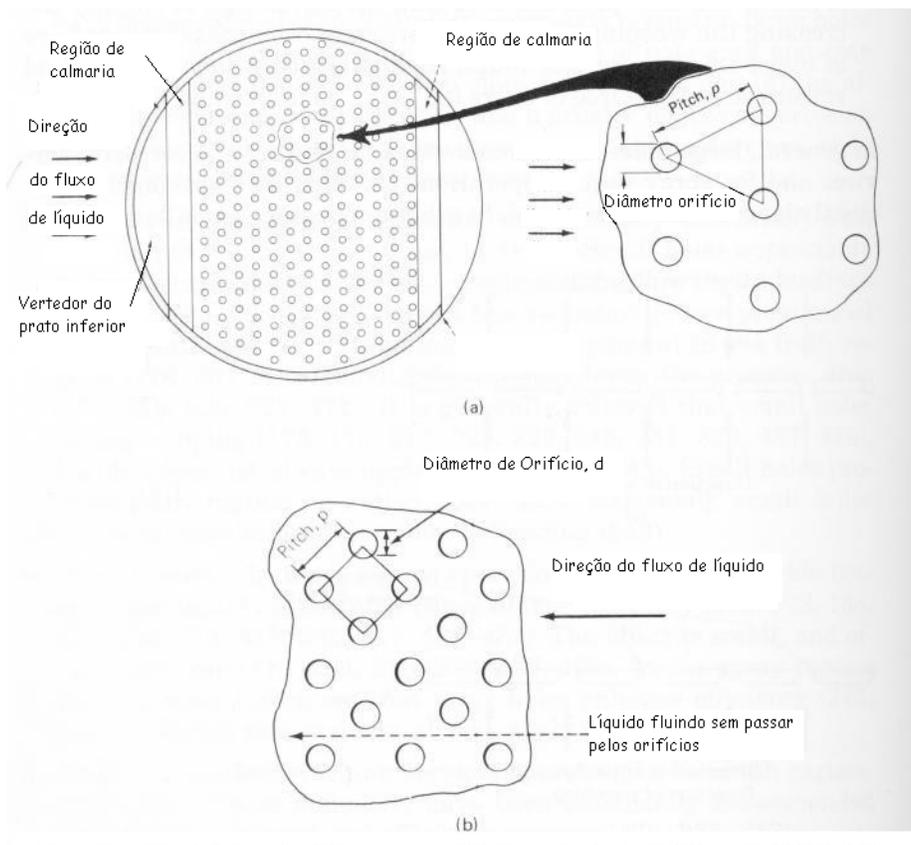


Figura 3.2- Típica disposição dos orifícios em um prato perfurado: (a) recomendado- com passo tipo triangulo equilateral (b) passo quadrangular (Kister, 1990).

No regime spray e a baixas cargas de líquido em regime “froth”, um aumento na fração de área ocupada pelos orifícios reduz a dispersão formada sobre os pratos. Esta redução é grande quando a fração de área ocupada pelos orifícios é menor do que 8 %, mas torna-se menos significativa quando esta fração excede 10 %. Salienta-se que valores altos de fração de área ocupada pelos orifícios favorecem o regime de operação tipo “froth”.

Um aumento na fração de área ocupada pelos orifícios reduz a queda de pressão. Porém, ocorre um aumento da tendência de gotejamento (“choro”), fornecendo baixos limites de operação.

Nos pratos perfurados é preciso escolher cuidadosamente a dimensão e o número dos orifícios. Os orifícios de diâmetro maiores provocam queda de pressão pequena, mas fornecem uma dispersão gás-líquido muito deficiente. Um alto valor de área de orifícios

resulta em pequena queda de pressão, mas também uma baixa velocidade do gás, o que pode causar um vazamento excessivo do líquido pelos orifícios.

✓ Vertedores

Vertedores são utilizados para promover a passagem do líquido do topo para a base da coluna através dos pratos e separar o vapor do líquido descendente.

O vertedor do tipo segmental é o mais comumente encontrado nas colunas de destilação. Este representa uma boa utilização da área da coluna pelo fluxo e possui vantagens econômicas.

O vertedor do tipo circular foi amplamente usado nas primeiras colunas relatadas na história. Atualmente, são usados quando a carga de líquido é pequena.

O vertedor do tipo envelope é usado em aplicações de baixa carga de líquido. Eles satisfazem o critério de largura mínima do vertedor e minimizam a perda de líquido.

A Figura 3.3 expõe alguns tipos de vertedores utilizados em colunas de pratos.

A altura da represa determina o volume de líquido sobre o prato e é um fator importante a condicionar o rendimento do prato. Uma altura grande aumentará o rendimento, mas à custa de uma maior queda de pressão no prato. Por isso, a altura do líquido deve ser conveniente para fornecer uma boa separação, mas não deve ser excessiva, pois pode provocar uma perda excessiva de pressão.

A área do vertedor é um fator muito importante. Existem numerosos relatos de inundação prematura de colunas devido a área inadequada de vertedores. Por isto, um vertedor deve ser suficientemente largo para permitir o fluxo de líquido de um prato superior para um inferior, sem inundação do mesmo.

Segundo Kister (1990), a área limitada para os vertedores pode ser de 15 a 20 % da área total do prato.

Outros fatores importantes a serem analisados são o tempo de residência e a velocidade máxima do líquido no vertedor.

Tendo em vista que a capacidade do vertedor pode ser expressa em termos do tempo de residência do líquido no vertedor, este tempo deve ser suficiente para promover a separação entre o vapor e o líquido descendente, sendo que este líquido deve estar livre de vapor ao entrar no prato inferior. A inadequada remoção de vapor pode inundar o vertedor. Segundo Van Winkle (1967), usualmente se projeta o vertedor considerando um tempo de residência na faixa de 5 a 6 segundos para sistemas com tendência de inundação e cerca de 3 segundos quando o sistema não possui tendência de inundação.

Por sua vez, a velocidade máxima do líquido no vertedor precisa ser suficientemente baixa para evitar a inundação e para permitir a separação das bolhas de vapor do líquido no vertedor. Valores recomendados para a velocidade máxima do líquido no vertedor varia de 6,05 a 21,34 cm/s, dependendo da tendência de inundação do sistema e do espaçamento entre pratos (Kister, 1990).

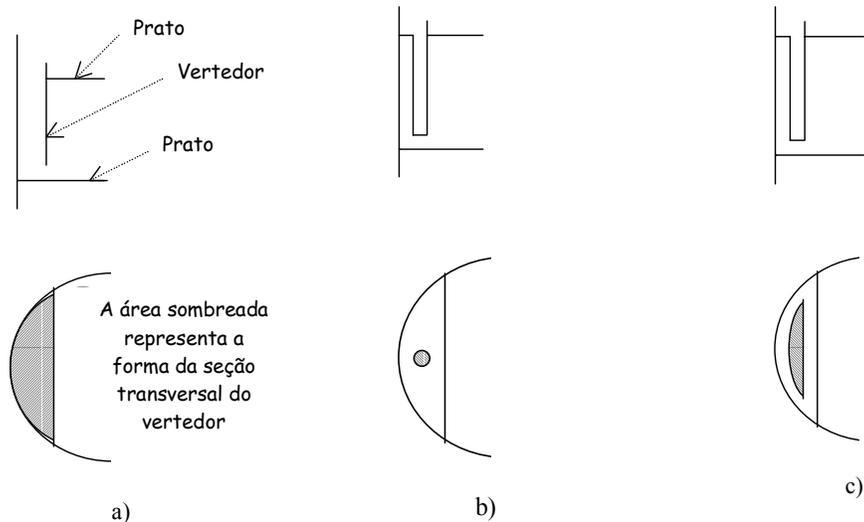


Figura 3.3- Tipos de vertedores (a) segmental (b) circular (c) envelope segmental

(Kister, 1990).

✓ Limites de Operação em uma Coluna de Pratos

A condição mais importante para se obter eficiências satisfatórias é aquela na qual os pratos operem adequadamente. Neste aspecto é fundamental que exista um íntimo contato entre o líquido e o vapor. Partindo do princípio de que o projeto de pratos, tal como a maior parte dos projetos de engenharia, é uma combinação de teoria e prática, qualquer operação defeituosa da coluna, tal como excessiva formação de espuma ou arraste, má distribuição de vapor, gotejamento ou não retenção de líquido sobre os pratos, dão lugar a uma diminuição da eficiência dos pratos.

Tendo em vista que a eficiência de um prato depende da transferência de massa entre o líquido e o vapor, um aumento na eficiência é obtido, em geral, quando o contato entre as fases é o maior possível. Quanto maior for a altura da dispersão formada, maior será este tempo de contato.

Um prato opera satisfatoriamente dentro de um certo intervalo de velocidade de vapor; fora destes limites, a eficiência reduz-se a valores inaceitáveis.

Coulson e Richardson (1989) e McCabe e Smith (1987) expõem que, para a operação normal de uma coluna de pratos, é necessário que se forme uma camada de dispersão vapor-líquido sobre os pratos. Desta forma, o limite inferior do intervalo de funcionamento para a vazão de vapor é ditado pela condição de gotejamento (“choro”), ou seja, quando se torna excessiva a fuga de líquido através dos orifícios dos pratos. Este limite inferior é conhecido como o ponto de retenção de líquido e é determinado pelas velocidades mínimas das fases líquida e gasosa necessárias para que se inicie a retenção de líquido sobre o prato.

O choro ocorre quando a pressão na superfície da fase líquida sobre o prato é maior que a pressão abaixo do orifício. Desta maneira, em condições de gotejamento o gás passa livremente pelos orifícios e o mesmo ocorre com o líquido. Esta passagem das duas fases pelos orifícios pode ser de dois modos diferentes, ou seja, passagem em orifícios distintos (quando os diâmetros dos orifícios são pequenos) ou em um mesmo orifício (quando os diâmetros dos orifícios são grandes). Nos dois casos o contato do líquido e do

gás ocorre apenas na superfície do líquido (duas fases contínuas). A Figura 3.4 ilustra este comportamento.

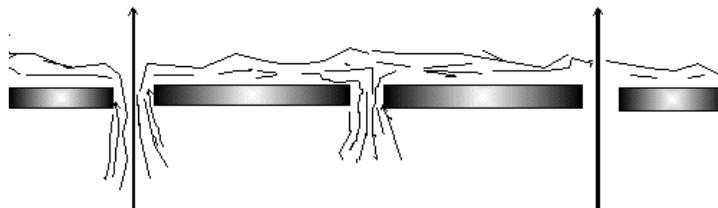


Figura 3.4 - O orifício da direita e o central ilustram um prato operando abaixo do ponto de retenção e com escoamento das fases em orifícios distintos. O orifício à esquerda ilustra um prato operando abaixo do ponto de retenção e com escoamento das fases em mesmo orifício.

Nas colunas convencionais a condição de gotejamento (“choro”) diminui consideravelmente a eficiência. No entanto, para colunas que pertencem ao caso II de Lewis, a eficiência é menos sensível às condições de choro (Billingham et al. (1995)).

McCabe e Smith (1987) expõem que o ponto de retenção do líquido pode ser visualizado por esguichos de líquido que é arrastado pela corrente gasosa ao tentar bloquear o orifício. Por sua vez, o arraste é o transporte de um prato para o superior, de gotículas de líquido pela fase gasosa. Este transporte é indesejável, pois abaixa efetivamente a eficiência de estágio, acarretando a existência de estágios adicionais para se ter a separação desejada.

Segundo Kister (1992), o limite superior do intervalo de funcionamento para a vazão de vapor em uma coluna de pratos é caracterizado pela inundação da mesma. Esta inundação ocorre quando há um arraste excessivo ou quando há acúmulo demasiado de líquido no vertedor descendente, de tal forma que o vertedor não pode passar o líquido de um prato para o outro sem causar um aumento do nível de líquido, excedendo o espaçamento entre os pratos. Com isto, tem-se uma excessiva queda de pressão nos pratos inundados. Por fim ressalta-se que a inundação é o resultado de se tentar passar ou muito gás ou muito líquido através da coluna.

Um ponto fundamental ao se escolher o diâmetro da coluna é o de se evitar a inundação. O espaçamento entre os pratos deve ser suficiente para que acima da espuma do líquido haja um espaço livre, de modo a minimizar o arraste. É necessário fazer um balanço econômico entre o espaçamento dos pratos e o arraste.

Coulson e Richardson (1989) expõem que é preciso ter uma velocidade de vapor elevada para se ter rendimentos elevados, e a velocidade estará normalmente entre 70 e 90% daquela que causaria inundação. Para projetos, recomenda-se o uso de 80 a 85% da velocidade de inundação. King (1980) por sua vez, indica que as colunas operam usualmente com 50 a 85% de sua capacidade de inundação.

3.3- Eficiência dos Estágios

3.3.1- Conceitos Gerais

A eficiência global do prato definida por Murphree (1925), relaciona o comportamento de um prato real com o de um prato ideal, sendo que as seguintes condições são assumidas:

- ✓ Para o caso da eficiência com relação à fase vapor assume-se que: as correntes das fases líquidas que deixam ambos os pratos, real e ideal, sejam idênticas em quantidade e em composição; as correntes das fases vapor que chegam aos pratos, real e ideal, sejam idênticas em quantidade e em composição.
- ✓ Para o caso da eficiência com relação à fase líquida assume-se que: as correntes das fases vapor que deixam os pratos, real e ideal, sejam idênticas em quantidade e em composição; as correntes das fases líquidas que chegam aos pratos, real e ideal, sejam idênticas em quantidade e em composição.

Tradicionalmente se tem empregado na literatura de modo mais extensivo, a eficiência definida para a fase vapor.

Um modelo esquemático de um prato com vertedor em uma coluna de destilação é exposto na Figura 3.5. Este modelo considera que as correntes de entrada e de saída de vapor estão completamente misturadas e com composição y_{n-1} e y_n , respectivamente. A composição do líquido varia entre x_{n+1} e x_n 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, mas não necessariamente isto ocorre com o líquido ao longo do prato. Quando assume-se que não ocorre mistura do líquido, a composição varia uniformemente de x_{n+1} a x_n sem que ocorra nenhuma variação da composição no plano vertical. É o chamado escoamento pistão.

Se o vapor ascendente que estiver deixando o prato se encontra em equilíbrio com o líquido de composição x_n que flui pelo vertedor de saída, este é dito um estágio teórico, ou prato ideal.

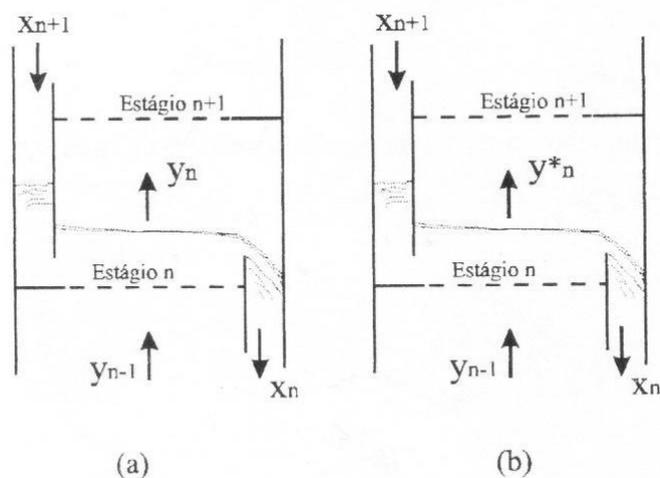


Figura 3.5: Representação esquemática de um estágio real (a) e um estágio ideal pela definição de Murphree (1925) (b).

Utilizando a nomenclatura da Figura 3.5, define-se a eficiência de Murphree (eficiência do prato) com relação à fase vapor (E_{MV}) para o componente i , em uma coluna de destilação:

$$E_{MV(i)} = \frac{y_{(i)} - y_{(i-1)}}{y_{(i)}^* - y_{(i-1)}} \quad (3.1)$$

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

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

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

De modo análogo, pode-se definir a eficiência de Murphree para um prato da coluna de para-destilação por:

$$E_{MV(i)} = \frac{y_{(i)} - y_{(i-2)}}{y^*_{(i)} - y_{(i-2)}} \quad (3.2)$$

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

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

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

A eficiência de Murphree depende do grau de contato entre líquido e vapor sobre o prato. Admite-se na sua definição, que o líquido esteja completamente misturado com a mesma composição com que deixa o prato. Nas colunas de tamanho comercial, tem-se apenas uma mistura parcial da fase líquida e, portanto, pode-se encontrar valores de eficiência de prato maiores que 100%.

Segundo McCabe e Smith (1987), as eficiências de Murphree típicas para colunas de pratos perfurados ficam em torno de 0,65 a 0,75.

3.3.2- Principais Fatores que Influenciam a Eficiência de Separação

✓ Introdução

A eficiência de um prato depende da qualidade da transferência de massa entre as fases líquida e vapor. Neste contexto, a Tabela 3.1 expõe as variáveis que afetam a eficiência em uma coluna de pratos.

Tabela 3.1- Variáveis que afetam a eficiência em uma coluna de pratos perfurados.

✓ Temperatura e pressão de operação;
✓ Espaçamento entre pratos;
✓ Razão de refluxo;
✓ Velocidade das fases líquida e vapor;

✓ Densidade do líquido e do vapor;
✓ Viscosidade do líquido e do vapor;
✓ Tensão superficial da fase líquida;
✓ Volatilidade relativa dos componentes;

✓ Fração de área ocupada pelos orifícios;
✓ Diâmetro dos orifícios e tipo de “pitch”;
✓ Características da dispersão formada sobre o prato;
✓ Espessura do prato;
✓ Características do vertedor;

Fonte: Van Winkle (1967)

Pela Tabela 3.1 pode-se notar que as variáveis que afetam a eficiência ou o desempenho de um equipamento de destilação são aquelas que controlam a taxa de difusão em cada fase, ou aquelas que determinam a magnitude da área interfacial, a qual depende das condições de escoamento das fases e da concentração, que altera as propriedades físicas. Além destas, caso se leve em conta a diferença de temperatura entre as fases pode-se considerar também, os efeitos térmicos daí decorrentes. Estas quantidades são influenciadas pelo tipo do equipamento no qual a operação é conduzida, pelas propriedades físicas das fases e das condições de operação aplicadas.

Desta maneira, salienta-se que qualquer método efetivo de predição de eficiência de separação em uma coluna de destilação deve incluir as propriedades físicas da mistura que está sendo destilada, as vazões de líquido e vapor, as características do projeto dos pratos e da coluna, e a composição da fase líquida.

✓ *Características do Projeto do Prato*

As características do projeto mecânico que afetam a eficiência de um prato em uma coluna de destilação com pratos perfurados são aquelas que afetam a área e o tempo de contato das fases líquida e vapor. Com respeito ao prato, estas características são: altura do vertedor, passo, arranjo e diâmetro dos orifícios, fração de área livre, espessura do prato, forma do escoamento do líquido, tipo e localização dos vertedores de entrada e saída. Por sua vez, as variáveis que afetam a eficiência global com respeito à coluna são: espaçamento dos pratos, diâmetro da coluna e área da seção transversal do vertedor.

Segundo Umholtz e Van Winkle (1957) a eficiência não é afetada pela variação na fração de área livre. Porém, a razão do passo pelo diâmetro do orifício é um fator decisivo sobre a eficiência de transferência de massa. Quando os orifícios estão afastados, tem-se um pequeno contato entre o líquido presente entre os orifícios e o vapor. Quando os orifícios estão mais próximos uns dos outros, provocam a coalescência das bolhas dando origem a bolhas maiores com menor área superficial relativa disponível para o contato com o líquido. Segundo os autores, dever-se-ia esperar a ocorrência de um máximo para a eficiência do prato em função desta razão. Não se encontrou uma evidência clara de que o diâmetro de orifício influencie a eficiência global do prato. Além disto, os autores também salientam que qualquer aumento na área da seção transversal do vertedor aumenta a capacidade do prato e da coluna e dessa forma, afeta a eficiência do prato. Os autores encontraram que a eficiência do prato diminui com o aumento da área do vertedor e observaram que a faixa de operação do prato quase duplicou quando se duplicava a área do vertedor. Alguns dos fatores que poderiam ser responsáveis por esta diminuição da eficiência seriam: a diminuição na extensão do caminho que o líquido percorre sobre o prato devido aos vertedores possuírem diâmetros maiores, a menor área disponível para o

fluxo de vapor entre os vertedores e 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 do gás e a eficiência. À medida que se aumenta a velocidade do gás a partir de zero, alcança-se um ponto para qual o líquido começa a ser retido sobre o prato. Com o posterior aumento na velocidade, a eficiência cresce rapidamente até atingir um valor máximo, após o qual começa a decrescer vagarosamente. Com um aumento ainda maior na velocidade do gás, 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 com respeito à velocidade do gás, para uma ampla faixa de velocidades.

McCabe e Smith (1987) concluem que 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. 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.

✓ Regimes de Escoamento

A operação normal de uma coluna de destilação de pratos exige que sobre eles se forme uma dispersão líquido-vapor para permitir um contato efetivo entre estas fases que fluem pela coluna. A dispersão formada pode variar no seu comportamento hidrodinâmico e na sua altura. A altura que esta dispersão pode alcançar depende das velocidades de vapor e do líquido, da geometria do prato e das propriedades físico químicas das fases. A forma como a dispersão se apresenta e comporta irá influir na transferência de massa e, desta

forma, torna-se importante uma análise dos regimes de escoamento de uma forma individual.

Na literatura citam-se alguns tipos de regimes de escoamento, entre eles:

- *Regime de borbulhamento*: é caracterizado pela livre ascensão das bolhas através do líquido, devido unicamente a força de empuxo (Figura 3.6 (a)). O gás passa por uma camada relativamente espessa de líquido, na forma de bolhas individuais. Acima desta camada de líquido, por onde as bolhas do gás passam, existe uma camada de espuma. Com o aumento gradual da velocidade do gás, a camada inferior de líquido contendo as bolhas decresce, enquanto a camada superior de espuma aumenta. Esta transição da camada de líquido para a camada de espuma é explicada da seguinte forma: a existência da camada de líquido, onde as bolhas passam por flutuação livre sem acumulação de gás no líquido, só é possível sob certas condições, isto é, quando a velocidade superficial do gás (V_g) é menor que $V_b \times \epsilon$, em que ϵ é a porosidade da dispersão e V_b é a velocidade de ascensão das bolhas. Quando $V_g > V_b \times \epsilon$, a livre flutuação das bolhas não consegue dar passagem a todo o gás através do equipamento e desta forma tem início uma acumulação de bolha de gás na camada de líquido, o que causa a formação de espuma;
- *Regime de espuma*: 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 gás e de líquido. Segundo Lockett (1986), dependendo da estabilidade do filme, o regime de espuma pode ser subdividido em: espuma *celular* e “*froth*” *homogêneo*. Na espuma celular, as bolhas são distorcidas em poliedros (Figura 3.6 (b)), enquanto que no “*froth*” homogêneo as bolhas sobem continuamente como esferas (Figura 3.6 (c));
- *Regime de “froth”*: caracterizado pela presença de correntes de bolhas de formato e dimensão irregular, separadas por uma quantidade de líquido maior que na espuma (Figura 3.6 (d)). A velocidade de ascensão dos gases neste regime é cerca de dez vezes

maior que o da livre flutuação das bolhas. Apresenta também uma turbulência elevada quando comparadas aos regimes de borbulhamento e espuma.

- *Regime “froth” oscilante:* neste caso a dispersão possui um movimento oscilatório sobre o prato, de meia onda ou de onda inteira (Figura 3.6 (e)). Ou seja, na oscilação de meia onda, por exemplo, a dispersão oscila de um lado a outro do prato de forma que se a altura da dispersão estiver mais alta num ponto próximo a parede da coluna, o lado oposto estará no mesmo instante com a altura de dispersão menor. 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).
- *Regime spray:* na região inferior a dispersão apresenta filmes de líquido que envolvem os jatos de gás provenientes dos orifícios (Figura 3.6 (f)). Estes filmes tem formato cônico. O filme de líquido é fragmentado posteriormente em gotículas pela influência da elevada velocidade dos jatos de vapor. As gotículas que se formam adquirem uma velocidade e esta é responsável pela sua trajetória no espaço livre entre os pratos. O regime spray é favorecido por alturas baixas de dispersão, grandes diâmetros de orifícios e por baixa relação entre vazão de líquido e gás.

Vale salientar que as dispersões citadas anteriormente podem apresentar certa oscilação na superfície superior da dispersão. Esta irregularidade na superfície da dispersão em colunas em escala laboratoriais causa certas incertezas quanto ao estudo da hidráulica e eficiência, particularmente nos regimes de alta turbulência.

As informações acima indicam que o estudo destes regimes de escoamento é importante, pois influem no desempenho das colunas de destilação. Desta forma, nesse trabalho serão estudados estes regimes, sua ocorrência e comportamento, em função das variações geométricas dos pratos e das variações nas vazões de líquido e vapor que serão utilizadas.

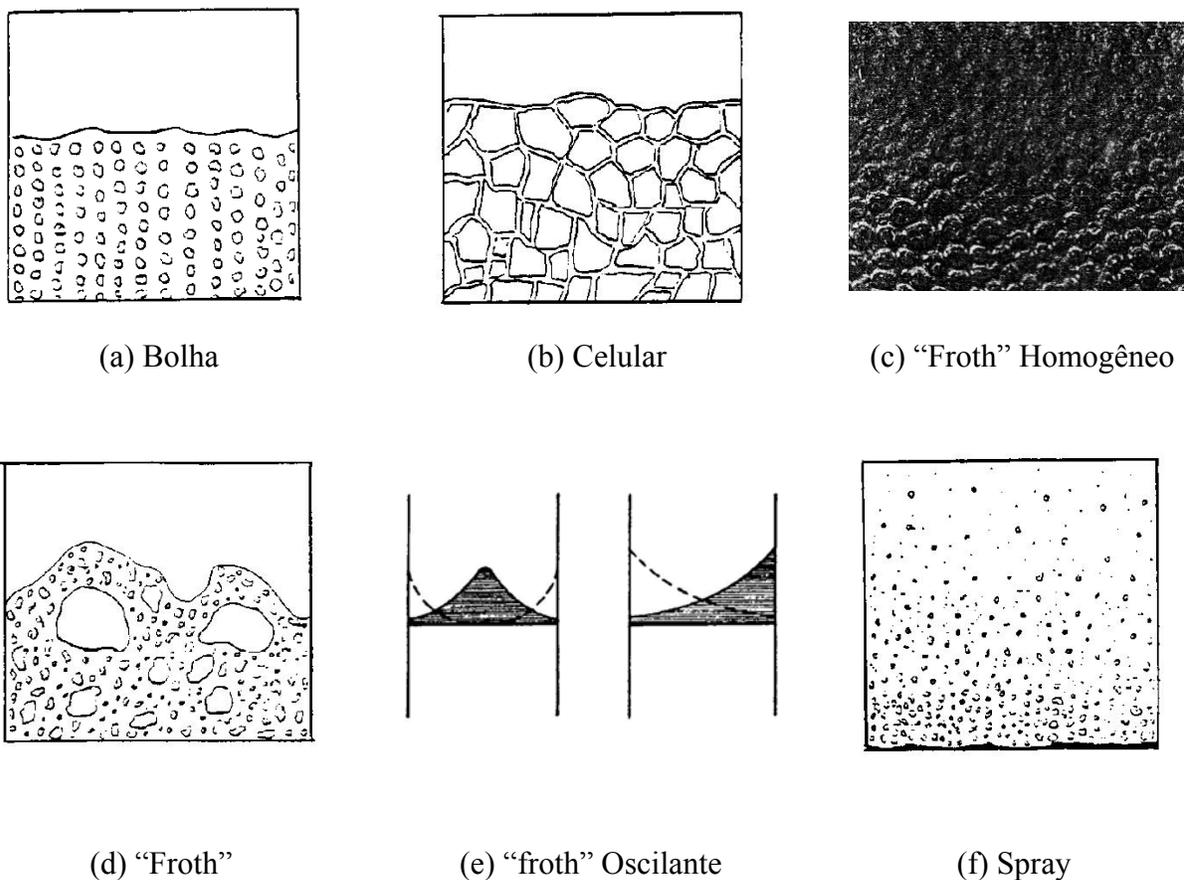


Figura 3.6- Tipos de regimes de escoamento formado sobre os pratos.

✓ Gradiente de Tensão Superficial- Estabilização do Filme

A tensão superficial ou tensão interfacial da corrente de refluxo está sujeita a variações durante o escoamento descendente do líquido em uma coluna de fracionamento. Isto é provocado por variações na composição e pelo aumento de temperatura. É possível que efeitos decorrentes da temperatura e da composição se fortaleçam ou se neutralizem mutuamente. Uma vez que em sistemas líquido-vapor a temperatura e a composição estão intimamente relacionadas, as possíveis variações na tensão superficial podem facilmente ser calculadas a partir das composições e temperatura de equilíbrio e da tensão superficial dos componentes puros nas mesmas temperaturas.

É possível distinguir três tipos de sistemas com respeito às variações na tensão superficial desenvolvidas na corrente de refluxo. Segundo Zuiderweg e Harmens (1958), estes sistemas podem ser classificados como negativos, positivos ou neutros.

Para os sistemas ditos negativos, tem-se a diminuição na tensão superficial à medida que a corrente de refluxo escoar através da coluna, o que em outras palavras significa que o componente mais volátil possui maior tensão superficial. Este sistema possui uma menor capacidade de formação de espuma quando comparado aos outros sistemas.

Nos sistemas positivos, tem-se um aumento no gradiente de tensão superficial à medida que a corrente de refluxo flui através da coluna, ou seja, o componente mais volátil possui menor tensão superficial. Este sistema possui uma maior capacidade de formação de espuma. Cabe ressaltar que tanto para os sistemas positivos quanto negativos, as volatilidades relativas no sistema devem ser grandes o suficiente para permitir a existência de gradientes apreciáveis. Um exemplo de sistema positivo é o etanol-água, sendo que a tensão superficial da mistura varia de aproximadamente 18 a 65 dinas/cm.

A designação de neutro é dada para os sistemas nos quais os componentes não apresentam uma diferença de tensão superficial apreciável, ou para aqueles em que a volatilidade relativa é muito pequena e como consequência não permitem a existência de gradientes de tensão superficial apreciável.

Em um sistema identificado como positivo, o efeito da estabilização das bolhas na dispersão, provocado pela variação de tensão superficial pode ser explicado da seguinte forma: durante a destilação, o líquido na espuma se encontra mais empobrecido no componente mais volátil nos locais onde a película líquida é mais fina. Como o sistema considerado é positivo, o componente mais volátil tem a menor tensão superficial. Conseqüentemente, naqueles locais onde o líquido está mais pobre no componente mais volátil (regiões de película mais fina), o líquido irá apresentar uma tensão superficial maior do que nas regiões adjacentes da película, mais espessas. O gradiente de tensão superficial que se forma nessa superfície produz uma força impulsora que provoca o fluxo de líquido no sentido da região de tensão superficial menor para a região de tensão superficial maior.

Como resultado disto, as regiões de película mais finas se tornam mais espessas e se reforçam, proporcionando a estabilidade das bolhas na dispersão.

Zuiderweg e Harmens (1958) ressaltam que quando a intenção for operar em regime “spray”, os sistemas recomendados são os negativos, baseados na mesma análise feita para os sistemas positivos, pois nesses sistemas a formação de gotículas é favorecida, conforme exposto na Figura 3.7.

Nesta figura a área hachurada mostra a região de líquido com maior tensão superficial e as setas indicam a direção do movimento da superfície. Para o caso de um sistema positivo, a tensão superficial será maior no “pescoço” do que na vizinhança líquida. O efeito Marangoni, que opera durante a quebra dos ligamentos da fase líquida para a formação de bolhas irá, desta forma, se contrapor à ruptura do pescoço. No caso de um sistema negativo a situação é contrária.

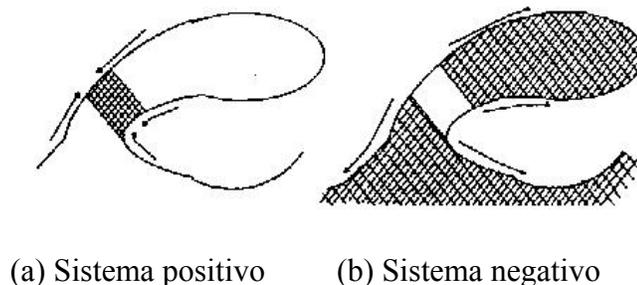


Figura 3.7: Efeito da diferença de pressão-tensão superficial, durante a formação da gota.

Hart e Haselden (1969), encontraram que para sistemas positivos a variação na altura da dispersão passa através de um valor máximo e a densidade da dispersão passa por um valor mínimo. A magnitude deste máximo, segundo os autores, não está diretamente relacionada à diferença de tensão superficial dos componentes puros, mas é dependente das vazões dos fluidos. Verificaram, também, que a composição na qual este máximo ocorreu era independente das vazões dos fluidos. Zuiderweg e Harmens (1958) predisseram que os sistemas positivos deveriam apresentar um valor máximo para a eficiência com a composição, sendo que este máximo deveria ocorrer para a composição na qual a força

motriz de transferência de massa fosse máxima. No entanto, estes máximos de eficiência e da altura de dispersão deveriam ocorrer para a composição próxima à região onde o índice de estabilização fosse máximo. Os autores definiram o índice de estabilização por:

$$S = \left(\frac{\partial \sigma}{\partial x} \right) \times (y^* - y_e) \quad (3.2)$$

sendo que: S é o índice de estabilização; σ é a tensão superficial; x é a fração molar do componente mais volátil no líquido; y^* é a fração molar do componente mais volátil na fase vapor em equilíbrio com o líquido; y_e é a fração molar do componente mais volátil na fase vapor à entrada do prato.

Reinehr (1987) verificou que, para o sistema etanol-água, a força motriz apresentou um valor máximo entre as composições de 20 e 40 % enquanto que o índice de estabilização é máximo entre 40 e 60 %. Observou-se que o máximo de eficiência e de altura de dispersão se encontrava deslocado em relação ao máximo do índice de estabilização, em direção ao componente menos denso.

✓ Composição da Fase Líquida

Várias hipóteses vem sendo sugeridas para explicar a variação no desempenho da coluna de destilação por efeito da composição, sendo que nenhuma delas isoladamente é capaz de fornecer uma explicação satisfatória e completa para esse fato. Dessa forma, tem-se proposto explicações em termos da variação das propriedades físicas conjuntamente à variação da composição, da inclinação da curva de equilíbrio, da área interfacial, do coeficiente de transferência de massa e de efeitos térmicos associados à destilação.

Os resultados experimentais obtidos por Mostafa (1979), mostram que a eficiência varia com a concentração do líquido especialmente para sistemas altamente não ideais. A variação da eficiência do prato com a composição é pequena para a faixa de concentração intermediária e é considerável quando se aproxima das concentrações de componente puro. Analisando o sistema etanol-água, verificou-se que, estando fixa a velocidade superficial do gás, existiu uma leve tendência de aumento da eficiência para as concentrações

intermediárias de etanol, alcançando um valor máximo para a concentração de 60% de etanol.

Como consequência de se ter uma pequena força motriz para concentrações extremas (baixas ou elevadas) do componente mais volátil, ocorre uma diminuição na altura da dispersão, ou seja, tem-se uma menor formação de espuma e portanto uma menor eficiência.

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

3.4-Conclusão

O Capítulo 3 expõe alguns conceitos importantes referentes ao projeto e características da operação de colunas de pratos perfurados. Foram expostos os tipos mais comuns de regimes de escoamento que se desenvolvem sobre os pratos, os limites operacionais da coluna e alguns parâmetros importantes no projeto dos pratos e da coluna de destilação. Além disto, foram apresentados os conceitos de eficiência em pratos perfurados, bem como os fatores que exercem influência sobre a mesma.

Mediante todos os fatos citados anteriormente, no trabalho desenvolvido no Laboratório de Processos de Separação (LPS) foi estudado e analisado experimentalmente os efeitos hidrodinâmicos e eficiência de Murphree em uma coluna de para-destilação em escala laboratorial.

CAPÍTULO 4- EQUIPAMENTO E PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

4.1-Introdução

O objetivo deste trabalho foi o de estudar uma coluna de para-destilação de pratos perfurados com vertedores. Para este fim, construiu-se uma coluna deste tipo, em escala de laboratório, para a coleta dos dados experimentais. O equipamento construído é formado por uma coluna, um condensador, um refeedor com aquecimento elétrico e um painel de controle. O equipamento está representado esquematicamente na Figura 4.1.

Neste capítulo será apresentado a descrição do equipamento e o procedimento experimental utilizado, bem como as características físico químicas da mistura de teste.

4.2-Equipamento

4.2.1- Coluna de destilação

Os vários estágios da coluna foram construídos intercalando-se tubos de vidro pirex com pratos de latão flangeados. Entre os pratos e os tubos de vidro existem anéis de borracha para a vedação. O número total de estágios é doze. Dos doze estágios apenas o superior não é de vidro e sim de latão, no qual foi soldado um tubo lateral para permitir o retorno à coluna do líquido condensado correspondente ao refluxo. Um esquema do estágio em questão é exposto na Figura 4.2, a qual mostra como o líquido flui helicoidalmente de um lado para outro da coluna. A Figura 4.3 esquematiza os detalhes da montagem dos estágios da coluna.

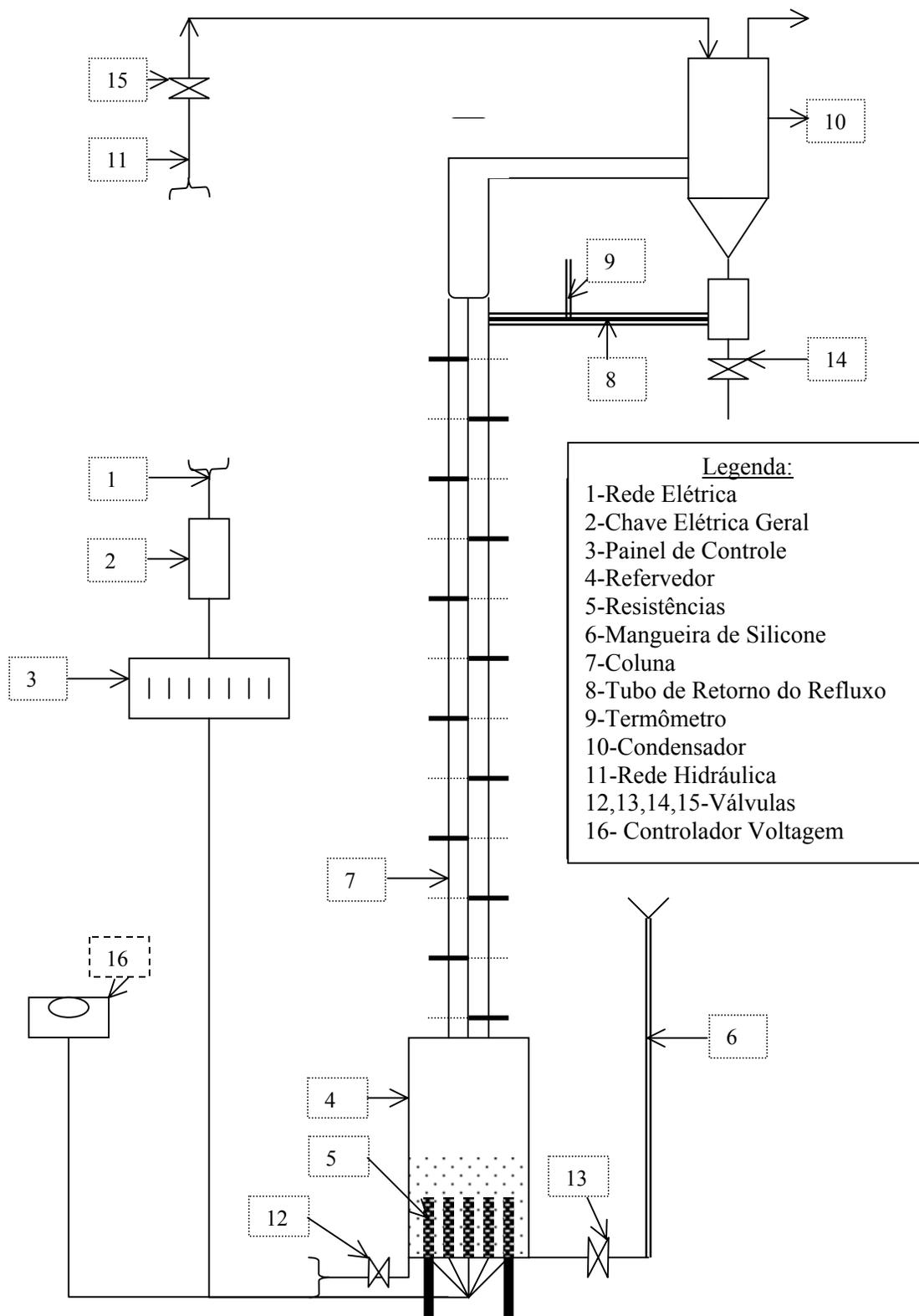


Figura 4.1- Representação esquemática do equipamento utilizado no experimento.

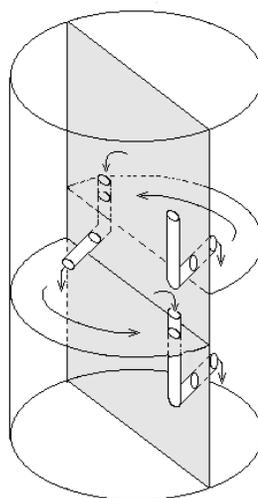


Figura 4.2- Coluna de para-destilação com vertedores circulares.

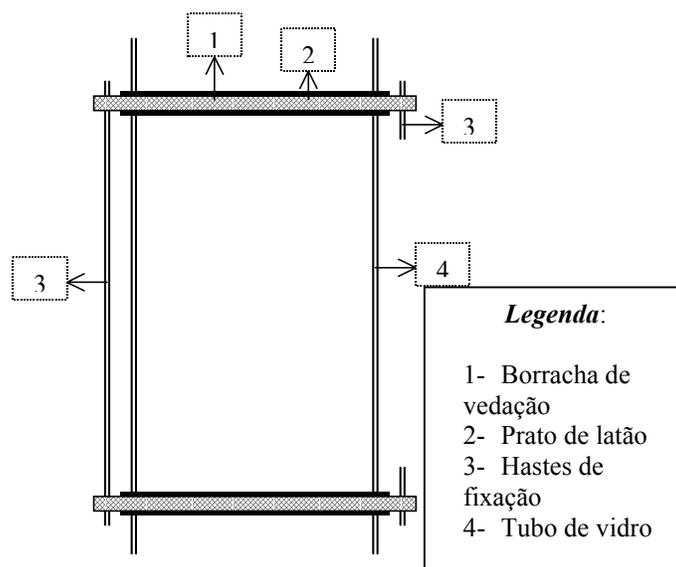


Figura 4.3– Figura esquemática dos detalhes da montagem dos estágios da coluna

As hastes para a fixação dos vários estágios são de latão, confeccionados a partir de varetas com 0,50 cm de diâmetro. O comprimento das varetas é de 18,0 cm e em cada extremidade existe 2,0 cm de rosca para permitir a fixação destas hastes. Na fixação de cada estágio utiliza-se três hastes aparafusadas alternadamente nos seis furos existentes na flange do prato.

Os anéis de borracha que estão presentes entre os pratos e os tubos de vidro, cuja finalidade é promover vedação, possuem espessura igual a 0,6 cm.

O isolamento térmico da coluna é feito com canaletas de isopor de 12,7 cm de diâmetro e 2,54 cm de espessura.

Os tubos são de vidro pirex com 10,0 cm de diâmetro interno e 15 cm de altura cada um. Desta forma, como exposto na revisão bibliográfica na Figura 2.5, o espaçamento entre pratos é de 30 cm, conferindo com o valor recomendado na literatura (15 cm a 1 m). Tendo em vista que os tubos são de vidro, é possível observar diretamente o comportamento da dispersão em cada estágio.

Os pratos utilizados na coluna são do tipo perfurado, pois os mesmos são de fácil aplicação e indicados para sistemas com tendência de inundação. Estes pratos são de latão, com 14,0 cm de diâmetro e 0,21 cm de espessura. Respeitando as regiões de calmaria próximas ao vertedor, cada prato foi projetado aplicando os valores de diâmetro de orifício, passo, e área livre de escoamento proposto na literatura e exposto no Capítulo 3. Desta maneira, cada prato possui 22 furos circulares, dispostos em arranjo triangular em uma área correspondente ao hemicírculo. A Figura 4.4 ilustra a distribuição dos orifícios no prato da coluna.

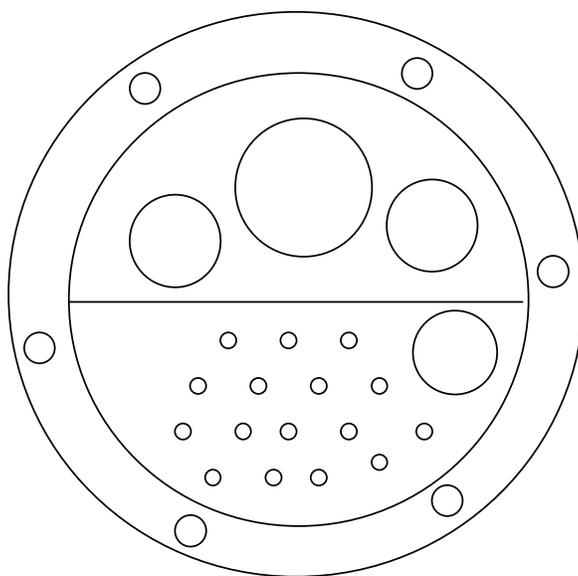


Figura 4.4— Figura ilustrativa da distribuição dos orifícios no prato da coluna.

Como o fluxo de líquido na coluna é baixo, os vertedores utilizados são do tipo circular, feitos de tubos de alumínio com 0,96 cm de diâmetro interno e 1,30 cm de diâmetro externo.

Os experimentos foram iniciados com o conjunto de pratos perfurados com área livre de escoamento igual a 1,9 % e, após a coleta de todos os dados necessários com este valor de área livre, a coluna foi desmontada e rearranjada fazendo uso do conjunto de pratos com 4,5 % de área livre. Por fim, fez-se uso do conjunto 3 citado na Tabela 4.1.

Tabela 4.1– Características geométricas dos pratos

Nº do Conjunto de Pratos	Diâmetro do orifício (mm)	Área Livre de Escoamento(%)
1	2	1,9
2	3	4,5
3	4	7,9

4.2.2- Condensador

O condensador está localizado no topo da coluna, acima do último estágio, como exposto na Figura 4.1. A parte cilíndrica possui 60 cm de comprimento e 15 cm de diâmetro, e a parte cônica possui 7 cm de altura. As serpentinas são de cobre, de passo triplo. A área de troca térmica é de aproximadamente 1,2 m².

O fluido refrigerante utilizado é a água. Esta entra no condensador a temperatura ambiente com uma vazão controlada manualmente por uma válvula. A vazão deve ser suficiente para condensar todo o vapor produzido durante a operação.

4.2.3- Refervedor

O refervedor, local onde é introduzida a mistura líquida utilizada no processo, está localizado na base da coluna, como exposto na Figura 4.1. Na construção do casco fez-se uso de um tubo de aço inox. As dimensões do refervedor são de 56 cm de altura e 22 cm de diâmetro.

A fonte de energia utilizada para o aquecimento da mistura líquida contida no refervedor é elétrica. Para tanto, foi instalado no refervedor um conjunto de seis resistências com potência entre 1500 e 2000 W. Foi acoplado em uma destas resistências um controlador de voltagem a fim de permitir um ajuste fino da mesma.

A válvula acoplada no refervedor possui a finalidade de permitir a coleta de amostra do líquido do mesmo, bem como permitir a drenagem do refervedor, quando necessária.

A mangueira de silicone conectada ao refervedor permite o acompanhamento da variação de pressão total no interior do refervedor pela variação da altura de líquido que se observa nesta mangueira. Também possui as finalidades de permitir a alimentação da mistura a destilar no refervedor e de receber o líquido condensado proveniente do condensador, quando a coluna está operando em regime de refluxo parcial.

4.3- Mistura Líquida Utilizada

A mistura líquida utilizada para o estudo da coluna de destilação foi o sistema etanol- água. Esta mistura, a uma pressão de 1 atm, possui um azeótropo homogêneo de mínimo na fração molar de 0,894 em etanol e temperatura de ebulição de 78,15 °C. Nas condições de operação da coluna de destilação pode-se esperar que a temperatura na base alcance uma temperatura de aproximadamente 100°C e no topo uma temperatura próxima ao azeótropo. Com isto, as propriedades das fases líquida e vapor variam de prato a prato, pois estas são funções da temperatura e da composição.

A Tabela 4.2 apresenta alguns valores das propriedades físico químicas dos componentes puros na temperatura de 20 °C, bem como a temperatura de bolha e a massa molar dos mesmos.

Tabela 4.2– Propriedades do Etanol e Água puros na temperatura de 20 °C

Composto	Nome	p. e. (°C)	Massa Molar	Massa Específica (g/cm³)
CH ₃ CH ₂ OH	Etanol	78,4	46,10	0,789
H ₂ O	Água	100,0	18,02	0,998

Referência: Perry e Chilton (5ª Edição).

4.4- Procedimento Experimental

Os experimentos efetuados com a coluna de destilação foram realizados em refluxo total e parcial para todos os pratos relacionados na Tabela 4.1.

4.4.1- Operação em Refluxo Total

A operação da coluna de destilação em refluxo total é a condição em que todo o vapor condensado no condensador é devolvido ao topo da coluna como refluxo; não se extrai nenhum produto e não há alimentações. Em refluxo total, o número de estágios necessários para uma dada separação é o mínimo possível para conseguir a separação. Embora não seja uma condição de funcionamento prática, é um guia útil para o número provável de estágios que serão necessários.

Para tanto, carrega-se o refulvedor com uma mistura líquida de etanol e água a uma dada composição previamente conhecida. Abre-se o registro que permite a circulação de água no condensador e ligam-se as resistências elétricas do refulvedor necessárias para permitir que a mistura líquida entre em ebulição, produzindo vapor. Este vapor sobe pela

coluna até atingir o condensador, no qual é totalmente condensado e devolvido integralmente ao último prato da coluna, no estado líquido. Salienta-se que a válvula 14 exposta na Figura 4.1 deve estar fechada.

A potência de aquecimento da mistura líquida no refeedor é escolhida de forma que se produza uma quantidade de vapor capaz de permitir que seja retido líquido e formada uma dispersão sobre os pratos. Salienta-se que esta dispersão é formada pela interação entre a fase líquida de fluxo descendente com a fase vapor de fluxo ascendente. A coluna está em condição de operação a partir do momento em que exista a dispersão sobre os pratos. Porém, quando isto ocorre, não significa necessariamente que a coluna esteja trabalhando em regime permanente, pois é necessário um tempo de operação para que a altura de dispersão e a composição em cada prato estabilizem. A fim de determinar se a coluna está operando em regime permanente procede-se a coleta de amostras líquidas de determinados pratos em intervalos de 10 minutos. A amostra do líquido é retirada do prato com o auxílio de seringas adaptadas na borracha de vedação de cada prato. A quantidade de amostra recolhida deve ser a menor possível, ficando em torno de 0,5 mL por amostra. Quando as concentrações dos pratos analisados não variarem mais com o tempo, a coluna atingiu o regime permanente. Com isto, é possível determinar o tempo necessário para a estabilização da coluna de acordo com as condições operacionais adotadas para cada experimento.

Para cada conjunto de condições operacionais procede-se a coleta dos dados com a coluna operando em regime permanente. Primeiramente, efetua-se a leitura do tipo e da altura da dispersão nos 11 pratos. O tipo de dispersão é analisado visualmente e a altura é medida com uma escala milimétrica colocada externamente em cada estágio. Como em certos casos a dispersão apresentava oscilações, o valor lido representa o valor médio observado. Depois de efetuada a análise da dispersão em cada prato anota-se a temperatura do refluxo e coletam-se as amostras de líquido nos pratos e no refeedor para a medida da composição, como indicada anteriormente. O volume de amostra recolhido é de aproximadamente 1,5 mL, sendo que para alguns casos deve-se proceder a diluição da mesma. Salienta-se que a amostragem é feita do líquido à saída do vertedor. Por fim, mede-se a vazão de líquido produzida pela condensação do vapor no condensador, salientando que esta medida deve ser efetuada ao final do experimento, pois ela provoca a

desestabilização da coluna. Para tanto, abre-se totalmente a válvula 14, exposta na Figura 4.1, a fim de descarregar o líquido que forma o selo. Ao terminar a descarga deste líquido inicia-se imediatamente a coleta do líquido condensado por 10 segundos, obtendo com isto um certo volume de líquido coletado por um determinado intervalo de tempo, o que resulta na obtenção da vazão volumétrica do condensado.

As operações em refluxo total foram feitas com composição molar inicial no refulvedor de 2,0, 3,0 e 4,0 %, para os pratos com área livre de 1,9, 4,5 e 7,9 %.

Para cada área livre de prato e composição inicial no refulvedor realizaram-se experimentos com diferentes velocidades de vapor, determinando a velocidade em que ocorre o início da retenção de líquido sobre os pratos e inundação dos mesmos. A variação das velocidades de vapor é obtida pela variação da potência elétrica fornecida ao refulvedor.

4.4.2- Operação em Refluxo Parcial

O procedimento experimental indicado para refluxo total no item 4.4.1 também é válido para refluxo parcial. Porém, na operação da coluna em refluxo parcial, caracterizada pela devolução à coluna de apenas uma parte do vapor condensado, a válvula 14 da Figura 4.1 é aberta parcialmente de modo a permitir a retirada de uma fração de vapor condensado, sendo este dirigido como alimentação ao refulvedor, através da mangueira de silicone (número 6 da Figura 4.1).

Neste caso, deve-se determinar a vazão do produto recolhido como destilado, medindo-se o volume de destilado que circula no intervalo de 10 segundos. Posteriormente, determina-se a vazão total de vapor condensado abrindo-se totalmente a válvula 14 e medindo-se o volume que circula em um intervalo de 10 segundos. A diferença entre a vazão total de vapor condensado e a vazão do destilado fornece a vazão do líquido que retorna como refluxo para a coluna.

Mediante o fato de que não é simples obter valores exatos de razão de refluxo, foram analisadas as razões de refluxo nas faixas de 5 à 7, 10 à 12 e 15 à 17. Razões de

refluxo maiores do que as especificadas não foram obtidas devido a dificuldade de se obter menores vazões de corrente de destilado, uma vez que a válvula que controla este fluxo não é tão sensível à pequenas variações no mesmo. Como consequência da divisão da corrente de condensado, todos os testes foram realizados nas maiores taxas de vaporização obtidas sob condições de refluxo total.

4.4.3- Determinação do Ponto de Retenção de Líquido e de Inundação

A determinação do ponto de inundação e de retenção do líquido sobre o prato foi realizada com a coluna operando normalmente, conforme descrito no item 4.4.1, com os pratos apresentando certa quantidade de dispersão. Para tanto, variou-se a taxa de vaporização da mistura líquida de tal forma que se conseguia estabelecer o ponto de retenção ou de inundação em alguns pratos. O ponto de inundação foi considerado quando a altura de dispersão em um dado prato atingia em torno de 15 cm. Por sua vez, o ponto de retenção de líquido foi determinado pelas velocidades mínimas das fases líquidas e vapor necessárias para que se iniciasse a retenção de líquido sobre o prato.

4.4.4- Medida de Composição da Fase Líquida

A fim de se determinar a composição da fase líquida em cada prato da coluna de destilação, faz-se uso do método baseado no índice de refração da mistura etanol-água.

Para tanto se utilizou o refratômetro de Abbe.

- *Curva de Calibração*

O primeiro passo consistiu em se efetuar a determinação da curva de calibração do índice de refração em função da fração molar de etanol. A temperatura adotada como

padrão para a análise das amostras foi de 20 °C, a qual é mantida constante por meio da circulação de um banho controlado termicamente. Salienta-se que a curva de calibração apresenta um máximo no índice de refração para a composição volumétrica de etanol na faixa de 80 a 90 %, ou 55 a 70 % em fração molar (Figura 4.5). Isto impede a utilização da curva na faixa de composições mais elevadas de etanol. Por isto decidiu-se diluir as amostras que estivessem na faixa superior de 50 % em volume de etanol, com igual volume de água para que todas as amostras fossem analisadas na região de 0 à 50 % em volume de etanol (ou 0 a 24 % molar de etanol), sendo esta uma região de boa resolução.

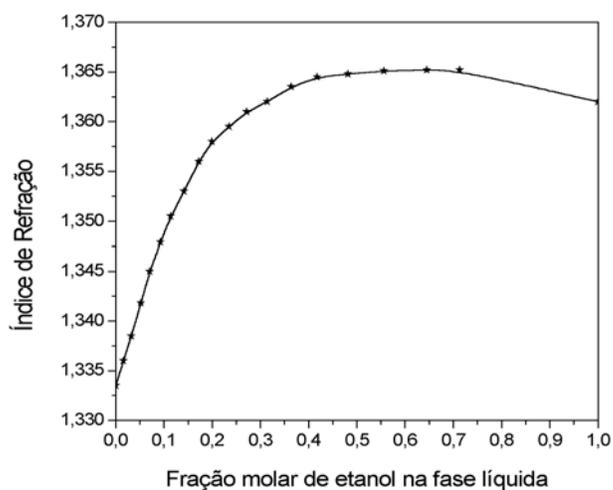


Figura 4.5– Curva de calibração para o sistema etanol-água.

Com a finalidade de se determinar a fração molar de etanol a partir do índice de refração da amostra, ajustaram-se equações que representam a curva de calibração do sistema etanol-água, de acordo com uma dada faixa de índice de refração (IR), como exposto a seguir:

$$1)- 1,3335 \leq IR \leq 1,3450$$

$$x_{ct} = \left(\frac{-0,42087 \times (Y)^2 + 34,68593 \times (Y) - 688,68713}{100} \right)$$

$$R^2 = 1$$

$$\delta \% = 0,4$$

2)- $1,3418 \leq IR \leq 1,3530$

$$x_{\text{et}} = \left(\frac{2,8223 \times (Y)^2 - 188,14085 \times (Y) + 3138,60593}{100} \right)$$

$$R^2 = 0,9995$$

$$\delta \% = 0,6$$

3)- $1,3505 \leq IR \leq 1,3595$

$$x_{\text{et}} = \left(\frac{6,69335 \times (Y)^2 - 462,41811 \times (Y) + 7996,54837}{100} \right)$$

$$R^2 = 0,9925$$

$$\delta \% = 2,0$$

Sendo: $Y = (IR - 1) \times 100$

Nas regiões onde o índice de refração pertence a duas faixas das descritas anteriormente, calcula-se o valor da fração molar de etanol em cada faixa e depois obtém-se um valor médio como resposta final.

- *Coleta de Amostras e Cálculos*

Para a medida da composição da fase líquida coleta-se uma amostra de aproximadamente 1,5 mL de cada prato e do refulvedor. A coleta da amostra é feita mediante ao uso de seringas (como descrito nos itens 4.4.1 e 4.4.2).

Quando a diluição das amostras dos pratos é efetuada, um cálculo simples de balanço material é realizado a fim de se determinar a fração molar de etanol na amostra original.

CAPÍTULO 5- ANÁLISE DOS RESULTADOS EXPERIMENTAIS

5.1-Introdução

O objetivo deste capítulo é a apresentação e a análise dos resultados experimentais encontrados no estudo do comportamento hidrodinâmico da coluna de para-destilação de pratos perfurados com vertedores, operando com a mistura etanol-água.

Os aspectos estudados foram os regimes de escoamento, os tipos e altura de dispersão, os perfis de concentração ao longo da coluna, os limites de operação (o ponto de retenção de líquido sobre o prato e o ponto de inundação), as oscilações da dispersão. Estes estudos foram realizados em função das velocidades das fases vapor e líquida, dos parâmetros geométricos dos pratos e das propriedades físico químicas da mistura.

Além disto, neste capítulo será apresentada uma modelagem da altura de dispersão, bem como será descrita a análise sobre a eficiência de Murphree obtida para a coluna em questão.

5.2-Operação da Coluna de Para-destilação

Os ensaios obtidos na coluna de para-destilação avaliada neste trabalho foram realizados conforme procedimento descrito no Capítulo 4.

Todos os dados foram coletados quando a coluna estava operando em condições de regime permanente.

Para tanto, houve a necessidade de se determinar o tempo de estabilização da coluna. Este tempo foi determinado para cada fração de área utilizada, e os resultados obtidos estão expostos na Tabela 5.1.

Cabe salientar que para uma mesma fração de área livre avaliada, a velocidade superficial da fase vapor também afetou o tempo de estabilização. Para as velocidades mais

baixas (próximas ao limite inferior de operação) houve a necessidade de um tempo maior enquanto que para as altas velocidades (próximas ao limite superior de operação) este tempo era relativamente inferior. Com isto, os resultados expostos na Tabela 5.1 representam um valor médio do tempo de estabilização entre todos os resultados obtidos para uma dada fração de área livre.

Tabela 5.1-Tempo necessário para atingir o regime permanente na coluna de para-destilação.

Fração de área livre	Tempo de estabilização (min)
1,9%	240
4,5%	180
7,9%	120

Por fim, expõe-se que a coluna de para-destilação é de fácil operabilidade. Reinher (1987), utilizando uma coluna convencional (5,5 cm de diâmetro) com 12 pratos perfurados (sem vertedor) e com 9,9 % de área livre, obteve um tempo de estabilização de 90 minutos. A faixa de velocidade de vapor operada (18 a 43 cm/s) corresponde aproximadamente à operação da coluna de para-destilação com 4,5 % de área livre, indicando que a coluna alternativa apresentou um tempo de estabilização relativamente superior.

Nos experimentos realizados foram medidos a composição da fase líquida, a altura e o tipo da dispersão formada para cada um dos pratos, salientando que no prato 12 não foi possível analisar as condições da dispersão visto que este foi construído em tubo de latão, não permitindo a visualização do prato. Também foi efetuada a medida da composição do líquido no refeedor e do vapor condensado, bem como a vazão do líquido que retornava à coluna como refluxo, proveniente da condensação do vapor que atingia o topo. A vazão do destilado também foi medida para operação em refluxo parcial.

Um programa em linguagem Fortran foi desenvolvido para resolver os balanços de massa e de energia na coluna. O programa fornece as velocidades das fases vapor e líquida,

a composição da fase vapor e a eficiência de Murphree em cada prato. As propriedades físicas dos componentes puros foram obtidas baseadas nos dados experimentais apresentados por Vargaftik (1975). Os dados de equilíbrio vapor-líquido foram preditos usando o método de Wilson cujos parâmetros binários foram obtidos por Gmehling (1982). Maiores detalhes estão disponíveis no Anexo I. A pressão da coluna era igual à pressão atmosférica local de 0,9329 atm (valor obtido a partir de uma média anual).

5.3-Regime de Escoamento e Tipo de Dispersão

Na coluna de para-destilação avaliada neste trabalho, os tipos de dispersão observados nos diferentes experimentos foram: froth, froth homogêneo, transição froth/spray, celular e froth oscilante. O Apêndice I expõe na forma ilustrativa estes tipos de dispersão.

O tipo de dispersão depende da área livre de escoamento, da concentração de etanol e das velocidades de vapor e líquido.

Na análise dos regimes de escoamento observou-se que as faixas de velocidades em que os tipos de dispersão ocorreram eram distintas. Na Figura 5.1 apresentam-se as faixas de velocidade das duas fases nas quais ocorrem os regimes froth, froth homogêneo, froth/spray, celular e froth oscilante. As Figuras 5.1 (a), (b) e (c) expõem os resultados obtidos para fração de área livre 1,9, 4,5 e 7,9 %, respectivamente. Por sua vez, a Figura 5.1 (d) apresenta o conjunto de todos os resultados obtidos.

Analisando a Figura 5.1 pode-se notar que as velocidades de vapor e líquido, bem como a fração de área livre, influenciam o tipo de dispersão formado sobre os pratos.

O regime celular ocorreu nos pratos com área livre de 1,9 e 4,5 %, sendo melhor desenvolvido nas baixas velocidades de vapor, até 40 cm/s. Acima desta velocidade observou-se a predominância da dispersão do tipo froth homogêneo. Este fato pode ser explicado da seguinte forma: com o aumento da velocidade de vapor, tem-se um aumento na velocidade do líquido. Assim, para as velocidades mais elevadas do líquido, a

velocidade do vapor correspondente já não permite a estabilidade das grandes bolhas de espuma celular, aparecendo desta forma o regime froth homogêneo.

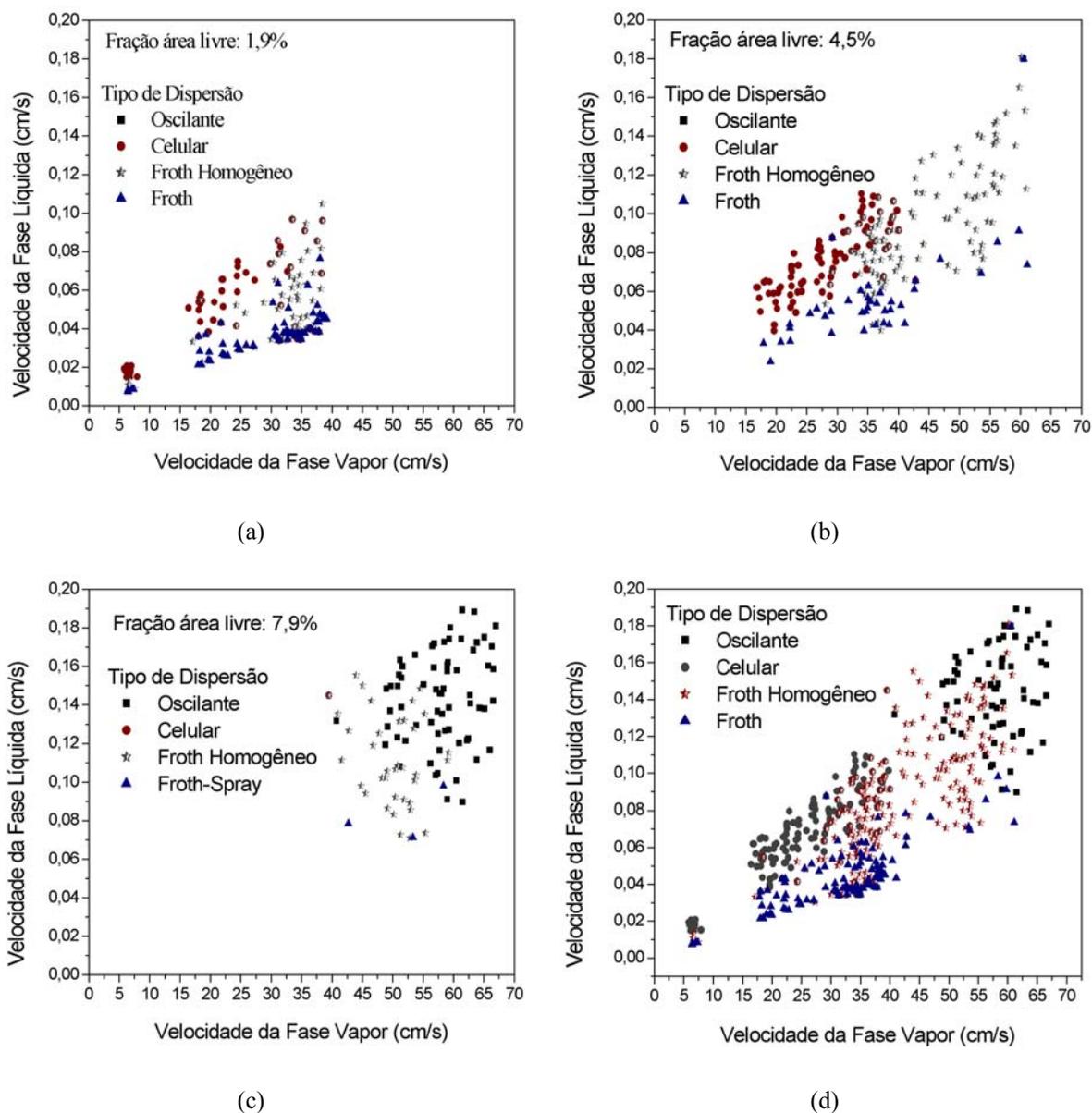


Figura 5.1: Tipos de dispersão formados sobre os pratos em função das velocidades das fases vapor e líquida, para fração de área 1,9 %(a) 4,5 %(b) e 7,9 %(c), e para o conjunto de todos os dados experimentais (d).

A dependência do tipo de dispersão com a concentração é possível de ser verificada quando se analisa os dados de um ensaio, no qual as velocidades de vapor em todos os pratos são bastante próximos. Com isto, os tipos froth e spray apareceram nos pratos inferiores da coluna, ou seja, naqueles em que a concentração de etanol na fase líquida era menor do que 20 %, enquanto que nos pratos superiores, que apresentavam concentrações acima de 30 % de etanol, observou-se as dispersões do tipo celular e froth homogêneo, dependendo das velocidades das fases vapor e líquida. O regime froth formado sobre os pratos dependeu da velocidade do vapor e da área livre de escoamento do prato, variando desde um froth pouco turbulento até um froth com elevada turbulência (oscilante), forte pulsação da dispersão na vertical e uma acentuada presença de gotículas sobre a dispersão (assemelhando-se ao spray).

Com a finalidade de verificar a influência da fração de área livre no tipo de dispersão, a Tabela 5.2 expõe a freqüência com que cada tipo de dispersão foi encontrado para as diversas frações de área livre.

Tabela 5.2- Porcentagem com que cada tipo de dispersão foi encontrado para as diversas frações de área livre, na coluna de para-destilação.

Fração de área livre	Froth	Froth Homogêneo	Froth Oscilante	Celular
1,9%	43 %	21 %	---	36 %
4,5%	18 %	45 %	1 %	36 %
7,9%	7 %	50 %	43 %	----

Analisando a Figura 5.1 e a Tabela 5.2 e ressaltando que o aumento da área livre de escoamento dos pratos apresenta influência marcante sobre os vários regimes de escoamento, dois fatores interessantes foram observados para a fração de área igual a 7,9 %. Primeiramente, o regime de espuma celular não foi verificado nesta fração. Isto se deve ao fato de que as velocidades mínimas, que acompanham o aumento da área livre, serem

maiores que 40 cm/s. As velocidades mais elevadas do vapor provocam a divisão das bolhas de espuma celular formando então a dispersão do tipo froth homogêneo/oscilante. Salienta-se que o froth homogêneo não foi observado para velocidades da fase vapor superiores a 60 cm/s. Um segundo fator observado foi o de que, o aumento da área livre de escoamento favoreceu o aparecimento da região de transição entre os regimes froth/ spray. A superfície da dispersão do tipo froth/spray formada nos pratos com área livre de 7,9% apresenta uma mistura de gotículas e dispersão que se desprendem da massa principal e que dificultam a leitura da altura de dispersão.

Além disto, foi observado o aparecimento da dispersão oscilante de meia onda, ou seja, a dispersão oscilava de um lado a outro do prato de forma que se a altura de dispersão estivesse mais alta num ponto (crista da onda) próximo à parede da coluna, o lado oposto estava no mesmo instante com uma altura de dispersão menor. Este tipo de dispersão, observado para a fração de área livre de 7,9 %, apresenta choros nas regiões onde estava presente a crista de onda, o que na prática não é recomendado.

A Figura 5.2 expõe os resultados obtidos por Ravagnani (1989), utilizando o sistema destilante etanol-água em uma coluna de destilação convencional de pratos perfurados sem vertedores e com diâmetro de coluna aproximadamente igual ao da coluna de para-destilação avaliada neste trabalho.

Neste ponto cabe ressaltar que o tipo de dispersão depende fortemente do sistema destilante (ou propriedades físicas) e a literatura apresenta escassez de dados experimentais para colunas convencionais de pratos perfurados com vertedores, utilizando o sistema etanol-água.

Comparando as Figuras 5.1(b) e 5.2 pode-se observar que as faixas de velocidade da fase vapor são semelhantes e, embora as características do projeto dos pratos sejam distintas, houve a possibilidade de comparar de forma qualitativa os resultados obtidos pelas duas colunas. Verifica-se que a velocidade da fase líquida é superior (quase o dobro) para a coluna de para-destilação, devido à divisão da fase vapor em duas partes iguais. Desta maneira, pode-se observar que o regime celular ocorreu mais frequentemente na coluna de para-destilação, enquanto que o regime spray foi amplamente verificado na coluna convencional. Vale salientar que uma desvantagem da coluna de para-destilação

sobre a de Ravagnani (1989) deve-se ao aparecimento do regime oscilante para altas frações de área livre.

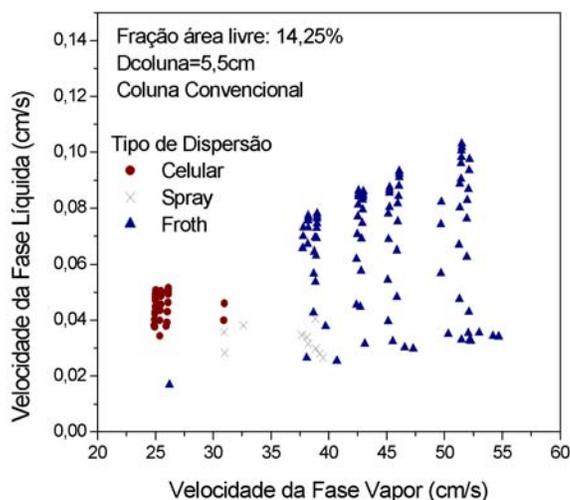


Figura 5.2: Tipos de dispersão formados sobre os pratos em função das velocidades das fases vapor e líquida. Fração de área 14,25% em uma coluna convencional de pratos perfurados sem vertedores (Ravagnani, 1989).

Por fim salienta-se que as informações fornecidas neste item indicam que o estudo dos regimes de escoamento é importante, pois influem no desempenho das colunas de destilação, sendo função das variações geométricas dos pratos e das variações nas vazões de líquido e vapor.

5.4-Perfil de Concentração e de Altura de Dispersão

✓ Refluxo Total

Na descrição dos regimes de escoamento feita anteriormente, observa-se que a interação entre as correntes de vapor e líquido provoca a formação de uma dispersão bifásica e que o comportamento desta dispersão varia se as vazões do vapor e/ou líquido

também são alteradas. A altura que esta 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.

No trabalho realizado, como descrito no Capítulo 4, para cada valor de área livre do prato (1,9, 4,5 e 7,9 %) foram realizadas medidas da fração molar de etanol e a altura de dispersão para diferentes taxas de vaporização e concentrações iniciais de etanol no refeedor (2, 3 e 4 %), verificando os limites de operação da coluna com relação a velocidade das fases, para cada caso avaliado. Salienta-se que os dados experimentais foram obtidos em condições de regime permanente.

O conhecimento dos perfis de concentração permite uma análise qualitativa e quantitativa da distribuição dos componentes em uma coluna de destilação. O comportamento das frações molares é caracterizado pelo aumento da concentração do componente mais volátil na corrente interna do líquido em direção ao topo da coluna e a diminuição deste componente no fundo do equipamento. Este processo ocorre mediante transferência de massa e de calor descrita a partir dos fenômenos de condensação e vaporização parcial em cada estágio da coluna de destilação. Quando os fenômenos de transferência de massa e de calor ocorrem simultaneamente, a composição e a temperatura interfacial devem estar em equilíbrio entre si seguindo o diagrama de fases. Para manter esta condição deve ocorrer a evaporação ou a condensação parcial na interface para tornar o fluxo de calor diferente nas duas fases. Neste processo, ocorre a transferência do componente mais volátil da fase líquida para a fase vapor, enquanto que o componente menos volátil é transferido da fase vapor para a fase líquida, mediante condensação parcial.

As Figuras 5.3 a 5.7 expõem as variações na altura da dispersão e no perfil de composição correspondente, causadas pela variação na área livre e na fração molar inicial de etanol no refeedor. Nestas figuras estão expostas operações desde a mínima até a máxima variação de velocidade de vapor. Os estágios “0” e “13” correspondem ao refeedor e ao condensador, respectivamente. Como foi observado que a velocidade da fase vapor não sofre significativa variação ao longo da coluna, adotou-se uma velocidade média, por experimento, para representar sua influência na altura de dispersão e perfil de concentração. Neste ponto, cabe ressaltar que apenas alguns resultados experimentais

típicos serão expostos neste item, sendo que estes fornecerão de forma concisa as análises completas realizadas neste trabalho.

Vale salientar que a medida da altura de dispersão foi dificultada nas situações em que a dispersão formada estava na região de transição froth-spray, bem como nos pratos com área livre 7,9 % na qual a dispersão oscilava de forma acentuada em praticamente todas as velocidades de vapor.

No projeto das colunas de destilação, o conhecimento da altura de dispersão que se forma sobre o prato é importante, pois a eficiência de separação do prato depende, entre outros fatores, do tempo de contato entre as fases. Quanto maior for a altura de dispersão que se forma, maior será esse tempo de contato e a transferência de massa e calor serão favorecidas.

Segundo Van Wilkle (1967) a altura de dispersão aumenta com um aumento na velocidade superficial de vapor, aumento no fluxo de líquido, aumento na densidade da fase vapor, decréscimo na tensão superficial do líquido e decréscimo no diâmetro de orifício (fração de área livre). O mesmo resultado foi também obtido neste trabalho.

Pelas Figuras 5.3 a 5.7 pode-se observar que um aumento na velocidade de vapor ocasiona um aumento na altura de dispersão, principalmente nos pratos superiores, o que fornece uma maior concentração de etanol nestes pratos. Conseqüentemente, os pratos inferiores apresentam baixa concentração de etanol. Como exposto na Figura 5.4, para altas velocidades de vapor (37,32 cm/s) tem-se uma elevada concentração de etanol a partir do décimo prato, enquanto que para baixos valores de velocidade (6,64 cm/s) uma fração significativa de etanol foi observada a partir do terceiro prato. Com isto, um decréscimo na velocidade permite uma maior distribuição de etanol ao longo da coluna, ao custo de um decréscimo na altura de dispersão. Isto ocorreu em todas as áreas livres utilizadas no trabalho, tanto em refluxo total quanto em refluxo parcial.

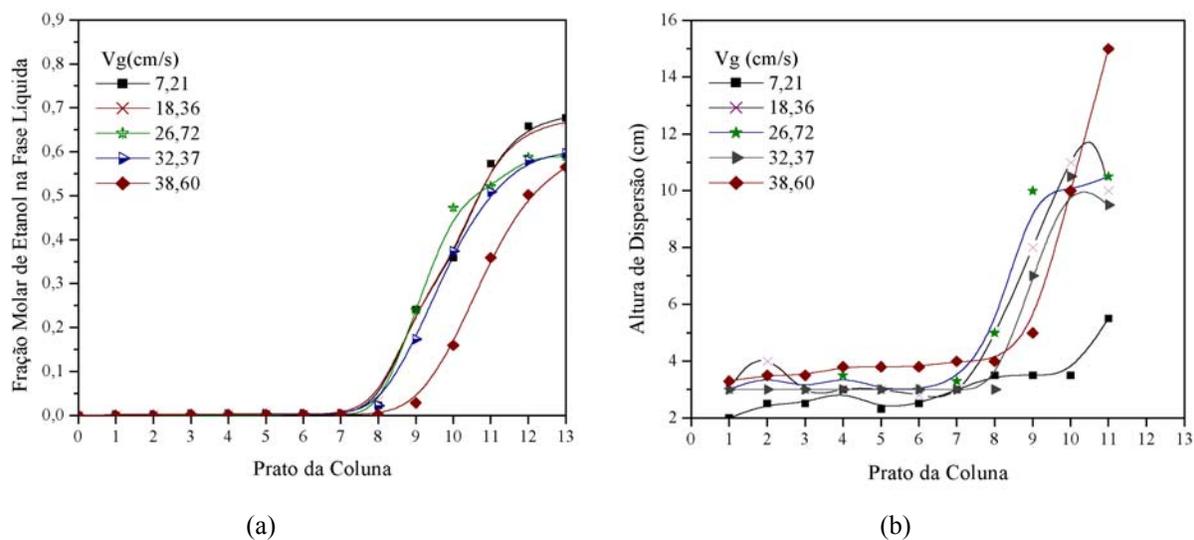


Figura 5.3: Perfis de concentração de etanol (a) e altura de dispersão (b) em função da velocidade superficial da fase vapor. Concentração inicial de etanol no refeedor igual a 2 %. Fração de área livre de 1,9 %.

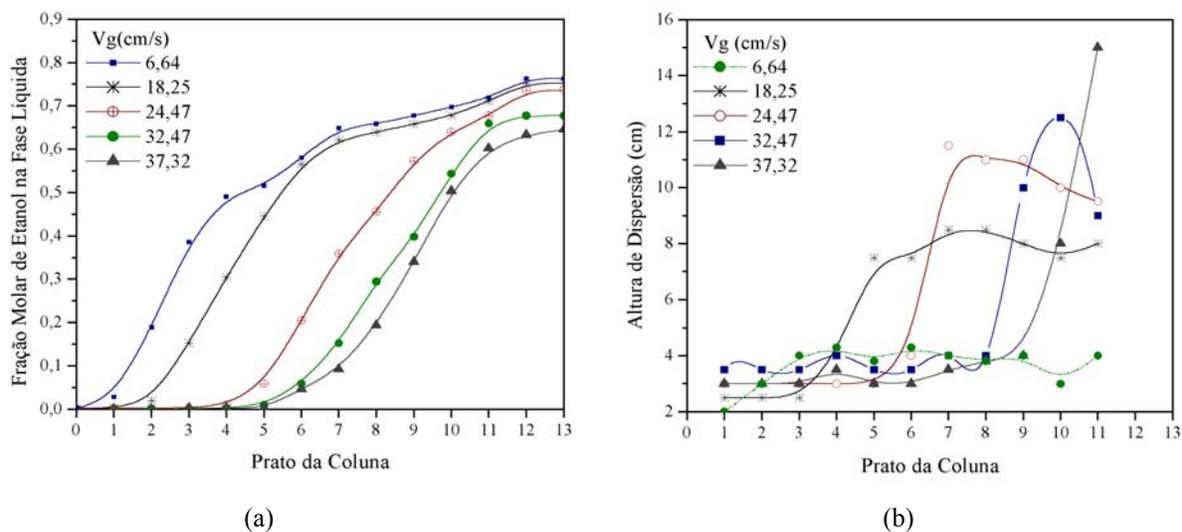


Figura 5.4: Perfis de concentração de etanol (a) e altura de dispersão (b) em função da velocidade superficial da fase vapor. Concentração inicial de etanol no refeedor igual a 4 %. Fração de área livre de 1,9 %.

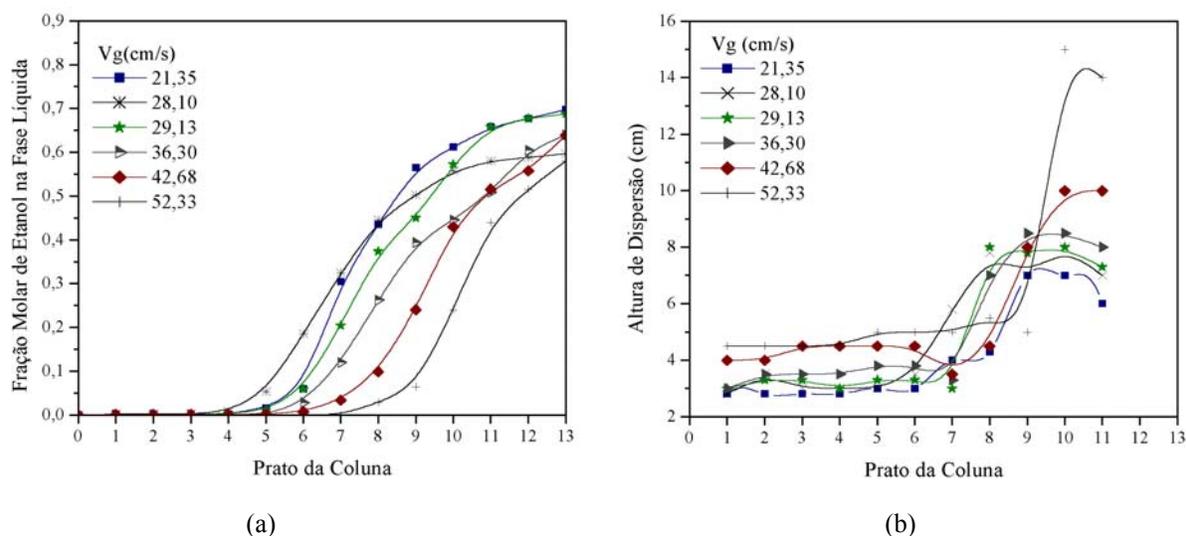


Figura 5.5: Perfis de concentração de etanol (a) e altura de dispersão (b) em função da velocidade superficial da fase vapor. Concentração inicial de etanol no refeedor igual a 2 %. Fração de área livre de 4,5 %.

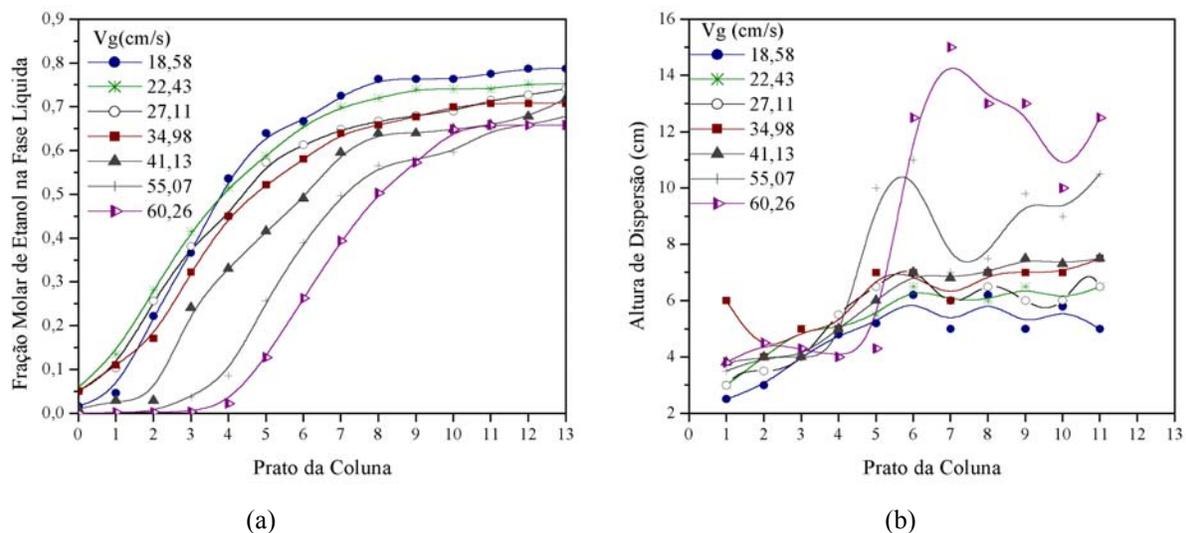


Figura 5.6: Perfis de concentração de etanol (a) e altura de dispersão (b) em função da velocidade superficial da fase vapor. Concentração inicial de etanol no refeedor igual a 4 %. Fração de área livre de 4,5 %.

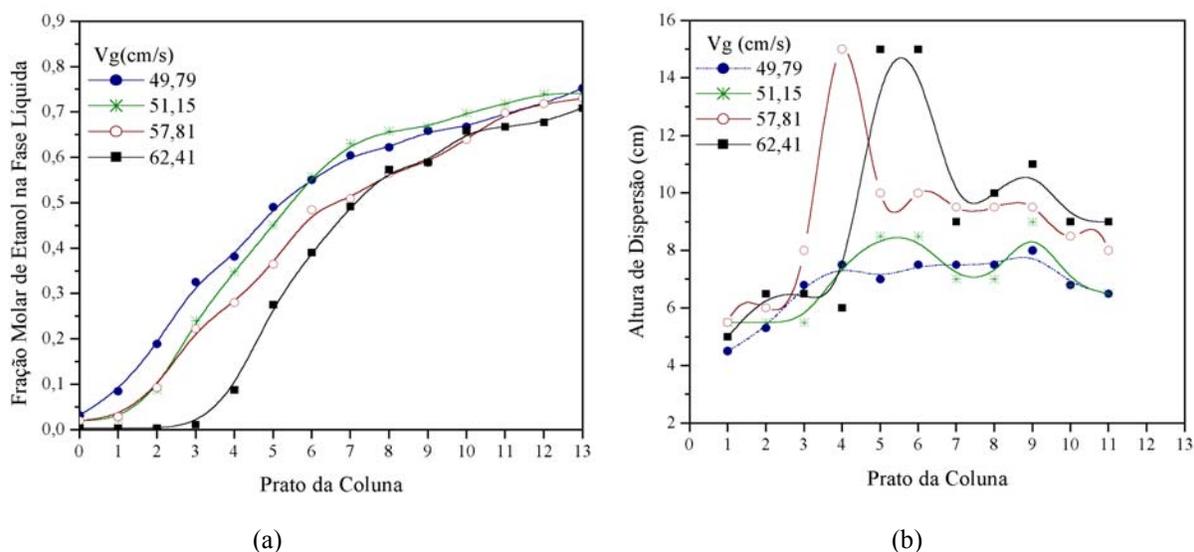


Figura 5.7: Perfis de concentração de etanol (a) e altura de dispersão (b) em função da velocidade superficial da fase vapor. Concentração inicial de etanol no refeedor igual a 4 %. Fração de área livre de 7,9 %.

Um outro fato que deve ser evidenciado é que, a partir do momento que a coluna está operando de forma estável sem alterações na altura de dispersão e composição em cada prato, pode-se observar que a altura da dispersão nos pratos próximos ao refeedor é sempre menor quando comparados aos do topo da coluna (Figuras 5.3 a 5.7). Este fato ocorre, pois os pratos inferiores possuem pouco etanol, apresentando desta maneira a dispersão do tipo froth, que não atinge alturas elevadas. Por outro lado, os pratos superiores que apresentam altas concentrações de etanol, possuem a dispersão do tipo froth homogêneo ou celular, as quais atingem alturas relativamente elevadas (possuem um maior “hold-up” de vapor).

A Figura 5.8 expõe que existe uma relação entre o aumento na velocidade de vapor e o aumento na altura de dispersão, para uma faixa de fração de etanol constante.

Além disto, observou-se que a velocidade da fase líquida pode variar significativamente de prato para prato. Esta variação é provocada pela variação de

concentração do líquido em cada prato e quanto maior for a diferença entre os volumes molares no estado líquido dos componentes da mistura submetida à destilação, maior será a variação da velocidade de líquido. No sistema etanol-água a velocidade do líquido no prato da base pode diminuir para menos da metade da velocidade no prato do topo. Deve-se lembrar ainda que a velocidade do líquido aumentou de prato em prato na direção do topo da coluna, favorecendo a formação de uma maior altura de dispersão (como exposto anteriormente).

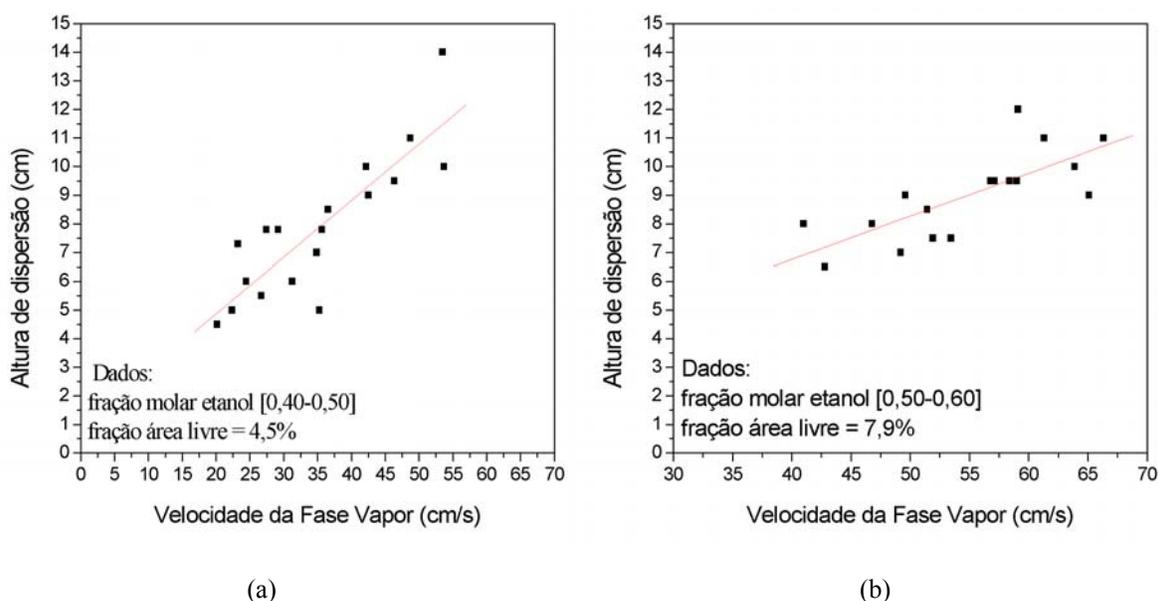


Figura 5.8: Altura de dispersão em função da velocidade da fase vapor, para fração de área 4,5 %(a) e 7,9 %(b).

Partindo para a análise da influência da área livre de escoamento sobre as características hidrodinâmicas da coluna de para-destilação, observa-se pela Figura 5.9 (a) que a altura de dispersão decresce com o aumento da área livre, para uma velocidade de vapor constante. Isto pode ser justificado pela maior facilidade de drenagem de líquido pelos vertedores, apresentada pelos pratos com maiores valores de área livre. Sendo a velocidade superficial do vapor aproximadamente igual, a velocidade nos orifícios é menor nos pratos com área livre maior, a qual consegue vencer a resistência da fase líquida (nos casos em que não ocorre o choro), mas permite uma menor quantidade de líquido retida

sobre o prato. Em alguns casos, esta velocidade de vapor nos orifícios ofereceu uma resistência menor à drenagem de líquido pelos orifícios, o que ocasionou a presença de choro.

Um outro fator analisado foi a influência da concentração inicial de etanol no refeedor (2, 3 e 4 %) sobre a distribuição de etanol ao longo da coluna. Foi observada que um aumento na concentração inicial permite uma maior distribuição de etanol ao longo da coluna, em função da velocidade superficial de vapor. Comparando as Figuras 5.3(a) e 5.4(a), que possuem área livre de escoamento 1,9 %, pode-se constatar que não houve uma variação significativa na distribuição de etanol para a concentração inicial de etanol no refeedor igual a 2 %, enquanto que para a concentração inicial de 4 % esta distribuição de etanol foi claramente evidenciada. No entanto, comparando as Figuras 5.5(a) e 5.6(a), que possuem área livre de escoamento 4,5 %, verificou-se que houve uma variação significativa na distribuição de etanol para as concentrações iniciais de etanol no refeedor tanto para 2 como 4 %, indicando a influência da fração de área livre neste estudo.

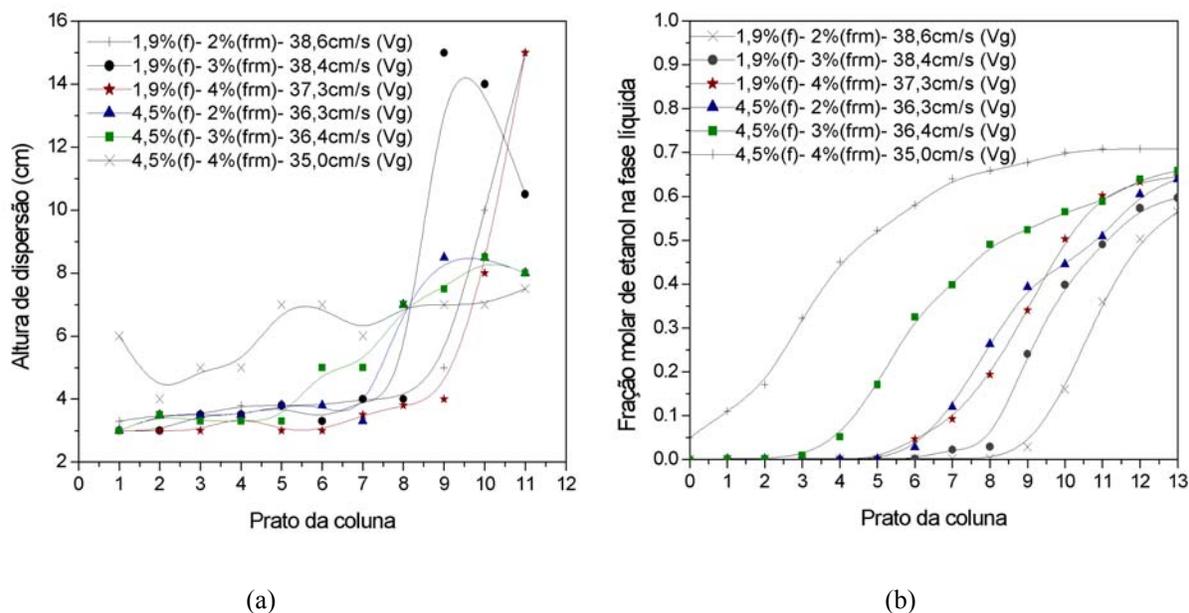


Figura 5.9: Altura de dispersão (a) e fração molar de etanol (b) ao longo da coluna em função da fração molar de etanol inicial no refeedor (frm) e da área livre de escoamento (f), para velocidade superficial de vapor constante (Vg).

Além disto, pela Figura 5.9 (b) pode-se observar que a área livre de escoamento influencia na distribuição de etanol ao longo da coluna (para mesmas velocidades de vapor e concentração inicial de etanol no refeedor). Constatou-se que um aumento na área livre ocasionou um aumento na distribuição de etanol ao longo da coluna, ou seja, para os experimentos com concentração inicial de etanol no refeedor de 4 %, para fração de área livre 1,9 % uma fração significativa de etanol foi observada a partir do décimo prato, enquanto que para a fração de área livre 4,5 % tem-se uma elevada concentração de etanol a partir do quinto prato.

Os resultados evidenciam que os maiores valores de concentração de etanol no condensador foram obtidos para as menores velocidades de vapor. Esta característica não é usualmente observada em colunas convencionais, na qual a concentração de etanol na amostra de topo da coluna aumenta com o aumento da velocidade de vapor até atingir um valor máximo, a partir do qual começa a decrescer.

Por fim, torna-se importante ressaltar que com o aumento da área livre de escoamento, tem-se um aumento nas velocidades das fases líquida e vapor, como citado anteriormente. Isto implica em um aumento considerável da capacidade de produção da coluna. Além disto, observando-se as curvas de composição para o etanol em valores de área livre de escoamento bastante diferente entre si como, por exemplo, nas Figuras 5.4(a), 5.6(a) e 5.7(a) (todas com concentração inicial de etanol no refeedor de 4 %), verificou-se que a composição final do destilado não foi significativamente afetada pela variação na área livre, ficando em torno de 75 % molar de etanol para todos os casos citados. O aumento da capacidade da coluna com o aumento da área livre de escoamento sem que a composição final seja afetada de forma considerável, é um dado muito significativo.

Analisando-se a variação da altura de dispersão com a fração molar de etanol na fase líquida, em uma dada faixa de velocidade superficial da fase vapor constante, observa-se pela Figura 5.10 que, para a concentração na faixa de 0,4 a 0,65 em fração molar de etanol, a altura da dispersão tende a atingir um máximo. O mesmo resultado foi obtido por Reinehr (1987) para colunas convencionais com pratos perfurados sem vertedor, indicando que este máximo parece independer do tipo da coluna. Segundo o autor, o máximo do

índice de estabilidade se concentra na faixa de concentração 0,4 a 0,6. Portanto, o máximo da altura de dispersão encontra-se levemente deslocado em direção ao componente menos denso.

Este fato pode ser observado nas Figuras 5.4 a 5.7, nas quais a altura da dispersão, para uma dada velocidade do gás, cresce rapidamente nos pratos inferiores até um certo valor, podendo posteriormente decrescer em alguns casos, confirmando o exposto anteriormente na qual a altura de dispersão tende a atingir um máximo nas frações intermediárias de etanol.

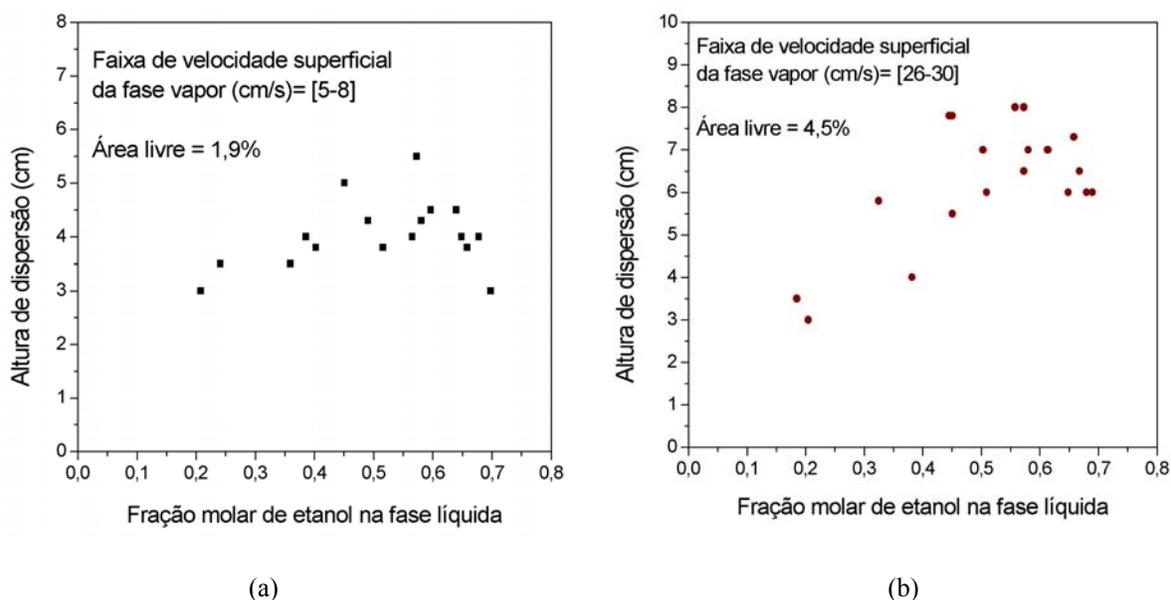


Figura 5.10: Altura de dispersão em função da fração molar de etanol na fase líquida, para fração de área 1,9 %(a) e 4,5 %(b).

Por fim salienta-se que os perfis de concentração de etanol e de altura de dispersão ao longo da coluna em escala laboratorial são de suma importância para o fornecimento das características do comportamento do sistema e da coluna analisada frente às variações nas condições operacionais e na geometria do prato utilizado. Além disto, os dados da operação em refluxo total mostram ao operador qual é a melhor separação possível na coluna.

✓ Refluxo Parcial

No projeto de um novo equipamento, o caso mais comum envolve o conhecimento da carga de alimentação, do produto de fundo (refervedor) e do destilado.

Ao se avaliar o dimensionamento de um equipamento, o número de estágios, a razão de refluxo (L/D), a carga térmica do condensador ($-q_c$) e do refervedor (q_r) são parâmetros muito importantes a serem avaliados.

Um aumento na razão de refluxo (L/D) provoca uma diminuição no número de pratos necessários para se efetuar uma separação determinada. Uma redução no número de pratos (N) se traduz na redução da altura da coluna, enquanto que com o aumento do fluxo de vapor (causado pelo aumento da razão de refluxo) será necessária uma coluna com diâmetro maior, de modo que ela possa dar passagem aos maiores fluxos de líquido e vapor em seu interior. Ocorrerá também um aumento na quantidade de calor que deve ser fornecida pelo refervedor (q_r) e na quantidade de água de refrigeração utilizada no condensador ($-q_c$). Por outro lado, quando a razão de refluxo diminui, é necessário maior número de estágios para atingir uma separação específica. Os conceitos de refluxo mínimo e de número mínimo de estágios a refluxo total são úteis para estimar a dificuldade de separação, para estabelecer as condições operacionais e para analisar o desempenho da coluna. Neste contexto, a melhor razão de refluxo será determinada por um balanço econômico entre os custos operacionais e os custos iniciais do equipamento.

Neste trabalho, foram realizados experimentos sob condições de refluxo parcial, a fim de verificar a influência da razão de refluxo de produto condensado, da fração inicial de etanol no refervedor (2, 3 e 4 %) e da área livre de escoamento (1,9, 4,5 e 7,9 %) nas características hidrodinâmicas da coluna. Cabe ressaltar que apenas alguns resultados experimentais típicos serão expostos neste item, sendo que os mesmos fornecerão de forma concisa as análises completas realizadas neste trabalho.

Conforme mencionado no Capítulo 4, mediante ao fato da válvula que realiza a divisão da corrente de condensado (tipo globo) não possibilitar um ajuste fino, não é simples obter valores exatos de razão de refluxo, sendo estas analisadas nas faixas de 5 a 7, 10 a 12 e 15 a 17. Como consequência da divisão da corrente de condensado, os testes

foram realizados nas maiores taxas de vaporização obtidas sob condições de refluxo total. Com isto, os resultados obtidos neste item foram comparados com os resultados obtidos sob condições de refluxo total.

As Figuras 5.11 a 5.15 expõem os perfis de concentração de etanol e altura de dispersão ao longo da coluna em função da velocidade superficial de vapor, fração de área livre de escoamento, concentração inicial de etanol no refeedor e razão de refluxo (RR).

Primeiramente, avaliou-se a influência da velocidade superficial de vapor, fração de área livre de escoamento e concentração inicial de etanol no refeedor sobre os perfis de concentração de etanol e altura de dispersão.

Pelas Figuras 5.11 e 5.12 pode-se avaliar a influência da velocidade superficial de vapor, mantendo-se constante a concentração inicial de etanol no refeedor e a fração de área livre. Observou-se que um aumento na velocidade de vapor ocasiona um aumento na altura de dispersão, principalmente nos pratos superiores, o que fornece uma maior concentração de etanol nestes pratos. Com isto, uma maior distribuição de etanol ao longo da coluna é encontrado nas menores velocidades de vapor, ao custo de um decréscimo na altura de dispersão.

Um outro fator analisado foi a influência da concentração inicial de etanol no refeedor (2, 3 e 4 %) sobre a distribuição de etanol ao longo da coluna, mantendo-se constante a velocidade superficial da fase vapor e a fração de área livre de escoamento. Foi observada que um aumento na concentração inicial permite uma maior distribuição de etanol ao longo da coluna. Esta observação pode ser ilustrada pelas Figuras 5.13 e 5.14.

Analisando-se a influência da área livre de escoamento sobre as características hidrodinâmicas da coluna de para-destilação, sendo mantida constante a concentração inicial de etanol no refeedor (2 %) e a velocidade da fase vapor (em torno de 35 cm/s), observa-se pelas Figuras 5.11(b) e 5.15(b) que a altura de dispersão decresce com o aumento da área livre de 1,9 % para 4,5 %. Além disto, pelas Figuras 5.11(a) e 5.15(a) observa-se que o aumento na área livre de escoamento permite um aumento na distribuição de etanol ao longo da coluna. No entanto, este aumento não é mais verificado para maiores velocidades de vapor (em torno de 55 cm/s) conforme mostra as Figuras 5.12 e 5.13, ou

seja, o aumento da área livre de 4,5 % para 7,9 % não influenciou de forma significativa os perfis de concentração e, principalmente, o de altura.

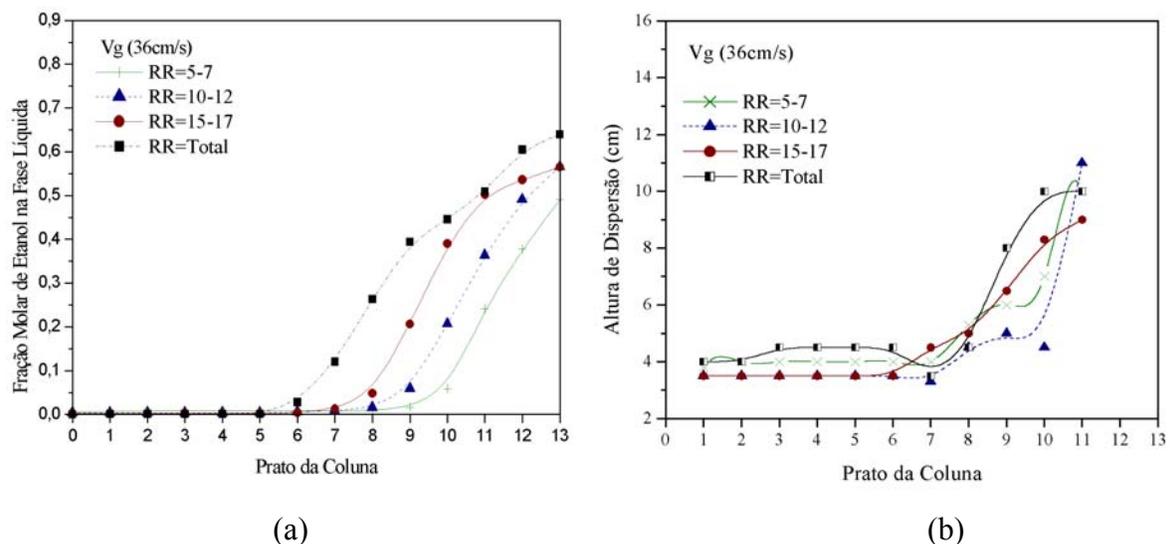


Figura 5.11: Perfis de concentração de etanol (a) e altura de dispersão (b) ao longo da coluna em função da razão de refluxo (RR). Concentração inicial de etanol no refeedor 2 %. Fração de área livre 4,5 %.

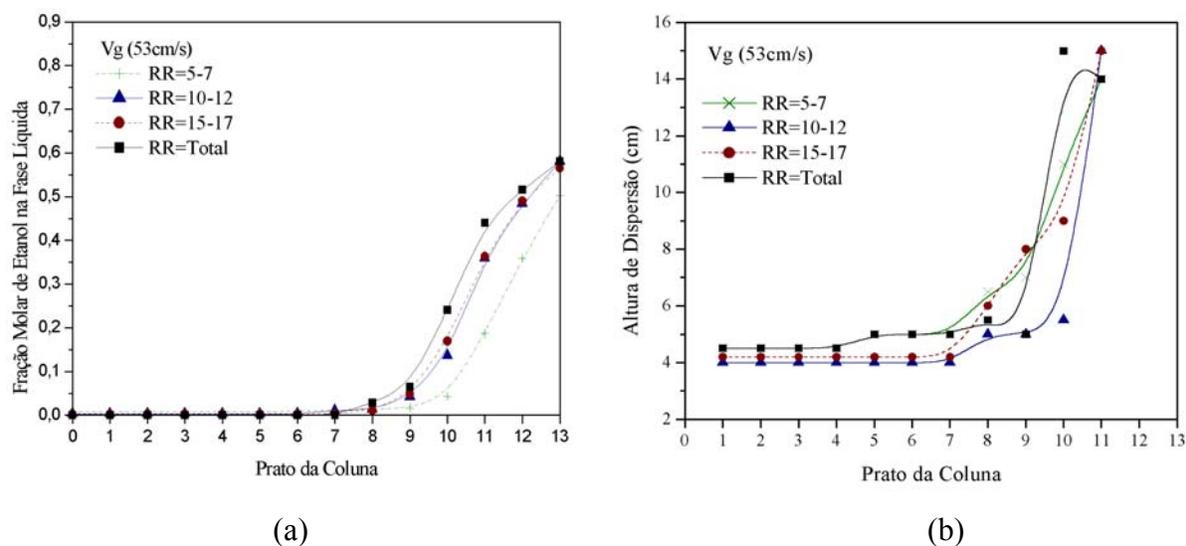


Figura 5.12: Perfis de concentração de etanol (a) e altura de dispersão (b) ao longo da coluna em função da razão de refluxo (RR). Concentração inicial de etanol no refeedor 2 %. Fração de área livre 4,5 %.

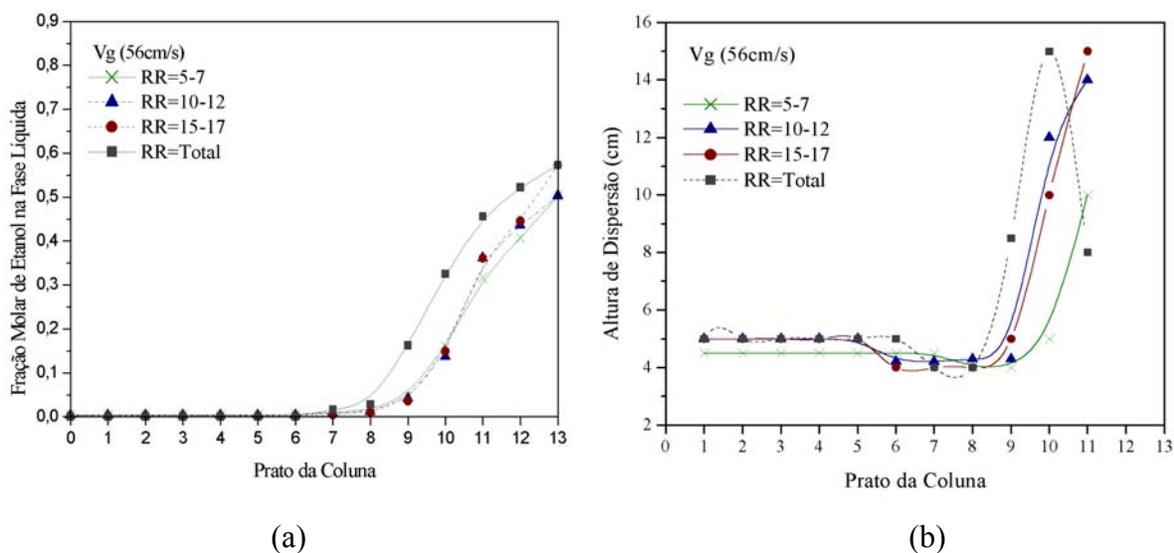


Figura 5.13: Perfis de concentração de etanol (a) e altura de dispersão (b) ao longo da coluna em função da razão de refluxo (RR). Concentração inicial de etanol no refeedor 2 %. Fração de área livre 7,9 %.

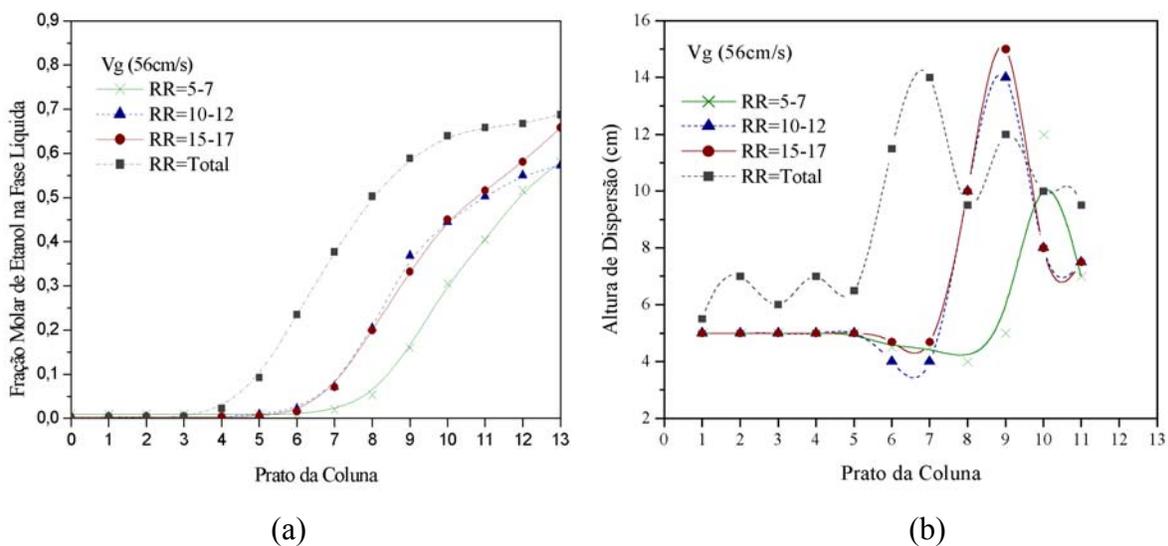


Figura 5.14: Perfis de concentração de etanol (a) e altura de dispersão (b) ao longo da coluna em função da razão de refluxo (RR). Concentração inicial de etanol no refeedor 3 %. Fração de área livre 7,9 %.

Tendo em vista que nas operações de refluxo parcial trabalhou-se com as velocidades mais elevadas daquelas obtidas para refluxo total, salienta-se que, sob condições próximas à inundação (limite superior de operação para refluxo total) a fração de área livre não influenciou de forma significativa os perfis de concentração de etanol e altura de dispersão ao longo da coluna, de forma análoga às operações de refluxo total. Este fato pode ser observado a partir das Figuras 5.12, 5.13 e 5.15, sendo todos perfis obtidos para condições de concentração inicial de etanol no refeedor igual a 2 %.

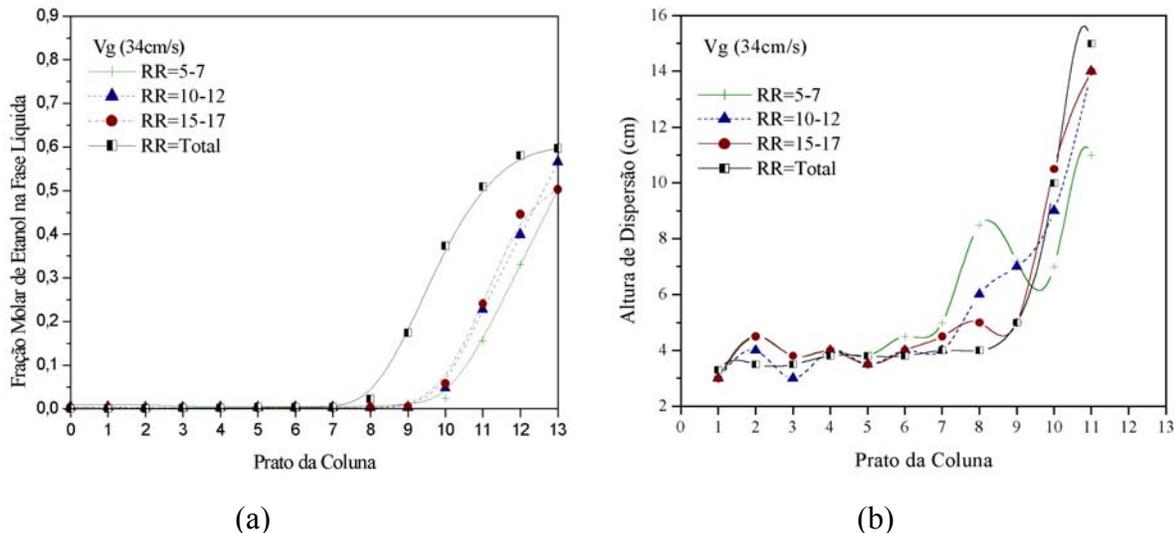


Figura 5.15: Perfis de concentração de etanol (a) e altura de dispersão (b) ao longo da coluna em função da razão de refluxo (RR). Concentração inicial de etanol no refeedor 2 %. Fração de área livre 1,9 %.

Por fim, cabe ressaltar que a coluna de para-destilação apresentou as mesmas características hidrodinâmicas operando tanto em refluxo total quanto parcial, não havendo a necessidade de maiores discussões neste item, tendo em vista que os mesmos já foram fornecidos no item: Refluxo Total.

No entanto, uma outra questão a ser considerada nesta discussão é a influência da razão de refluxo propriamente dita.

De um modo geral, pelas Figuras 5.11 a 5.15 foi observado que as maiores razões de refluxo apresentaram comportamento mais semelhante ao obtido sob condições de refluxo total. Além disto, foi constatado que ocorreu uma redução na concentração de etanol no produto de topo ao passo que se diminuiu a razão de refluxo. Este fato era esperado, pois como citado anteriormente, uma redução na razão de refluxo exige um aumento no número de estágios para se obter a mesma separação. Nas Figuras 5.12, 5.13 e 5.15, que expõem perfis obtidos para concentração inicial de etanol no refeedor igual 2 % e condições próximas a inundação para todas as frações de área livre analisadas, observou-se que a redução na concentração de etanol no produto de topo foi em geral, de 58% em condições de refluxo total para 50 % em condições de refluxo parcial 5-7. Este fato também foi observado para as concentrações iniciais de etanol no refeedor de 3 e 4 %, indicando que a fração de área livre não altera de forma significativa a fração de etanol obtida no produto de topo, mantendo-se a concentração inicial de etanol no refeedor constante. Observou-se ainda que um aumento na concentração inicial de etanol no refeedor provoca um aumento na concentração de etanol no produto de topo, como esperado.

Analisando-se o comportamento da operação em refluxo parcial, pode-se verificar pelas figuras apresentadas que nas operações de razão de refluxo na faixa de 15-17 a composição do produto destilado se aproxima bastante à obtida sob condições de refluxo total.

5.5-Limites de Operação

A altura de dispersão afeta diretamente os limites de operação em uma coluna de destilação, objetivando seu estudo. A seguir, será apresentado o estudo realizado na coluna de para-destilação, avaliando seus limites de operação para diversas condições operacionais e de projeto de prato.

Ao se operar com o sistema etanol-água não foi possível atingir o ponto de retenção em todos os pratos da coluna simultaneamente. Quando se inicia um ensaio, os pratos do topo são os primeiros a apresentarem retenção de líquido. Quando a altura de

dispersão atinge a altura do vertedor, este líquido começa a fluir para os pratos inferiores, enquanto que nos superiores se inicia a formação de dispersões bem definidas. Este fato é explicado pela variação da velocidade de líquido ao longo da coluna. Com isto, considerou-se o limite inferior de operação como sendo o primeiro ponto no qual todos os pratos da coluna possuísem certa quantidade de líquido retida sem a ocorrência de choro. Este limite inferior é denominado de “ponto de retenção do líquido”.

Ao se aumentar excessivamente a velocidade da fase vapor, atinge-se o limite superior de funcionamento, sendo este caracterizado pela inundação da coluna. A inundação pode ser causada por diferentes fatores:

- ✓ Valor elevado de velocidade de vapor: nesta condição a espuma é muito elevada ocupando todo o espaço entre pratos, produzindo um excessivo arraste de vapor para o prato superior, podendo ainda impedir o escoamento do líquido (condição em que o vapor entra pelo vertedor impedindo a saída de líquido);
- ✓ Valor elevado da velocidade de líquido: causada pela alta vazão de líquido, vertedor sub-dimensionado ou ainda arraste de vapor pelo líquido;

A velocidade de vapor considerada como sendo o limite superior de operação da coluna foi aquela em que pelo menos um dos pratos da coluna tivesse atingido a altura de dispersão igual a 15 cm. Salienta-se que foram realizados alguns experimentos com velocidades superiores à considerada limite, porém estas apresentaram um aumento excessivo na queda de pressão da coluna, o que ocasionou a inundação da corrente de refluxo proveniente do condensador, tornando inoperante sua prática.

Neste item será apresentada uma análise das condições nas quais ocorre o ponto de retenção de líquido sobre os pratos e a inundação do mesmo. A análise foi realizada para todos os pratos (1,9, 4,5 e 7,9 %) operando em condições de refluxo total.

A Figura 5.16 expõe as velocidades da fase vapor em função da fração de área livre nas quais foram verificados os limites de operação, para a coluna de para-destilação utilizada neste projeto.

Com o aumento da área livre de escoamento dos pratos, observou-se que houve a necessidade de maiores valores de velocidade de vapor e líquido para manter o ponto

mínimo de retenção, ou seja, para uma dada velocidade de gás a taxa de choro aumentou com o aumento da porcentagem de área livre. Como pode ser observado na Figura 5.16 a velocidade da fase vapor aumentou de 7 cm/s para 21 e 47 cm/s, para as frações de área de 1,9, 4,5 e 7,9 % respectivamente.

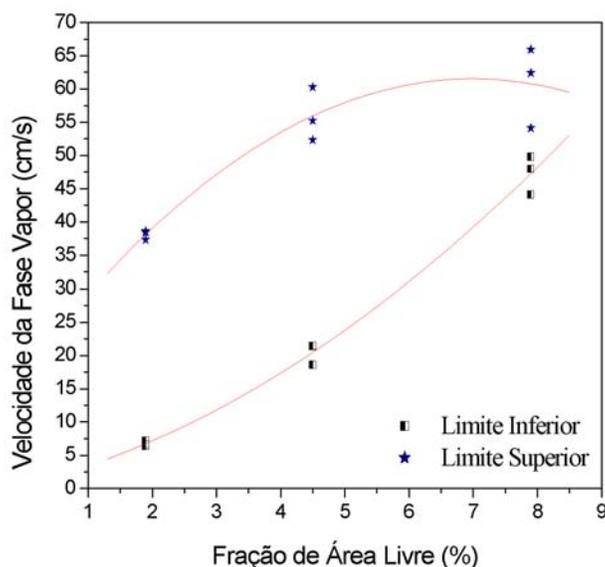


Figura 5.16: Velocidades da fase vapor em função da fração de área livre nas quais foram verificados os limites de operação.

Para a mesma área livre de escoamento, observou-se que com o aumento da concentração de etanol, a velocidade superficial do vapor necessária para a retenção de líquido no prato diminuiu (Tabela 5.3). Isto pode ser explicado pelo efeito favorável a formação de espuma promovida pelo etanol. Porém, para a fração de área livre igual 7,9 % este fato não foi verificado com exatidão, pois nesta fração a presença da dispersão oscilante, que aumenta a presença de choro, dificultou a determinação do ponto de retenção de líquido (limite inferior de operação). Vale salientar que, em geral, quando o choro foi observado este ocorreu não uniformemente ao longo do prato. Para a fração de área livre de 7,9 %, pratos operando com alturas de dispersão relativamente elevadas apresentavam, de forma intermitente, choro de líquido pelos orifícios, principalmente quando a dispersão era do tipo oscilante.

Tabela 5.3 Velocidade da fase vapor para o limite inferior de operação da coluna, em função da fração de área livre e da fração molar de etanol no refeededor.

<i>Fração de área livre (%)</i>	<i>1,9</i>	<i>4,5</i>	<i>7,9</i>
<i>Fração molar inicial de etanol no refeededor</i>	<i>Velocidade da Fase Vapor em cm/s</i>		
<i>2 %</i>	<i>7,21</i>	<i>21,35</i>	<i>49,79</i>
<i>4 %</i>	<i>6,64</i>	<i>18,58</i>	<i>44,09</i>

Como verificado no limite inferior, para o limite superior também ocorreu um aumento na velocidade de vapor com o aumento da área livre de escoamento. Porém, para as frações de área livre de 4,5 e 7,9 % não foi verificada uma variação significativa na velocidade de inundação da coluna, tendo em vista que para a fração de área livre de 7,9 % houve uma redução significativa na faixa de operação, como evidencia a Figura 5.16.

Torna-se importante salientar que, com o aumento da área livre de escoamento, houve um aumento nas velocidades das fases líquida e vapor, implicando em um aumento considerável da capacidade de produção da coluna. Porém, deve-se levar em consideração que para a fração de área livre de 7,9 % houve uma diminuição significativa na faixa de operação, bem como o aparecimento de regime de dispersão oscilante, o que pode restringir a aplicabilidade desta fração citada.

Por fim ressalta-se a importância de se avaliar os limites de operação de uma coluna de destilação, tendo em vista que um prato opera satisfatoriamente dentro de um certo intervalo de velocidade de vapor. Como citado no Capítulo 3, a velocidade de vapor recomendada para projetos, deve estar entre 80 a 85 % da velocidade de inundação.

5.6-Modelagem da Altura de Dispersão

Neste trabalho a modelagem dos resultados experimentais foi realizada utilizando a teoria da análise dimensional, na qual as variáveis significativas no processo foram

agrupadas em forma de grupos adimensionais. Procurou-se encontrar uma equação que possa prever a altura de dispersão na coluna de para-destilação analisada neste trabalho.

A altura da dispersão (Hd) sobre um prato é função de uma série de variáveis, sendo descritas da seguinte forma:

$$Hd = f(g, \rho_l, \rho_g, \mu_l, \mu_g, \sigma, v_l, v_g, D_c, do, dw, H_p, \varphi)$$

Para encontrar os grupos adimensionais que englobam estas variáveis utilizou-se o teorema Pi de Buckingham, o qual resultou nos seguintes grupos:

$$\frac{v_g \times D_c \times \rho_g}{\mu_g} = Re_g$$

$$\frac{v_L \times D_c \times \rho_L}{\mu_L} = Re_L$$

$$\frac{\rho_L \times v_L^2 \times D_c}{\sigma} = We$$

$$\frac{v_g^2}{D_c \times g} = Fr_g$$

$$\pi = \frac{Hd}{D_c}$$

$$\varphi = \frac{(\text{area ocupada pelos orifícios})}{(\text{area do prato})} = \frac{22d_o^2}{D_c^2}$$

Os dois primeiros grupos representam o número de Reynolds para o vapor e para o líquido, respectivamente. Este número representa a relação entre as forças de inércia e viscosa servindo para distinguir regimes de escoamento. O terceiro grupo representa o número de Weber que fornece a relação entre as forças de inércia e tensão superficial, sendo importante para o estudo das interfaces líquido-líquido e gás-líquido. O quarto grupo representa o número de Froude indicando a relação entre as forças de inércia e gravitacionais. Este número auxilia na distinção entre escoamentos rápidos e lentos em sistemas que possuem superfície livre. Por sua vez, o grupo (Hd/Dc) representa a relação entre a altura de dispersão e o diâmetro da coluna. Finalmente, o grupo φ indica a área livre de escoamento dos pratos.

Escrevendo uma equação para o grupo que contém a altura da dispersão (Hd) em função dos demais grupos adimensionais, na forma de um produto de potência desses grupos, tem-se:

$$\pi = A \times \text{Re}_L^B \times \text{Re}_g^C \times Fr^D \times We^E \times \varphi^F$$

sendo que: A, B, C, D, E e F são as constantes que deverão ser ajustadas.

Com a finalidade de determinar as constantes do modelo, fez-se uma regressão linear múltipla dos resultados experimentais, utilizando o método dos mínimos quadrados. Neste ponto cabe ressaltar que as propriedades físicas utilizadas para calcular os grupos adimensionais estão expostas no Anexo II. Com isto, obteve-se a seguinte equação:

$$\pi = 1,8859 \times \text{Re}_L^{(-0,5644)} \times \text{Re}_g^{(0,3383)} \times Fr^{(0,1096)} \times We^{(0,2881)} \times \varphi^{(-0,4149)}$$

ou ainda:

$$\frac{Hd}{D_c} = 1,8859 \times \frac{\left(\frac{v_g \times D_c \times \rho_g}{\mu_g} \right)^{(0,3383)} \times \left(\frac{v_g^2}{D_c \times g} \right)^{(0,1096)} \times \left(\frac{\rho_L \times v_L^2 \times D_c}{\sigma} \right)^{(0,2881)}}{\left(\frac{v_L \times D_c \times \rho_L}{\mu_L} \right)^{(0,5644)} \times \left(\frac{22d_o^2}{D_c^2} \right)^{(0,4149)}} \quad (5.1)$$

O erro relativo médio obtido com esta equação quando aplicada aos resultados experimentais foi de 18,41 %. O número de pontos experimentais utilizados foi de 504.

A Equação 5.1 é válida para as seguintes condições:

$$\left(\begin{array}{l} \text{Sistema E tan ol – Agua} \\ \text{Condições de Re fluxo Total e Parcial} \\ D_c = 6,91 \text{ cm} \\ 13 \leq \text{Re}_L \leq 190 \\ 225 \leq \text{Re}_g \leq 5200 \\ 0,006 \leq Fr \leq 0,62 \\ 0,8 \times 10^{-5} \leq We \leq 0,98 \times 10^{-2} \\ \varphi = \begin{cases} 0,018 \text{ para } d_o = 2 \text{ mm} \\ 0,041 \text{ para } d_o = 3 \text{ mm} \\ 0,074 \text{ para } d_o = 4 \text{ mm} \end{cases} \end{array} \right.$$

Cabe ressaltar que o diâmetro da coluna (D_c) foi considerado como sendo o diâmetro equivalente a área ocupada por um prato de para-destilação, ou seja, a coluna de para-destilação apresenta um diâmetro total de 9,9 cm, porém cada prato ocupa a área equivalente a um semicírculo desta coluna. Desta forma, a área de um prato é de $37,5 \text{ cm}^2$ e isto equivale a um círculo de 6,91 cm de diâmetro.

A Figura 5.17 apresenta os resultados experimentais versus os calculados pela Equação 5.1 .

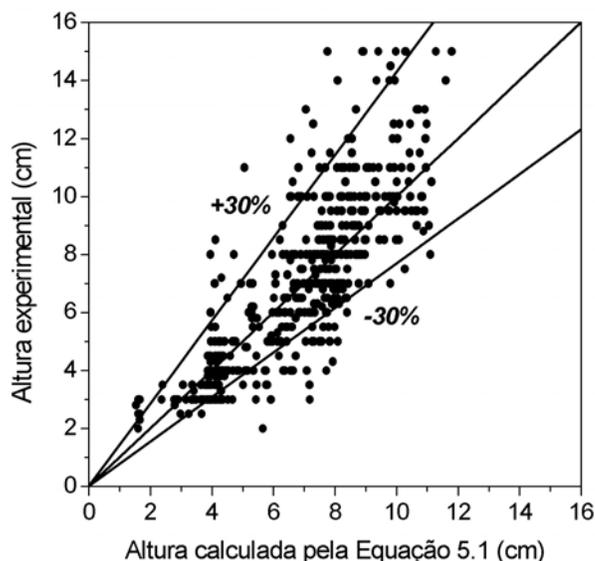


Figura 5.17- Gráfico comparativo entre a altura da dispersão experimental e calculada com a equação 5.1.

5.7-Eficiência de Murphree

No presente trabalho a eficiência de Murphree para a coluna de para-destilação foi calculada e discutida para diversas condições operacionais e de geometria de prato. Para tanto, um programa em linguagem Fortran foi desenvolvido para resolver o sistema de equações de balanços de massa e de energia na coluna. O programa fornece as velocidades das fases líquida e vapor, a composição da fase vapor e a eficiência de Murphree para cada prato da coluna.

Como são muitos os fatores que afetam a eficiência, é difícil separá-los e avaliar seus efeitos individualmente. Tome como exemplo a velocidade do vapor. A eficiência é alterada com a velocidade do vapor devido à sua influência sobre a altura de dispersão (altera o tempo de residência). No entanto, o grau de influência depende das propriedades físicas (ou seja, da composição), conforme exposto nos itens anteriores. Devido a esta complexidade da interação entre os efeitos das variáveis que afetam a eficiência, dados de eficiência são difíceis de serem obtidos.

Um outro fator a ser observado é o tipo do equipamento. Dependendo ainda da diferença de propriedades físicas existentes entre os componentes mais e menos voláteis do sistema destilante, é provável que se tenha uma grande variação da vazão volumétrica das fases ao longo da coluna. As variações nas vazões de vapor serão normalmente compensadas mediante ajuste da área do orifício (área livre de escoamento). Por sua vez, as variações nas vazões de líquido podem ser compensadas ajustando-se as áreas dos vertedores. No entanto, não se costuma, na maioria dos casos, variar o projeto de cada prato para alcançar as condições de máxima eficiência para a coluna. Geralmente, utiliza-se o mesmo projeto de um prato como padrão para toda a coluna, podendo ser utilizado um tipo de prato para cada seção da coluna. Quanto maior for o número de projetos e/ou tipos de pratos individuais a ser utilizado em uma coluna, maior será o seu custo de fabricação.

Assim sendo, é necessário que o estudo seja realizado em uma coluna com diversos pratos com a mesma característica geométrica, da mesma forma que as colunas industriais. Tem-se então em uma mesma condição operacional, pratos atuando na sua máxima eficiência com pratos operando com eficiência menor, podendo ser até a mínima aceitável.

O presente trabalho, por ser o primeiro estudo realizado experimentalmente, objetivou conhecer o comportamento e a operabilidade da coluna de para-destilação. Portanto, os resultados obtidos são, para cada condição operacional, um perfil de composições, altura e tipo de dispersão ao longo da coluna. Apesar deste formato de equipamento permitir conhecer o funcionamento, comportamento e operabilidade da coluna, este não permite obter dados de eficiência precisos, pois:

- ✓ As velocidades e as composições do vapor e do líquido dos pratos são preditas;
- ✓ Erro na determinação da composição de um prato resulta na propagação de erros da determinação de eficiência dos pratos adjacentes.

A obtenção de valores mais confiáveis de eficiência requer modificações no equipamento a fim de possibilitar a determinação experimental das composições da fase vapor que entram e saem de um prato, e não predizer, conforme foi realizado neste trabalho. Para isto, requer-se uma coluna com 3 pratos (de cada lado) sendo que o primeiro e o último serão utilizados para distribuir os fluxos de líquido e vapor e o prato do meio para as medidas de composições do líquido e dos vapores de entrada e saída.

Assim sendo, chama-se a atenção de que, com os resultados obtidos no presente trabalho objetiva-se apenas realizar estudos exploratórios da eficiência de separação.

Com isto a discussão que segue concentra-se primordialmente na análise dos diversos fatores que interferem na eficiência de Murphree, dentre eles: efeito da concentração de etanol, velocidade da fase vapor, fração de área livre de escoamento, razão de refluxo.

✓ *Efeito da Composição sobre Eficiência*

Várias hipóteses vêm sendo sugeridas para explicar a variação no desempenho da coluna de destilação por efeito da composição, sendo que nenhuma delas isoladamente é capaz de fornecer uma explicação satisfatória e completa para esse fato. Dessa forma, têm-se proposto explicações em termos da variação das propriedades físicas conjuntamente à variação da composição, da inclinação da curva de equilíbrio, da área interfacial, do coeficiente de transferência de massa e de efeitos térmicos associados à destilação.

Resultados experimentais obtidos por Mostafa (1979) indicam que, em sistemas não-ideais, a eficiência varia significativamente com a concentração da fase líquida. Esta variação na eficiência é pequena para a faixa de concentração intermediária (0,20-0,70,

considerando o sistema etanol-água), sendo considerável para concentrações baixas e altas do componente mais volátil (etanol). Como consequência de se ter uma pequena força motriz para concentrações extremas (baixas ou elevadas) do componente mais volátil, ocorre uma diminuição na altura da dispersão, ou seja, tem-se uma menor formação de espuma e, portanto, uma menor eficiência.

A composição da fase líquida também tem um importante efeito sobre a eficiência para os sistemas classificados como positivos, como é o caso do binário etanol-água. Como para este sistema a volatilidade é grande (em torno de 7 a 10) a baixas concentrações de etanol (2 a 7 %), uma pequena variação na determinação da concentração resulta em uma grande variação na eficiência de Murphree. O mesmo comportamento ocorre quando a concentração de etanol é muito alta (maiores que 70 %).

Mediante ao exposto anteriormente, neste trabalho teve-se o cuidado de avaliar a influência da variação da concentração de etanol sobre o resultado final de eficiência. Para tanto modificou-se o valor da concentração de etanol em um determinado prato, na faixa de $\pm 2\%$ para concentração de etanol menor que 0,3 e $\pm 4\%$ para concentrações maiores, e observaram-se os resultados de eficiência obtidos ao longo da coluna com esta nova condição.

Neste contexto, a Figura 5.18 expõe os resultados obtidos para dois ensaios. Cada símbolo da figura corresponde ao perfil de eficiência obtida variando-se a concentração dentro do erro experimental (ambos desvios positivos e negativos) de diversos pratos da coluna. Como pode ser observada pela figura citada, a eficiência não sofre variações significativas, ao se modificar a composição de etanol em um prato, na região de 20 a 40 % de etanol. Acima e abaixo desta região, qualquer variação na composição do sistema afeta de forma significativa o resultado final da eficiência. Com isto, no presente trabalho a eficiência foi analisada nos pratos que apresentaram fração molar de etanol entre 0,20 e 0,40.

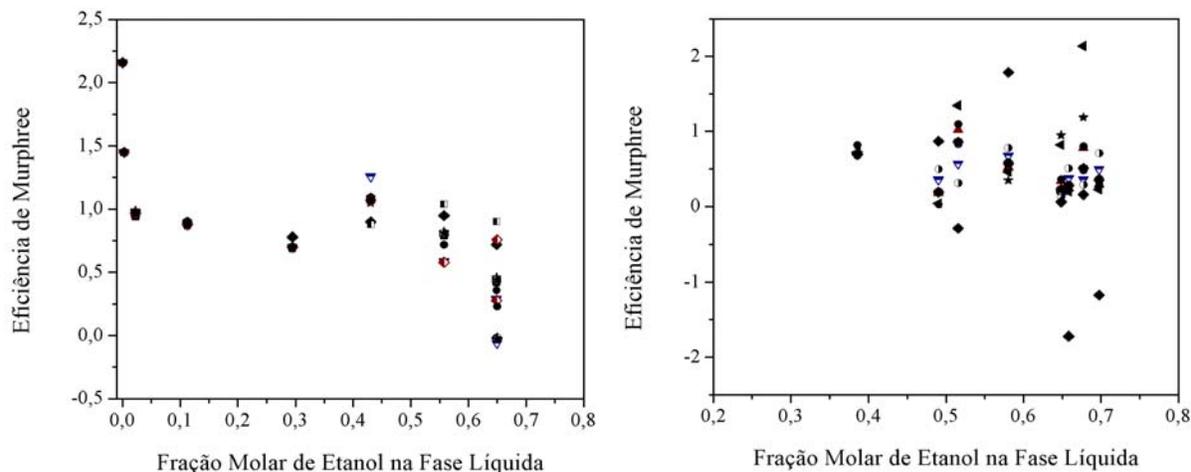


Figura 5.18- Influência da variação da concentração de etanol sobre o resultado final de eficiência.

✓ *Efeito da Velocidade Superficial da Fase Vapor sobre a Eficiência*

Uma vez que variação na composição influencia o efeito que a variação da velocidade da fase vapor possui sobre a eficiência, a análise deste item foi realizada separadamente para cada faixa de fração molar de etanol estudada.

A fração molar de etanol na fase líquida foi mantida constante, e variou-se a velocidade da fase vapor, desde um valor próximo ao ponto de retenção até um valor próximo ao ponto de inundação do prato.

Usualmente, os resultados de eficiência apresentam muitos desvios, resultando em uma nuvem de pontos quando expressos na forma de gráfico.

As Figuras 5.19 e 5.20 ilustram os resultados obtidos para eficiência de Murphree em função da velocidade superficial da fase vapor, para diversas faixas de fração molar de etanol na fase líquida, bem como para diversas frações de área livre. Vale salientar que estes resultados foram obtidos sob condições de refluxo total. Além disto, cabe ressaltar que quando se analisa a variação da eficiência com a velocidade da fase vapor, outro fator

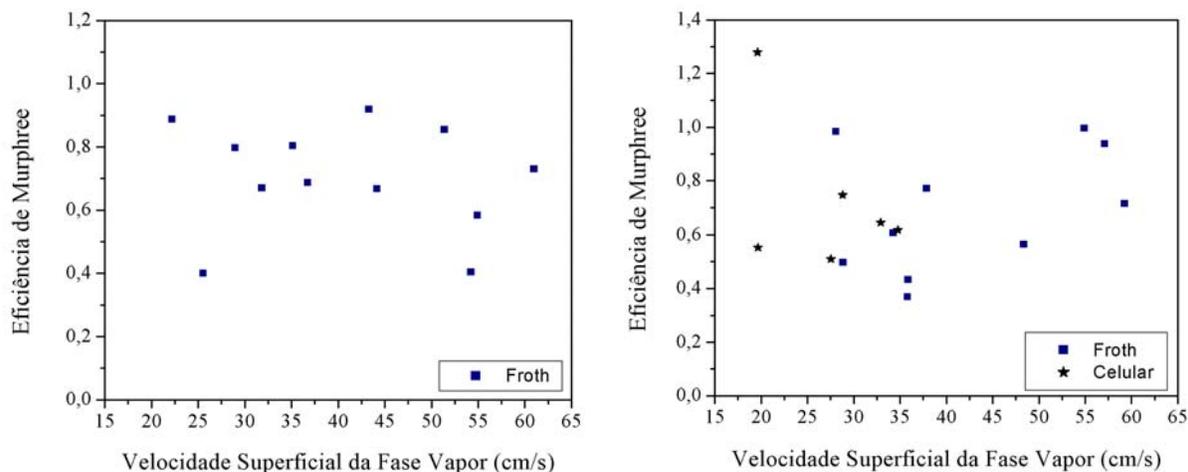
que também interfere no resultado é o tipo de dispersão. Como os resultados apresentados estão na faixa de 0,20 a 0,40 fração molar de etanol na fase líquida, a maioria dos dados estão na região de dispersão do tipo froth (froth homogêneo, froth e froth oscilante). Por isto, nos gráficos em questão, quando se observou alguma dispersão diferente de froth, celular, por exemplo, esta está indicada na própria figura. A título de exemplo, a Figura 5.19 (b) mostra os resultados de eficiência para dispersões do tipo celular. Verifica-se que os resultados são completamente diferentes aos do tipo froth, além de serem muito mais dispersos. Como se pode observar, não é possível analisar os resultados da eficiência das espumas celulares pela grande dispersão dos pontos. Um dos motivos pode ser a amostragem, pois devido à alta porosidade (maior que 90 %) é difícil de garantir que não houve contaminação de vapor na amostragem do líquido. Além disto, a literatura apresenta resultados de eficiência apenas para dispersões do tipo froth.

Pelas Figuras 5.19 e 5.20 foi possível observar que existe uma relação entre a velocidade superficial do gás e a eficiência de separação da mistura etanol-água.

À medida que se aumenta a velocidade do gás a partir de zero, alcança-se um ponto para qual o líquido começa a ser retido sob o prato. Com o posterior aumento na velocidade, a eficiência cresce rapidamente até atingir um valor máximo, após o qual começa a decrescer. Com um aumento ainda maior na velocidade do gás, 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 com respeito à velocidade do gás, para uma ampla faixa de velocidades.

Observa-se que existe uma tendência de aumento da eficiência para as baixas velocidades de gás pelo fato de que nestas condições o tamanho da bolha de gás e seu tempo de elevação através da camada de líquido e dispersão resultariam em um tempo de contato ótimo entre as fases. O aumento da eficiência com a velocidade superficial do gás, para os sistemas aerados em regime froth pode ser resultado de um aumento no grau de aeração da mistura gás-líquido presente sob o prato. Este aumento seria acompanhado por um aumento na altura de dispersão, proporcionando um maior tempo de contato e, com isto, uma maior taxa de transferência de massa entre as fases.

A partir deste ponto, a redução da eficiência com um posterior aumento de velocidade pode ser devido à diminuição no tempo de contato entre as fases por causa da elevação das bolhas de gás através da camada de líquido se dar a uma velocidade maior (enquanto que a altura de dispersão permaneceria praticamente constante), ou devido ao aumento no tamanho das bolhas de gás, o que provocaria uma diminuição na interface líquido-vapor, ou ainda, a ocorrência de arraste de líquido para o prato superior. Neste ponto cabe ressaltar que, para valores altos de fração molar de etanol na fase líquida, nem sempre se observou uma diminuição na altura com o aumento da velocidade superficial do gás, principalmente em condições próximas a inundação, nas quais em alguns casos o último prato era o que apresentava a maior altura de dispersão.

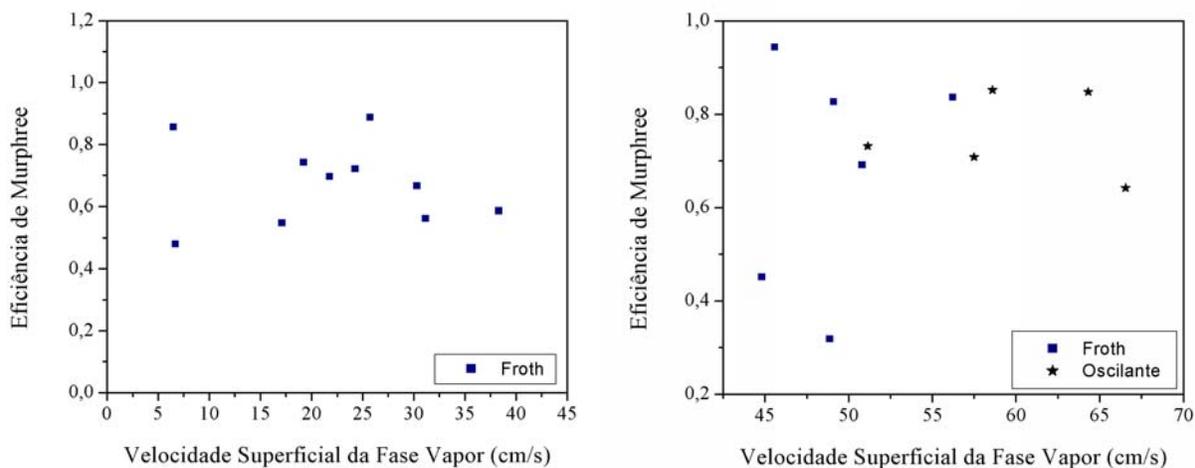


(a) Faixa de fração molar de etanol na fase líquida: 0,20 a 0,30

(b) Faixa de fração molar de etanol na fase líquida: 0,30 a 0,40

Figura 5.19- Eficiência de Murphree em função da velocidade superficial da fase vapor.

Fração de área livre igual a 4,5 %.



(a) Faixa de fração molar de etanol na fase líquida: 0,20 a 0,30

(b) Faixa de fração molar de etanol na fase líquida: 0,30 a 0,40

Figura 5.20- Eficiência de Murphree em função da velocidade superficial da fase vapor. Fração de área livre igual a 1,9 % (a) e 7,9 % (b).

✓ *Efeito da Fração de Área Livre de Escoamento e da Razão de Refluxo sobre a Eficiência*

Comparando as Figuras 5.19 (a) e 5.20 (a), ambos para faixa de fração molar de etanol na fase líquida em trono de 0,20 a 0,30 e condições de refluxo total, observou-se que a fração de área livre de escoamento apresenta pouco efeito sobre a eficiência média, ou seja, para fração de área livre igual a 1,9 % foi observado um máximo de eficiência em torno de 0,90, sendo que para fração de área livre igual a 4,5 % foi observado o mesmo valor. No entanto, devido à faixa de operação ser diferente, verificou-se que para a faixa de velocidade em comum com as duas áreas (20 a 40 cm/s), para a área livre de 1,9 % a eficiência é decrescente com a velocidade enquanto que para 4,5 % é crescente com a velocidade.

Partindo para a análise da eficiência em condições de refluxo parcial, cabe ressaltar que os resultados não serão expostos na forma de figuras, pois as velocidades da fase vapor foram mantidas constantes para cada fração de área analisada, ou seja, os

experimentos de refluxo parcial foram realizados nas maiores velocidades da fase vapor obtidas para refluxo total.

As Tabelas 5.4 a 5.7 expõem os resultados obtidos experimentalmente na coluna de para-destilação para diversas faixas de fração molar de etanol na fase líquida e razões de refluxo.

Cabe ressaltar que a altura de dispersão não variou de forma significativa com a razão de refluxo, tendo apenas uma leve queda para as razões em torno de 5-7. Além disto, os resultados expostos nas tabelas são uma média de aproximadamente três pontos, tendo em vista que há certa dificuldade de se obter resultados que estejam na mesma faixa de razão de refluxo e fração molar de etanol. No entanto, a diferença absoluta entre estes pontos utilizados para calcular a média, não ultrapassou 0,1 em fração molar de etanol, indicando relativa confiança nos resultados expostos nas tabelas.

Tabela 5.4- Valores médios de eficiência de Murphree para diversas faixas de fração molar de etanol na fase líquida e diversas faixas de razão de refluxo. Velocidade superficial da fase vapor em torno de 34 cm/s. Fração de área livre igual a 1,9 %.

<i>Razão de Refluxo</i>	<i>Faixa de Fração Molar de Etanol na Fase Líquida</i>	
	<i>0,20-0,30</i>	<i>0,30-0,40</i>
	<i>Eficiência de Murphree Média</i>	
<i>5-7</i>	0,64	0,68
<i>10-12</i>	0,65	0,93
<i>15-17</i>	0,78	---
<i>Total</i>	0,63	0,95

Tabela 5.5- Valores médios de eficiência de Murphree para diversas faixas de fração molar de etanol na fase líquida e diversas faixas de razão de refluxo. Velocidade superficial da fase vapor em torno de 36 cm/s. Fração de área livre igual a 4,5 %.

<i>Razão de Refluxo</i>	<i>Faixa de Fração Molar de Etanol na Fase Líquida</i>	
	<i>0,20-0,30</i>	<i>0,30-0,40</i>
	<i>Eficiência de Murphree Média</i>	
<i>5-7</i>	0,38	0,45
<i>10-12</i>	0,60	0,62
<i>15-17</i>	0,57	0,67
<i>Total</i>	0,72	0,58

Tabela 5.6- Valores médios de eficiência de Murphree para diversas faixas de fração molar de etanol na fase líquida e diversas faixas de razão de refluxo. Velocidade superficial da fase vapor em torno de 53 cm/s. Fração de área livre igual a 4,5 %.

<i>Razão de Refluxo</i>	<i>Faixa de Fração Molar de Etanol na Fase Líquida</i>	
	<i>0,20-0,30</i>	<i>0,30-0,40</i>
	<i>Eficiência de Murphree Média</i>	
<i>5-7</i>	0,55	0,63
<i>10-12</i>	0,66	0,56
<i>15-17</i>	0,66	0,49
<i>Total</i>	0,62	0,80

Tabela 5.7- Valores médios de eficiência de Murphree para diversas faixas de fração molar de etanol na fase líquida e diversas faixas de razão de refluxo. Velocidade superficial da fase vapor em torno de 56cm/s. Fração de área livre igual a 7,9 %.

<i>Razão de Refluxo</i>	<i>Faixa de Fração Molar de Etanol na Fase Líquida</i>	
	<i>0,20-0,30</i>	<i>0,30-0,40</i>
	<i>Eficiência de Murphree Média</i>	
<i>5-7</i>	0,61	0,38
<i>10-12</i>	0,55	0,48
<i>15-17</i>	0,60	0,56
<i>Total</i>	0,63	0,81

Em geral observou-se que os maiores valores de eficiência de Murphree foram obtidos para condições operacionais de refluxo total ou altos valores de razão de refluxo.

Além disto, comparando os resultados das Tabelas 5.4 e 5.7, para velocidade superficial da fase vapor em torno de 35 cm/s, e das Tabelas 5.6 e 5.7, para velocidade superficial da fase vapor em torno de 55 cm/s, pode-se observar que, com o aumento da fração de área livre, há uma leve tendência de decréscimo na eficiência. Como os resultados obtidos são mais qualitativos do que quantitativos, pode-se constatar que a eficiência não é fortemente afetada pela variação na área livre de escoamento. Esta observação está de acordo com o exposto por Van Winkle (1967), que expôs que a fração de área ocupada pelos orifícios tem pouco efeito sobre a eficiência.

CAPÍTULO 6- CONCLUSÕES E SUGESTÕES

6.1-Conclusões

Neste trabalho, uma coluna de para-destilação de pratos perfurados com vertedores em escala laboratorial foi utilizada para a coleta dos dados experimentais. O objetivo deste trabalho foi o de analisar as características hidrodinâmicas e de eficiência de Murphree na coluna em questão, variando-se as condições operacionais e de geometria de pratos. Por meio da análise dos resultados experimentais obtidos, chegou-se as seguintes conclusões:

✓ Operação da Coluna de Para-destilação

Pôde-se observar que a coluna de para-destilação é de fácil operabilidade. No entanto, a coluna alternativa apresentou um tempo de estabilização relativamente superior ao da coluna convencional.

✓ Tipo de Dispersão

O estudo do tipo de dispersão é importante, pois influi no desempenho das colunas de destilação. Com isto, na coluna de para-destilação avaliada neste trabalho, os tipos de dispersão observados nos diferentes experimentos foram: froth, froth homogêneo, transição froth/spray, celular e froth oscilante. O tipo de dispersão depende da área livre de escoamento, da concentração de etanol, das velocidades de vapor e líquido.

O regime celular ocorreu nos pratos com área livre de 1,9 e 4,5 % e concentrações acima de 30 % de etanol, sendo mais bem desenvolvido nas baixas velocidades de vapor. Em velocidades elevadas observou-se a predominância da dispersão do tipo froth homogêneo.

Os tipos froth e spray apareceram nos pratos em que a concentração de etanol na fase líquida era menor do que 20 %.

Foi observado que o aumento da área livre de escoamento favoreceu o aparecimento da região de transição entre os regimes froth/spray e da dispersão do tipo oscilante.

✓ Perfil de Concentração e de Altura de Dispersão

Pelos resultados obtidos pode-se constatar que 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.

Observou-se que um aumento na velocidade de vapor ocasiona um aumento na altura de dispersão, principalmente nos pratos superiores, o que fornece uma maior concentração de etanol nestes pratos. Um decréscimo na velocidade permite uma maior distribuição de etanol ao longo da coluna, ao custo de um decréscimo na altura de dispersão.

Além disto, observou-se que a altura de dispersão decresceu com o aumento da área livre, para uma velocidade de vapor constante.

A partir do momento em que a altura de dispersão estabiliza, o valor em que elas atingem o máximo ocorre em torno de 0,4 a 0,6 em fração molar de etanol.

Foi observada que um aumento na concentração inicial de etanol no refulador permite uma maior distribuição de etanol ao longo da coluna, em função da velocidade superficial de vapor. Os resultados evidenciam que os maiores valores de concentração de etanol no condensador foram obtidos para as menores velocidades de vapor.

Cabe ressaltar que a coluna de para-destilação apresentou as mesmas características hidrodinâmicas operando tanto em refluxo total quanto parcial.

Sob condições de refluxo parcial, além do citado anteriormente, foi observado que as maiores razões de refluxo apresentaram comportamento mais semelhante ao obtido sob condições de refluxo total. Além disto, foi constatado que ocorreu uma redução na concentração de etanol no produto de topo ao passo que se diminuiu a razão de refluxo. Pode-se verificar que nas operações de razão de refluxo na faixa de 15-17, a composição do produto destilado se aproxima bastante à obtida sob condições de refluxo total.

✓ Limites de Operação

Avaliar os limites de operação de uma coluna de destilação é de suma importância, tendo em vista que um prato opera satisfatoriamente dentro de um certo intervalo de velocidade de vapor.

Neste trabalho foram analisadas as condições nas quais ocorre o ponto de retenção de líquido sobre os pratos e a inundação do mesmo. A análise foi realizada para todos os pratos (1,9, 4,5 e 7,9 %) operando em condições de refluxo total.

Com o aumento da área livre de escoamento dos pratos, observou-se que houve a necessidade de maiores valores de velocidade de vapor para manter o ponto mínimo de retenção, bem como para o limite superior de operação. Porém, para as frações de área livre de 4,5 e 7,9 % não foi verificada uma variação significativa na velocidade de inundação da coluna, tendo em vista que para a fração de área livre de 7,9 % houve uma redução significativa na faixa de operação.

✓ Eficiência de Murphree

Por ser o primeiro estudo realizado experimentalmente, os resultados obtidos no presente trabalho objetivam apenas realizar estudos exploratórios da eficiência de separação.

Os resultados indicam que, no sistema positivo não-ideal etanol-água, a eficiência varia significativamente com a concentração da fase líquida. Esta variação na eficiência é pequena para a faixa de concentração intermediária (0,20-0,40), sendo considerável para concentrações baixas e altas de etanol. Com isto, no presente trabalho a eficiência foi analisada nos pratos que apresentaram fração molar de etanol entre 0,20 e 0,40.

Sob condições de refluxo total e mantendo-se fixa a faixa de fração molar de etanol na fase líquida, observou-se que a eficiência de Murphree é função da velocidade superficial da fase vapor, do tipo de dispersão e da fração de área livre.

Foi possível observar que a eficiência tende a atingir um valor máximo para velocidades intermediárias. Com isto, observa-se uma curva parabólica para a eficiência com respeito à velocidade do gás, para uma ampla faixa de velocidades.

Sob condições de refluxo total observou-se que a fração de área livre de escoamento apresenta pouco efeito sobre a eficiência média. Além disto, sob condições de refluxo parcial pode-se observar que, com o aumento da fração de área livre, há uma leve tendência de decréscimo na eficiência. Como os resultados obtidos são mais qualitativos do que quantitativos, pode-se constatar que a eficiência não é fortemente afetada pela variação na área livre de escoamento.

Comparando os resultados obtidos sob condições de refluxo total e parcial, constatou-se que os maiores valores de eficiência foram obtidos para refluxo total ou altos valores de razão de refluxo.

6.2-Sugestões

Com o objetivo de aprofundar o conhecimento sobre colunas de para-destilação, algumas sugestões de trabalhos futuros são expostas a seguir:

- ✓ Emprego de outros sistemas binários com o propósito de estudar o comportamento hidrodinâmico e de transferência de massa;
- ✓ Avaliar a dinâmica da coluna de para-destilação, efetuando um estudo mais centrado no tempo de estabilização desta coluna;
- ✓ Mudança no projeto da coluna, introduzindo coletores de amostra da fase vapor, a fim de avaliar de forma mais precisa a eficiência de Murphree;
- ✓ Projetar uma coluna convencional para a obtenção de dados experimentais, a fim de efetuar uma comparação entre os dados obtidos por esta coluna e pela de para-destilação.

CAPÍTULO 7- REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1]- BILLINGHAM, J. F. BANIK, S. LOCKETT, M. J. “*The effect of inlet weeping on distillation tray efficiency*”. Trans IChemE, Vol. 73, Parte A, pp.385-391, Maio1995.
- [2]- CANFIELD, F. B. “*Computer Simulation of Parastillation Process*”. Chem. Engng. Progr., Vol. 80, No 2, pp.58-62, 1984
- [3]- COULSON, J. M. RICHARDSON, J. F. “*Chemical Engineering- Particle Technology and Separation Process*”. Vol. 2, 4ª Edição, Editora Butterworth Heinemann, EUA, 1996.
- [4]- COULSON, J. M. RICHARDSON, J. F. “*Tecnologia Química*” Vol. 6, Fundação Calouste Gulbenkian, Lisboa, Portugal, 1989.
- [5]- DYMOND, J. H. SMITH, E. B. “*The Virial Coeficients of Gases. A Critical Compillation.*” Oxford, Cleredon Press, 1969.
- [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 I, Chemistry Data Series, Alemanha, 1982.

- [8]- GOUVEA, P. E. M. “*Simulação e Análise de Configurações Alternativas de Colunas de Destilação: Meta e Para- Destilação*”. Tese de Mestrado, FEQ-UNICAMP, 137 p., 1999.
- [9]- GOUVEA, P. E. M., RAVAGNANI, T. M. K., PEREIRA, J. A. F. R “*Reduccion del Consumo Energetico en columnas de Para- Destilacion*”. Información Tecnológica, Vol. 11, No.3, pp. 73-80, 2000. (a)
- [10]- GOUVEA, 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)
- [11]- HART, D. J. E HASELDEN, G. G. “*Influence of Mixture Composition on Distillation Plate Efficiency*”. I.Chem.E. Symposium Series, Vol. 32, pp. 1-19, 1969.
- [12]- HEUCKE, C. “*Vorteile von parallelen Strömen bei Rektifikation, Absorption und Extration*”. Chem. Ing. Tech, Vol. 59, No. 2, pp.107-111,1987.
- [13]- HUMPHREY, J.L. “*New horizons in distillation*”, Chemical Engineering, pp. 86, Dezembro 1992.
- [14]- HUMPHREY, J.L. “*Separation Processes: Playing a Critical role*”, Chemical Engineering Progress, pp. 31, Outubro 1995.
- [15]- KING, J. C. “*Separation Processes*”. McGraw-Hill Chemical Engineering Series. Segunda Edição, EUA 1980.
- [16]- KISTER, H. Z. “*Distillation Operation*” McGraw-Hill, EUA, 1990.
- [17]- KISTER, H. Z. “*Distillation Design*” McGraw-Hill, EUA, 1992.

- [18]- 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.
- [19]- LOCKETT, M. J. “*Distillation tray fundamentals*”, Editora Universidade de Cambridge, EUA, 224 p.,1986.
- [20]- LOCKETT, M. J. RAHMAN, M. A. DHULESIA, H. A. “*Prediction of the effect of weeping on distillation tray efficiency*”. AIChE Journal, Vol. 30, No 3, pp.423-431, Maio1984.
- [21]- McCABE, W. L. SMITH,J.C. “*Operaciones de Ingeniería Química*”. Vol. 2, Editora Reverta, S.A, Espanha, 1987.
- [22]- MESZAROS, I. FONYO, Z. “*Computer Evaluation of Parastillation Process*”. Chem. Eng. Comm., Vol.97, pp.75-88,1990.
- [23]- MOSTAFA, H. A. “Effect of concentration on distillation plate efficiency”. Trans IChemE, Vol. 57, pp.55-59, 1979.
- [24]- MURPHREE, E. V. “*Rectifying column calculations with particular reference to N component mixtures*” Ind. Engng. Chem, Vol. 17(7), pp. 747, 1925.
- [25]- PERRY, R.H. CHILTON, C. H. “*Chemical Engineer’s Handbook*”, 5ª Edição, Editora Mc-Graw Hill, EUA, Capítulos 13 e 14.
- [26]- RAVAGNANI, T. M. K. “*Características Hidrodinâmicas de Dispersões em Sistemas Positivo, Negativo e Neutro formadas em Colunas de Destilação com Pratos Perfurados sem Vertedores*”, Tese de Doutorado, EPUSP, 1989.
- [27]- REID, R. C., PRAUSNITZ, J. M. SHERWOOD, T. M. “*The Properties of Gases and Liquids*”, 3º Edição, Mc Graw Hill, Inc. EUA. 1977.

- [28]- REID, R. C., PRAUSNITZ, J. M. POLING, B. E. “*The Properties of Gases and Liquids*”, 4^o Edição, Mc Graw Hill, Inc. EUA. 1987.
- [29]- REINEHR, E. L. “*Desenvolvimento e Estudo de uma Coluna de Pratos Perfurados sem Vertedores*”. Tese de Mestrado, FEQ-UNICAMP,184 p.,1987.
- [30]- SMITH, V. C. DELNICKI, W. V. “*Optimum sieve tray design*”. Chemical Engineering Progress, Vol. 71, No 8, pp.68-73, Agosto1975.
- [31]- SOARES, C. “*Avaliação Experimental dos Coeficientes de TM eTC em uma Coluna com Pratos Perfurados*”. Tese de Mestrado, FEQ-UNICAMP, 231 p., 2001.
- [32]- TREYBAL, R. E. “*Mass Transfer Operation*”, 2^a Edição, Editora Mc-Graw Hill, EUA, 1968.
- [33]- UMHOLTZ, C. L. VAN WINKLE, M. “*Effect of Plate Thickness and System Properties*” Industrial and Engineering Chemistry, Vol. 49 (2),pp.232 ,1957.
- [34]- VAN WINKLE, M. “*Distillation*”. Editora Mc-Graw Hill, EUA, 1967.
- [35]- VARGAFTIK, N. B. “*Tables on the Thermophysical Properties of Liquids and Gases*”. 2^a Edição, Editora John Wiley & Sons, EUA, 1975.
- [36]- ZUIDERWEG, F. J. HARMENS, A. “*The Influence of Surface Phenomena on the Performance of Distillation Columns*”, Chem.Eng.Sci., Vol. 9 pp.89-103, 1958.

ANEXO I- Sistema de Equações da Coluna de Para-destilação

AI.1- Cálculo do equilíbrio líquido-vapor para o sistema etanol-água

Um programa em linguagem Fortran foi utilizado a fim de predizer a relação de equilíbrio do sistema etanol-água a pressão de operação de 0,9329 atm. O cálculo dos dados de equilíbrio líquido-vapor envolve a determinação dos coeficientes de fugacidade (Φ_i) e dos coeficientes de atividade (γ_i), uma vez que o sistema é não-ideal. Devido à pressão de operação da coluna ser baixa, a fase vapor pode ser assumida como ideal e portanto, uma aproximação consiste em considerar o coeficiente de fugacidade igual a unidade. Desta maneira tem-se:

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

Na equação (I.1) o coeficiente de atividade (γ_i) foi predito pelo modelo de Wilson, como exposto nas equações abaixo:

✓ Para um sistema binário:

$$\left. \begin{aligned} \ln \gamma_1 &= -\ln(x_1 + x_2 A_{12}) + x_2 \left(\frac{A_{12}}{x_1 + x_2 A_{12}} - \frac{A_{21}}{x_2 + x_1 A_{21}} \right) \\ \ln \gamma_2 &= -\ln(x_2 + x_1 A_{21}) - x_1 \left(\frac{A_{12}}{x_1 + x_2 A_{12}} - \frac{A_{21}}{x_2 + x_1 A_{21}} \right) \\ A_{12} &= \frac{\bar{V}_2}{\bar{V}_1} \exp\left(\frac{-a_{12}}{RT}\right) \\ A_{21} &= \frac{\bar{V}_1}{\bar{V}_2} \exp\left(\frac{-a_{21}}{RT}\right) \end{aligned} \right\} \quad (\text{I. 2})$$

sendo que: etanol (1) e água (2); \bar{V}_1 e \bar{V}_2 são os volumes molares na temperatura dos líquidos 1 e 2; a_{12} e a_{21} são as constantes de Wilson que independem da composição e da temperatura.

Por sua vez, as pressões de vapor dos componentes puros, P_i^{sat} , foram preditas pela equação de Antoine.

$$\log P_i^{\text{sat}} = A - \frac{B}{T + C} \quad (\text{I. 3})$$

Para o sistema etanol-água, os valores das constantes de Antoine e volume molar estão listados na tabela AI.1, e os parâmetros binários de Wilson na tabela AI.2. Os valores das constantes de Antoine aplicam-se aos casos em que a temperatura é expressa em °C e a pressão de vapor em mmHg.

Os resultados obtidos por meio do programa estão expostos nas Figuras AI.1 e AI.2.

Tabela AI.1- Valores do volume molar e das constantes de Antoine para o cálculo da pressão de vapor.

<u>Componente</u>	<i>Constante de Antoine</i> *			<i>Volume Molar</i> (cm^3/mol)
	<i>A</i>	<i>B</i>	<i>C</i>	
<i>Etanol</i>	8,1122	1592,864	226,184	59,44
<i>Água</i>	8,07131	1730,630	233,426	18,05

* Ref: Gmehling et al. (1982)

Tabela AI.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)

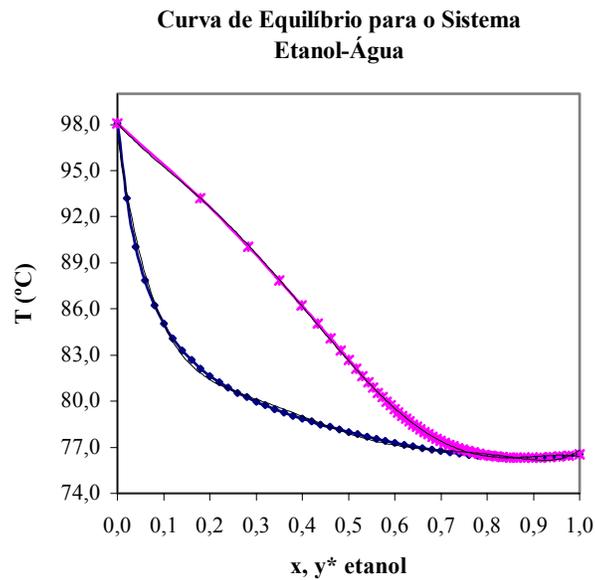


Figura AI.1- Gráfico de temperatura versus fração de etanol na fase líquida e vapor, para o sistema etanol-água.

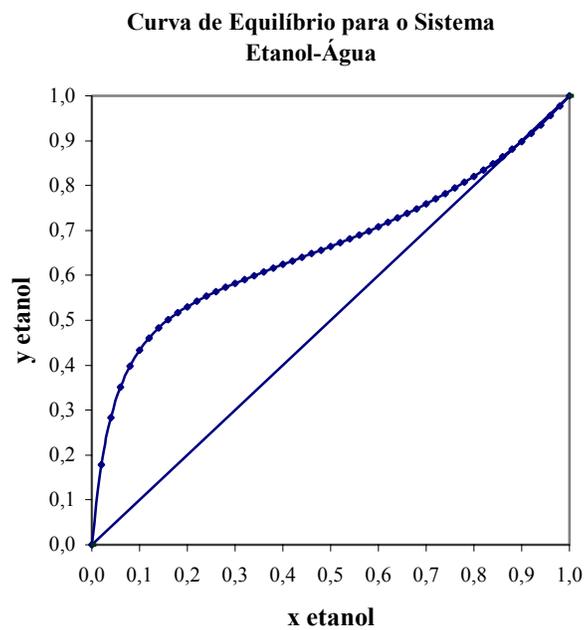


Figura AI.2- Gráfico de fração de etanol na fase vapor versus fração de etanol na fase líquida, para o sistema etanol-água.

No gráfico AI.1 de T vs. x, y^* foi ajustada a melhor curva que pudesse representar estes dados e as equações de $T = T(x)$ e $T = T(y)$ são expostas abaixo:

$$\left. \begin{aligned} T_{(i)} &= 932,450691x_{(i)et}^6 - 3187,398025x_{(i)et}^5 + 4307,812188x_{(i)et}^4 - 2922,8382x_{(i)et}^3 \\ &+ 1051,85588x_{(i)et}^2 - 202,31498x_{(i)et} + 97,24765 \\ \therefore R^2 &= 0,9976 \\ \\ T_{(i)} &= -174,54259y_{(i)et}^5 + 419,10120y_{(i)et}^4 - 308,97402y_{(i)et}^3 + 75,75170y_{(i)et}^2 \\ &- 32,99769y_{(i)et} + 98,06567 \\ \therefore R^2 &= 0,9998 \end{aligned} \right\} \quad \text{(I.4)}$$

No gráfico A.2 de x vs. y^* foi ajustada a melhor curva que pudesse representar estes dados e a equação de $y = y(x)$ é exposta abaixo:

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

$$y_{(i)et}^* = -1165,50117x_{(i)et}^4 + 574,65521x_{(i)et}^3 - 108,53788x_{(i)et}^2 + 10,56686x_{(i)et} + 0,00190 \quad \text{(I.5)}$$

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

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

$$y_{(i)et}^* = 0,80300x_{(i)et}^3 - 1,09156x_{(i)et}^2 + 0,89902x_{(i)et} + 0,38829 \quad \text{(I.6)}$$

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

No caso da coluna de para-destilação estudada, nas equações (I.4) a (I.6) o índice (i) representa os pratos da coluna de 1 a 12, o condensador (D) e o refeedor (ref).

AI.2- Cálculo das Entalpias das Fases Líquida e Vapor

A determinação das entalpias da fase vapor e líquida são de suma importância para a resolução das equações de balanço de energia, que serão apresentadas posteriormente.

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

$$h_{\text{et}(i)} = C_{\text{p-et}}^L \times (T_{(i)} - T_o) \quad (\text{I.7})$$

$$h_{\text{ag}(i)} = C_{\text{p-ag}}^L \times (T_{(i)} - T_o) \quad (\text{I.8})$$

$$h_{(i)} = x_{(i)\text{et}} \times h_{(i)\text{et}}^L + (1 - x_{(i)\text{et}}) \times h_{(i)\text{ag}}^L \quad (\text{I.9})$$

Por sua vez, a determinação da entalpia na fase vapor requer o conhecimento da entalpia de vaporização do componente puro (ΔH_{vap}) e da capacidade calorífica média do vapor puro a pressão constante (C_p^v). Com isto:

$$H_{\text{et}(i)} = \Delta H_{\text{vap-et}} + C_{\text{p-et}}^v \times (T_{(i)} - T_o) \quad (\text{I.10})$$

$$H_{\text{ag}(i)} = \Delta H_{\text{vap-ag}} + C_{\text{p-ag}}^v \times (T_{(i)} - T_o) \quad (\text{I.11})$$

$$H_{(i)} = y_{(i)\text{et}} \times H_{(i)\text{et}} + (1 - y_{(i)\text{et}}) \times H_{(i)\text{ag}} \quad (\text{I.12})$$

sendo que: $T_o=75^\circ\text{C}$; $T_{(i)}$ e $y_{(i)\text{et}}$ são provenientes dos resultados da resolução das equações de balanço de massa e de energia que serão expostas posteriormente; $x_{(i)\text{et}}$ provém de resultados obtidos experimentalmente na coluna de Para-destilação.

Nas equações (I.7) a (I.12) o índice (i) representa os pratos da coluna de 1 a 12, o condensador (D) e o refeedor (ref).

A tabela AI.3 expõe os valores de C_p^L , C_p^v , ΔH_{vap} para o etanol e água, na respectiva temperatura de referência do sistema em questão.

Tabela AI.3- Valores de entalpia de vaporização e capacidades caloríficas das fases líquida e vapor.

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

Ref: Reid e colaboradores. (1977,1987)

AI.3- Sistema de Equações da Coluna de Para-destilação

As equações de balanço material e energético são escritas para cada estágio da coluna de para-destilação. As variáveis envolvidas nas equações são: as frações molares de etanol (y e x), bem como as vazões molares (V e L) da mistura e entalpias (H e h) de cada componente nas fases vapor e líquida, respectivamente.

Desta forma, a seguir estão expostas as equações de balanço material e energético para a coluna de para-destilação.

✓ Balanço Material

(a) Prato 1 (base da coluna, lado esquerdo)

$$V_{\text{ref}} + L_2 = V_1 + L_1 \quad (\text{I.13})$$

$$y_{\text{ref}} V_{\text{ref}} + x_2 L_2 = y_1 V_1 + x_1 L_1 \quad (\text{I.14})$$

(b) Prato 2 (base da coluna, lado direito)

$$V_{\text{ref}} + L_3 = V_2 + L_2 \quad (\text{I.15})$$

$$y_{\text{ref}} V_{\text{ref}} + x_3 L_3 = y_2 V_2 + x_2 L_2 \quad (\text{I.16})$$

(c) Pratos 3 a 11

$$V_{(i-2)} + L_{(i+1)} = V_{(i)} + L_{(i)} \quad (\text{I.17})$$

$$y_{(i-2)} V_{(i-2)} + x_{(i+1)} L_{(i+1)} = y_{(i)} V_{(i)} + x_{(i)} L_{(i)} \quad (\text{I.18})$$

(d) Prato 12 (topo da coluna)

$$V_{10} + L_{\text{re}} = V_{12} + L_{12} \quad (\text{I.19})$$

$$y_{10} V_{10} + x_{\text{D}} L_{\text{re}} = y_{12} V_{12} + x_{12} L_{12} \quad (\text{I.20})$$

(e) Refervedor

$$L_1 + L_D = 2V_{\text{ref}} \quad (\text{I.21})$$

✓ Balanço de Energia

(a) Prato 1 (base da coluna)

$$H_{\text{ref}} V_{\text{ref}} + h_2 L_2 = H_1 V_1 + h_1 L_1 \quad (\text{I.22})$$

(b) Prato 2

$$H_{\text{ref}} V_{\text{ref}} + h_3 L_3 = H_2 V_2 + h_2 L_2 \quad (\text{I.23})$$

(c) Pratos 3 a 11

$$H_{(i-2)} V_{(i-2)} + h_{(i+1)} L_{(i+1)} = H_{(i)} V_{(i)} + h_{(i)} L_{(i)} \quad (\text{I.24})$$

(d) Prato 12 (topo da coluna)

$$H_{10} V_{10} + h_{\text{re}} L_{\text{re}} = H_{12} V_{12} + h_{12} L_{12} \quad (\text{I.25})$$

Nas equações de balanço os índices “D” e “re” se referem ao fluxo de destilado e de refluxo obtidos no condensador, salientando que quando a coluna opera sob condições de refluxo total, não há fluxo de destilado visto que todo o produto de topo é retornado ao topo da coluna. Além disto, nestas equações $x_{(i)}$, x_D , $x_{\text{ref}} = y_{\text{ref}}$, L_D e L_{re} são valores obtidos experimentalmente. Ressalta-se que os valores L_D e L_{re} são obtidos experimentalmente 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 AI.1.

Por sua vez, $h_{(i)}$ e $H_{(i)}$ são obtidas a partir das equações (I.9) e (I.12) respectivamente.

As equações para balanço de massa forneceram 25 equações e as do balanço de energia 12, totalizando 37 equações. Como a solução do conjunto de equações algébricas

não-lineares não pode ser obtida de forma analítica, efetuou-se a solução do sistema de equações por meio da aplicação do método de Newton-Raphson generalizado, o qual transforma o conjunto de equações não lineares em equações lineares.

A fim de resolver as equações foi necessário fazer uma estimativa inicial da fração molar de etanol real na fase vapor ($y_{(i)}$), assumindo-se que esta fração era igual à obtida pela condição de equilíbrio de fases ($y^*_{(i)}$). Para as condições de vazão molar das fases líquidas e vapor assumiu-se a hipótese inicial de que a vazão de líquido em cada prato era igual a vazão de líquido proveniente do condensador ($L_{(i)}=L_{re}$). Por sua vez, lembrando que a coluna de para-destilação propõe a divisão do fluxo de vapor em duas correntes no fundo da coluna, foi assumida a hipótese inicial de que a vazão de vapor era igual a metade de líquido ($V_{(i)}=0,5L_{(i)}$) em cada prato da coluna.

Desta maneira ressalta-se que foi desenvolvido um programa em linguagem Fortran para resolver estas equações dos balanços de massa e energia. Este programa fornece como resultados os valores de $L_{(i)}$, $V_{(i)}$ e $y_{(i)}$ obtidos com a resolução destas equações.

Como os resultados de $L_{(i)}$ e $V_{(i)}$ são fornecidos em unidades de fluxo molar por tempo, houve a necessidade de se converter este valor em unidades de velocidade (comprimento/tempo). Para tanto se fez necessário o uso dos dados de pressão atmosférica local, massa específica da fase líquida e área do prato. A área do prato (A_p) é de $37,4997\text{cm}^2$.

$$v_{(i)} = \frac{V_{(i)} \cdot R \cdot T_{(i)} [K]}{P} (y_{(i)} + (1 - y_{(i)})) \frac{1}{A_p} \quad (\text{I.26})$$

$$l_{(i)} = \left(\frac{L_{(i)} x_{(i)} MM_{et}}{\rho_{(i)et}} + \frac{L_{(i)} (1 - x_{(i)}) MM_{ag}}{\rho_{(i)ag}} \right) \frac{1}{A_p} \quad (\text{I.27})$$

$$\rho_{(i)et} = \frac{1}{1,2128 + 0,0012179T_{(i)} + 0,0000025T_{(i)}^2} \quad (\text{I.28})$$

$$\rho_{(i)ag} = \frac{1}{0,99462 + 0,00020062T_{(i)} + 0,000002895T_{(i)}^2} \quad (\text{I.29})$$

sendo que: $V_{(i)}$, $L_{(i)}$, $T_{(i)}$ e $y_{(i)}$ são provenientes dos resultados da resolução das equações de balanço de massa e de energia expostas anteriormente; $x_{(i)et}$ provém de resultados obtidos experimentalmente na coluna de para-destilação; $P = 0,9329$ atm; massa molar do etanol (MM_{et}) e água ($MM_{água}$) 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 velocidade da fase vapor foi calculada para o refeedor e pratos 1 a 12, enquanto que a velocidade da fase líquida foi calculada para os 12 pratos.

AI.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.

$$E_{MV} = \frac{y_{(i)} - y_{(i-2)}}{y_{(i)}^* - y_{(i-2)}} \quad (\text{I.30})$$

em que: o índice i representa os pratos de 3 a 12; $y_{(i)}^*$ é obtido a partir das equações (I.5) e (I.6).

ANEXO II- PROPRIEDADES FÍSICAS

Nos próximos tópicos estão descritos os cálculos das propriedades físicas do sistema etanol-água, que foram utilizados para a determinação dos números adimensionais de Reynolds, Weber e Froud expostos no Capítulo 5.

- **Cálculo da Massa Específica da Mistura Líquida**

O cálculo da massa específica da mistura líquida foi realizado considerando-se que a mistura tenha um comportamento ideal. Desta forma:

$$\left. \begin{aligned} \frac{MM_l}{\rho_l} &= x_{(i)et} \frac{MM_{et}}{\rho_{(i)et}} + (1 - x_{(i)et}) \frac{MM_{ag}}{\rho_{(i)ag}} \\ MM_l &= x_{(i)et} \times MM_{et} + (1 - x_{(i)et}) MM_{ag} \end{aligned} \right\} \quad \text{(II.1)}$$

sendo que: $x_{(i)et}$ provém de resultados obtidos experimentalmente na coluna de Para-destilação; massa molar do etanol (MM_{et}) e água (MM_{ag}) são 46,1 e 18,02 respectivamente; as massas específicas dos componentes na fase líquida ($\rho_{(i)et}$ $\rho_{(i)ag}$) foram obtidas a partir de Vargaftik (1975), expostas nas equações (I.28) e (I.29).

- **Cálculo da Massa Específica da Mistura Gasosa**

O cálculo da massa específica da mistura gasosa foi realizado considerando-se que a mistura é ideal. Desta forma:

$$\left. \begin{aligned} \frac{MM_g}{\rho_g} &= y_{(i)et} \frac{MM_{et}}{\rho_{g(i)et}} + (1 - y_{(i)et}) \frac{MM_{ag}}{\rho_{g(i)ag}} \\ MM_g &= y_{(i)et} \times MM_{et} + (1 - y_{(i)et}) MM_{ag} \end{aligned} \right\} \quad (\text{II.2})$$

As massas específicas dos componentes puros foram calculadas através da equação virial truncada no segundo termo:

$$\rho_{g(i)et} = \frac{MM_{et} \times P}{R \times T[K]_{(i)} + B \times P} \quad \rho_{g(i)ag} = \frac{MM_{ag} \times P}{R \times T[K]_{(i)} + B \times P} \quad (\text{II.3})$$

Os valores do segundo coeficiente do Virial em função da temperatura para etanol e água apresentados por Dymond e Smith (1969) foram ajustados por polinômios pelo método dos mínimos quadrados segundo a equação:

$$B \left[\frac{\text{cm}^3}{\text{mol}} \right]_{(i)} = a + b \times T[K]_{(i)} + c \times T[K]_{(i)}^2 + d \times T[K]_{(i)}^3 \quad (\text{II.4})$$

<i>Substância</i>	<i>Etanol</i>	<i>Água</i>
a	-0,92980x10 ⁵	-0,42993x10 ⁴
b	0,65193x10 ³	0,164220x10 ²
c	-0,15249x10 ¹	-0,16380x10 ⁻¹
d	0,11811x10 ⁻²	-----
Erro médio	4,34%	0,16%
Erro máximo	-6,37%	0,29%

- **Cálculo da Tensão Superficial da Mistura**

A correlação de Tamura e colaboradores (conforme Reid e colaboradores (1977)) faz a predição da tensão superficial para soluções aquosas. Esta correlação é dada por:

$$\left. \begin{aligned} \sigma_l^{0,25} &= [F_{ag} \sigma_{ag}^{0,25} + F_{et} \sigma_{et}^{0,25}] \\ \sigma_l &= [F_{ag} \sigma_{ag}^{0,25} + F_{et} \sigma_{et}^{0,25}]^4 \end{aligned} \right\} \quad (\text{II.5})$$

sendo que: $F_{ag} + F_{et} = 1,0$

$$\log \left[\frac{F_{ag}^q}{F_{et}} \right] = \log \left[\frac{f_{ag}^q}{f_{et}} \right] + 0,441 \times \frac{q}{T[K]} \times \left[\frac{\sigma_{et}}{q} \bar{V}_{et}^{\frac{2}{3}} - \sigma_{ag} \bar{V}_{ag}^{\frac{2}{3}} \right]$$

em que:

$$f_{ag} = \frac{x_{(i)ag} \times \bar{V}_{ag}}{x_{(i)ag} \times \bar{V}_{ag} + x_{(i)et} \times \bar{V}_{et}}$$

$$f_e = \frac{x_{(i)et} \times \bar{V}_{et}}{x_{(i)ag} \times \bar{V}_{ag} + x_{(i)et} \times \bar{V}_{et}} = 1 - f_{ag}$$

$$q = 2,0$$

Utilizando as relações acima pode-se escrever que:

$$\log \left[\frac{F_{ag}^2}{F_{et}} \right] = \log \left[\frac{F_{ag}^2}{(1 - F_{ag})} \right] = \log \left[\frac{f_{ag}^2}{f_{et}} \right] + w = Z$$

ou :

$$F_{ag}^2 = 10^Z \times (1 - F_{ag}) = A \times (1 - F_{ag})$$

ou ainda :

$$F_{ag} = \left[\frac{-A + (A^2 + 4 \times A_{ag})^{0,5}}{2} \right] \quad (\text{II.6})$$

em que: σ é a tensão superficial (dinas/cm); \bar{V} é o volume molar (cm^3/mol) exposto na tabela AI.1; x é a fração molar do componente; $T[\text{K}]$ é a temperatura em Kelvin; os índices (l) (ag) e (et) são da mistura líquida, da água e do etanol respectivamente.

Os dados de tensão superficial apresentados por Vargaftik (1975) para o etanol na faixa de 60 a 150°C e para a água foram ajustados por polinômios segundo o método dos mínimos quadrados, sendo:

$$\sigma_{et} = 23,7190 + (-0,0665721) \times T_{(i)} + (-0,158835 \times 10^{-3}) \times T_{(i)}^2$$

(II.7)

erro medio = 0,26%

$$\sigma_{ag} = 75,2859 + (-0,136805) \times T_{(i)} + (-0,270513 \times 10^{-3}) \times T_{(i)}^2$$

(II.8)

erro medio = 0,05%

em que: σ é a tensão superficial (dinas/cm); T é a temperatura em °C obtida a partir da equação (I.4).

• Cálculo da Viscosidade da Mistura Líquida

Para o sistema etanol- água, Vargaftik (1975) apresenta alguns valores de viscosidade desta mistura determinados experimentalmente. Desta forma:

$$\mu_l = 0,272170 + 2,71480 \times x_{(i)et} + (-8,02757) \times x_{(i)et}^2 + 9,71323 \times x_{(i)et}^3 + (-4,20368) \times x_{(i)et}^4$$

(II.9)

em que: μ_l é a viscosidade (cP) e $x_{(i)et}$ provém de resultados obtidos experimentalmente na coluna de Para- destilação.

• **Cálculo da Viscosidade da Mistura Gasosa**

Reid e colaboradores (1977) recomendam a aplicação da teoria de Chapman-Enskog para calcular a viscosidade da mistura gasosa, que é dada por:

$$\mu_g = \frac{y_1 \times \mu_1}{y_1 + y_2 \times F_{12}} + \frac{y_2 \times \mu_2}{y_2 + y_1 \times F_{21}} \quad (\text{II.10})$$

em que: μ é a viscosidade; y fração molar da fase gasosa; índices g , 1 e 2 são mistura gasosa, componente 1 e componente 2 respectivamente.

Os termos F_{12} e F_{21} são determinados segundo a equação de Brokaw:

$$F_{ij} = \left(\frac{\mu_i}{\mu_j} \right)^{0,5} \times S_{ij} \times A_{ij} \quad \text{com } i=1,2 \quad j=1,2 \quad (\text{II.11})$$

sendo:

$$\left. \begin{aligned} A_{ij} &= m_{ij} \times M_{ij}^{-0,5} \times \left[1 + \frac{M_{ij} - M_{ij}^{0,45}}{2 \times (1 + M_{ij}) + \left(\frac{(1 + M_{ij}^{0,45}) \times m_{ij}^{-0,5}}{1 + m_{ij}} \right)} \right] \\ M_{ij} &= \left(\frac{MM_i}{MM_j} \right) \quad m_{ij} = \left[\frac{4}{\left(1 + \frac{1}{M_{ij}} \right) \times (1 + M_{ij})} \right]^{0,25} \end{aligned} \right\} \quad (\text{II.12})$$

sendo MM_i e MM_j as massas molares dos componentes i e j .

O parâmetro S_{ij} da equação (II.11) é dado por:

$$S_{ij} = S_{ji} = \frac{1 + (T_i^* \times T_j^*)^{0,5} + \left(\frac{d_i \times d_j}{4} \right)}{\left[\left(1 + T_i^* + \left(\frac{d_i^2}{4} \right) \right) \times \left(1 + T_j^* + \left(\frac{d_j^2}{4} \right) \right) \right]^{0,5}} \quad (\text{II.13})$$

onde :

$$T_i^* = \frac{T}{(1,18 \times (1 + 1,3 \times d_i^2) \times T_{bi})_i}$$

sendo :

$$d_i = 1940 \times \frac{up_i^2}{(\bar{V}_{bi} \times T_{bi})_i}$$

up é o momento dipolar do componente (debye); Tb é a temperatura normal de ebulição (K); \bar{V}_b é o volume molar normal (cm³/gmol);

A determinação da viscosidade do gás puro é feita segundo a correlação de Champman-Enskog definida por:

$$\mu_i[\text{micropoise}] = \frac{26,69 \times (MM_i \times T[K])^{0,5}}{Om \times Sig^2} \quad \left. \begin{array}{l} \text{sendo :} \\ Om = \frac{1,16145}{(T_i^*)^{0,14874}} + \frac{0,52487}{\exp(0,77320 \times T_i^*)} + \frac{2,16178}{\exp(2,43787 \times T_i^*)} \\ Sig = \left(\frac{1,585 \times \bar{V}_b}{(1 + 1,3 \times d^2)} \right)^{\frac{1}{3}} \end{array} \right\} \quad \text{(II.14)}$$

Os valores de E/K, Sig e d são disponíveis para a água e etanol e são apresentadas na tabela seguinte:

<i>Substância</i>	<i>E/K (K)</i>	<i>d</i>	<i>Sig</i>	<i>Tb (K)</i>
<i>Etanol</i>	775,0	1,0	2,52	351,5
<i>Água</i>	431,0	0,3	4,31	373,2

APÊNDICE I- FOTOS



Figura AI.1– Foto ilustrativa do equipamento utilizado experimentalmente



Figura AI.2– Foto ilustrativa de um prato sob regime froth



Figura AI.3– Foto ilustrativa de um prato sob regime de froth homogêneo



Figura AI.4– Foto ilustrativa de um prato sob regime celular



Figura AI.5– Foto ilustrativa de um prato sob regime de froth oscilante



Figura AI.6– Fotos ilustrativas de pratos sob regime de inundação

