

Esta versão corresponde à redação final da tese de mestrado, defendida pelo Eng. Fernando Pretel Pereira Job, e aprovada pela comissão julgadora em 07/10/94.

Teresa M. K. Ravagnani

Profa. Dra. Teresa M. Kakuta Ravagnani

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

DESTILAÇÃO COM PARTÍCULAS FLUIDIZADAS:
ANÁLISE DOS PARÂMETROS OPERACIONAIS SOBRE A
EFICIÊNCIA DE SEPARAÇÃO

Autor: Fernando Pretel Pereira Job

Orientador: Teresa Massako Kakuta Ravagnani

Tese submetida à comissão de Pós-Graduação da Faculdade de Engenharia Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do título de Mestre em Engenharia Química.

Campinas - SP

Setembro de 1994

Tese defendida e aprovada, em 07 de outubro de
1994, pela banca examinadora constituída pelos Professores
Doutores:

Teresa M K Ravagnani

Profa. Dra. Teresa M. Kakuta Ravagnani - Orientadora

Priscila Aya Shimizu Gunther

Profa. Dra. Priscila Aya Shimizu Gunther

Alberto Luiz de Andrade

Prof. Dr. Alberto Luiz de Andrade

FICHA CATALOGRAFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA CENTRAL - UNICAMP

Job, Fernando Pretel Pereira

J575d Destilacao com particulas fluidizadas : analise dos parametros operacionais sobre a eficiencia de separacao / Fernando Pretel Pereira Job - - Campinas, SP : [s.n.], 1994.

Orientador : Teresa Massako Kakuta Ravagnani.

Dissertacao (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas.
Faculdade de Engenharia Quimica.

1. Fluidizacao. 2. Hidrodinamica. 3. Destilacao.
4. Separacao (Tecnologia). I. Ravagnani, Teresa Massako Kakuta
II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia
Quimica. III. Titulo.

RESUMO

As observações experimentais do comportamento hidrodinâmico de dispersões que se formam sobre os pratos mostram que estas apresentam bolhas grandes e jatos de gás que fazem com que a eficiência de separação decaia acentuadamente.

Com o objetivo de aumentar a eficiência da transferência de massa nas dispersões sobre um prato perfurado sem vertedor, foi acrescentado um leito de partículas a ser fluidizado pelas correntes de líquido e vapor.

Nestas condições o presente trabalho estuda o efeito da adição de diversas quantidades de partículas de policloreto de vinila (0, 2, 4, 8 e 16g) a serem fluidizadas pelo líquido e vapor da dispersão, de forma a evitar a formação ou permitir a quebra de bolhas de grande diâmetros ou jatos de vapor, aumentando assim a interfacial entre as fases líquida e vapor.

Para tal foi utilizada uma coluna de 5 cm de diâmetro com apenas um prato perfurado com 21% de área livre.

A coluna foi operada em refluxo total, fixando-se a composição em 20, 40, 60, 80 e 90% de etanol e variando-se a vazão de vapor desde o limite mínimo correspondente ao ponto de mínima retenção de dispersão no prato, para operações sem sólidos ou de mínima fluidização para as operações com sólidos, até seu limite máximo, que corresponde ao ponto onde a dispersão ocupa todo o espaço do estágio.

Para operações sem partículas, o efeito da composição sobre a eficiência foi semelhante aos obtidos por diversos autores

(Zuiderweg e Harmens (1958), Hart e Haselden (1969) e Mostafa (1979)).

Para as operações com sólidos fluidizados, não se detectou qualquer alteração na influência da composição sobre a eficiência, isto é, a eficiência é máxima nas composições medianas e diminui drasticamente à medida que se aproxima da composição do componente puro.

O efeito da velocidade superficial do gás sobre a eficiência foi analisado para operações com e sem partículas. Para as operações com partículas, verificou-se que com o acréscimo do leito de partículas sobre o prato, o comportamento hidrodinâmico é distinto da operação sem sólidos, reduzindo-se drasticamente a faixa de operação do prato.

Para baixas velocidades do gás, ocorre a formação de dispersões tipo "pool"; cujo regime de escoamento se aproxima do escoamento pistão apresentando portanto uma eficiência de separação elevada. Para velocidades maiores, verificou-se que para uma mesma faixa de velocidade superficial, existe um aumento da eficiência com a inclusão de partículas.

Finalmente, foi possível através deste trabalho, se determinar o coeficiente de transferência de massa volumétrico do gás, $K_g a$, tanto para os sistemas sem sólidos como para os que utilizaram sólidos.

*Aos meus pais Gêssio e Josefina, meus
irmãos Christiane, Júnior, Francisco e Carmem
e em especial à Regina e Roberto*

AGRADECIMENTOS

À Deus pelo dom da vida

Aos meus pais e irmãos pelo apoio e incentivo

À Prof. Dra. Teresa Massako Kakuta Ravagnani pela orientação, pelo apoio e em especial pela amizade por mim dispensada.

À Prof. Dra. Sandra da Lúcia Cruz e ao Prof. Dr. Sérgio Pérsio Ravagnani por suas contribuições e auxílio à tese e por sua amizade.

Ao Prof. Dr. João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira por suas contribuições.

Aos meus colegas de laboratório Roberto, Jailton, Carla, Ronaldo, pela amizade e auxílio.

Aos meus grandes amigos Álvaro, Adriana, Ana Paula, Daniel, Rogério e em especial à Eliana pelo auxílio e amizade.

Ao CNPq pelo auxílio financeiro.

Capítulo 1: Introdução

| | |
|-----------------------|---|
| 1.1 - Introdução..... | 1 |
|-----------------------|---|

Capítulo 2: Revisão Bibliográfica

| | |
|---|----|
| 2.1 - Introdução..... | 4 |
| 2.2 - Pratos Perfurados sem Vertedor..... | 8 |
| 2.3 - Fluidização Trifásica..... | 13 |
| 2.4 - Coalescência ou Quebra da Bolha..... | 22 |
| 2.5 - Transferência de Massa Gás-Líquido..... | 26 |

Capítulo 3: Aspectos Teóricos sobre a Eficiência

| | |
|--|----|
| 3.1 - Introdução..... | 36 |
| 3.2 - Equações da Taxa..... | 36 |
| 3.3 - Equações numa Coluna..... | 37 |
| 3.4 - Tempo de Contato..... | 39 |
| 3.5 - Aditividade de Resistências..... | 40 |
| 3.6 - Modelo do Prato..... | 44 |
| 3.7 - Eficiência Global..... | 45 |
| 3.8 - Eficiência do Ponto..... | 49 |
| 3.9 - Eficiência do Prato - Em Termos do Vapor..... | 50 |
| 3.10 - Eficiência do Prato - Em Termos do Líquido..... | 53 |
| 3.11 - Eficiência do Prato - Discussão..... | 56 |
| 3.12 - Variáveis que Influenciam a Eficiência do Prato..... | 57 |
| 3.12.1 - Efeito das Características do Prato sobre a Eficiência do Prato..... | 59 |
| 3.12.2 - Efeito da Composição sobre a Eficiência do | |

| | |
|---|----|
| 3.12.2.1 - Gradiente de Tensão Superficial..... | 64 |
| 3.12.3 - Efeito das Velocidades do Líquido e do Gás sobre a Eficiência do Prato..... | 74 |
| 3.13 - Conclusão..... | 76 |

Capítulo 4: Equipamento, Procedimento Experimental e Cálculos

| | |
|--|-----|
| 4.1 - Introdução..... | 78 |
| 4.2 - Descrição do Equipamento..... | 78 |
| 4.2.1 - O Refervedor..... | 80 |
| 4.2.2 - Coluna de Destilação..... | 81 |
| 4.2.3 - Os Pratos..... | 85 |
| 4.2.4 - O Condensador..... | 88 |
| 4.3 - Escolha do Binário e das Partículas Sólidas..... | 89 |
| 4.4 - Medida da Composição da Fase Líquida..... | 91 |
| 4.5 - Procedimento Experimental..... | 94 |
| 4.5.1 - Operação da Coluna..... | 94 |
| 4.5.2 - Variáveis de Operação..... | 96 |
| 4.6 - Tratamento Matemático dos Dados Experimentais Obtidos..... | 97 |
| 4.6.1 - Composição de Etanol na Fase Vapor que está em Equilíbrio Termodinâmico com a Fase Líquida..... | 99 |
| 4.6.2 - Eficiência de Murphree para o Prato..... | 100 |
| 4.6.3 - Temperatura de Equilíbrio..... | 100 |
| 4.6.4 - Propriedades Físicas da Mistura Líquida..... | 102 |
| 4.6.4.1 - Massa Específica da Mistura..... | 103 |
| 4.6.4.1.1 - Massa Específica do Etanol e Butanol Líquidos..... | 103 |

| | |
|---|-----|
| 4.6.6 - Vazão Molar do Líquido..... | 105 |
| 4.6.7 - Vazão Volumétrica do Gás..... | 106 |
| 4.6.8 - Velocidade Superficial do Gás..... | 106 |
| 4.6.9 - Força Motriz..... | 107 |
| 4.6.10 - Tensão Superficial da Mistura..... | 107 |
| 4.6.10.1 - Tensão Superficial do Componentes Puros..... | 108 |
| 4.6.11 - Cálculo da Viscosidade da Mistura Líquida..... | 109 |
| 4.6.11.1 - Viscosidade dos Componentes Líquidos Puros... | 109 |
| 4.6.12 - Volatilidade Relativa..... | 110 |
| 4.6.13 - Vazão Mássica do Líquido por Unidade de Área..... | 110 |
| 4.6.14 - Coeficiência de Transferência de Massa Volumétrico..... | 111 |
| 4.6.15 - Vazão Molar do Gás por Unidade de Área..... | 111 |

Capítulo 5: Análise dos Resultados Experimentais

| | |
|---|-----|
| 5.1 - Introdução..... | 113 |
| 5.2 - Influência da Velocidade Superficial do Gás sobre a Eficiência de Murphree para o Prato..... | 113 |
| 5.3 - Influência da Composição da Solução sobre a Eficiência de Murphree para o Prato..... | 135 |
| 5.4 - Influência da Quantidade de Partículas de PVC Utilizadas no Leito sobre a Faixa de Operação do Sistema..... | 140 |
| 5.5 - Determinação de Coeficiente de Transferência de Massa Volumétrico para o Prato Perfurado sem Vertedor..... | 145 |

Capítulo 6: Conclusão e Sugestões

| | |
|---|-----|
| 6.1 - Introdução..... | 152 |
| 6.2 - Influência da Velocidade Superficial do Gás sobre a Eficiência de Murphree para o Prato..... | 152 |
| 6.3 - Influência da Composição da Solução sobre a Eficiência..... | 153 |
| 6.4 - Influência da Quantidade de Partículas de PVC Utilizadas no Leito sobre a Faixa de Operação do Sistema..... | 154 |
| 6.5 - Determinação do Coeficiente de Transferência de Massa Volumétrico para o Prato Perfurado sem Vertedor..... | 155 |
| 6.6 - Sugestões..... | 155 |
| Referência Bibliográfica..... | 157 |
| Apêndice A..... | 167 |

1.1 INTRODUÇÃO

A destilação é o processo de separação mais intensamente utilizado nas indústrias químicas e tem recebido um extensivo estudo nas últimas décadas. No entanto ainda hoje, uma das etapas básicas no projeto de uma coluna de destilação apresenta um elevado grau de incerteza. Trata-se da obtenção do número de pratos reais, o que requer o conhecimento da eficiência de separação dos mesmos.

Este é o fator que mede o desempenho da separação, permitindo a conversão do número de pratos ideais (estágios de equilíbrio) necessários à separação em número de pratos reais.

Diversos são os tipos de pratos que podem ser utilizados nas colunas, mas de uma maneira geral eles podem ser divididos em dois tipos: os que possuem ou não vertedores. Os pratos que não possuem vertedores são de fácil construção, possuem custo relativamente baixo, apresentam menor queda de pressão, possuem maior capacidade do que os pratos convencionais com vertedores e devido a sua fácil manutenção, são adequados para operações com sistemas que provocam deposições e incrustações.

Assim sendo, a vantagem e a importância da utilização dos pratos perfurados sem vertedores fica evidente para as operações de contato gás-líquido.

Verifica-se no entanto, que o principal impedimento à sua aplicação, é a falta de informações publicadas tanto do ponto de vista hidrodinâmico como de transferência de massa. Por esta razão nos últimos anos, alguns trabalhos foram realizados sobre o estudo da hidrodinâmica do escoamento em colunas de destilação com pratos sem vertedores como os realizados por Gimenes (1986),

Reinehr (1987) e Ravagnani (1989).

Sendo a destilação um processo de alto consumo de energia, qualquer aumento da eficiência do prato se traduz em uma redução dos custos operacionais.

A inclusão do leito de partículas fluidizadas na dispersão formada sobre o prato, altera a área interfacial entre as fases líquida e vapor, ou modificando o diâmetro das bolhas de gás e/ou influenciando na formação de jatos de gás na dispersão, com conseqüente variação na eficiência do prato.

Dessa forma, o presente trabalho tem como objetivo estudar o efeito da adição de partículas de Policloreto de Vinila (PVC) na dispersão formada sobre um prato perfurado sem vertedor sobre a eficiência de separação do prato.

Com este objetivo, será apresentado no Capítulo 2 a revisão bibliográfica dos principais estudos realizados acerca dos pratos perfurados sem vertedores bem como dos estudos sobre fluidização trifásica.

No Capítulo 3, será apresentado a teoria básica sobre a eficiência dos pratos, discutindo-se as definições e aplicações das diferentes formas existentes.

A descrição do equipamento, do procedimento experimental bem como dos cálculos realizados será feita no Capítulo 4.

No Capítulo 5 serão analisados os resultados experimentais obtidos tais como a influência da velocidade superficial do gás ou da composição do sistema sobre a eficiência de separação. Será estudado também a influência da quantidade de partículas de PVC utilizadas no leito sobre a faixa de operação do sistema e sobre o coeficiente de transferência de massa volumétrico para o

prato perfurado sem vertedor utilizado.

No Capítulo 6 serão apresentadas as conclusões obtidas no decorrer deste trabalho, além de algumas sugestões de estudo a serem realizados futuramente, de modo a fornecer um número maior de informações que auxiliem o entendimento do mecanismo de transferência de massa em pratos sem vertedores com partículas fluidizadas.

Finalmente, no final deste trabalho será apresentado um apêndice contendo os dados experimentais coletados para a realização deste trabalho.

2.1 INTRODUÇÃO

A destilação é uma operação que tem sido usada desde o século XI, para a separação de líquidos. Durante o seu desenvolvimento, ela tem sido substancialmente aperfeiçoada sendo que no momento é o processo de separação mais utilizado nas indústrias químicas e petroquímicas, onde alternativas à destilação tais como extração por solventes, adsorção ou separação por membranas, apesar de energeticamente mais eficientes, possuem em contrapartida, custos de investimentos mais elevados.

A eficiência de separação de um prato, está intimamente relacionada com a capacidade de se promover o contato entre as fases líquida e vapor. Para se permitir o contato entre as fases durante o processo de destilação ou absorção, pode-se utilizar recheios, atomização do líquido, ou ainda pratos.

Nos pratos, mantém-se uma camada de líquido através do qual o vapor borbulha. A altas velocidades de vapor, forma-se "espuma" sobre o prato, ou seja, uma massa de líquido aerado, a qual intensifica o contato entre as fases e desse modo, permite que ocorra troca de calor e de massa entre elas.

Quando se utiliza a direção do fluxo de líquido e de gás através de um prato como um critério de diferenciação, segundo Van den Berg (1957), os pratos podem ser divididos em dois grupos:

(a) Pratos que possuem um ou vários artifícios projetados de maneira a permitir a passagem de somente uma das fases, conhecidos como pratos com vertedores.

(b) Pratos que não possuem elementos que permitam que uma das duas fases escoe preferencialmente, conhecidos como pratos

sem vertedores.

Com o aumento da velocidade do gás nos pratos com vertedor ocorre um aumento na altura da "espuma" existente sobre o prato até alcançar a altura do vertedor, fazendo com que o líquido transborde e escoe para o prato abaixo. Para se evitar o arraste de "espuma", costuma-se em geral, deixar a região próxima ao vertedor livre de orifícios, de maneira a permitir a des-gaseificação do líquido.

Considerando-se a direção do fluxo de vapor através do prato como sendo vertical e a direção do fluxo de líquido, paralelo ao prato no percurso entre os vertedores de entrada e saída, diz-se que está ocorrendo um fluxo cruzado entre as fases líquida e vapor sobre o prato. A figura 2.1 mostra o esquema deste tipo de escoamento.

Em princípio, tem-se que as correntes P, Q e R da fase vapor e as correntes M, N e O da fase líquida são distintas, isto é, existem perfis de concentração ao longo do prato tanto horizontal como verticalmente (figura 2.1 a). Entretanto, na prática, a altura do líquido no prato é, em geral, pequena quando comparada ao diâmetro da coluna e como o vapor borbulha através da fase líquida, encontra-se uma massa agitada em que não se distingue um gradiente de concentração apreciável na direção vertical. Dessa forma, pode-se simplificar o modelo do escoamento cruzado, uma vez que a composição das correntes M, N e O pode ser considerada como sendo única (figura 2.1 b). Além disso, caso se suponha que o líquido sobre o prato se encontra bem misturado, com composição uniforme e igual a composição do líquido que deixa o prato, mas diferente da do líquido à entrada do prato, e que o mesmo acontece

para a fase vapor, chega-se a uma forma ainda mais simplificada para o modelo do fluxo cruzado (Figura 2.1 c).

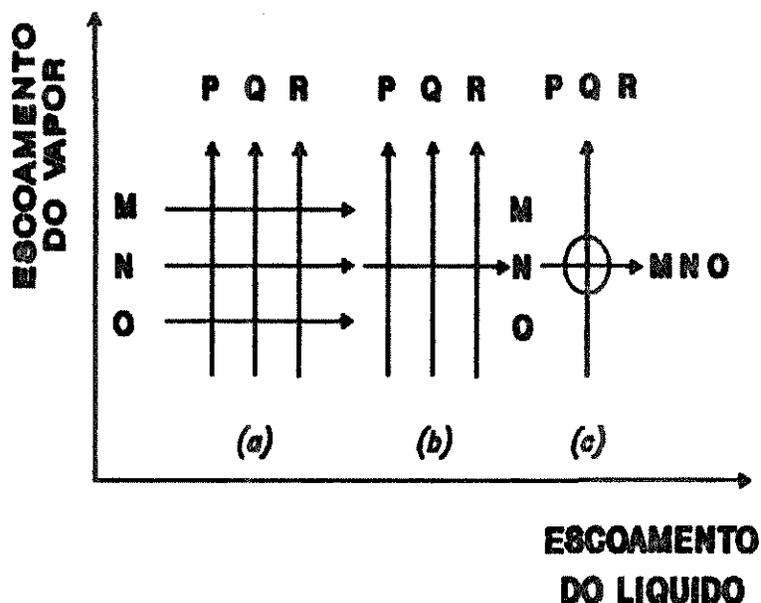


Figura 2.1: Esquema do Contato Líquido-Vapor em um Prato de uma Coluna de Destilação (Walter e Sherwood, 1941)

Um exemplo típico de pratos com vertedores é o prato com campânulas ou "bubble cap" e os pratos que se originaram a partir dele, como por exemplo, o prato com túnel onde o borbulhador possui formato de túnel.

No caso dos pratos sem vertedores, o líquido e o vapor fluem através das mesmas aberturas existentes no prato, de modo alternado e aleatório. Diz-se então que os fluxos de líquido e de gás são contracorrentes. Os pratos são diferenciados pela forma e arranjo de suas aberturas. Os pratos tipo grelha (grid), "turbo-grid" e perfurado (sieve), tem sido descritos com maior frequência na literatura.

Quando o desempenho do prato com borbulhador, repre-

representando o segundo grupo, os seguintes aspectos podem ser verificados:

(a) Como resultado da existência de passagens separadas para o escoamento do líquido e do gás através do prato com borbulhadores, o acúmulo de líquido no prato é independente do fluxo de vapor. No caso dos pratos "turbogrid" o acúmulo de líquido, ao contrário, é fortemente determinado pelo fluxo de vapor.

(b) Como o prato "turbogrid" não possui uma passagem projetada para que uma das duas fases escoe preferencialmente, o escoamento das fases líquida e vapor dar-se-á sempre ao longo da linha de mínima resistência. Já, nos pratos com borbulhadores, as duas fases praticamente não têm opção de escolher um caminho de mínima resistência para fluir.

A seleção de um prato em particular e o seu projeto, podem afetar o desempenho de um dado sistema de destilação ou absorção. Cada prato deve ser projetado de maneira a fornecer a máxima eficiência de contato que seja possível entre o líquido e o vapor, dentro de limites econômicos razoáveis. Não se costuma, na maior parte dos casos, variar o projeto de cada prato para alcançar as condições de máxima eficiência para a coluna. Por esta razão, geralmente utiliza-se o mesmo projeto de um prato como padrão para toda a coluna. Pode ocorrer também o caso em que se procura utilizar um mesmo projeto ou um tipo de prato específico para a seção de retificação da coluna, e um outro tipo ou projeto de prato para a seção de esgotamento. Cabe ainda ressaltar que quanto maior for o número de projetos e/ou tipos de pratos individuais a ser utilizado numa coluna, maior será o seu custo de

fabricação.

2.2 PRATOS PERFURADOS SEM VERTEDORES

Nas colunas com pratos perfurados sem vertedores, o vapor ascende através da coluna por entre os orifícios existentes (em geral o diâmetro destes varia entre 4,7 mm (3/16 in) a 25 mm (1 in)) na base do prato e borbulha através do líquido que se acumula sobre ele. Ao mesmo tempo, a altura de líquido o força a escoar de forma contracorrente através desses mesmos orifícios em direção ao prato inferior. A forma como o líquido escoar segue padrões aleatórios e descontínuos através de cada orifício.

Os pratos perfurados sem vertedores foram incluídos em equipamentos comerciais já a algumas décadas. No entanto, os dados para a avaliação do seu desempenho não são adequadamente cobertos pela literatura, uma vez que não se tem apresentado publicações a respeito de novos desenvolvimentos que porventura se tenham alcançado nos equipamentos industriais.

A ação de pratos perfurados (Figura 2.2) é a simultaneidade dos fluxos de vapor e de líquido através de diferentes orifícios existentes em sua base. Em geral eles não fluem simultaneamente através dos mesmos orifícios; para um prato que esteja sendo utilizado em sua faixa de operação, a mistura de bolhas de líquido e vapor está em constante agitação. Em geral, existe um nível de líquido relativamente claro, seguido no topo por uma massa agitada, borbulhante, parte da qual se torna "froth" ou "foam" em

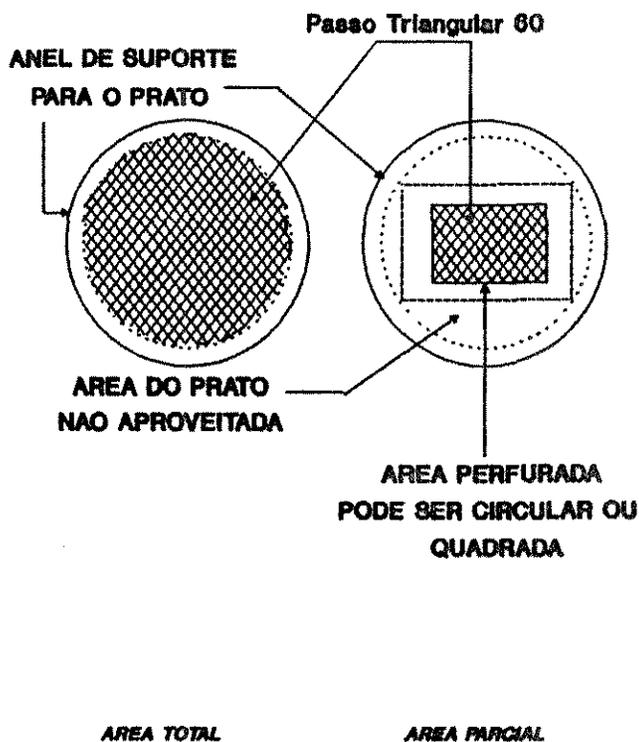


Figura 2.2: Pratos Perfurados sem Vertedor

sua aparência, dependendo das propriedades do sistema destilante e das condições de operação do prato. Existem pequenas ondas de mistura de líquido "froth" que se movem ao longo do prato. Quando a altura de líquido cresce o suficiente para superar a queda de pressão através do orifício do prato, termina o escoamento de vapor nesta região e o líquido começa a gotejar e escoar através do mesmo. Tão logo a altura de líquido seja reduzida, cessa o escoamento de líquido e novamente tem início o borbulhamento de gás. Esta ação ocorre aleatoriamente através do prato. Sutherland (1958) observou que o vapor flui por através de 70-90% dos orifícios existentes, de forma bem distribuída através do prato. Dessa forma, o líquido flui por através de 10-30% dos orifícios restantes.

comumente se encontra na literatura, é o do tipo "turbogrid", de fabricação da "Shell Development Co.", os quais foram introduzidos em operação industrial na década de 50, mais propriamente entre os anos de 1952-53. Em 1954, a "Shell" tinha cerca de 50 colunas em operação e tinha planos de incluir ainda outras. Os pratos deste tipo são de construção simples, alcançam alta capacidade, possuem baixa queda de pressão, baixa retenção de líquido e um baixo preço em comparação com os pratos com borbulhadores comumente utilizados. A separação alcançada, expressa em termos de pratos teóricos por unidade de altura é aproximadamente a mesma conseguida com outros tipos de pratos, mas para tanto é necessário que se operem com vazões mais elevadas.

O prato tipo "grelha" é feito de metal, vidro, ou até de tiras de madeira; geralmente com seção transversal retangular, sendo algumas vezes circular. Estas tiras são fixadas numa carcaça do prato, paralelas umas as outras, a distâncias que variam de 2-8 mm, criando-se dessa forma uma grade com aberturas longitudinais, com comprimentos variando de 50 a 500 mm. Quando as aberturas existentes são muito grandes, colocam-se tiras cruzando as aberturas para que se possa manter a resistência mecânica do prato.

A área livre de um prato (razão entre a área de aberturas das fendas e área total da seção transversal do aparato) varia de 10 a 40%; sendo que geralmente está em torno de 20%. A área livre é selecionada de maneira que se obtenha um balanço entre a capacidade do prato e sua eficiência. Quanto maior for a área livre, maior será a capacidade alcançada, mas em contrapartida, ter-se-á uma perda em termos de eficiência e um estreitamento da faixa operacional. Também a limitação imposta pela queda de

pressão, pode ser um outro fator a influenciar na escolha da área livre do prato.

Os pratos estão geralmente espaçados a uma distância de 300 a 600 mm na coluna. Comparações realizadas com pratos com borbulhadores, mostram que os pratos com grelhas possuem uma capacidade 20-100% maior, aproximadamente a mesma eficiência por unidade de altura da coluna, e cerca de 40-80% a menos de queda de pressão.

O tempo necessário para se realizar a manutenção neste tipo de pratos é cerca de 40-80% do tempo de manutenção de outros tipos de pratos mais usuais. Sob condições de corrosão, o tempo de vida útil deste tipo de prato é cerca de duas vezes maior quando comparado aos tipos mais usuais, mesmo no caso de se utilizar um mesmo material para construção. Segundo Rylek e Standart (1964), os pratos com borbulhadores em geral têm sido substituídos por pratos tipo grade, devido ao maior tempo de vida útil e ao menor tempo gasto para realizar sua manutenção.

Os pratos sem vertedores podem operar por longos períodos com líquidos impuros e suspensões sem que ocorra o bloqueio das aberturas da grade. Van den Berg (1957) denominou esta característica como "propiedade auto-limpante".

No entanto, quando as aberturas existentes no prato são circulares (pratos perfurados), segundo Hull (1952), estas são mais suscetíveis de sofrer incrustação.

Aerov e colaboradores (1957, 1958) e Nemeč (1960, 1962) mencionam um número de instalações que obtiveram sucesso com este tipo de prato. Estas publicações, ainda segundo os autores, não mencionam as desvantagens destes pratos; eles não podem ser

operados a baixas velocidades de vapor, devido ao acúmulo de líquido sobre o prato (o qual se manifesta mais em pratos com menores áreas livres de escoamento); sob tais condições, os pratos com borbulhadores operam com uma eficiência satisfatória.

Dentre os dados disponíveis na literatura para correlações em pratos perfurados sem vertedores, pode-se citar os seguintes trabalhos seguido dos parâmetros por eles determinados:

- Sharma e Gupta (1967): Coeficiente de transferência de massa das fases líquida e gasosa;
- Kastanek e colaboradores (1969): Altura e porosidade da dispersão "froth";
- Mahendru e Hackl (1979): Parâmetros para projeto da coluna;
- Cruz (1983): Altura de líquido para o sistema ar-água;
- Gimenes (1986): Altura da dispersão e limites de operação para o sistema etanol-água;
- Miyahara e Takahashi (1986): Queda de pressão para o sistema ar-água;
- Reinehr (1987): Altura da dispersão e velocidade superficial do gás mínima necessária para haver retenção para o sistema etanol-água e
- Ravagnani (1989) e Ravagnani e Pereira (1993): Altura da dispersão, limites de operação e eficiência de separação para os sistemas etanol-água, etanol-butanol e água-N,N-dimetilformamida.

A faixa de operação dos pratos do tipo "grelha" é estreita para os casos em que se requer uma elevada eficiência de separação da mistura, ou seja não pode haver uma variação muito

ção, Kastanek, Huml e Braun (1969), comparam a influência da velocidade do vapor sobre a eficiência (figura 2.3) em uma coluna com pratos com campânulas (curva 1) e com pratos tipo "grelha", (curvas 2 a 5) para diversas áreas livres.

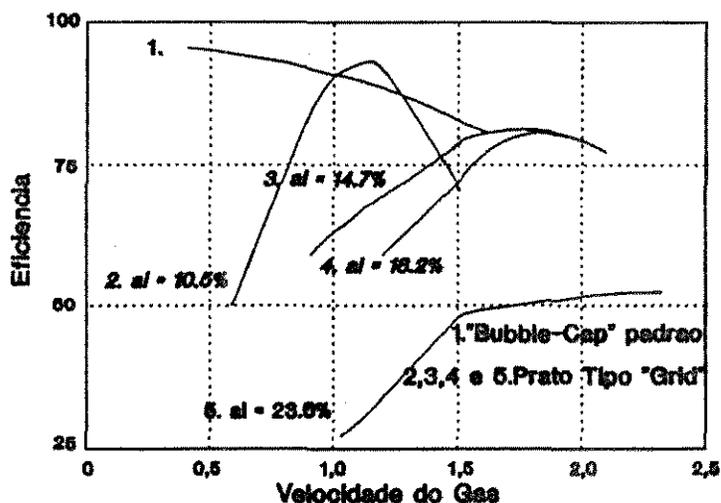


Figura 2.3: Influência da Velocidade do Vapor sobre a Eficiência de Separação (Kastanek, Huml e Braun, 1969)

2.3 FLUIDIZAÇÃO TRIFÁSICA:

A expressão fluidização trifásica é utilizada para descrever a fluidização de partículas sólidas por dois fluidos.

Geralmente, utiliza-se um gás e um líquido como meio fluidizante. Todavia, pode-se também utilizar dois líquidos imiscíveis como meio fluidizante.

A principal aplicação da fluidização trifásica com gás e líquido como meio fluidizante é nas reações catalíticas

envolvendo reagentes gasosos e líquidos sendo catalisadas por um sólido, como por exemplo, na hidrogenação de frações de petróleo líquido e hidrogenação de óleos insaturados, entre outros.

Na maior parte dos estudos e aplicações da fluidização trifásica (a expressão fluidização gás-líquido é freqüentemente utilizada), a fluidização dos leitos sólidos é devida ao fluxo concorrente ascendente das fases líquida e gasosa. Nela, o líquido forma uma fase contínua e o gás borbulha através dela. Este tipo de operação é mostrado esquematicamente na figura 2.4.

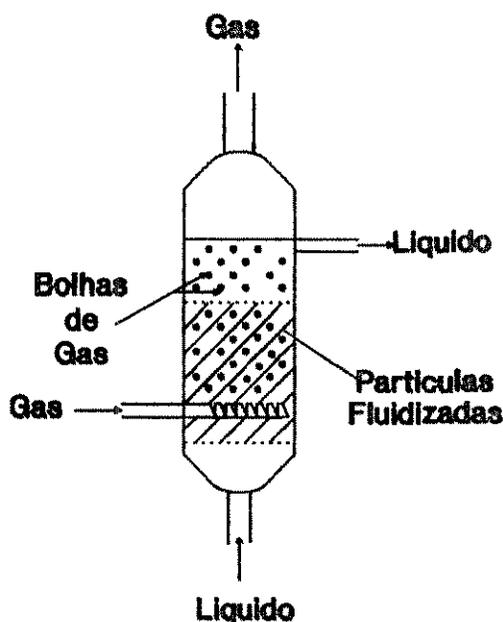


Figura 2.4: Leito Fluidizado Gás-líquido

Os leitos fluidizados trifásicos também podem ser estabelecidos por fluxo contracorrente no chamado leito de contato turbulento, mostrado esquematicamente na figura 2.5. Partículas esféricas de baixa densidade, tais como esferas de polietileno ocas ou feitas de espuma de poliestireno, são fluidizadas pelo fluxo ascendente da fase gasosa, e o leito fluidizado resultante é irrigado pela fase líquida descendente. Este tipo de operação,

segundo Douglas e colaboradores (1963 e 1964), é utilizado industrialmente para a absorção de gases contendo partículas e para o resfriamento e desumidificação de gases.

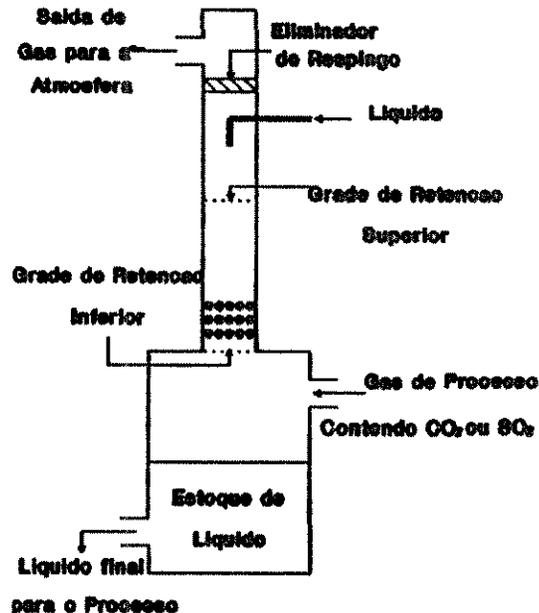


Figura 2.5: Leito de Contato Turbulento

A fluidização trifásica apenas recentemente tornou-se objeto de pesquisas. Dessa forma, as informações disponíveis a este respeito são raras e incompletas, quando não contraditórias.

Dentre as características desta operação que são de particular importância com respeito a sua aplicação em reatores químicos, destaca-se a sua utilização para aumentar o grau de mistura entre as fases e assim a transferência de massa entre elas.

Nos trabalhos realizados sobre fluidização trifásica, os seguintes parâmetros foram estudados:

- a) Tamanho das partículas
- b) Viscosidade da solução
- c) Quantidade de sólidos

- e) Taxas de escoamento dos fluidos
- f) Efeito de surfactantes e tensão superficial

a) EFEITO DO TAMANHO DAS PARTÍCULAS:

Dentre os estudos acerca deste fenômeno pode-se destacar o trabalho de Michelsen e Ostergaard (1970) para um sistema no qual se utilizavam leitos de esferas de vidro fluidizadas pelo fluxo concorrente de ar e água. Segundo os autores, verificou-se que o grau de mistura da fase líquida e a taxa de transferência de massa são fortemente dependentes do tamanho das partículas, uma vez que leitos constituídos por partículas de 1 mm apresentaram maior intensidade de mistura e menor taxa de absorção, quando comparados com os obtidos nos leitos constituídos por partículas de 6 mm.

A fase gasosa em leitos de esferas de vidro é distribuída na forma de bolhas. Estudos das características do escoamento de bolhas têm mostrado que estas características são marcadamente influenciados pela variação do tamanho da partícula.

Ostergaard (1971,1978) dividiu os leitos fluidizados trifásicos em duas categorias principais, conforme o tamanho das partículas que constituem o leito:

- A primeira categoria diz respeito aos leitos constituídos por partículas pequenas, nos quais existe um aumento no tamanho das bolhas de gás devido a coalescência das bolhas (baixo "hold up" do gás).

- A segunda categoria diz respeito aos leitos consti-

tuidos por partículas maiores, as quais são capazes de transformar a fase gasosa em uma dispersão de bolhas relativamente pequenas (alto "hold up" do gás).

Kim e colaboradores (1972) também identificaram estes dois tipos distintos de fluidização trifásica, indicando a existência de um tamanho crítico da partícula que permita esta divisão dos leitos. Segundo os autores, a adição de partículas com tamanhos menores que o crítico a um leito líquido-gás resulta em um aumento no tamanho médio das bolhas, ou seja, observa-se um comportamento de "coalescência das bolhas de gás".

Já, quando adicionam-se partículas maiores, provoca-se uma redução do tamanho das bolhas devido a "desintegração das mesmas".

b) EFEITO DA VISCOSIDADE DO LÍQUIDO:

Segundo Ostergaard (1971, 1978), baseados na observação de que "leitos de pequenas partículas são caracterizadas por alta viscosidade" (Massimilla e colaboradores, 1961), Calderbank e colaboradores (1965), verificaram que a taxa de coalescência das bolhas de gás em líquidos cresce de forma marcante com o aumento da viscosidade do líquido.

Kim e colaboradores (1975) sustentam que a viscosidade do líquido exerce um importante papel na determinação do tipo de comportamento que o leito fluidizado apresentará. Em acordo com os resultados apresentados por Ostergaard (1971, 1978), os autores encontraram que leitos de cascalho de 2,6 mm e de partículas de

vidro de 6 mm fluidizadas por ar e soluções de baixa viscosidade apresentavam um comportamento de desintegração das bolhas. No entanto, a coalescência das bolhas aumentava quando a viscosidade média do líquido era aumentada. Ainda segundo os autores, a porosidade do líquido e do gás aumenta com a velocidade do gás em leitos fluidizados, exceto para aqueles que possuem alta viscosidade. Para estes casos, houve uma contração do leito com a injeção do gás, resultando numa diminuição na porosidade do leito. Observações visuais mostraram que o tamanho da bolha era maior nestes leitos do que nos leitos que eram fluidizados por soluções menos viscosas. No entanto os resultados mostrados em um artigo posterior (Kim e colaboradores, 1977), contradizem estes resultados, indicando que a viscosidade do líquido e a tensão superficial possuem um pequeno efeito sobre o tamanho da bolha, sobre sua velocidade de elevação e também sobre a retenção (hold-up) de gás. Em sistemas trifásicos de baixa viscosidade, os sólidos exercem um papel mínimo sobre a coalescência das bolhas.

Segundo Ostergaard (1973), as bolhas em leitos constituídos por pequenas partículas (isto é, o tamanho da partícula é menor que o tamanho da bolha), escoam através de um meio pseudo-homogêneo com relação à massa específica e a viscosidade, as quais são relativamente mais altas que a do líquido puro. Neste caso, a diferença na viscosidade poderia ser dada como a causa do aumento na taxa de coalescência. Neste trabalho, Ostergaard também indica que Massimilla e colaboradores (1961), observaram que em leitos fluidizados trifásicos bem como em líquidos puros de alta viscosidade, a velocidade de elevação da bolha aumenta com o aumento no tamanho da bolha, ao passo que é aproximadamente constante em

líquidos puros de baixa viscosidade para uma faixa de tamanho das bolhas relativamente grande. Dessa forma, nos leitos fluidizados trifásicos, pode-se esperar um aumento na frequência de borbulhamento com um possível aumento na taxa de coalescência.

Rigby e Capes (1970) e Henriksen (1972) observaram que nos leitos fluidizados trifásicos constituídos por pequenas partículas, a estrutura da esteira formada atrás das bolhas maiores, é regular e semelhante aos observados em líquidos viscosos. Este fenômeno pode levar a um aumento na taxa de coalescência, pois há um aumento da probabilidade da bolha ficar presa na esteira da bolha que a precedeu. Para líquidos de baixa viscosidade, ao contrário, uma aproximação das bolhas é repelida pela existência de uma estrutura irregular e oscilante da esteira da bolha, que evita a coalescência.

Segundo Darton (1985), os autores Akita e Yoshida (1974), Buchholz (1978) e Bach e Pilhofer (1978), explicaram a coalescência em colunas de borbulhamento gás-líquido como uma função da viscosidade do líquido, presumivelmente devido ao efeito da esteira da bolha.

c) EFEITO DA QUANTIDADE DE SÓLIDOS:

Kumar e Roy (1974) verificaram a redução na retenção de gás no leito com o aumento no teor de sólidos e explicaram esta observação como consequência na redução do volume de líquido na coluna com o aumento na quantidade de partículas de sólidos no leito.

O mecanismo que provoca a coalescência ou a desintegração das bolhas em leitos fluidizados trifásicos é pouco conhecido. Tem sido observado, segundo Jamialahmadi (1991), que a adição de partículas sólidas em uma coluna de borbulhamento, pode tanto aumentar como reduzir a coalescência das bolhas de gás.

d) EFEITO DA MOLHABILIDADE DA PARTÍCULA:

Chawla (1987) definiu o termo "molhabilidade", como a extensão com que um líquido se espalha sobre uma superfície sólida.

Bhatia e colaboradores (1972) observaram que os leitos com partículas não molháveis sempre se expandem pela introdução da corrente gasosa em contraste com os leitos de partículas molháveis que se contraem com a introdução de gás. Armstrong e colaboradores (1976) encontraram que em leitos de partículas molháveis de 6 mm, ocorria desintegração das bolhas para baixas velocidades do gás. Já os leitos constituídos por partículas não molháveis de 6 mm apresentaram uma expansão maior com uma retenção do gás (gás hold-up) muito menor, quando comparados aqueles obtidos para os leitos de partículas molháveis. Segundo os autores, estes resultados podem ser devido a aderência das bolhas às partículas sólidas, possíveis de ocorrer para as partículas não molháveis. Esta aderência das bolhas à superfície das partículas sólidas provocaria uma diminuição na densidade aparente do conjunto partícula-bolha, tornando-o menor que o de uma única partícula de sólido. Uma densidade aparente menor resultaria numa maior expansão do leito e numa menor quebra das bolhas, com uma conseqüente diminuição do "hold-up" de

gás.

A mesma observação foi feita mais recentemente por Smith e colaboradores (1986) que estudaram sistemas trifásicos contendo resinas de troca iônica e partículas de acrílico, de apenas 0,6 mm.

e) EFEITO DA TAXA DE ESCOAMENTO DOS FLUIDOS:

A variação das taxas de escoamento dos fluidos irá também afetar o fluxo das bolhas. Bolhas grandes são acompanhadas por grandes "esteiras" (wakes) de líquidos e partículas; por esta razão e devido ao deslocamento do líquido e das partículas causado pelo movimento das bolhas e de suas esteiras, ocorrerá uma mistura intensa da fase líquida. Por outro lado, a área interfacial específica gás-líquido irá ser pequena em tais sistemas, e dessa forma, espera-se que as taxas de absorção sejam pequenas nestas condições.

Analogamente, quando bolhas pequenas são formadas, não se deve esperar que estas provoquem uma mistura da fase líquida com a mesma intensidade provocada por bolhas de tamanhos maiores, embora seja esperado que a área interfacial específica gás-líquido seja alta.

Michelsen e Ostergaard (1970) verificaram que a retenção de gás era fortemente dependente dos regimes de fluxo e dessa forma, das propriedades do líquido e das partículas sólidas. Como exemplo, os autores citam que uma diminuição na tensão superficial pode diminuir severamente a retenção de gás conforme

verificado por Blum e Toman (1977).

f) EFEITO DA PRESENÇA DE SURFACTANTES E DA TENSÃO SUPERFICIAL:

Um fluido puro que possua uma baixa tensão superficial (quando comparada a água) inicialmente forma pequenas bolhas que podem então sofrer coalescência e aumentar seu tamanho. Mesmo assim, o tamanho de equilíbrio das bolhas é menor que para um sistema ar-água. Em sistemas surfactantes, a baixa tensão superficial da fase líquida facilita a formação de pequenas bolhas; entretanto, segundo Keitel e Onken (1982), existe uma tendência a não coalescência das bolhas de gás na fase líquida. Como consequência deste fato, existe um aumento na retenção de gás devido a formação de pequenas bolhas.

Os surfactantes são classificados em três grupos: aniônicos, catiônicos e não-iônicos. Eles atuam na tensão superficial e/ou interfacial de forma a inibir a coalescência das bolhas com a formação de bolhas grandes.

2.4 COALESCÊNCIA OU QUEBRA DA BOLHA:

O tamanho da bolha a qualquer disposição axial dentro de um leito fluidizado trifásico, reflete um número de interações complexas. Na região do distribuidor, a formação das bolhas e seus tamanhos iniciais dependem do projeto do distribuidor bem como das

forças que agem sobre eles tais como o empuxo, as forças viscosas, a tensão superficial e a inércia (Azbel, 1981). Quando as bolhas se elevam, pode ocorrer tanto a coalescência quanto a quebra das mesmas devido as interações entre as bolhas que se elevam e as outras bolhas, com as partículas e com o meio líquido-sólido vizinho.

Vários pesquisadores têm indicado a importância da região do distribuidor do gás sobre o tamanho das bolhas. Page e Harrison (1972) verificaram que o tamanho inicial da bolha depende fortemente do tipo de distribuidor utilizado. Tanto Massimilla e colaboradores (1961) como Ostergaard (1966) encontraram que o tamanho da bolha aumenta dentro de uma pequena distância do distribuidor e Rigby e colaboradores (1970) notaram que tanto o tamanho da bolha como a distribuição do tamanho das mesmas ampliava com o aumento na distância axial. Este aumento que ocorre no tamanho da bolha com a distância axial de um distribuidor é devido à coalescência da bolha. Ostergaard (1966) indicou que a coalescência da bolha resultava numa diminuição na frequência de borbulhamento dentro de uma pequena distância do distribuidor. Ostergaard (1964) encontrou que quando se aumentava a porosidade do leito, havia uma diminuição na taxa de coalescência.

Em um leito fluidizado trifásico, a coalescência das bolhas pode ocorrer de acordo com um mecanismo similar ao de um sistema gás-líquido ou um sistema fluidizado gás-sólido. Quando duas bolhas sucessivas se elevam em uma suspensão sólido-líquido, a bolha detrás acelera e eventualmente alcança a bolha que a precedeu (figura 2.6 a). Através de observações visuais, Nevers e Wu (1971) explicaram este comportamento, assumindo que a bolha

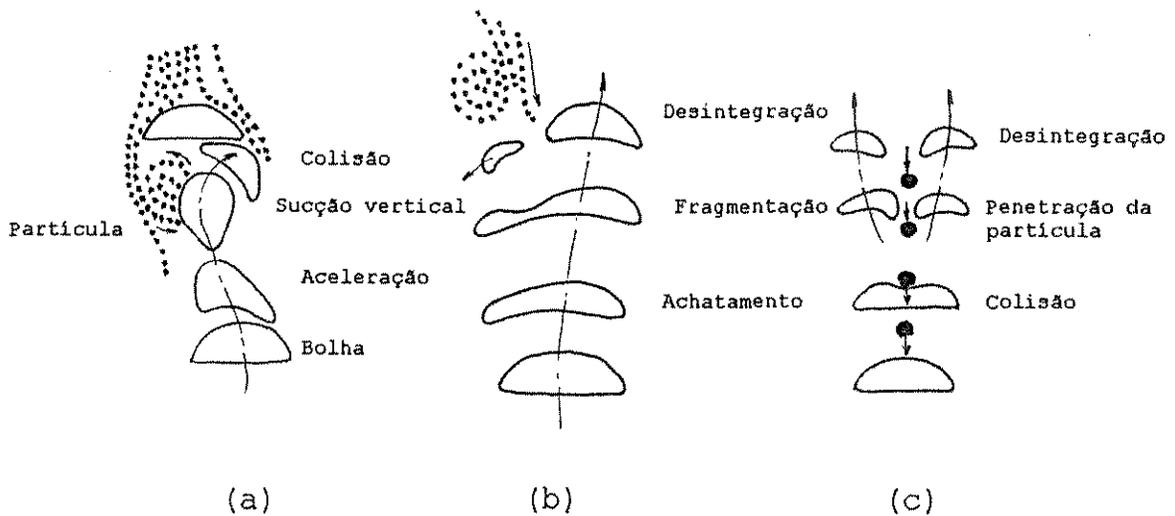


Figura 2.6: Mecanismo de Coalescência e Desintegração de das Bolhas em um Leito Fluidizado Trifásico

inferior se move para a esteira da bolha que a precedeu. Quando esta penetra na esteira da bolha acima, uma parte de sua área fica na esteira desta bolha, diminuindo assim a porção de sua área que fica exposta ao fluido estagnado ao seu redor. Assim, como a área exposta ao fluido estagnado diminui, a velocidade da bolha deve aumentar e esta aceleração faz com que ela alcance a bolha que estava acima. A coalescência das bolhas geralmente ocorre em leitos fluidizados constituídos por pequenas partículas e se tem atribuído este fenômeno ao fato da suspensão sólido-líquido agir como um meio pseudohomogêneo com viscosidade e densidade aparente maior que aqueles proporcionados somente por um meio líquido.

Existe no entanto, um limite de crescimento da bolha. As bolhas grandes podem ser deformadas e então romper para formar bolhas menores pela ação de vórtices gerados na suspensão líquido-sólido (figura 2.6 b). A quebra das bolhas pode também ser atri-

buída ao arraste horizontal da bolha com o seu achatamento, formação de "pescoço" e por fim a sua desintegração por efeito do cisalhamento turbulento ou do escoamento turbilhonar próximo às bordas da bolha precedente, conforme o descrito por Fan e colaboradores (1988). A interação entre uma bolha e as partículas podem também levar a quebra das bolhas (figura 2.6 c). Várias teorias tem sido propostas para explicar a divisão das bolhas em leitos com partículas grandes ou pesadas, como descrito abaixo:

Lee (1965) e Lee e colaboradores (1974) propuseram um mecanismo para explicar a quebra das bolhas, considerando a colisão entre uma partícula sólida e uma única bolha. Eles indicaram que a bolha se desintegraria quando uma partícula com uma inércia adequada induzisse a uma divisão da bolha. Esta aproximação leva a um número de Weber crítico de três, além do qual ocorreria a quebra da bolha. Henriksen e Ostergaard (1974) refutaram o mecanismo físico desta teoria sugerindo que esta teoria contrariava uma observação de que uma única bolha de ar não poderia ser facilmente desintegrada por uma esfera de vidro com diâmetro de 3 a 6 mm ou por uma esfera de aço com diâmetro de 5 mm, mesmo que estas partículas penetrassem a bolha.

Chen e Fan (1988) propuseram que três diferentes fenômenos de colisão entre uma partícula e uma única bolha:

- Partículas pequenas/leves são incapazes de penetrar uma bolha e são ejetadas após colisão;

- Partículas de tamanho médio são capazes de penetrar mas incapazes de quebrar uma bolha e

- Partículas grandes e pesadas penetram e então quebram

a bolha

Estas predições concordam muito bem com os resultados experimentais de Chen e Fan (1988) e com os de Henriksen e Ostergaard (1974).

Já, no caso de se operar um sistema com multipartículas (leito fluidizado), a condição necessária para a penetração de uma única partícula pode ser suficiente para provocar a quebra da bolha. Isto ocorre porque quando a penetração de uma partícula ocorre em um sistema multipartículas, a penetração através da bolha se dá não apenas por uma, mas sim por duas ou mais partículas, simultaneamente ou consecutivamente. A penetração multipartículas induz a instabilidade da bolha e esta provoca a quebra. Se a penetração das partículas é tomada como uma condição suficiente para a quebra das bolhas num leito fluidizado trifásico, o tamanho crítico das partículas para um sistema ar-água-esferas de vidro para quebra de uma bolha é predito como sendo de 2,2 mm, segundo o mecanismo proposto por Chen e Fan (1988), este valor é muito próximo ao valor medido experimentalmente por Kim e colaboradores (1977) de 2,5 mm.

2.5 TRANSFERÊNCIA DE MASSA GÁS-LÍQUIDO:

Estudos do coeficiente de transferência de massa volumétrico gás-líquido, envolvem a absorção de um componente da fase gasosa na fase líquida. Esta absorção pode ou não ser acompanhada por reações químicas.

Segundo Dhanuka e Stepanek (1980), existem várias técnicas na literatura para a determinação do coeficiente de

transferência de massa da fase líquida, k_1a e da área interfacial específica, a . Sharma e Danckwerts (1970) compararam as técnicas disponíveis (absorção química/dessorção física) e concluíram que os métodos químicos eram geralmente superiores à adsorção física.

Ainda segundo Dhanuka e Stepanek, medidas separadas de k_1a e a foram publicadas, sendo que existem dúvidas acerca da validade dos resultados apresentados, uma vez que dependendo do método utilizado, há uma variação significativa nestes resultados.

Ostegaard (1978) reportou valores de K_1a obtidos por absorção química de CO_2 em uma solução tamponada de carbonato-bicarbonato para partículas de mesmo tamanho daquelas utilizadas anteriormente (1971,1972) em seus estudos de K_1a utilizando o método de absorção física. Verificou-se que os valores de K_1a medidos pela técnica de quimissorção foram cerca de cinco vezes menores do que aqueles obtidos anteriormente pelo método de absorção física.

Dakshinamurty e colaboradores (1974,1976), também estudaram o processo de absorção física do CO_2 e O_2 em água para leitos fluidizados trifásicos e confirmaram os resultados de Ostegaard e colaboradores (1971,1972). Lee e Worthington (1974) também investigaram a absorção de CO_2 em água e em solução de sulfato de sódio para leitos de partículas de 6 mm de diâmetro. Eles mediram os valores da taxa de transferência de massa volumétrica e a área interfacial imediatamente acima do leito. Eles concluíram que esta era a mesma encontrada no interior do leito.

Em operações de fluidização trifásica, a taxa de transferência de massa de uma bolha de gás para a fase líquida é geralmente determinada pelo coeficiente de transferência de massa

geralmente determinada pelo coeficiente de transferência de massa do filme líquido, com a resistência à transferência de massa do lado gasoso sendo relativamente pequena.

A taxa de transferência de massa por unidade do volume do leito das espécies que estão se difundindo, N , é dada por:

$$N = K_1 a_b \Delta c \quad (2.1)$$

onde:

K_1 : é o coeficiente de transferência de massa da fase líquida;

a_b é a superfície das bolhas por unidade de volume do leito e

Δc é a diferença na concentração do líquido entre o seio da fase líquida e a superfície da bolha.

Observa-se que os gradientes de concentração se encontram muito próximos da superfície das bolhas. No caso da difusão de CO_2 de uma bolha em água à temperatura ambiente e considerando-se que o filme de água seja a resistência controlante para a transferência, a espessura do mesmo será de somente $10\mu\text{m}$. A natureza pouco espessa deste filme, é um resultado do movimento e da turbulência existente, a qual aumenta de forma acentuada o transporte da e para a interface.

Segundo Miyachi e colaboradores (1981), a absorção de um gás em uma lama (slurry) contendo uma suspensão de partículas finas tem sido tratada pela teoria do filme. Nestas investigações, assume-se que em geral, o coeficiente de transferência de massa da fase líquida não foi afetado pela presença de sólidos. O coeficien-

te de transferência de massa derivado da aplicação da teoria do filme é uma função da espessura do filme, sendo dado por:

$$K_1 = \frac{D_a}{\delta} \quad (2.2)$$

onde:

D_a : Difusividade das espécies gasosas e

δ : Espessura do filme líquido.

O valor da espessura do filme irá variar com as condições hidrodinâmicas. É razoável considerar que as condições de escoamento do líquido contendo partículas sólidas são diferentes daquelas de líquidos sem sólidos.

Para o projeto de leitos fluidizados trifásicos, é de grande importância se saber qual a extensão com que as partículas afetam a transferência de massa através do filme líquido. Com a finalidade de se estudar os efeitos provocados pela presença das partículas sólidas sobre a transferência de massa, pode-se dividir estes efeitos em:

- a) Estrutura química das partículas
- b) Tamanho das partículas
- c) Concentração de partículas
- d) Velocidade do líquido e do gás
- e) Altura do leito

a) ESTRUTURA QUÍMICA DAS PARTÍCULAS:

Segundo Darton (1985), Alper e colaboradores (1980) estudaram absorções de oxigênio e dióxido de carbono e mediram as taxas de transferência de massa em lamas (slurries). Para tanto eles utilizaram partículas finas e pequenas (0,5 mm) tais como carbono ativado, quartzo e acrílico, cujos tamanhos eram suficientemente pequenos para permitir que elas penetrassem no filme líquido.

Eles encontraram que partículas inertes não afetam o coeficiente de transferência de massa gás-líquido, K_1 , mas que no caso das partículas serem quimicamente reativas elas aumentam a taxa de transferência de massa. Posteriormente Pal e colaboradores (1982) concluíram que apenas quando as partículas são muito finas ($d < D_1/K_1$) elas poderão proporcionar tal aumento, onde D_1 é o coeficiente de difusão da fase líquida, d é o diâmetro da partícula e K_1 é o coeficiente de transferência de massa gás-líquido.

Estes resultados estão de acordo com os resultados publicados anteriormente por Joosten e colaboradores (1977) e por Sada e colaboradores (1977). Nestes trabalhos verificaram-se também que quando se utilizou partículas de carbono ativado, observou-se um considerável aumento no valor de K_1 , devido ao fato de sua estrutura possuir alta porosidade e de ser um material altamente adsorvente. Kars e colaboradores (1979), também obtiveram resultados semelhantes aos descritos anteriormente.

b) TAMANHO DAS PARTÍCULAS:

Como indicado anteriormente no item 2.3, tanto a velocidade do gás quanto o tamanho da partícula foram os fatores que apresentaram maior impacto sobre o tamanho das bolhas. Os mesmos efeitos foram observados em termos de K_1a .

Uma outra maneira pela qual as partículas poderiam afetar a transferência de massa entre as bolhas de gás e o líquido, seria alterando a estrutura turbulenta do filme líquido, modificando assim, a espessura das bolhas. Segundo Darton (1985), na prática, os valores de K_1 para leitos fluidizados trifásicos e em dispersões gás-líquido são muito semelhantes; entretanto, este resultado poderia ser devido aos métodos experimentais utilizados não serem suficientemente precisos para detectar diferenças significativas entre os valores de K_1 . Dhanuka e Stepanek (1980) encontraram que K_1 variava entre 1×10^{-4} e 2×10^{-4} m/s em leitos constituídos por partículas de vidro, Vanderschuren e colaboradores (1973), encontraram valores de K_1 entre 1×10^{-4} e 3×10^{-4} m/s, Calderbank e Moo-Young (1961) e Mangartz e Pilhofer (1981) encontraram valores semelhantes para o sistema CO_2 -água.

Segundo Miyachi e colaboradores (1981), os valores de K_1a para o oxigênio puro absorvido em água destilada, contendo partículas sólidas finas em suspensão, é aproximadamente o mesmo que na ausência de partículas, sendo mantidas as mesmas condições experimentais. No entanto, para uma mesma concentração da suspensão os valores de K_1a foram maiores quando se utilizava partículas maiores.

predizer exatamente como a presença de sólidos afeta o coeficiente de transferência de massa volumétrico, $K_1 a$, uma das possíveis explicações é a redução da área interfacial efetiva devido a ocupação do volume líquido pelas partículas sólidas.

Uma das prováveis razões para o aumento em K_1 com o aumento do tamanho da partícula, é que a turbulência provocada no filme líquido pelas partículas maiores pode ser mais violenta do que a causada pelas partículas pequenas.

Segundo Dhanuka e Stepanek (1980), medidas de $K_1 a$, K_1 e a em leitos fluidizados trifásicos constituídos por partículas de diferentes tamanhos, mostraram que o tamanho da partícula influencia de modo intenso a área interfacial, a , e portanto o coeficiente de transferência de massa volumétrico, $K_1 a$, enquanto que eles constataram haver pouca diferença nos valores de K_1 para os leitos constituídos por partículas de tamanhos diferentes.

Dhanuka e Stepanek (1980), também realizaram uma comparação da área interfacial, a , e do valor do coeficiente de transferência de massa volumétrico, $K_1 a$, obtido em leitos fluidizados trifásicos, com valores obtidos em outros equipamentos de contato. Eles verificaram que os equipamentos de leitos trifásicos constituídos por partículas de 4 mm ou maiores eram os contadores líquido-gás mais eficientes enquanto que para os leitos constituídos por partículas de 2 mm alcançava-se um desempenho semelhante ao obtido em contadores com seções recheadas. A diferença entre os valores do coeficiente de transferência de massa volumétrico alcançados no caso de se utilizar partículas menores e maiores foi dada por um fator cinco ou ainda maior.

possível se obter uma grande melhora na taxa de transferência de massa gás-líquido em processos de hidrogenação e outros processos, utilizando-se partículas de catalisadores de tamanho relativamente grandes. Entretanto, esta melhora na transferência de massa gás-líquido é alcançada somente às custas de uma redução na taxa de reação superficial, devido à redução da área superficial do catalisador. É possível, no entanto, contornar este problema pela utilização de um catalisador mais poroso. Os autores acreditam que o ganho que se pode alcançar na taxa de transferência de massa gás-líquido é mais do que suficiente para compensar a tendência de diminuição da reação superficial devido à difusão existente no poro.

c) CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS:

Joosten e colaboradores (1977) usaram nitrogênio para retirar hélio de suspensões contendo partículas de vidro e polipropileno de diferentes concentrações e tamanhos. Os autores encontraram que o coeficiente de transferência de massa volumétrico, K_{1a} , não foi influenciado pela presença de partículas sólidas no caso de suas concentrações serem menores do que 20%. Para concentrações superiores a 20%, os valores de K_{1a} coincidem para diferentes tamanhos de partículas. Entretanto, os valores de K_{1a} não foram coincidentes para diferentes tipos de sólidos. O sólido menos denso apresentou um menor valor de K_{1a} além de provocar uma maior diminuição no valor de K_{1a} com o aumento da

explicação exata para a variação do $K_1 a$ com a fração volumétrica de sólidos, a abrupta redução em seu valor é provavelmente devido em grande parte à redução na área interfacial específica, a .

d) VELOCIDADE DO LÍQUIDO E DO GÁS:

Ostergaard e colaboradores (1971, 1972), Dakshinamurty e colaboradores (1974, 1976) e Dhanuka e Stepanek (1980) encontraram que tanto $K_1 a$, quanto a , aumentavam com o aumento da velocidade superficial do gás, V_g , para todos os tamanhos de partículas. Os autores não verificaram qualquer efeito da velocidade do líquido, V_l , sobre $K_1 a$ e a , em leitos constituídos de partículas grandes (4 a 6 mm). No entanto, verificaram que ambos os parâmetros diminuíram com a diminuição de V_l , para o leito constituído de partículas pequenas (1 a 2 mm).

Ostergaard e colaboradores (1971, 1972) verificaram que os coeficientes obtidos nos leitos com partículas grandes eram dez vezes maior dos que os encontrados em leitos de partículas pequenas. No caso de se operar a coluna sem sólidos, seus valores eram intermediários a estes.

Já Dhanuka e Stepanek (1980) indicaram que o coeficiente de transferência de massa, K_1 , foi encontrado ser independente de V_l para todos os tamanhos das partículas. No entanto o efeito de V_g sobre K_1 depende do tamanho das partículas. Um aumento em V_g provocou um aumento em K_1 para partículas pequenas (2 mm), uma diminuição para partículas médias (4 mm) e nenhum efeito para

e) ALTURA DO LEITO:

Ostergaard e colaboradores (1971,1972) observaram que K_1 diminui com a altura do leito para os leitos de 1 mm em colunas de borbulhamento, mas em leitos de partículas de 6 mm, os coeficientes passam através de um máximo.

3.1 INTRODUÇÃO

O presente capítulo tem como objetivo apresentar a teoria básica sobre a eficiência dos pratos.

Para tanto, neste capítulo serão estudadas as equações que representam a Taxa de Transferência de Massa entre as fases líquida e vapor, a Eficiência Global, a Eficiência do Ponto e a Eficiência do Prato tanto em termos do vapor, como em termos do líquido.

Por último, serão estudadas as variáveis que influenciam a eficiência do prato.

3.2 EQUAÇÕES DA TAXA

O desenvolvimento deste trabalho está baseado numa interpretação da TEORIA DOS DOIS FILMES, ou também chamada de TEORIA DAS DUAS RESISTÊNCIAS.

Seguindo esta teoria, a taxa de transferência de massa por unidade de área, N/S , pode ser expressa pelas equações da taxa em regime permanente, onde a constante de proporcionalidade é conhecida como coeficiente de transferência de massa, k ou K .

$$\frac{N}{S} = K_{og} (p^* - p_g) = K_{ol} (C_1 - C^*) \quad (3.1)$$

$$= k_g (p_1 - p_g) = k_l (C_1 - C_l)$$

lhadores, a área interfacial pode não ser satisfatoriamente estimada e assim, o coeficiente de transferência de massa é combinado com um termo de área, a , a área interfacial por unidade de volume do acúmulo de líquido e de gás e os coeficientes k_a e K_a são relacionados com as eficiências dos pratos diretamente ou pelo uso do conceito de unidade de transferência.

Em termos diferenciais, levando-se em conta a área interfacial, a equação 3.1 se torna:

$$\begin{aligned} dN &= K_{og}a (y^* - y) PAdz = K_{ol}a (x - x^*) \rho_l Adz \\ &= k_g a (y_1 - y) PAdz = k_l a (x - x_1) \rho_l Adz \end{aligned} \quad (3.2)$$

3.3 EQUAÇÕES NUMA COLUNA

As correntes de fluido em uma coluna de destilação são mostradas na figura 3.1. Em um elemento diferencial dz , assume-se que está ocorrendo transferência de massa equimolar entre as fases e dessa forma, tem-se:

$$dN = G_m A dy = L_m A dx \quad (3.3)$$

onde:

L_m = Vazão molar de líquido por área de borbulhamento;

G_m = Vazão molar de gás por área de borbulhamento;

x = fração molar do líquido;

y = fração molar do gás.

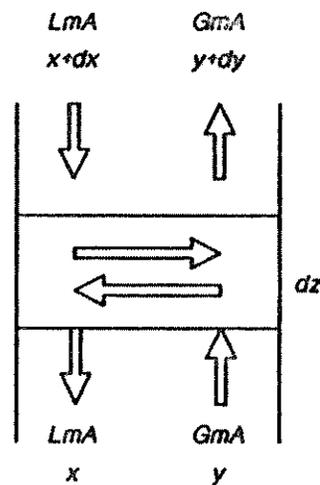


Figura 3.1: Correntes de Fluido numa Coluna de Área de Seção Transversal A.

Combinando as equações (3.2) e (3.3) para a fase gasosa, tem-se:

$$\frac{K_{og} aPdz}{G_m} = \frac{dy}{y^* - y} \quad (3.4)$$

Integrando-se e assumindo-se que $K_{og} aP/G_m$ é constante, chega-se a:

$$\frac{K_{og} aPz}{G_m} = \int \frac{dy}{y^* - y} = N_{og} \quad (3.5)$$

Estas são as equações que definem a unidade de transferência, onde N_{og} equivale ao número de unidades de transferência global do gás. Pode-se obter equações semelhantes para as outras unidades de transferência:

$$\frac{k_g a P z}{G_m} = \int \frac{dy}{y_1 - y} = N_g \quad (3.6)$$

$$\frac{K_{ol} a \rho_1 z}{L_m} = \int \frac{dx}{x - x^*} = N_{ol} \quad (3.7)$$

$$\frac{k_l a \rho_1 z}{L_m} = \int \frac{dx}{x - x_1} = N_l \quad (3.8)$$

onde:

N_g : Unidade de transferência do filme gasoso;

N_{ol} : Unidade de transferência global do líquido e

N_l : Unidade de transferência do filme líquido.

3.4 TEMPO DE CONTATO

Quando se está estudando a taxa de transferência de um processo, o tempo é uma variável importante. Na equação (3.8) para a unidade de transferência da fase líquida, N_l , o termo $\rho_1 z / L_m$ representa o tempo de contato entre as fases. O tempo de contato real do líquido com o vapor no regime "froth" é:

$$t_l = \frac{\rho_1 z_c}{L_m} \quad (3.9)$$

mudando a área interfacial, a , para a área interfacial por unidade de volume de líquido acumulado, \underline{a} , tem-se:

$$N_1 = k_1 \underline{a} t_1 \quad (3.10)$$

3.5 ADITIVIDADE DE RESISTÊNCIAS

O inverso da condutância é conhecido como resistência. Assim como existem quatro coeficientes de transferência de massa, também existem quatro resistências, uma global e uma individual para cada fase líquida e vapor. A aditividade destas resistências em termos das unidades usadas podem ser mostradas pelas equações das forças motriz, equações (3.2 e 3.3). Em termos diferenciais tem-se:

$$\begin{aligned} y^* - y &= y^* - y_1 + y_1 - y \\ &= \frac{dN}{K_{og} a P \Delta z} = \frac{m dN}{k_1 a \rho_1 \Delta z} + \frac{dN}{k_g a P \Delta z} \quad (3.11) \\ &= m(x - x^*) = \frac{m dN}{K_{ol} a \rho_1 \Delta z} \end{aligned}$$

ou

$$\frac{1}{K_{og} a} = \frac{1}{k_g a} + m \frac{P}{\rho_1 k_1 a} = m \frac{P}{\rho_1 K_{ol} a} \quad (3.12)$$

onde

$$y^* = mx + b \quad (3.13)$$

Em termos de unidades de transferência chega-se a:

$$\frac{Pz}{N_{og}G_m} = \frac{Pz}{N_gG_m} + \frac{mPz}{N_lL_m} = \frac{mPz}{N_{ol}L_m} \quad (3.14)$$

e

$$\frac{1}{N_{og}} = \frac{1}{N_g} + \frac{m}{L_mN_l} = \frac{mG_m}{N_{ol}L_m} \quad (3.15)$$

sendo que o equilíbrio líquido-vapor foi assumido ser uma linha reta entre as concentrações do seio das correntes de líquido e de gás.

Nas equações (3.12) e (3.15), os dois termos centrais representam respectivamente as resistências separadas nas fases líquida e vapor. Se as magnitudes relativas são tais que o valor de um termo é negligenciável com relação ao outro, o sistema é considerado como sendo resistente a uma única fase.

Na equação (3.12) a importância relativa de cada resistência é determinada diretamente por três fatores: cada um dos coeficientes de transferência individuais, k_g e k_l , e o coeficiente de distribuição, m . A magnitude de cada coeficiente de transferência, k , é determinado pelas difusividades turbilhonar e molecular de sua fase. A difusividade molecular, sendo uma propriedade do sistema, pode ser variada somente por alteração do sistema ou por variação da temperatura e pressão. Aumentando-se a viscosidade do

reduzir a difusividade molecular. A difusividade turbilhonar é controlada pela dinâmica dos fluidos, a qual é por sua vez, uma função do escoamento de cada fase, da viscosidade e da massa específica. Raramente a viscosidade ou a massa específica são variadas deliberadamente, sendo assim, somente a dinâmica dos fluidos está sob o controle do projetista. Esta pode ser controlada de duas formas: pela escolha da fase dispersa e pelo projeto físico, tal como a utilização de recheio, borbulhadores, atomizadores e artifícios semelhantes. Para um sistema gás-líquido um projetista tem a escolha de empregar um borbulhador para dispersar o gás ou um "spray" para dispersar o líquido.

A segunda equação para a aditividade das resistências, equação (3.15), está sujeita às mesmas considerações, além de algumas outras. Para se manter um panorama claro, pode ser útil considerar a origem do conceito de número de unidades de transferência. Para um gás, ele é essencialmente a variação na concentração da corrente de gás, dy , dividido pela força motriz $y^* - y$ ou $y_1 - y$. Considerações similares são mantidas para o líquido. As taxas de fluxo G_m e L_m são introduzidas devido ao balanço material que foi realizado, fornecendo a quantidade transferida para fluxos molares constantes como $G_m dy$ e $L_m dx$. A variação na concentração da fase poderia depender da taxa de fluxo, até se os coeficientes de transferência e as taxas de transferência não fossem dependentes. Assim, as taxas de fluxo aparecem na segunda equação para a aditividade das resistências devido a definição que é dada para unidades de transferência. A segunda equação não é verdadeiramente uma equação para a aditividade de resistências, pois para cada

é geralmente imposta pela capacidade de produção econômica da planta e os valores individuais são preferencialmente controlados pela capacidade física do equipamento do que pela transferência de massa; esta por sua vez, controla o grau de contato entre as fases preferencialmente a área de escoamento do equipamento.

Em geral, para que a resistência da fase gasosa seja controlante, as seguintes condições devem ser observadas:

1. m ser pequeno. Isto se aplica a misturas próximas à ebulição ou para o caso em que se têm gases altamente solúveis no líquido;

2. O coeficiente do filme gasoso ser muito menor do que o do filme líquido;

3. A viscosidade do líquido ser pequena. Se a viscosidade é muito grande, a difusividade do líquido irá ser pequena e a resistência da fase líquida será controlante.

A maioria dos sistemas de destilação caem na classe onde a fase gasosa é controlante ou a resistência da fase gasosa é a mais importante. Sistemas controlados pela fase líquida são raramente encontrados em destilação. Sistemas típicos em que a fase gasosa é controlante são:

1. Destilação de misturas;
2. Evaporação de líquidos puros em um gás inerte;
3. Absorção ou "stripping" de gases altamente solúveis (por exemplo, amônia em água).

Sistemas típicos em que a fase líquida é controlante são:

1. Absorção ou "stripping" de gases próximos a insolu-

2. Na parte inferior da seção de stripping de uma coluna de destilação, quando o valor de m é alto.

3. Destilação de sistemas com líquidos que possuam viscosidades muito elevadas.

3.6 MODELO DO PRATO

Um modelo de prato de uma coluna de destilação com os pratos sendo numerados a partir do topo em direção à base é mostrado na figura 3.2.

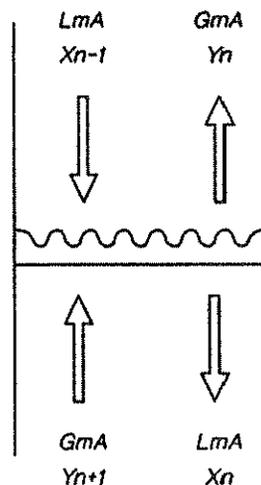


Figura 3.2: Modelo do Prato

Este modelo do prato considera que as correntes de entrada e saída de vapor estão bem misturadas e com composições Y_{n+1} e Y_n respectivamente. A composição do líquido irá variar entre x_{n-1} e x_n . Assume-se, além disso, que as correntes de entrada e saída do líquido estão bem misturadas e com composições constantes e

os pratos. Se o vapor que está se elevando a partir do prato estiver em equilíbrio com o líquido de composição x_n que está deixando o prato, este é dito teórico, ou prato perfeito. Isto significa que o líquido sobre o prato está bem misturado e possui composição uniforme, x_n .

3.7 EFICIÊNCIA GLOBAL

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

(i) Para o caso da eficiência com relação ao vapor, assume-se que a corrente líquida que deixa ambos os pratos real e ideal, bem como a corrente gasosa que a eles chega, como sendo idênticas em quantidade e em composição.

(ii) Para o caso da eficiência com relação à fase líquida, assume-se que a corrente de vapor que deixa os pratos, bem como corrente de líquido que chega a eles como sendo idênticas em quantidade e em composição.

Utilizando-se a nomenclatura da figura 3.3, as condições acima se tornam:

$$\begin{aligned} (L_n^*)_m &= L_n & (V_{n+1}^*)_m &= V_{n+1} \\ (x_{n,i}^*)_m &= x_{n,i} & (y_{n+1,i}^*)_m &= y_{n+1,i} \end{aligned} \tag{3.16}$$

$$\begin{aligned}
 (L_{n-1}^*)_m &= L_{n-1} & (V_n^*) &= V_n \\
 (x_{n-1,i}^*)_m &= x_{n-1,i} & (y_{n,i}^*)_m &= y_{n,i}
 \end{aligned}
 \tag{3.17}$$

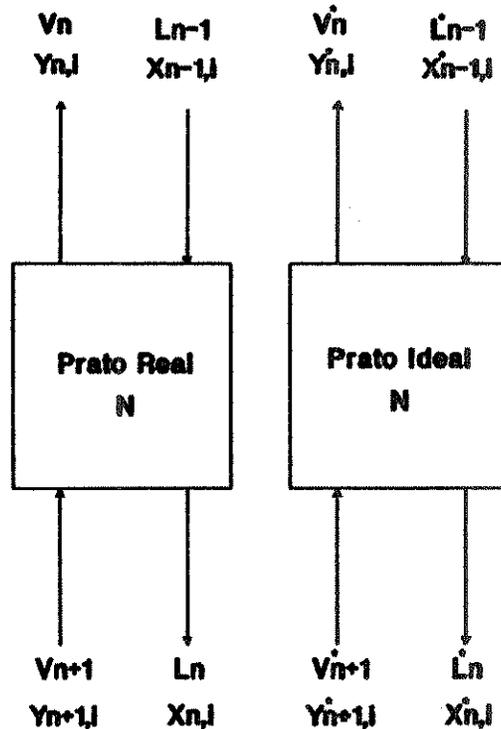


Figura 3.3: Pratos Real e Ideal

Murphree, em sua definição assume fluxos molares constantes ao longo da coluna e define duas eficiências para cada prato. As definições de Murphree podem ser representadas como:

(a) Eficiência global para o prato ou eficiência de Murphree com relação a fase vapor, para o componente i:

$$E_{mv,i} = \frac{y_{n,i} - y_{n+1,i}}{(y_{n,i}^*)_m - y_{n+1,i}}
 \tag{3.18}$$

onde:

vapor;

$(Y_{n,i}^*)_m$: Fração molar do componente i na fase vapor que está em equilíbrio com o líquido de composição x_n que deixa o prato; assume-se que o líquido se encontra na sua temperatura de bolha.

(b) Eficiência global para o prato ou eficiência de Murphree com relação à fase líquida, para o componente i :

$$E_{ml,i} = \frac{X_{n-1,i} - X_{n,i}}{X_{n-1,i} - (X_{n,i}^*)_m} \quad (3.19)$$

onde:

E_{ml} : Eficiência de prato de Murphree em termos do líquido e

$(x_{n,i}^*)_m$: Fração molar do componente i na fase líquida que está em equilíbrio com o vapor de composição y_n que deixa o prato; assume-se que o líquido se encontra na sua temperatura de orvalho.

De fato, se existe uma relação linear de equilíbrio na faixa de composição de um estágio, as duas eficiências podem ser relacionadas como segue:

$$\left(\frac{1}{E_{ml,i}} - 1\right) = \left(\frac{1}{E_{mv,i}} - 1\right) \frac{1}{\lambda}$$

onde

(3.20)

$$\lambda = \frac{mV}{L}$$

m : Inclinação da linha de equilíbrio e

L e V : Vazões molares do líquido e vapor.

Dessa forma, as eficiências de Murphree para as fases líquida e vapor serão diferentes a menos que o termo mV/L seja igual a um, ou seja, a menos que as linhas de operação e de equilíbrio sejam paralelas.

Assim, torna-se possível obter duas eficiências diferentes para cada prato para descrever um mesmo processo, apesar de apenas uma delas ser independente.

Tradicionalmente se tem empregado na literatura de modo mais extensivo, a eficiência definida para a fase vapor. Segundo Standart (1965), sob o ponto de vista computacional, a eficiência de vapor é mais recomendada, se os cálculos prato a prato forem feitos da base em direção ao topo da coluna e a eficiência da fase líquida passa a ser mais conveniente, se os cálculos são feitos em sentido contrário, pois essa escolha evita soluções iterativas.

A eficiência de prato de Murphree depende do grau de contato entre líquido e vapor sob o prato. Admite-se na sua definição, que o líquido esteja completamente misturado com a mesma composição com que deixa o prato. Na prática e particularmente nas colunas de tamanho comercial, tem-se apenas uma mistura parcial da fase líquida e portanto, poder-se-á encontrar valores para a eficiência do prato maiores que 100%. Devido a possibilidade de existir mistura parcial entre as fases, costuma-se também definir eficiências pontuais como será visto na seção seguinte.

Além disso, existe a possibilidade de se terem valores negativos para a eficiência. Esta última constatação, segundo

multicomponentes, os valores da constante de equilíbrio líquido-vapor para alguns componentes podem ser menores que um no topo da coluna e maiores que um na base da mesma (há uma reversão na sua volatilidade relativa).

3.8 EFICIÊNCIA DO PONTO

A eficiência para um ponto pode ser definida de maneira semelhante à de um prato.

Aqui a corrente de saída de vapor não é misturada, embora se assuma que a corrente de entrada de vapor seja homogênea e de composição uniforme y_{n+1} . A eficiência local ou pontual é definida como:

$$E_{og} = \frac{y - y_{n+1}}{y^* - y_{n+1}} \quad (3.21)$$

Uma equação similar pode ser escrita em termos da eficiência da fase líquida.

$$E_{ol} = \frac{x_{n-1} - x}{x_{n-1} - x^*} \quad (3.22)$$

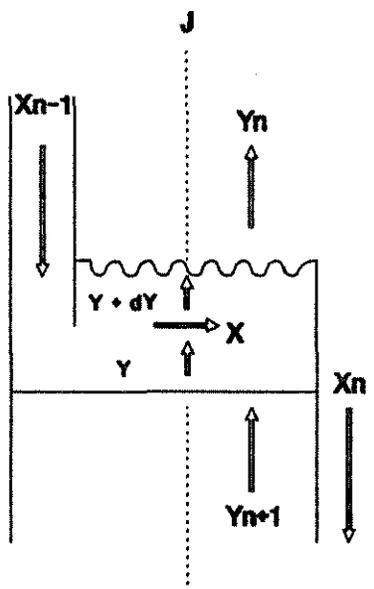
A diferença fundamental entre E_{og} e E_{lv} está na primeira parcela do denominador: no caso da eficiência de ponto, E_{og} , ela representa a concentração molar do componente i na fase vapor em equilíbrio com o líquido no ponto considerado, enquanto que no caso

i na fase vapor em equilíbrio com o líquido que deixa o prato.

Anteriormente foi ressaltada a possibilidade de a eficiência de prato apresentar valores incomuns, negativos ou maiores que 100%. Krishna e colaboradores (1977) mostraram que devido aos efeitos de difusão, isso pode ocorrer também para a eficiência de ponto, quando calculada para componentes individuais num sistema multicomponente.

3.9 EFICIÊNCIA DO PRATO - EM TERMOS DO VAPOR

Para se obter as eficiências de Murphree global e pontual em termos difusionais do vapor, um outro modelo de prato é adotado. Como mostrado na figura 3.4, através de um plano vertical J, o vapor borbulha através de uma "piscina" de líquido de composição x , a qual está entre x_{n+1} e x_n . Não existe variação de



x na direção vertical. O vapor que entra na "piscina" de líquido tem composição y_{n+1} e o que sai dela tem composição y_n . Assume-se que o vapor passa verticalmente de forma ascendente através da "piscina" sem se misturar, isto é, em escoamento pistão. Utilizando a equação (3.5) para o vapor e integrando-a, mantendo-se y^* constante uma vez que x no plano J é constante, tem-se:

$$1 - E_{og} = e^{-\frac{K_{og}APz}{G_n}} = e^{-N_{og}} \quad (3.23)$$

a) CASO ONDE O LÍQUIDO ESTÁ PERFEITAMENTE MISTURADO:

Desde que $x = x_n$, tem-se:

$$E_{og} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y^* - y_{n+1}} = E_{mv} \quad (3.24)$$

b) CASO ONDE NÃO OCORRE MISTURA DO LÍQUIDO:

Neste caso a composição do líquido varia uniformemente de x_{n-1} a x_n sem que ocorra nenhuma variação da composição no plano vertical. É o chamado caso de escoamento pistão. Assume-se uma relação de equilíbrio linear entre as frações molares do componente i nas fases vapor e líquida, dada por $y_i^* = mx_i + b$; uma eficiência pontual de Murphree em relação à fase gasosa, E_{og} , é constante; e vazões de líquido e vapor são constantes. Dessa forma, pode-se derivar as seguintes equações:

$$E_{mv} = \frac{1}{\lambda} (e^{\lambda E_{og}} - 1) \quad (3.25)$$

onde,

$$\lambda = m \frac{G_m}{L_m} \quad (3.26)$$

A equação (3.25) mostra que E_{mv} pode ser consideravelmente maior do que 100% quando E_{og} se aproxima de 1,0. Quanto maior λ for, maior E_{mv} será.

c) CASO INTERMEDIÁRIO ONDE OCORRE MISTURA PARCIAL DE
LÍQUIDO:

A equação para mistura em termos da difusividade turbilhonar, conforme Bubble Tray Design Manual (1958), é dado por:

$$\frac{E_{mv}}{E_{og}} = \frac{1 - e^{-[\eta + (Pe)]}}{[\eta + (Pe)] \left[1 + \frac{\eta + (Pe)}{\eta} \right]} + \frac{e^{\eta} - 1}{\eta \left[1 + \frac{\eta}{\eta + (Pe)} \right]} \quad (3.27)$$

onde:

$$\eta = \left(\frac{Pe}{2} \right) \left(\sqrt{1 + \frac{4\lambda E_{og}}{(Pe)}} - 1 \right) \quad (3.28)$$

$$(Pe) = \frac{z_1^2}{D_o t_1} \quad (3.29)$$

No qual :

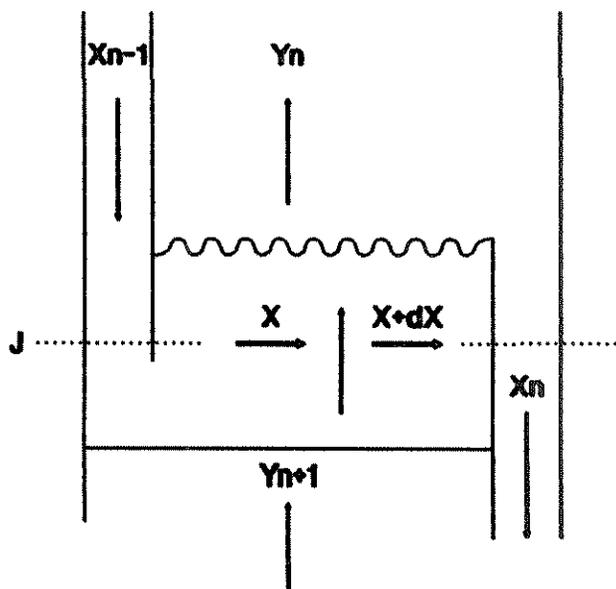
z_1 : Comprimento do percurso que o líquido faz para atravessar o líquido;

t_1 : Tempo de residência real do líquido;

D_o : Coeficiente de difusão turbilhonar, que é uma medida da quantidade de retromistura.

3.10 EFICIÊNCIA DO PRATO - EM TERMOS DO LÍQUIDO

Para se obter as eficiências de Murphree e pontual em termos líquidos, um novo modelo de prato diferente do que foi proposto para o caso do vapor deverá ser utilizado. Este será representado na figura 3.5. Fazendo-se analogia com o procedimento



anterior para as equações com relação ao vapor, assume-se que a composição do líquido não varia ao longo do plano horizontal J. A composição da fase vapor irá variar com a altura assim como ao longo do prato. Deve-se notar que o modelo físico assumido para ambos os desenvolvimentos, não são possíveis de ocorrer simultaneamente. Devido às diferentes composições de gás em diversos níveis verticais, a concentração do líquido a um dado ponto a jusante no prato irá ser diferente, mesmo que as correntes de líquido e de gás que entram em contato possuam concentrações uniformes. O líquido teria uma composição uniforme somente se a "camada" de líquido superior fluísse mais vagorosamente que a "camada" de líquido inferior de uma forma única, o que é muito improvável de ocorrer. Para se obter uma concentração uniforme de gás a um dado nível horizontal através do prato, é necessário que as bolhas de gás a jusante se elevassem mais vagorosamente do que aquelas a montante, assim como a força motriz a jusante fosse menor. Este modelo entretanto, é aproximado para o caso de haver apenas uma resistência e de se ter líquido puro.

Integrando-se a equação (3.7) para o líquido, mantendo-se x^* constante, tem-se:

$$1 - E_{ol} = e^{-\frac{K_{ol} a \rho_l z}{L_m}} = e^{-N_{ol}} \quad (3.30)$$

- a) CASO ONDE TODO O LÍQUIDO NO PRATO ESTÁ PERFEITAMENTE MISTURADO:

$$L(x_{n-1} - x_n) = K_{o1} a (x_n - x_n^*) \rho_1 A z \quad (3.31)$$

e rearranjando os termos, chega-se a:

$$E_{m1} = \frac{N_{o1}}{1+N_{o1}} \quad (3.32)$$

b) CASO ONDE SE SUPÕE ESCOAMENTO PISTÃO PARA O LÍQUIDO:

A equação (3.30) se aplica a este caso, quando não se assume nenhum gradiente de concentração vertical e E_{m1} é substituído por E_{o1} . Logo, para o caso em que se supõe escoamento pistão para o líquido, tem-se:

$$E_{o1} = \frac{e^{N_{o1}} - 1}{e^{N_{o1}}} \quad (3.33)$$

c) CASO INTERMEDIÁRIO ONDE OCORRE MISTURA PARCIAL DO LÍQUIDO:

Como a equação (3.27) é usada neste caso, as eficiências devem ser dadas em termos do vapor. E_{og} é então obtido a partir da equação (3.35) após ter-se calculado E_{o1} .

3.11 EFICIÊNCIAS DOS PRATOS - DISCUSSÃO

A relação entre as duas eficiências pontuais E_{og} e E_{ol} pode ser obtida reescrevendo-se a equação (3.15):

$$\ln(1 - E_{ol}) = \lambda \ln(1 - E_{og}) \quad (3.34)$$

Embora esta equação seja algumas vezes utilizada, deve ser enfatizado que ela não é realista. Conforme indicado anteriormente, os modelos dos pratos nos quais ela se baseia não são consistentes. Entretanto, fornece resultados semelhantes aos obtidos pela equação (3.35).

Um balanço material fornece a exata relação entre as eficiências locais.

$$E_{og} = \frac{E_{ol}}{E_{ol} + \lambda(1 - E_{ol})} \quad (3.35)$$

Uma equação semelhante pode ser derivada para a eficiência de Murphree se λ é constante através do prato:

$$E_{mv} = \frac{E_{ml}}{E_{ml} + \lambda(1 - E_{ml})} \quad (3.36)$$

Em geral, o número de unidades de transferência, N , e a eficiência, E , são calculados em termos do vapor. Quando a resistência da fase líquida é muito grande quando comparada com a

baixa devido aos mecanismos de combinação das resistências.

Para o caso em que existe apenas a resistência do gás, a falha na mistura do líquido não tem efeito sobre a eficiência e a equação (3.24) pode ser aplicada. Para baixos valores de λ (resistência do gás é a principal), a equação (3.25) se reduz a equação (3.24).

Para o caso em que existe apenas a resistência do líquido, a falha na mistura do líquido acarreta um grande efeito sobre a eficiência global. Para este caso, a eficiência do prato em termos do líquido, E_{ml} , pode ser calculada pelas seguintes equações:

$$E_{ml} = N_1 \frac{\left(\frac{E_{mv}}{E_{og}}\right)}{1 + N_1 \left(\frac{E_{mv}}{E_{og}}\right)} \quad (3.37)$$

com,

$$N_1 = \lambda E_{og} \quad (3.38)$$

Como o gradiente de concentração é uma função da quantidade de retromistura do líquido que ocorre sob o prato, no caso da fase líquida sobre o prato estar completamente misturada, a eficiência pontual ou local será igual à eficiência do prato.

3.12 VARIÁVEIS QUE INFLUENCIAM A EFICIÊNCIA DO PRATO

eficiência do prato é uma tarefa muito difícil. Kastanek, Huml e Braum (1969) assumiram poder dividir a princípio, as variáveis que influenciam a eficiência do prato em dois grupos:

(a) Variáveis que têm influência sobre os parâmetros hidrodinâmicos, tais como queda de pressão, altura e tipo da dispersão e grau de mistura sobre o prato.

(b) Variáveis que afetam a transferência de massa, as quais incluem variáveis específicas para cada sistema (como por exemplo o coeficiente de difusão e as volatilidades relativas).

Esta separação das variáveis em dois grupos não significa que elas sejam independentes, pois cada uma das variáveis pode exercer influência sobre as demais.

Como a destilação é essencialmente um processo de transferência de massa no qual componentes de uma mistura são trocados entre as fases líquida e vapor, as variáveis que afetam a eficiência ou o desempenho de um equipamento de destilação serão, dessa forma, aqueles que controlam a taxa de difusão em cada fase, ou aqueles que determinam a magnitude da área interfacial. Além desses, 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.

Em geral, pouca atenção tem sido dispensada ao estudo da área interfacial em operações reais de transferência de massa entre as fases líquida e vapor.

estudo do tamanho das bolhas emergindo dos orifícios que se encontram submersos, ao grau de molhabilidade, às unidades de empacotamento em uma coluna de recheio ou às características de escoamento da fase líquida no regime "spray". Estes estudos no entanto, não abordam a formação da área interfacial sob condições de transferência de massa e/ou calor. Verificou-se segundo Zuiderweg e Harmens (1958) que a área interfacial depende das condições de escoamento das fases e do gradiente de concentração. As forças de superfície influenciam a área interfacial num nível inferior, sendo que o efeito geral é o de diminuir a área com o aumento da tensão superficial.

Esta situação entretanto, pode variar consideravelmente se a formação da área interfacial ocorre na presença de transferência de massa e/ou calor, particularmente se a estes fenômenos estiver associado um gradiente de tensão superficial desenvolvido ao longo da interface líquido-vapor.

Segundo Umholtz e Van Winkle (1957), qualquer método efetivo de predição da 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 e as características do projeto dos pratos e da coluna.

3.12.1 EFEITO DAS CARACTERÍSTICAS DO PRATO SOBRE A EFICIÊNCIA

As características do projeto mecânico que afetam a

perfurados, são aqueles 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, disposição e diâmetro dos orifícios, disposição da área perfurada, porcentagem de área livre, espessura do prato, modelo de escoamento do líquido, tipo e localização dos vertedores de entrada e saída e altura do vertedor. Já, as variáveis que afetam a eficiência global do prato com respeito à coluna são: espaçamento dos pratos, diâmetro da coluna e área da seção transversal do vertedor.

Umholtz e Van Winkle (1957) realizaram um experimento no qual procuraram verificar a influência de algumas destas variáveis mecânicas sob a eficiência de separação. As variáveis estudadas foram a porcentagem de área livre, o passo dos orifícios, a altura do vertedor, o diâmetro dos orifícios e a área do vertedor. Os resultados obtidos foram:

Porcentagem de área livre: Os autores definiram esta variável como sendo a razão entre a área real dos orifícios disponíveis para que ocorra o borbulhamento pela área superficial da seção transversal. Eles encontraram que a eficiência não era afetada, mantendo-se os outros fatores constantes, pela variação na porcentagem de área livre na faixa de operação por eles testadas.

Relação passo-diâmetro dos orifícios: Segundo Umholtz e Van Winkle (1957), Kirschbaum (1948) postulou que a razão do passo pelo diâmetro do orifício é um fator decisivo sobre a eficiência de transferência de massa entre a bolha que está se formando e o líquido sobre o prato. Quando os orifícios estão

os orifícios e o vapor. Já, 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 valor máximo para a eficiência global do prato como uma função da razão passo-diâmetro do orifício, entretanto eles não encontraram este valor máximo para a faixa de razões passo-diâmetro testadas.

Altura do vertedor: Segundo os autores, desde que a eficiência de transferência de massa entre a bolha de vapor e sua vizinhança líquida é de alguma forma função da vazão de vapor bem como da quantidade de líquido sob o prato disponível para o contato entre as fases, torna-se evidente que uma característica mecânica que pode influenciar a eficiência de separação do prato é a altura do vertedor. Através dela, fixa-se a quantidade de líquido que é mantido sob o prato a fim de permitir o contato entre as fases líquida e vapor. Entretanto, quando se diz que está fixando a quantidade de líquido sob o prato, não implica em ter sempre um nível de líquido fixo sob o mesmo, correspondente à altura do vertedor para todas as vazões de vapor. Até a vazão de vapor ser grande o suficiente para evitar que o líquido escoe por através dos orifícios (ponto de "choro"), o vertedor não é utilizado e o nível de líquido no prato varia com a velocidade de vapor. Quando se aumenta a velocidade do vapor além do ponto de retenção, o nível de líquido sob o prato cresce até alcançar uma altura suficiente para que possa transbordar por sobre o vertedor e a partir daí, a altura de líquido se torna uma função da altura do vertedor bem

Os autores encontraram que a eficiência global do prato como uma função da taxa de vapor, foi maior nas proximidades do ponto de "choro" para cada altura do vertedor investigada.

A faixa de operação dos pratos perfurados entre os pontos de retenção mínima e de inundação, diminuiu levemente à medida que se aumentava a altura do vertedor, com os outros fatores sendo mantidos constantes. Segundo os autores, a explicação para este fato é a de que os pontos de "choro" devem ser alcançados para vazões de vapor mais elevadas, enquanto que os pontos de inundação correspondentes devem ser encontrados a vazões de vapor inferiores, à medida que se aumenta a altura do vertedor.

Área do vertedor: Os autores definiram a área do vertedor como a razão entre a área da seção transversal do vertedor no prato pela área da seção transversal da coluna.

Segundo Umholtz e Van Winkle (1957), qualquer aumento na área da seção transversal do vertedor, mantendo-se os outros fatores constantes, deve aumentar a capacidade do prato e da coluna e dessa forma afetar a eficiência global do prato. Os autores encontraram que a eficiência global do prato diminuía quando a área do vertedor era aumentada, mantidas constantes as demais variáveis 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 pela diminuição da eficiência são a diminuição na extensão do caminho que o líquido percorre sobre o prato devido aos vertedores possuírem diâmetros maiores, a uma menor área disponível para o fluxo do vapor entre os vertedores e a uma diminuição na quantidade de líquido aerado sobre o prato.

encontrou uma evidência clara de que esta característica influencia a eficiência global do prato. No entanto, eles supuseram que o efeito da tensão superficial em evitar o "choro" da fase líquida através dos orifícios seria mais pronunciada em pratos que possuíssem orifícios de diâmetros menores.

Espessura do prato: Segundo Jones e Van Winkle (1957), a eficiência parece ser a mesma para todas as espessuras de pratos utilizadas, inclusive para os casos em que a relação espessura do prato/diâmetro do orifício eram maiores que um, enquanto que a queda de pressão era levemente menor à medida que se aumentava a espessura do prato. Os autores também verificaram que eram necessárias velocidades de gás maiores quando se utilizavam pratos mais espessos.

3.12.2 EFEITO DA COMPOSIÇÃO SOBRE A EFICIÊNCIA DO PRATO

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.

Segundo Hart e Haselden (1969), várias hipóteses têm sido sugeridas para explicar a variação no desempenho de uma coluna de destilação por efeito da composição, sendo que nenhuma delas isoladamente é capaz de fornecer uma explicação satisfatória e

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.

Um fator de grande importância, sem dúvida, é a existência de gradientes de tensão superficial dentro da dispersão, já que a magnitude e o sentido dos mesmos são dependentes da composição da mistura destilante. Estes gradientes podem afetar tanto a área interfacial quanto a taxa de transferência de massa.

3.12.2.1 GRADIENTE DE TENSÃO SUPERFICIAL

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.

Segundo Zuiderweg e Harmens (1958), quando se está trabalhando com sistemas constituídos por componentes de séries homólogas, a possibilidade de variação na tensão superficial é de

similares, é possível a ocorrência de variações maiores na tensão superficial. Caso se tome, como exemplo, misturas de hidrocarbonetos e álcoois, verifica-se que estas podem apresentar diferenças de tensão superficial de cerca de 5 dinas/cm em seus pontos de ebulição.

Sistemas de hidrocarbonetos puros também podem apresentar elevados gradientes de tensão superficial no caso destes sistemas serem constituídos por parafinas e aromáticos. Por exemplo, a tensão superficial para o sistema benzeno/n-heptano se situa na faixa entre 21 e 12 dinas/cm, e o sistema n-heptano/tolueno se situa na faixa entre 12 e 18,5 dinas/cm. Verifica-se entretanto através dos dados acima, que a tensão superficial decresce à medida que o líquido escoar através da coluna para o primeiro caso, enquanto que para o segundo sistema ocorre um aumento da mesma. Deve-se estar claro entretanto, que estas variações na tensão superficial somente ocorrerão no caso de se operar a coluna de modo que exista um gradiente de concentração e de temperatura ao longo da mesma.

No caso da operação ser realizada próxima à condição de refluxo mínimo, a variação na composição e portanto também no gradiente de tensão superficial na corrente de refluxo, são pequenas até mesmo para o caso em que exista uma diferença acentuada entre as tensões superficiais dos componentes puros no sistema. Isto se aplica num sentido mais geral, a todas as misturas onde a volatilidade relativa seja pequena. Para estas situações, até mesmo caso se opere a refluxo total o gradiente de concentração na corrente de refluxo poderá ser considerado desprezível. Um

n-heptano/metil-ciclohexano. Embora as tensões superficiais dos componentes puros possuam uma diferença considerável (12 e 15 dinas/cm), o baixo valor da volatilidade relativa (1,07) não permite a existência de um gradiente de tensão superficial apreciável na corrente de refluxo sob condições normais de destilação.

Pelo descrito, é possível se 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 respectivamente como negativos, positivos ou neutros.

Para os sistemas ditos negativos, tem-se uma diminuição na tensão superficial à medida que a corrente de refluxo escoava através da coluna, o que em outras palavras significa que o componente mais volátil possui maior tensão superficial.

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. Agora, é importante salientar 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.

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 as volatilidades relativas são muito pequenas e como consequência não permitem a existência de gradientes de tensão superficial apreciáveis.

fluência dos gradientes de tensão superficial sobre a taxa de transferência de massa, se encontra o realizado por Fane e Sawitowski (1969), no qual os autores compararam a influência de mudança na tensão superficial e dos gradientes de tensão superficial sobre o desempenho de um prato perfurado operando a baixas e altas velocidades de vapor. Segundo os autores, a combinação de um sistema positivo com velocidades de vapor moderadas levam a formação de dispersões na qual se tem a fase líquida como fase contínua. Assim, com o aumento na velocidade do vapor, obteve-se a seguinte seqüência de dispersões: dispersão de borbulhamento livre ou "free-bubbling", espuma celular estacionária, espuma móvel e dispersão "froth". Entretanto, com um posterior aumento na velocidade do vapor, ocorreu a inversão de fases, na qual a fase gasosa se apresenta como sendo a fase contínua para a dispersão. A dispersão formada seria então do tipo "spray" ao invés de uma dispersão "froth". Esta variação é acompanhada por uma mudança no mecanismo de formação da área interfacial. Quando o vapor, a uma velocidade relativamente alta passa através de uma camada de líquido fina, o líquido é arrancado para fora desta camada fragmentando-se rapidamente em um número de linguetas. Estes ligamentos ficariam então sujeitos à instabilidade hidrodinâmica. Desde que a tensão superficial exerce uma influência estabilizadora, seria mais fácil a formação de gotas, quando a tensão superficial fosse menor e neste caso, o diâmetro das bolhas seria menor. Dessa forma, sistemas com pequena tensão superficial deverão ter áreas interfaciais maiores e conseqüentemente apresentarem maiores eficiências que sistemas com maiores tensões superficiais.

por Fane e Sawitowski para baixas velocidades de vapor confirmam as predições realizadas pela teoria de Zuiderweg, com a eficiência sendo mais alta para sistemas positivos do que para sistemas negativos. A diferença segundo Stemerding, pode ser substancial e pode ser explicada em termos de um aumento na resistência das bolhas sob a influência dos gradientes de tensão superficial.

Hart e Haselden (1969) investigaram o desempenho de um prato perfurado somente a velocidades moderadas do vapor, para as quais a dispersão era do tipo "froth". Eles estudaram a influência do gradiente de tensão superficial, bem como a variação de outras propriedades físicas no desempenho do prato de maneira a complementar a teoria desenvolvida anteriormente por Zuiderweg e Harmens (1958).

Os autores encontraram que para sistemas positivos, como predito por Zuiderweg e Harmens, a variação da 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 onde a força motriz da transferência de massa fosse máxima. Os autores indicam que tanto eles como Haselden e Thorogood (1964) obtiveram este máximo. No entanto estes máximos da eficiência e da

região onde o índice de estabilização fosse máximo.

Os autores definiram o índice de estabilização como:

$$S = \left(\frac{\partial \sigma}{\partial x} \right) (y^* - y_0) \quad (3.39)$$

onde:

S : índice de estabilização;

σ : Tensão superficial;

x : Fração molar do componente mais volátil no líquido;

y^* : Fração molar do componente mais volátil na fase vapor em equilíbrio com o líquido e

y_0 : Fração molar do componente mais volátil na fase vapor à entrada do prato.

Segundo os autores, para sistemas negativos embora a teoria de Zuiderweg e Harmens esteja correta na predição de alturas de dispersões baixas observadas para a maior parte das composições, ela falha em não predizer alturas de dispersão apreciáveis para dispersão de espuma celular para composição do álcool puro e para composição do azeótropo para os sistemas benzeno-etanol e tetracloreto de carbono-metanol.

Os autores explicaram estes efeitos anômalos que ocorrem com a altura da dispersão em termos dos perfis de massa específica e viscosidade.

Segundo Stemerding (1969), é necessário manter em mente a possibilidade de um sistema não ser positivo ou negativo para toda a faixa de composição. Isto ocorrerá caso haja uma variação no sentido do gradiente de tensão superficial, no caso do sistema

ainda devido à existência de um azeótropo.

Para altas velocidades do vapor, caso o prato esteja sendo operado em regime "spray", os autores encontraram uma influência contrária do gradiente de tensão superficial; sistemas positivos apresentam eficiências menores do que os sistemas negativos.

Esta diferença no comportamento, segundo os autores, é de que a fina camada de líquido num regime "froth" ou as ligações entre fragmentos de líquido em um regime "spray" são reforçadas para um sistema positivo; isto significa que se tem uma dispersão "froth" mais estável e portanto, com maior área interfacial. Por outro lado, também significa que as gotas no regime "spray" são mais estáveis e portanto resistem mais em se quebrar em gotas menores. Dessa forma, se tem uma menor área interfacial. Já, para sistemas negativos ocorre o contrário; o regime "froth" é instável, com bolhas grandes, originando uma pequena área interfacial e uma área interfacial relativamente grande para o regime "spray".

Bainbridge e Sawistowski (1964) realizaram um trabalho no qual, verificaram que nem sempre sistemas classificados como positivos exibem eficiências superiores a de sistemas neutros ou negativos.

Eles estudaram o comportamento de misturas de benzeno/n-heptano (negativo), metilciclohexano/tolueno (positivo) e benzeno/ciclohexano que forma um azeótropo para a composição de 0,53 mol de benzeno. Este último sistema é negativo quando está abaixo e positivo quando está acima da composição azeotrópica. Os dados de eficiência em função da composição operando em regime

negativas proporcionaram maiores eficiências para o prato, enquanto que os sistemas fortemente positivos mostraram menores eficiências, resultados estes, contrários às predições baseadas no trabalho de Zuiderweg e Harmens (1958). Segundo os autores, a teoria de Zuiderweg, possui uma séria limitação, que é frequentemente esquecida; ela se aplica somente às colunas operando em regime "foam". No trabalho realizado por eles, a coluna foi operada em regime "spray" onde os efeitos da tensão superficial sobre a formação da área interfacial são de fato contrários. Segundo os autores, no estágio de "formação do pescoço", anterior à formação da gota, ou seja, de sua separação do líquido, como mostrado na figura 3.6, o "pescoço" tenderá a se aproximar da condição de equi-

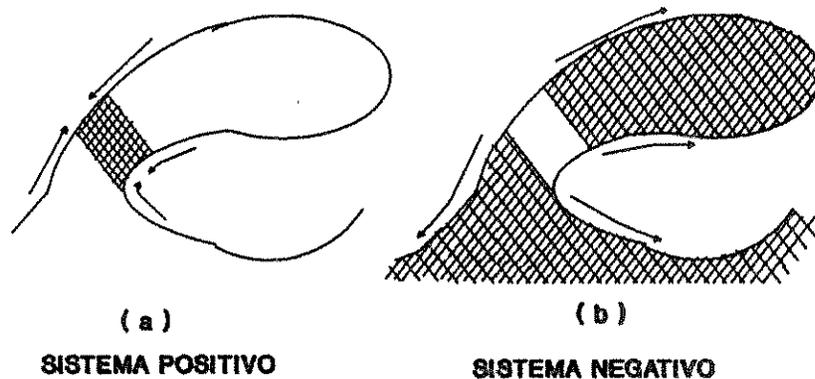


Figura 3.6: Efeito da Diferença de Pressão-Tensão Superficial, Durante a Formação da Gota.

a) Sistema Positivo, b) Sistema Negativo

líbrio com o vapor rapidamente, como um resultado de sua pequena dimensão. Para o caso de um sistema positivo, a tensão superficial

Marangoni irá dessa forma, se contrapor à ruptura do "pescoço". No caso de um sistema negativo a situação é contrária. A diferença de pressão-tensão superficial estabelecida, ou seja, a diferença local na tensão superficial irá acelerar o processo de separação e formação da gota. Assim, a densidade da dispersão "spray" e sua área interfacial é compelida a ser maior para sistemas negativos do que para sistemas positivos. O mesmo também será válido para a eficiência do prato.

Na figura 3.6, a área hachurada mostra a região de líquido com maior tensão superficial e as setas indicam a direção do movimento da superfície.

No trabalho realizado por Zuiderweg e Harmens (1958), os autores verificaram que os sistemas "neutros" ou "negativos" possuíam aproximadamente a mesma eficiência, enquanto que para o sistema positivo, obtiveram uma eficiência quase duas vezes superior. Os autores verificaram também que o sistema positivo apresentou maior formação de espuma, enquanto os outros sistemas, ao contrário, apresentaram uma dispersão "spray" moderadamente alta.

Os autores mostraram o efeito da concentração sobre a eficiência do prato e estão apresentados nas figuras 3.7 e 3.8 para aproximadamente a mesma velocidade do vapor. A figura 3.7 representa os resultados obtidos por eles para o sistema positivo (n-heptano/tolueno) e a figura 3.8 são os obtidos por Van Thijssen (1955) para os sistemas neutro (n-heptano/metilciclohexano) e negativo (metilciclohexano/tolueno).

Segundo os autores, uma menor eficiência do prato foi observada bem como se verificou uma pequena variação da eficiência para valores de composição intermediários. Já, para os valores de

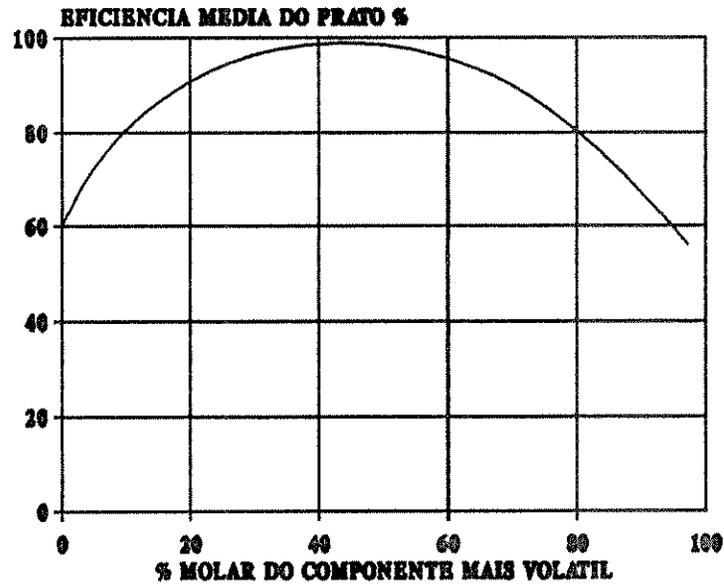
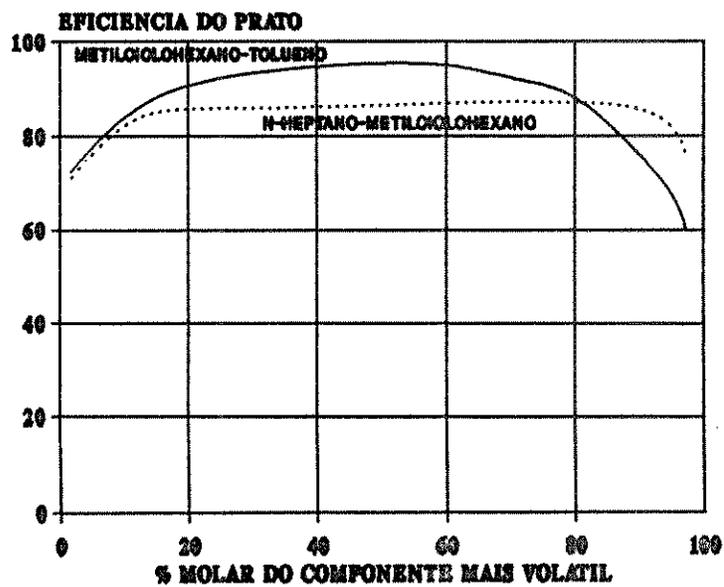


Figura 3.7: Efeito da Concentração Sobre a Eficiência do Prato, para o Sistema n-Heptano-Tolueno. Zuiderweg e Harmens (1958)



Pratos Perfurados observado por Van Thijssen (1955) componentes puros, foi verificada uma queda da eficiência do prato. Eles explicaram este comportamento como consequência de se ter uma pequena força motriz para concentrações extremas (concentrações baixas ou elevadas) do componente mais volátil, o que provoca uma diminuição na altura da dispersão, ou seja, tem-se uma menor formação de espuma e portanto uma menor eficiência.

3.12.3 EFEITO DAS VELOCIDADES DO LÍQUIDO E DO GÁS SOBRE A EFICIÊNCIA DO PRATO

O efeito da velocidade do gás sobre a eficiência do prato mostrado na figura 3.9 pode, segundo Finch e Van Winkle (1964), ser descrito como segue:

- À medida que se aumenta a velocidade do gás a partir de zero, alcança-se um ponto para o qual o líquido começa a ser sustentado sob o prato.

- Com posterior aumento na velocidade do gás, a eficiência cresce rapidamente de um valor quase nulo até atingir um valor máximo, após o qual começa a decrescer vagarosamente a uma taxa aproximadamente constante.

- Com um aumento ainda maior da velocidade do gás, alcança-se o limite de operação do prato, quer por ter alcançado o ponto de inundação quer devido ao arraste de líquido para o prato superior ser elevado, após o qual a eficiência cai rapidamente.

Finch e Van Winkle (1964) explicaram a influência da velocidade do líquido sobre a eficiência da seguinte forma:

- À medida que se aumenta a velocidade do líquido a partir de zero, a eficiência começa a crescer rapidamente

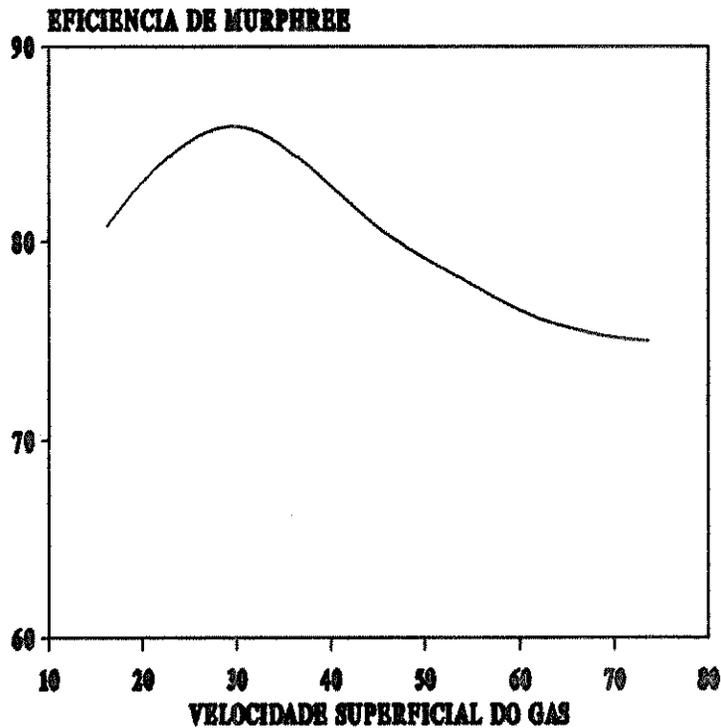


Figura 3.9: Efeito da Velocidade Superficial do Gás
Sobre a Eficiência de Murphree

- Com um posterior aumento na vazão de líquido, a taxa com que a eficiência aumenta com relação a vazão do líquido torna-se cada vez menor, até que seu efeito se torna negligenciável.

- Com um aumento ainda maior a vazão de líquido, alcança-se o limite de operação do prato, ou seja, o ponto de inundação.

Jones e Van Winkle (1957) assim como Umholtz e Van Winkle (1955) e Wijk e Van Thijssen (1954), verificaram que existe um aumento da eficiência para as velocidades de gás pequenas, o que eles justificaram pelo fato de que nestas condições o tamanho da

líquida e vapor.

Umholtz e Van Winkle (1957) estudaram a eficiência global de uma coluna de pratos perfurados de pequeno diâmetro e encontraram que a eficiência de Murphree diminui com o aumento na vazão de gás e aumenta com um aumento na vazão de líquido.

Finch e Van Winkle (1964) indicam que Hellums e colaboradores (1958), estudaram a eficiência global de uma coluna de pratos perfurados de 6 polegadas de diâmetro, utilizando o sistema n-octano-tolueno e obtiveram o mesmo resultado.

Ainda segundo Finch e Van Winkle, Kocatas (1962) descreveu uma curva parabólica para a eficiência com respeito à velocidade do gás, para uma ampla faixa de velocidades.

3.13 CONCLUSÃO

Nos capítulos 2 e 3 foram analisados trabalhos existentes da literatura abordando diversos assuntos tais como operações com pratos sem vertedores, fluidização trifásica e o fenômeno da transferência de massa envolvido na interface líquido e vapor. Estes diferentes tópicos indicaram a influência dos parâmetros geométricos, operacionais e propriedades do sistema sobre a característica ou desempenho do contato líquido-vapor.

Verificou-se no entanto, que o estudo da fluidização trifásica está ligado às operações como absorção ou reações catalíticas heterogêneas sendo que sua aplicação em destilação é bastante promissora

estudar a influência das partículas sobre a eficiência de separação em uma coluna de destilação para o sistema etanol-n-butanol.

4.1 INTRODUÇÃO

O conhecimento do desempenho de uma coluna de pratos sem vertedor requer inicialmente que se tenha um conhecimento do seu comportamento hidrodinâmico, além de dados de eficiência.

Ravagnani (1989) e Reinehr (1987) estudaram o comportamento hidrodinâmico de uma coluna de pratos perfurados sem vertedor com diâmetro de 55 mm.

Neste trabalho, empregou-se um equipamento similar ao utilizado por Ravagnani e por Reinehr, com acessórios que permitem determinar os dados experimentais de eficiência.

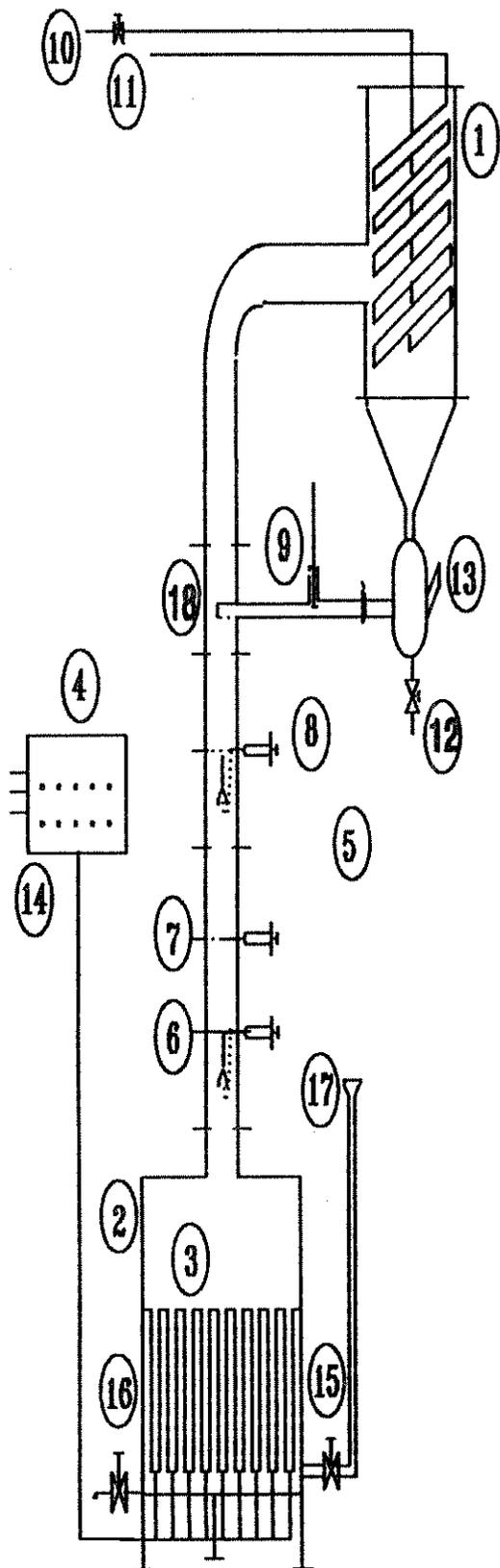
Com a finalidade de verificar o efeito provocado pela adição de partículas de Policloreto de Vinila sobre a eficiência de separação, foram utilizados leitos com quantidades diferentes de partículas sólidas de PVC que deveriam ser fluidizadas por ação das correntes de líquido e vapor da dispersão.

O presente capítulo conterà a descrição do equipamento, o procedimento experimental e o tratamento matemático dos dados experimentais.

4.2 DESCRIÇÃO DO EQUIPAMENTO

Na figura 4.1 encontra-se esquematizado o equipamento experimental.

O equipamento utilizado é formado por um refervedor com aquecimento elétrico, pela coluna propriamente dita, por um condensador e por um painel de interruptores.



- Legenda:**
- 1 Condensador
 - 2 Refervedor
 - 3 Resistências
 - 4 Interruptores
 - 5 Coluna de Pratos
 - 6 Coletor de Vapor
 - 7 Prato Perfurado
 - 8 Prato com Coletor
 - 9 Termômetro
 - 10 Água Resfriamento
 - 11 Válvula Gaveta
 - 12 Válvula Globo
 - 13 Tubo de Latão
 - 14 Rede 127/220 V
 - 15 Válvula Gaveta
 - 16 Válvula Gaveta
 - 17 Tubo Vidro Graduado
 - 18 Distribuidor

Figura 4.1: Esquema do Equipamento Experimental.

4.2.1 O REFERVEDOR

O refulvedor "2" (figura 4.1), sobre o qual foi montado a coluna de destilação, foi construído com 450 mm de altura e 240 mm de diâmetro. Para sua construção foi utilizado uma chapa de latão de 0,75 mm de espessura, que foi calandrada e soldada. Sobre a superfície superior deste cilindro, foi soldado um cilindro menor com 55 mm de diâmetro (idêntico ao do vidro Pirex) e 70 mm de altura, para melhor distribuir o fluxo de vapor.

O refulvedor é provido de uma sistema elétrico de aquecimento, constituído de dezenove resistências "3" (figura 4.1), ligadas a um painel de interruptores do tipo liga-desliga "4" (figura 4.1), que possibilita escolher as resistências adequadas para o estabelecimento da taxa de vaporização desejada.

A potência das resistências se encontra na faixa de 140 a 2000 W, podendo ser operadas tanto em 220 como em 127 V.

Pode também ser observado pela figura 4.1, que o refulvedor possui duas válvulas tipo gaveta ("15" e "16"). A válvula "15" conecta o tubo de vidro graduado "17" com 640 mm de altura e tem as funções de:

- Permitir a alimentação da mistura a ser destilada;
- Receber o líquido condensado proveniente do condensador no caso de se desejar operar a coluna com refluxo parcial;
- Permitir a observação do nível de líquido presente no refulvedor, permitindo mantê-lo constante para todas as operações e
- Dar uma indicação aproximada da pressão total no interior da coluna, pela variação da coluna de líquido observado

no tubo de vidro ligado à válvula.

A válvula "16" permite a coleta de amostras do líquido presente no refulvedor e como também para esgotar a mistura líquida do mesmo, quando necessário.

4.2.2 COLUNA DE DESTILAÇÃO

O enfoque deste trabalho é conhecer o efeito da adição de partículas na dispersão sobre a eficiência de Murphree para um prato. Uma vez que esta está relacionada com as composições de vapor à entrada e à saída do prato, a coluna é composta de apenas um prato "7" (figura 4.1), com dois coletores de vapor, um abaixo "6" e outro acima "8" do prato utilizado.

A partir do cilindro que se encontra soldado sobre o refulvedor foi colocado um prato vazado de latão (figura 4.2),

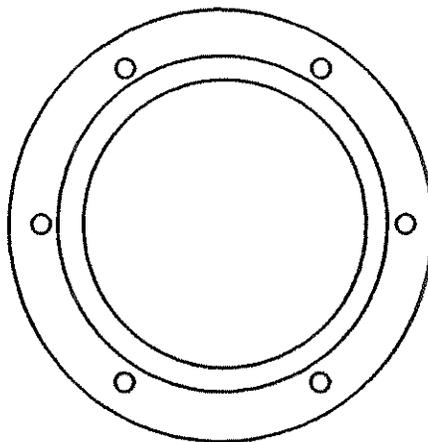


Figura 4.2: Prato Vazado Utilizado na Montagem Experimental

seguido de um tubo de vidro Pirex. Após este tubo de vidro, novamente foi colocado um prato vazado de latão semelhante ao

anterior mas com um coletor de vapor "6" (figura 4.1) fixado nas suas laterais por uma barra de latão. Este prato encontra-se representado nas figuras 4.3 e 4.4 (b).

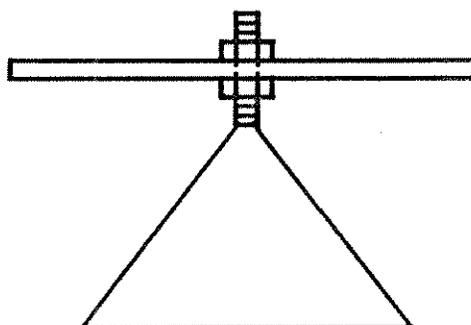


Figura 4.3: Vista Lateral do Prato Vazado com Coletor de Vapor Fixo a sua Base

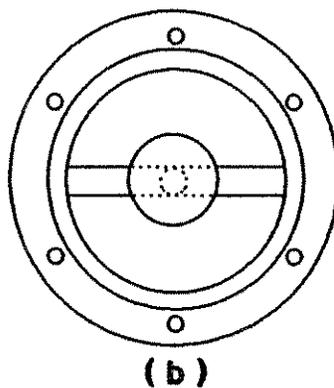
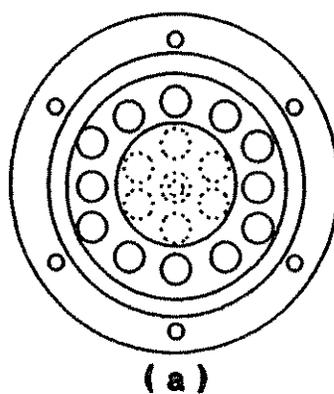


Figura 4.4: Vista Frontal dos Pratos com Coletor de Vapor
 (a) Prato Perfurado, (b) Prato Vazado

Esta seqüência prato-tubo de vidro foi repetida por diversas vezes. A ordem dos pratos utilizados foi então: prato perfurado com tela de latão "7" (figura 4.1), um prato vazado, um prato perfurado com um coletor de vapor "8" (figura 4.1) fixo na sua base e por fim, um outro prato vazado. Este último coletor de vapor, foi fixado em um prato perfurado com o objetivo de permitir uma melhor distribuição do fluxo de líquido proveniente do condensador através da coluna.

Sobre este último prato vazado foi colocado um tubo de latão com mesmo diâmetro do tubo de vidro Pirex, onde foi soldado um distribuidor de fluxo "18" (figura 4.1) e um tubo na sua lateral, por onde escoaria a corrente de líquido proveniente do condensador. O distribuidor tem abertura na parte superior de modo a permitir o escoamento apenas do líquido impedindo a entrada de vapor no tubo lateral.

As figuras 4.5 e 4.6 representam o esquema da seqüência prato-tubo de vidro utilizado na coluna, sendo que a figura 4.5 ilustra um prato "simples", ou seja, sem coletores e a figura 4.6

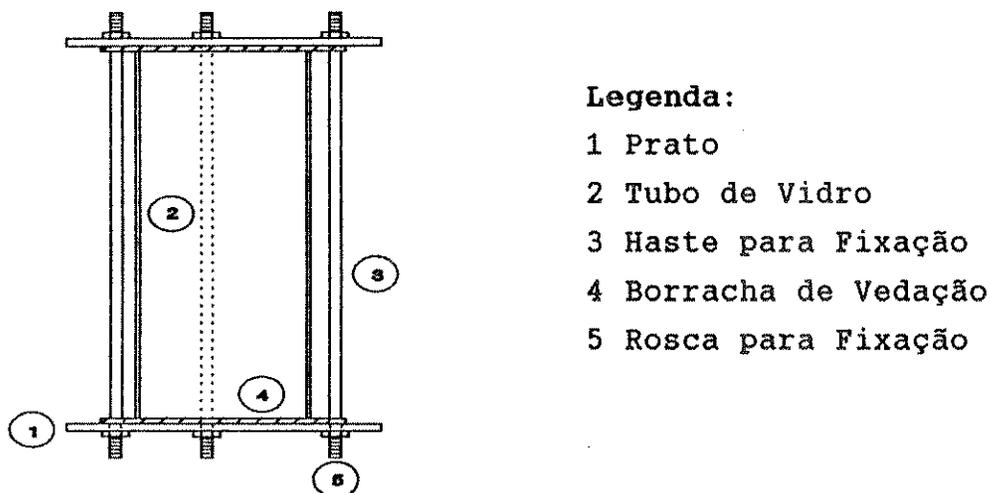
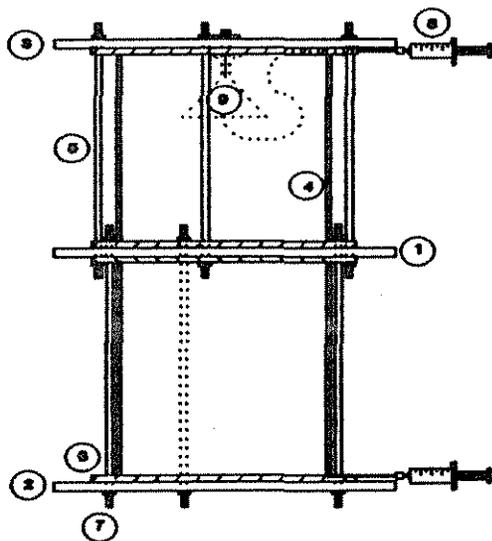


Figura 4.5: Representação Esquemática de um Estágio da Coluna na Ausência de Coletores de Vapor ou de Líquido.

representa uma seqüência na qual o prato utilizado possui coletores de líquido e vapor.



Legenda:

- 1 Prato Vazado
- 2 Prato Perfurado
- 3 Prato Perfurado
- 4 Tubo de Vidro
- 5 Haste para Fixação
- 6 Borracha de Vedação
- 7 Rosca para Fixação
- 8 Seringa para Coleta de Amostras
- 9 Coletor de Vapor

Figura 4.6: Representação Esquemática de um Estágio da Coluna na Presença de Coletores de Líquido e Vapor.

Entre as uniões prato-tubo foram colocados anéis de borracha para a vedação "4" e "6" (figuras 4.5 e 4.6 respectivamente) tendo um diâmetro interno de 52 mm, diâmetro externo de 77 mm e espessura de 2 mm.

Tubos de vidro "2" e "4" (figuras 4.5 e 4.6) com 55 mm de diâmetro interno e 140 mm de altura formam a parede da coluna e permitem a observação do comportamento da dispersão sobre o prato.

A altura da dispersão foi determinada visualmente, com o auxílio de uma escala milimétrica fixada na parede externa do vidro. Esta forma de determinação, apesar de não muito precisa, foi utilizada devido à sua simplicidade.

Segundo Ravagnani (1989), uma forma precisa para se

medir a altura é o método de absorção de raios gama, principalmente para dispersões do tipo "spray", uma vez que a sua determinação visual não é fácil e por permitir o conhecimento da porosidade da dispersão. No entanto, ainda segundo Ravagnani, Prince e colaboradores (1979) indicaram que para dispersões tipo "froth", o método visual não acarreta erros significativos.

A coluna foi isolada termicamente com calhas de isopor de 35 mm de espessura. Com a finalidade de aumentar a resistência mecânica e térmica do isopor, este foi recoberto com uma placa de cartão corrugado.

4.2.3 OS PRATOS

Os pratos são todos construídos em latão e possuem em sua flange seis orifícios de 4 mm de diâmetro "3" (figura 4.7) igualmente espaçados, que tem como função permitir a utilização de hastes para a sua fixação na coluna. Estas hastes "3" e "5" (figuras 4.5 e 4.6) são de latão, confeccionadas a partir de varetas com 3,1 mm de diâmetro, com comprimento de 165 mm e tendo em suas extremidades 20 mm de rosca "5" e "7" (figuras 4.5 e 4.6) que permitem a sua fixação. As hastes são aparafusadas alternadamente nos orifícios existentes na flange do prato.

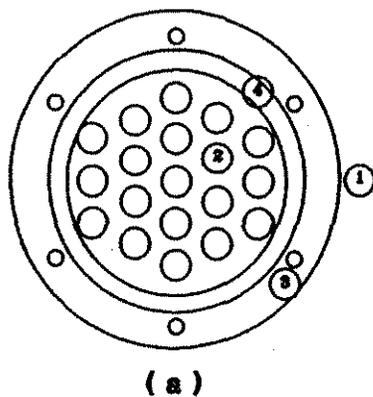
Para a montagem do equipamento experimental, quatro tipos diferentes de pratos foram utilizados:

- Pratos vazados com ou sem coletor de vapor;
- Prato perfurado com tela de latão e
- Prato perfurado sem tela de latão mas com coletor de

vapor.

A função dos pratos vazados era a de permitir a fixação de cada estágio da coluna procurando evitar a criação de obstáculos à passagem dos fluxos de líquido e vapor, o que poderia ser traduzido num aumento da perda de carga através da coluna. Este tipo de prato se encontra representado nas figuras 4.2, 4.3 e 4.4 (b), sendo que a figura 4.3 representa um prato vazado no qual se fixou um coletor de vapor. Os pratos vazados possuem 90 mm de diâmetro externo (incluindo a flange) com 50 mm de diâmetro interno e 2 mm de espessura.

O coletor de vapor é formado por uma haste de 10 mm de comprimento e em sua extremidade foi fixado um cone de cobre com 45 mm de diâmetro, com o qual se obteve uma região livre de líquido de maneira a se garantir a coleta apenas de vapor.



Legenda:

- 1 Prato Perfurado
- 2 Orifício
- 3 Furo para a Haste
- 4 Borracha de Vedação
- 5 Tela de Latão

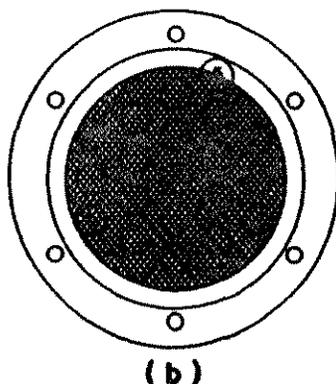


Figura 4.7: Representação Esquemática do Prato Perfurado

Os pratos perfurados utilizados na coluna tem 90 mm de diâmetro (incluindo a flange) e 2 mm de espessura. Cada prato possui dezenove orifícios de forma circular "2" (figuras 4.7 (a) e (b)) perfurados sem serem chanfrados, distribuídos num arranjo triangular com passo de aproximadamente 9,7 mm. Todos os orifícios estão contidos numa área circular de 55 mm de diâmetro como pode ser visto nas figuras 4.7 (a) e (b). Entre os orifícios existentes na base e na flange do prato, existe uma região livre sobre a qual é colocada um anel de borracha "4" (figura 4.7) para garantir a vedação do sistema. Nas figuras 4.3 e 4.4 (a), utilizou-se um prato perfurado sem tela de latão em cuja base foi fixado um coletor de vapor.

Os orifícios existentes sobre a base do prato possuem diâmetro de 7,9 mm, o que garante uma área livre de escoamento do prato expresso em porcentagem de 39,57% [onde, área livre = (área dos orifícios/ área total)x100].

De maneira a permitir a existência de uma leito de partículas de PVC sobre o prato, foi colocado sob a base do mesmo uma tela de latão "5" (figura 3.7 (b)) malha 35/fio 32, com o fio tendo 0,23 mm de diâmetro, com abertura de 0,50 mm e área livre de 47,1%. Dessa forma, a área livre de escoamento do prato se reduz à 18,64%.

Para alcançar uma melhor distribuição do fluxo de líquido que retorna do condensador, utilizou-se no último estágio um prato perfurado sem tela de latão no qual se fixou um coletor de vapor, como pode ser visto nas figuras 4.3 e 4.4 (a).

É importante salientar também que em todos os ensaios procurou-se manter nivelado horizontalmente os pratos de forma a

tentar evitar qualquer influência da montagem experimental sobre os dados coletados.

4.2.4 O CONDENSADOR

O condensador "1" (figura 4.1) possui 600 mm de comprimento, 160 mm de diâmetro e a sua parte cônica possui 100 mm de altura. Para a confecção de seu casco foi utilizada uma chapa de latão de 0,75 mm de espessura. Serpentinhas de cobre de passo triplo foram utilizadas, fornecendo uma área de troca térmica de aproximadamente $1,2 \text{ m}^2$.

Como fluido refrigerante foi utilizada água à temperatura ambiente, sendo que a sua vazão foi controlada através de uma válvula gaveta "11" (figura 4.1), de modo a obter um refluxo próximo ao estado de líquido saturado. Para verificar se esta condição estava sendo alcançada, acompanhou-se a temperatura da corrente de refluxo utilizando-se um termômetro "9" (figura 4.1).

Procurou-se operar o condensador à pressão atmosférica. Para tanto manteve-se uma mangueira de 150 mm de comprimento acoplada ao tubo de latão "13" (figura 4.1) aberta ao ambiente e através de dois orifícios perfurados na parte superior do casco. Nesta abertura foi adaptada uma massa maleável cuja função era a de impedir uma possível perda de material destilante mais volátil não condensado, se rompendo caso houvesse uma elevação da pressão no interior do mesmo.

4.3 ESCOLHA DO BINÁRIO E DAS PARTÍCULAS SÓLIDAS

Os seguintes critérios foram estabelecidos para a escolha do binário:

- Ter miscibilidade completa em todas as composições,
- Não reagir nem se decompor na faixa de operação utilizada para a destilação;

- Possuir baixa toxicidade, uma vez que apesar do equipamento ter sido construído em escala laboratorial, a sua dimensão e a quantidade de substância química manuseada era relativamente grande, impedindo que o experimento fosse realizado em capelas, que permitiriam de forma segura a exaustão dos gases existentes;

- Possuir baixa corrosividade, uma vez que os materiais como latão e a liga metálica utilizada como blindagem das resistências elétricas deveriam ser resistentes aos componentes empregados;

- Ter baixa inflamabilidade e explosividade, devido ao aquecimento ser elétrico;

- A temperatura de ebulição do componente menos volátil não ser muito elevada, uma vez que os anéis de vedação que se encontram entre cada junção prato-tubo não resistem em sua grande maioria ao ataque químico e ao térmico simultaneamente;

- A temperatura de ebulição do componente mais volátil não ser menor ou muito próxima da temperatura ambiente, isto é, não ser inferior a 50°C, uma vez que o fluido refrigerante a ser utilizado no condensador era a água à temperatura ambiente e esta deveria condensar completamente o vapor de topo;

- Ter índices de refração dos componentes distintos

uma vez que o método utilizado para análise de composição seria o refratométrico;

- Possuir baixo custo, caso fosse possível.

De modo a atender estes fatores listados, escolheu-se como par binário o sistema destilante Etanol - n-Butanol. A partir de agora, o componente n-Butanol será denominado simplesmente Butanol.

A seguir, na tabela 4.1 encontram-se algumas propriedades físicas do par binário escolhido.

Tabela 4.1: Propriedades Físicas do Par Binário Etanol - Butanol

| Substância | T_b ($^{\circ}\text{C}$) | σ (20°C) (dinas/cm) | n_D (20°C) |
|------------|---------------------------------|---|--------------------------------|
| Etanol | 78,4 | 22,8 | 1,3618 |
| Butanol | 117,0 | 24,6 | 1,3993 |

Devido à diferença de tensão superficial entre o Etanol e o Butanol não ser muito elevada e a volatilidade relativa ter um valor apreciável (4,5 a 8,0 dependendo da composição utilizada), este sistema pode ser considerado como sendo positivo, embora fracamente.

Já, para a escolha das partículas sólidas a serem fluidizadas, os seguintes critérios foram estabelecidos:

- Não serem tóxicos;

Butanol;

- Não sofrerem degradação química ou térmica;
- Possuírem estrutura simples de maneira a não ser necessário cuidados especiais com a sua manipulação;
- Serem de fácil aquisição;
- Se possível, possuírem baixo custo.

Para que estes critérios fossem atendidos, foram escolhidas partículas de Policloreto de Vinila, ou simplesmente PVC, as quais resistiram aos testes químico e térmico realizados, por serem de fácil manipulação e facilmente encontradas.

Foi determinada a massa específica destas partículas por diferença de pesagem e encontrou-se que esta era de $1,3240 \text{ g/cm}^3$. O tamanho das partículas variaram entre 2,36 e 2,83 mm, ou seja, partículas retidas na peneira Tyler 8.

4.4 MEDIDA DA COMPOSIÇÃO DA FASE LÍQUIDA

A determinação da composição da fase líquida é de fundamental importância, uma vez que é necessária para o cálculo da eficiência de Murphree, além do conhecimento das propriedades físico-químicas da mistura que dependem da composição.

O método de análise se baseia na diferença do índice de refração dos componentes que constituem o binário. Portanto, o índice de refração apresentado pela mistura é função de sua composição.

Uma vez que este método requer a determinação de uma curva de calibração que relacione o índice de refração com a

composição, foram preparadas diversas amostras com diferentes relações de massa entre os componentes, utilizando-se uma balança analítica com divisão mínima de 0,1 mg. O índice de refração destas amostras foi medido a 20°C, utilizando-se um refratômetro de Abbé da Carl Zeiss, modelo nº 32.G110d.

A curva de calibração para o sistema Etanol-Butanol, se encontra representada na figura 4.8, sendo que a composição está expressa em porcentagem molar. Foram também obtidas as correlações que representam esta curva na forma polinomial, utilizando-se o método dos mínimos quadrados.

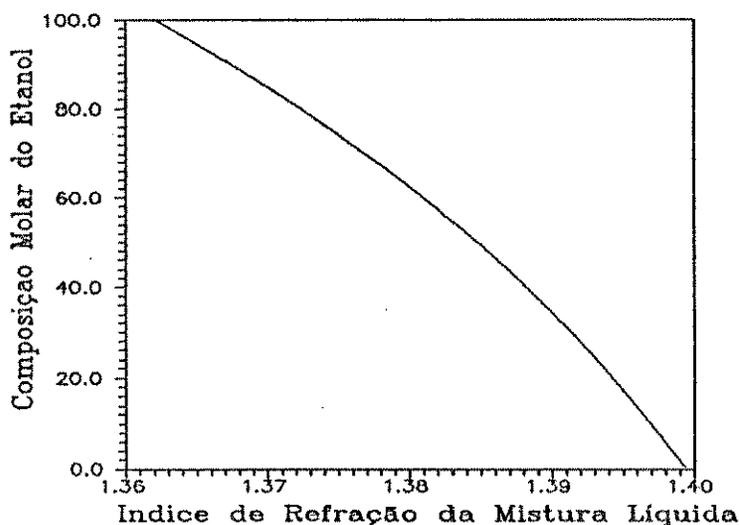


Figura 3.8: Curva de Calibração do Refratômetro para o Sistema Etanol-Butanol a 20°C

Dividiu-se a faixa de pontos experimentais em dois conjuntos de modo que se tivesse um melhor ajuste dos pontos através do polinômio. Os polinômios encontrados possuem a seguinte forma:

$$x_{\text{EtOH}}(\%) = A + B * (n_D - 1) + C * (n_D - 1)^2 + D * (n_D - 1)^3 \quad (4.1)$$

Onde:

$x(\%)$ = Composição molar do etanol e,

n_D = índice de refração da mistura obtida a 20°C.

Assim, tem-se:

Faixa de $1,3620 < n_D < 1,3850$

$$A = 13898,098$$

$$B = -115310,08$$

$$C = 326052,1$$

$$D = -311628$$

Com desvio absoluto obtido na composição, quando esta é expressa em porcentagem sendo:

$$\text{Desvio Mínimo: } 0,0310$$

$$\text{Desvio Máximo: } 0,4213$$

$$\text{Desvio Médio : } 0,0982$$

Faixa de $1,3850 < n_D < 1,3993$

$$A = -6135,74$$

$$B = 34833,2$$

$$C = -48749,8$$

$$D = 0,0$$

Com desvio absoluto obtido na composição, quando esta é expressa em porcentagem sendo:

$$\text{Desvio Mínimo: } 0,0317$$

$$\text{Desvio Máximo: } 0,9738$$

$$\text{Desvio Médio : } 0,1096$$

4.5 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

4.5.1 OPERAÇÃO DA COLUNA

A cada ensaio realizado foi seguida a mesma metodologia de operação da coluna, que será descrita a seguir com base no esquema ilustrado na figura 4.1.

1) A mistura no interior do refeedor foi homogeneizada e ajustada na composição desejada, tendo-se cuidado em se manter constante o nível de líquido no tubo de vidro "17" para todos os experimentos. A válvula "15" foi mantida aberta enquanto a válvula "12" permaneceu fechada.

2) A válvula "11" foi aberta para a circulação da água de refrigeração.

3) Foram ligadas algumas resistências para aquecer a mistura e fazê-la entrar em ebulição produzindo vapor. Enquanto o vapor subia pela coluna, a presilha existente na mangueira de silicone fixa ao tubo de latão "13" era solta a fim de permitir a saída do ar existente na coluna, sendo fechada logo em seguida, assim que o vapor condensado começava a retornar à coluna. Operou-se a coluna em refluxo total de modo que todo o vapor condensado retornasse à coluna.

4) Após um período de operação de aproximadamente 5 minutos da coluna, novamente foi solta a presilha existente na mangueira de silicone acoplada ao tubo de latão "13", sendo que um pouco do condensado subia pelo tubo "13" atingindo um nível idêntico ao do distribuidor e mantendo-se constante durante todo o ensaio.

5) A potência de aquecimento do refeedor era regulada de acordo com a taxa de vaporização desejada para o ensaio.

6) A vazão de água de refrigeração era ajustada com ajuda da válvula "11", de modo a manter a corrente de refluxo em condição próxima à saturação.

7) Após seguir este procedimento, a operação era mantida por cerca de 30 minutos a partir dos quais tinha início a retirada de amostras de líquido e vapor, com a ajuda de seringas fixadas nos anéis de borracha de vedação nos pratos "6" e "8" (figura 4.1) para retirada de amostras do vapor e no prato "7" (figura 4.1) para retirada de amostras do líquido. Eram retiradas amostras de vapor sob os coletores de vapor situados acima e abaixo do prato perfurado utilizado e amostra de líquido neste prato a cada 15 minutos. Estas amostras eram então analisadas no refratômetro utilizado até que não fosse verificada alteração em seus valores, ou seja, quando se atingia o estado estacionário. Nesta fase foram retiradas amostras contendo no máximo 0,5 ml de solução para análise. Uma vez terminado cada ensaio, procurava-se repor estas perdas de reagentes de modo a manter o nível de líquido no refeedor constante.

8) Uma vez atingido o regime permanente da operação, era feito a leitura da altura da dispersão, bem como se observava sua característica e o seu comportamento sobre o prato perfurado utilizado. Já, nos casos em que se utilizava sólidos, verificava-se a existência ou não de uma camada de líquido claro sobre a qual se tinha a formação de espuma, anotando-se então esta altura.

9) Para se medir a vazão de condensado, a válvula "12"

(aproximadamente 120 ml). Feito isto, com a ajuda de uma proveta e de um cronômetro, anotava-se o volume de líquido que era recolhido em um intervalo de 10 segundos.

10) Uma vez terminado este procedimento para o sistema na ausência de sólidos, a coluna era desmontada e era acrescentado no prato "7" uma quantidade pré determinada de partículas de PVC, após o qual o procedimento acima descrito era repetido.

4.5.2 VARIÁVEIS DE OPERAÇÃO

Os experimentos foram realizados tendo como objetivo estudar o efeito das partículas de PVC sobre a eficiência de uma coluna de pratos perfurados sem vertedor em diferentes condições operacionais. Para tanto, os seguintes parâmetros foram variados:

- Composição da carga inicial do refervedor;
- Taxa de vapor (ou vazão de vapor) e
- Quantidade de sólidos sobre o prato.

A alteração da composição da carga inicial teve a finalidade de permitir o estudo do efeito que a sua variação possuía sobre a eficiência de Murphree para o prato. Dessa forma, a composição de Etanol foi variada nos seguintes valores: 20%, 40%, 60%, 80% e 90% molar.

O experimento foi conduzido de maneira que a cada composição, a coluna fosse operada em diferentes vazões de condensado, alterando-se a potência elétrica fornecida ao refervedor. As taxas de evaporação eram variadas de forma a abranger toda a faixa de operação do prato, isto é, desde o limite de retenção

mínimo do prato para os ensaios realizados sem sólidos ou de fluidização mínima para os ensaios realizados com sólidos, até uma condição próxima a inundação do prato, considerado como sendo aquela em que a dispersão ocupava todo o espaço existente entre os pratos. Procurou-se dessa forma, estudar para cada composição o efeito que a vazão de vapor (ou seja que a velocidade superficial do gás) tinha sobre a eficiência de separação. Dessa forma, para cada composição eram realizados de 6 a 10 ensaios.

De maneira a se estudar o efeito que as partículas sólidas produziam sobre a eficiência de Murphree para o prato, foram utilizados quantidades diferentes de partículas de PVC. As quantidades de partículas de PVC utilizadas foram: 2, 4, 8 e 16g, sendo que para cada quantidade de partículas, foi estudado o comportamento do sistema para diversas composições e para cada composição, diferentes taxas de vaporização da mistura líquida presente no refeedor. Procurou-se assim verificar uma possível relação entre estes parâmetros e a eficiência de Murphree.

4.6 TRATAMENTO MATEMÁTICO DOS DADOS EXPERIMENTAIS OBTIDOS

Os dados experimentais obtidos foram :

- Tipo e altura da dispersão;
- Composição de Etanol na fase vapor à entrada e à saída do prato;
- Composição de Etanol na fase líquida que deixa o prato e

- Temperatura e vazão volumétrica do condensado

A partir destes dados experimentais, foi possível a obtenção das seguintes variáveis:

- Composição de Etanol na fase vapor em equilíbrio termodinâmico com a fase líquida;

- Eficiência de Murphree para o prato;

- Temperatura de equilíbrio;

- Propriedades físicas da mistura líquida: ρ , σ , μ , (sendo que a massa específica foi calculada para as frações molares de Etanol e Butanol presentes na fase líquida sobre o prato e para as frações molares de Etanol e Butanol presentes na corrente de vapor à saída do mesmo);

- Peso molecular médio da mistura (para as frações molares de Etanol e Butanol presentes na fase líquida sobre o prato e para as frações molares de Etanol e Butanol presentes na corrente de vapor à saída do mesmo);

- Vazão molar do líquido;

- Vazão volumétrica do gás;

- Velocidade superficial do gás;

- Força motriz;

- Vazão molar do gás pela área da seção transversal da coluna;

- Volatilidade relativa;

- Vazão mássica do líquido por unidade de área

- Coeficiente de transferência de massa volumétrico.

A seguir, tem-se o procedimento utilizado para a obtenção destas variáveis:

4.6.1) Composição de Etanol na Fase Vapor que está em Equilíbrio com a Fase Líquida

A partir dos dados de equilíbrio do sistema Etanol-Butanol encontrados em Gmehhling e Onken (1977), construiu-se uma curva de equilíbrio líquido-vapor para o Etanol, a qual é apresentada na figura 4.9. Além disso, a partir dos dados existentes e utilizando-se o método de Nelder Mead, determinou-se um polinômio relacionando a composição de Etanol na fase líquida em equilíbrio com a fase vapor, equação 4.2.

O polinômio encontrado foi :

$$Y_{eq} = A * (X_{1,l})^4 + B * (X_{1,l})^3 + C * (X_{1,l})^2 + D * (X_{1,l}) + E \quad (4.2)$$

onde:

Y_{eq} : Composição de Etanol na fase vapor em equilíbrio com a fase líquida e

$X_{1,l}$: Composição de Etanol na fase líquida presente sobre o prato.

tendo como constantes:

$$A = -2,251564$$

$$B = 6,21571$$

$$C = -6,668473$$

$$D = 3,700928$$

$$E = 0,0$$

$$\text{Erro Médio: } 0,47\%$$

$$\text{Erro Máximo: } 4,00\%$$

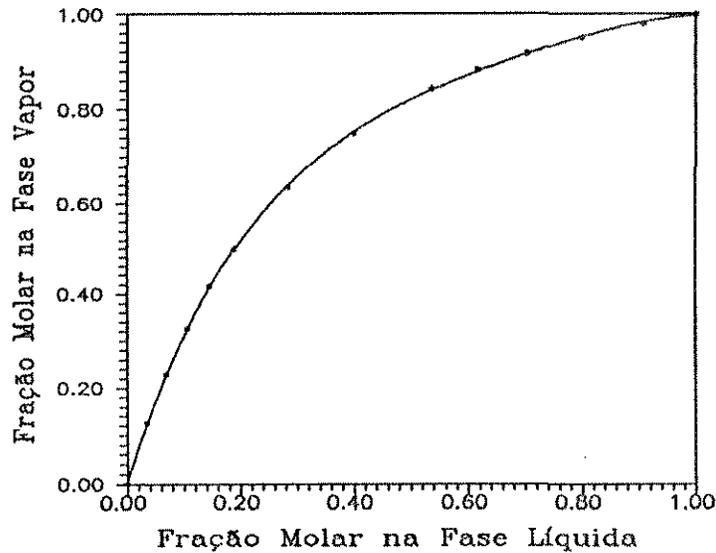


Figura 4.9: Curva de Equilíbrio Líquido-Vapor para o Etanol

4.6.2) Eficiência de Murphree para o Prato

Utilizou-se a relação 3.18 para se calcular a eficiência de Murphree Global para o prato, ou seja:

$$E_{mv,i} = \frac{y_{n,i} - y_{n+1,i}}{(y_{n,i}^*)_m - y_{n+1,i}} \quad (3.18)$$

4.6.3) Temperatura de Equilíbrio

Mais uma vez, utilizando-se os dados de equilíbrio para o par Etanol-Butanol da referência Gmehling e Onken (1977), construiu-se um diagrama Temperatura - Composição de Etanol na fase vapor à saída do prato, como mostra a figura 4.10. Determinou-se

de fração molar do Etanol na fase vapor na temperatura de equilíbrio juntamente com a temperatura de equilíbrio, um polinômio de terceiro grau, representado na equação 4.3.

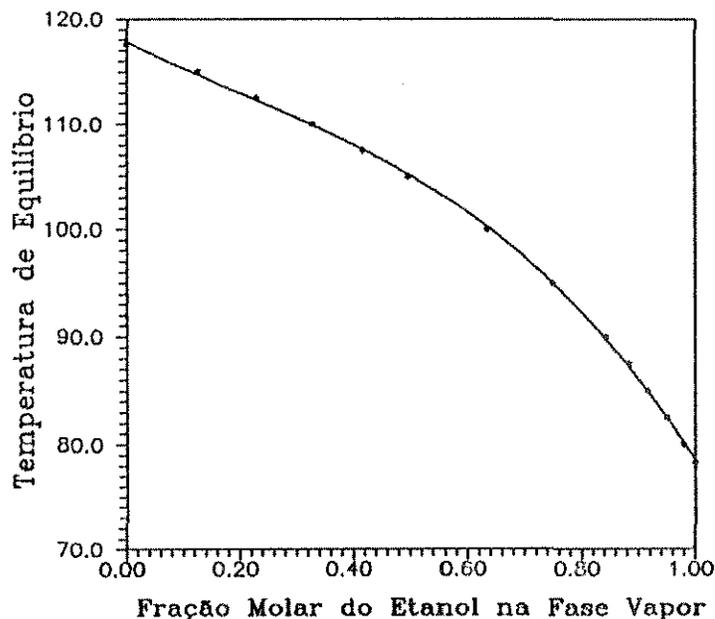


Figura 4.10: Diagrama Temperatura x Fração Molar de Etanol na Fase Vapor à Saída do Prato

$$T_{eq} = A + B * Y_{1,s} + C * Y_{1,s}^2 + D * Y_{1,s}^3 \quad (4.3)$$

onde:

T_{eq} : Temperatura de equilíbrio ($^{\circ}\text{C}$) e

$Y_{1,s}$: Composição de Etanol na fase vapor à saída do

prato.

e com as constantes:

$$A = 117,8233$$

$$B = -2,646034$$

$$C = 17,01695 \times 10^{-2}$$

$$D = -29,8224 \times 10^{-3}$$

4.6.4) Propriedades Físicas da Mistura Líquida

Neste item encontra-se o procedimento utilizado para o cálculo das seguintes propriedades físicas:

- Massa Específica
- Viscosidade
- Tensão Superficial

A seguinte nomenclatura foi utilizada:

- ρ : Massa Específica [g/cm^3];
- μ : Viscosidade [cp];
- σ : Tensão Superficial [dina/cm];
- PM: Peso Molecular;
- x : Fração Molar do Componente na Fase Líquida;
- y : Fração Molar do Componente na Fase Vapor.

e os sub-índices:

- L : Mistura Líquida;
- 1 : Etanol;
- 2 : Butanol.

4.6.4.1) Massa Específica da Mistura

O cálculo da massa específica da mistura líquida foi realizado considerando-se que a mistura possuía um comportamento ideal. Dessa forma, ter-se-ia:

$$V_L = x V_1 + (1 - x) V_2 \quad (4.4)$$

ou

$$\frac{PM_L}{\rho_L} = \frac{x PM_1}{\rho_1} + \frac{(1 - x) PM_2}{\rho_2} \quad (4.5)$$

onde:

\underline{V} : Volume molar;

4.6.4.1.1) Massa Específica do Etanol e Butanol Líquidos

Os dados de massa específica para o Butanol foram obtidos por Wilhoit e Zwolinski (1973) na faixa de 70 a 120°C e para o Etanol, os dados de massa específica se encontram na faixa de 78,3 a 130°C e foram apresentados por Yong (1958).

As equações 4.6 e 4.7 representam os polinômio utilizados para ajustar os dados de massa específica e temperatura para o Butanol e Etanol respectivamente. Os valores das constantes A, B e C, bem como os erros médio e máximo determinados através do método dos mínimos quadrados, se encontram na tabela 4.2.

$$\rho_L = A + BT \quad (4.6)$$

e

$$\rho = A + BT + CT^2 \quad (4.7)$$

onde:

Tabela 4.2: Constantes Utilizadas nos Polinômios 4.6 e 4.7 para a Determinação da Massa Específica dos Componentes Etanol e Butanol

| Componente | A | B (10^{+04}) | C (10^{+05}) | Erro Médio | Erro Máximo |
|------------|----------|---------------------|---------------------|---------------|----------------|
| n-Butanol | 0,837197 | -9,46286 | 0,0 | 0,06% | 0,09% |
| Etanol | 0,763756 | 0,985293 | -0,576627 | 0,05% | 0,12% |

Para o caso em que se desejava saber qual a massa específica da mistura líquida presente na corrente líquida sobre o prato, bastava utilizar a temperatura de equilíbrio nas equações 4.6 e 4.7 e então utilizar a equação 4.5, com as frações molares de Etanol e Butanol presentes nesta corrente. Para o cálculo da velocidade superficial do gás, era necessário se calcular a massa específica de uma mistura líquida com composição igual a do vapor condensado. Para este caso então, utilizou-se a temperatura ambiente nas equações 4.6 e 4.7 e as frações molares de Etanol e Butanol presentes na corrente de vapor que deixava o prato na equação 4.5.

4.6.5) Peso Molecular da Mistura

Para se calcular o peso molecular da mistura, multiplicou-se o peso molecular de cada um dos componentes da mistura

$$PM_L = X_1 PM_1 + X_2 PM_2 \quad (4.8)$$

4.6.6) Vazão Molar do Líquido

Para se calcular a velocidade superficial do gás, era necessário conhecer primeiramente a vazão molar do gás. Uma vez que a coluna estava sendo operada em refluxo total, a vazão molar do líquido é igual à vazão molar do gás.

Os valores da vazão molar do líquido podem então ser obtidos pela razão entre o produto da vazão volumétrica e da massa específica da mistura pelo peso molecular da mistura, ambos calculados para uma composição de Etanol e Butanol igual ao do vapor condensado à temperatura ambiente. Dessa forma, a vazão molar será dada por:

$$Y = \frac{V_v \rho_L}{PM_L} \quad (4.9)$$

onde:

Y = Vazão Molar [mol/s]

V_v = Vazão Volumétrica do Vapor Condensado [ml/s]

4.6.7) Vazão Volumétrica do Gás

Considerando-se a fase vapor como sendo ideal, pode-se

do gás. Tem-se assim:

$$V_{v,g} = \frac{V R T_{eq}}{P} \quad (4.10)$$

onde:

$V_{v,g}$: Vazão volumétrica do gás [cm^3/s]

V : Vazão molar do gás [mol/s]

R : Constante geral dos gases [$82,057 \text{ atm cm}^3/\text{mol K}$]

P : Pressão [atm]

T_{eq} : Temperatura de Equilíbrio [K]

4.6.8) Velocidade Superficial do Gás

Para se encontrar a velocidade superficial do gás, basta se dividir a vazão volumétrica do gás, dada pela relação 4.10, pela área da seção transversal da coluna. Tem-se assim:

$$V_g = \frac{V_{v,g}}{\text{Área}} \quad (4.11)$$

onde:

V_g : Velocidade superficial do gás [cm/s]

Área: Área da seção transversal da coluna [$23,76 \text{ cm}^2$]

$V_{v,g}$: Vazão volumétrica do gás [cm^3/s]

4.6.9) Força Motriz

A força motriz da transferência de massa é a diferença de concentração entre a fase gasosa que está em equilíbrio com a fase líquida presente sobre o prato e a fase vapor à entrada do prato. Dessa forma, basta utilizar a relação 4.2 para determinar a fração molar do Etanol que se encontra em equilíbrio com a fase líquida presente sobre o prato e então utilizar a relação 4.12.

$$F_m = Y_{c,q} - Y_{1,e} \quad (4.12)$$

onde:

F_m : Força Motriz

Y_{eq} : Fração molar do Etanol na fase vapor em equilíbrio com a fase líquida presente sobre o prato

$Y_{1,e}$: Fração molar do Etanol na fase vapor à entrada do prato.

4.6.10) Tensão Superficial da Mistura

Os valores da tensão superficial da mistura não se encontram disponíveis na literatura, tornando necessária a sua predição.

Reid e colaboradores (1977) sugerem a correlação de Macleod e Sugden modificada como regra de mistura:

$$\sigma_L^{0,25} = \frac{\rho_L}{PM_L} \left[\frac{PM_1}{\rho_1} x_1 \sigma_1^{0,25} + \frac{PM_2}{\rho_2} x_2 \sigma_2^{0,25} \right] \quad (4.13)$$

4.6.10.1) Tensão Superficial dos Componentes Puros

Os dados experimentais de tensão superficial apresentados em Jasper (1972) e Vargaftik (1975) para o Etanol e Butanol na faixa de 60 a 150°C, foram ajustados por polinômios segundo o método dos mínimos quadrados, obtendo-se:

$$\sigma = A + B T + C T^2 \quad (4.14)$$

com T[°C] e σ[dinas/cm]

Os valores das constantes A, B e C, bem como os erros médio e máximo se encontram na tabela 4.3.

Tabela 4.3: Constantes Utilizadas no Polinômio 4.14 para a Determinação da Tensão Superficial do Etanol e do Butanol

| Componente | A | B | C 10 ¹⁰³ | Erro Médio | Erro Máximo |
|------------|---------|-----------|------------------------|---------------|----------------|
| n-Butanol | 27,2536 | -0,093155 | 0,0 | 0,74% | 1,44% |
| Etanol | 23,7190 | -0,066571 | -0,158835 | 0,26% | 0,45% |

4.6.11) Cálculo da Viscosidade da Mistura Líquida

A viscosidade da mistura líquida é calculada segundo:

$$\ln(\mu_L) = x_1 \ln\mu_1 + x_2 \ln\mu_2 \quad (4.15)$$

4.6.11.1) Viscosidade dos Componentes Líquidos Puros:

Para o Etanol e o Butanol, pode ser utilizada a correlação de Van Velzen e colaboradores (conforme Reid e colaboradores (1977)) que é dada por:

$$\log(\mu) = B (1/T - 1/T_0) \quad (4.16)$$

onde:

T: Temperatura de equilíbrio [K]

μ : Viscosidade do líquido puro [cp]

As constantes B e T_0 são dadas na tabela 4.4.

Tabela 4.4: Constantes B e T_0 disponíveis em Reid e colaboradores (1977).

| Substância | B | T_0 |
|------------|--------|--------|
| Etanol | 686,44 | 300,88 |
| n-Butanol | 984,54 | 341,12 |

4.6.12) Volatilidade Relativa

Para se calcular a volatilidade relativa utilizou-se a relação 4.17.

$$V_r = \frac{\left(\frac{Y_{1,e}}{X_{1,o}}\right)}{\left(\frac{1 - Y_{1,e}}{1 - X_{1,o}}\right)} \quad (4.17)$$

onde:

$Y_{1,e}$: Fração molar de Etanol na fase vapor em equilíbrio com o líquido presente sobre o prato

$X_{1,l}$: Fração molar do Etanol na fase líquida presente no prato

4.6.13) Vazão Mássica do Líquido por Unidade de Área

A fim de se utilizar a correlação de Sharma Gupta (1967) para a determinação do coeficiente de transferência de massa volumétrico, era necessário se ter a vazão mássica do líquido por unidade de área, a qual pode ser dada pela equação 4.18.

$$L = \frac{V_v \rho_L}{\text{Área}} \quad (4.18)$$

onde:

L : Vazão mássica do líquido por unidade de área [Kg/hm^2];

V_v : Vazão volumétrica do vapor condensado [cm^3/s];

ρ_L : Massa específica da mistura líquida à temperatura ambiente [g/cm^3] e

4.6.14) Coeficiente de Transferência de Massa Volumétrico:

A fim de se determinar o coeficiente de transferência de massa volumétrico, utilizou-se a correlação de Sharma e Gupta (1967), dada pela relação 4.19,

$$K_g a = 9,2 \times 10^{-04} F^{-1,75} L^{0,4} V_g^{1,2} \quad (4.19)$$

onde:

L : Vazão mássica do líquido por unidade de área
[Kg/hm²];

V_g : Velocidade superficial do gás [m/s]

F : Porcentagem de área livre (19,71%)

4.6.15) Vazão Molar do Gás por Unidade de Área

Uma outra maneira de calcular o coeficiente de transferência de massa volumétrico para a fase gasosa, K_ga pode ser obtido partir da equação (3.23).

$$1 - E_{og} = \exp \frac{-K_{og} a P z}{G_m} = \exp -N_{og} \quad (3.23)$$

onde:

E_{og}: Eficiência do ponto em termos do vapor

K_{og} = K_g: Coeficiente de transferência de massa global do gás [gmol/atm s cm²];

a: Área interfacial por unidade de volume do líquido e do gás retido [1/cm];

G_m: Vazão molar do gás por unidade de área [gmol/s cm²];

P: Pressão absoluta total [atm] e

No caso do líquido sobre o prato estar bem misturado, a eficiência do ponto pode ser substituída pela eficiência de Murphree para o prato E_{MV} . Neste caso, a equação 3.23 se torna:

$$-\ln(1 - E_{MV}) = K_g a \frac{Pz}{G_m} \quad (4.20)$$

Tendo o experimento sido realizado à pressão atmosférica, no caso de se representar graficamente os termos $\ln(1 - E_{MV})$ pela relação da altura da dispersão, z , pela vazão molar do gás por unidade de área, G_m , segundo a equação 4.20, resultará em uma reta cujo coeficiente angular será o valor em módulo do coeficiente de transferência de massa volumétrico para o gás, $K_g a$.

Dentre os termos das equações 3.23 e 4.20, apenas a vazão molar do gás por unidade de área não é conhecida. Como se operou a coluna em refluxo total, a vazão molar do líquido calculada no item (6) desta seção é igual a vazão molar do gás, ou seja, para se determinar a vazão molar do gás por unidade de área, basta dividir a vazão molar do líquido pela área da seção transversal da coluna que é de $23,76 \text{ cm}^2$.

5.1 INTRODUÇÃO

Os resultados experimentais obtidos conforme o procedimento descrito no capítulo anterior, estão apresentados no anexo A.

Neste capítulo serão analisados os resultados experimentais obtidos, de modo a verificar a influência da velocidade superficial do gás, da composição e da quantidade de partículas de PVC utilizadas no leito sobre a eficiência global de Murphree para o prato e a faixa de operação do sistema. Será realizado também, determinação do coeficiente de transferência de massa volumétrico para o prato perfurado sem vertedor utilizado.

É importante ressaltar que a velocidade superficial do gás, composição e a quantidade de partículas, influenciam a eficiência de forma conjunta, tornando a análise dos resultados muito complexa.

5.2 INFLUÊNCIA DA VELOCIDADE SUPERFICIAL DO GÁS SOBRE A EFICIÊNCIA DE MURPHREE PARA O PRATO

A influência da velocidade superficial do gás, V_g , sobre a eficiência de Murphree para o prato, foi verificado para os casos em que se operou a coluna com ou sem partículas de Policloreto de Vinila (PVC) sobre o prato. A composição de Etanol na corrente de vapor à entrada do prato foi mantida constante, enquanto variou-se a vazão de vapor para toda a faixa de operação do prato, isto é, desde um valor de V_g próximo ao ponto de retenção mínima no caso do sistema sem sólidos ou de fluidização mínima

para o sistema para o sistema com sólidos, até um valor próximo ao limite de inundação do prato, que correspondia a completa ocupação do espaço entre os pratos pela dispersão.

Uma vez que a mudança de composição influencia o efeito que a variação de V_g possui sobre a eficiência, a análise deste item foi realizado separadamente para cada composição de Etanol estudada.

a) Composição 20%

A figura 5.1 apresenta o efeito da velocidade superficial sobre a eficiência para uma composição de Etanol em torno de 20%.

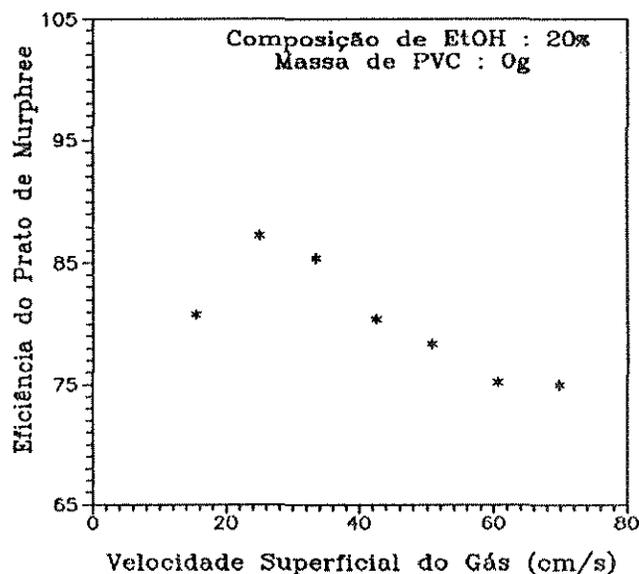


Figura 5.1: Variação da Eficiência de Murphree com a Velocidade Superficial do Gás, na Ausência de Sólidos.

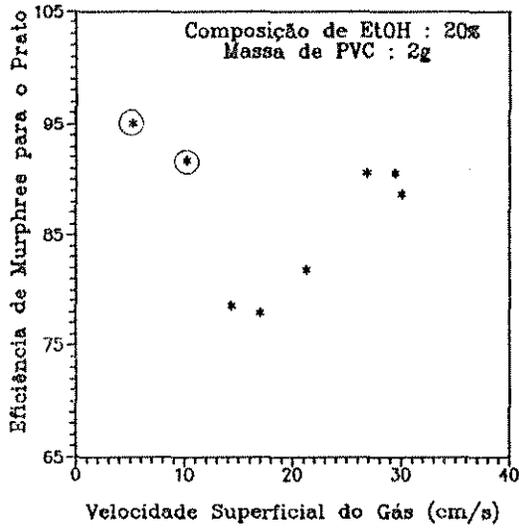
Pela figura 5.1, verificou-se que na ausência de partículas de PVC, a eficiência cresce a medida que se aumenta a

velocidade superficial do gás até alcançar um valor máximo, a partir do qual, começa decrescer. Este comportamento observado está de acordo com o descrito por Finch e Van Winkle (1964), já citado anteriormente no capítulo 3.

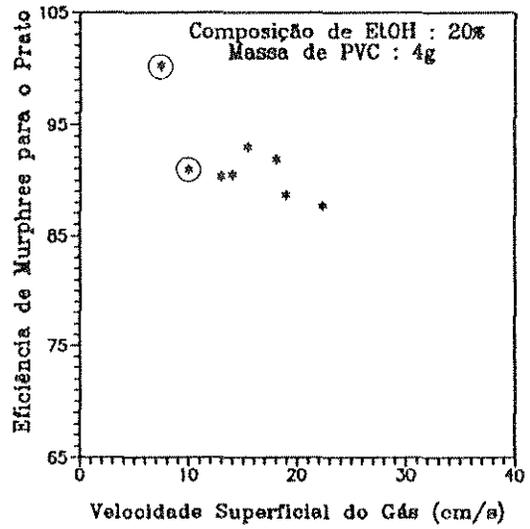
No entanto, a presença de partículas sólidas altera este comportamento, como pode ser visto nas figuras 5.2 (a, b, c, d).

Nestas figuras verificou-se que para valores baixos de V_g existia uma elevada eficiência e à medida que se aumentava a velocidade superficial do gás, havia uma diminuição na mesma, até atingir um valor mínimo a partir do qual voltava a crescer, figura 5.2 (a, b, c). Esta diferença de comportamento foi devido ao fato de que durante o experimento verificou-se para os casos em que se operava a coluna a baixas velocidades de gás, o sistema apresentava uma dispersão tipo "pool", ou um misto entre "pool" e "froth", o qual neste trabalho será denominado como regime de dispersão misto. Os regimes de dispersão "pool" e misto serão apresentados com um círculo ao redor dos símbolos que os representam nas figuras a serem apresentadas neste capítulo. Para estes casos foi possível observar a existência de uma considerável camada de líquido claro sobre a base do prato (em alguns casos, superior a 1 cm), sobre a qual se tinha a formação de espuma. Nestas condições, o escoamento das fases líquida e vapor se aproxima do escoamento pistão com uma diminuição no grau de mistura entre as fases líquida e gasosa, passando a apresentar um gradiente de concentração ao longo da direção vertical do prato.

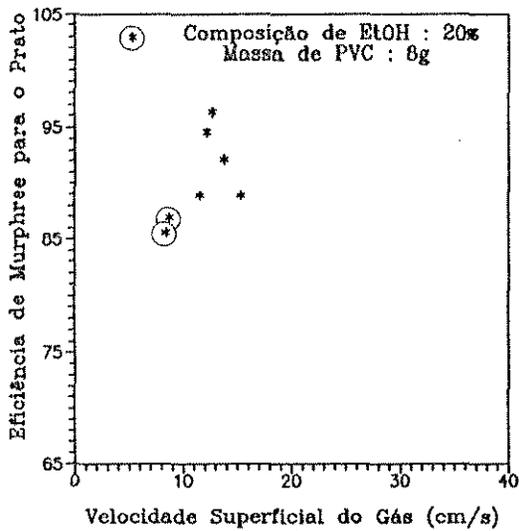
Este comportamento foi então responsável pela existência de valores elevados para a eficiência, inclusive alguns superiores a 100% como observado em alguns casos, uma vez que a



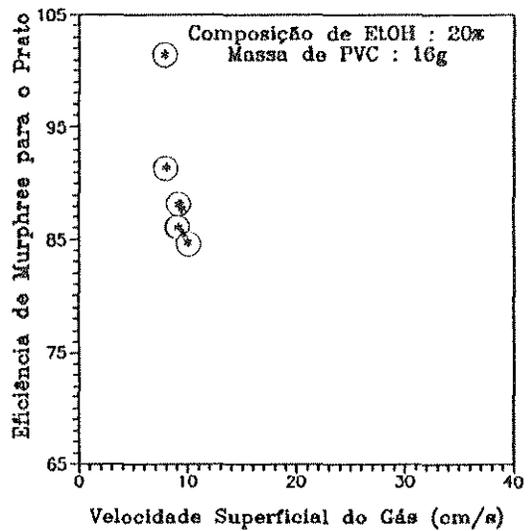
(a)



(b)



(c)



(d)

Figura 5.2 : Variação da Eficiência de Murphree com a Velocidade Superficial do Gás, na Presença de Sólidos a) 2g de PVC, b) 4g de PVC, c) 8g de PVC e d) 16g de PVC.

líquida presente sobre o prato, y^t , alcançou valores muito próximos ou até inferiores ao da fração molar do etanol na fase vapor à saída do prato, y_s .

Após estas elevadas eficiências, observou-se uma queda em seus valores, atingindo um mínimo para valores intermediários de V_g e correspondendo à região na qual ocorria a transição do regime de dispersão misto para o regime "froth". Para um sistema com dispersão "froth", ocorre um aumento no grau de agitação e um conseqüente aumento na mistura entre as fases líquida e gasosa. Desta forma, reduz-se o gradiente de concentração na dispersão com conseqüente diminuição da eficiência. A partir deste ponto, para todos os sistemas exceto os com leito de 16g de PVC, foi verificado o mesmo comportamento obtido para os sistemas sem sólido, isto é, um aumento da eficiência à medida que se aumenta a velocidade superficial do gás, V_g , até atingir um valor máximo, a partir do qual volta a decrescer.

O aumento da eficiência com a velocidade superficial do gás, para os sistemas operados em regime "froth", pode ser resultado de um aumento no grau de aeração da mistura gás-líquida presente sob o prato. Este aumento seria acompanhado por um aumento na altura da dispersão, proporcionando um maior tempo de contato e assim, uma maior taxa de transferência de massa entre as fases. O valor máximo para a eficiência representaria assim, o valor da velocidade do gás, V_g , para o qual tamanho, forma e velocidade de elevação da bolha de gás através da camada de líquido seriam responsáveis por proporcionar um tempo de contato ótimo entre as fases.

A partir daí, a redução da eficiência com um posterior

aumento de V_g pode ser ou 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 da dispersão permaneceria praticamente constante), ou devido ao aumento no tamanho das bolhas de gás, o que provocaria uma diminuição da interface líquido-vapor, ou ainda pela ocorrência simultânea de ambos os efeitos, que é o mais provável de ter ocorrido. Este fato, no entanto, só pode ser confirmado através de um estudo mais detalhado da dispersão. Qualquer que seja o motivo tem-se uma diminuição na transferência de massa entre as fases com conseqüente diminuição nos valores da eficiência. Aumentando-se ainda mais a velocidade do gás, é provável a ocorrência de arraste de gotas de líquido juntamente com o gás, diminuindo ainda mais os valores da eficiência.

A figura 5.2 (d) apresenta os resultados obtidos para o leito de 16g de PVC para a composição de 20%. Pela figura observa-se uma abrupta redução da faixa de operação além de não obter dispersões em regime "froth". Este comportamento foi verificado para todas as composições (20, 40, 60, 80 e 90%). Com isto, para todos os casos em que se utilizou um leito com 16g de PVC sobre a dispersão, foi obtido o regime de escoamento pistão para as fases líquida e vapor com conseqüente aumento na eficiência.

Na tabela 5.1 encontram-se os valores da eficiência de separação para os sistemas com 0, 2 e 4g de PVC, na faixa de velocidade comum a todos.

Tabela 5.1: Eficiência de Separação para uma mesma Faixa de Operação, onde Ef é a eficiência de Murphree e Vg é a velocidade superficial do gás.

| Massa de PVC (g) | | | | | |
|----------------------|--------|--------------|--------|--------------|--------|
| 0 | | 2 | | 4 | |
| Vg (cm/s) | Ef (%) | Vg (cm/s) | Ef (%) | Vg (cm/s) | Ef (%) |
| 15,37 | 80,78 | 14,31 | 78,58 | 14,00 | 90,51 |
| 24,93 | 87,25 | 17,03 | 77,93 | 15,46 | 92,96 |
| 33,58 | 85,37 | 21,29 | 81,88 | 18,07 | 91,93 |
| | | 26,85 | 90,57 | 18,95 | 88,67 |
| | | 29,44 | 90,57 | 22,31 | 87,74 |
| | | 30,06 | 88,67 | | |
| Eficiência Média (%) | | | | | |
| 84,47 | | 84,74 | | 90,36 | |

Pela tabela verifica-se que o valor médio da eficiência para estes sistemas aumenta em seus valores à medida que se aumenta a quantidade de partículas.

b) Composição 40%

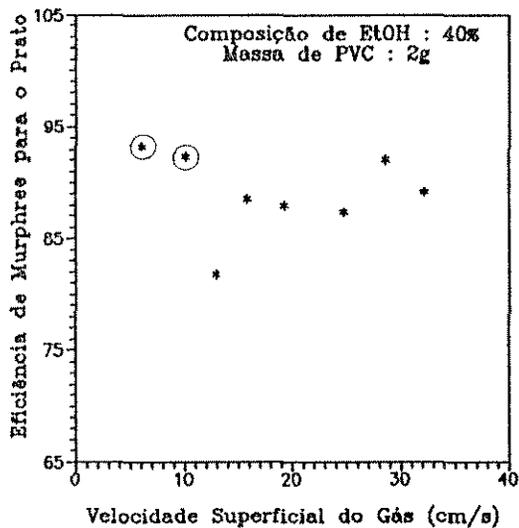
Para o caso em que a composição de Etanol foi mantida em 40%, foi possível observar que a eficiência de Murphree para o prato quando comparada aos sistemas com composição fixa em 20% de Etanol foi ligeiramente superior para os leitos constituídos por 2, 4 e 8g de PVC e praticamente a mesma para o leito com 16g e na ausência de partículas, como pode ser visto nas figuras 5.3 (a, b, c). Uma vez que este aumento na eficiência está relacionado com a alteração da composição, este será melhor discutido no item 5.3.

Para os casos em que não foram utilizados partículas sólidas, o comportamento deste sistema foi semelhante ao apresentado pelo sistema com composição fixa em 20% de Etanol, ou seja, foi observado um aumento da eficiência à medida que se aumentava a velocidade superficial do gás até atingir um valor máximo para a eficiência, a partir do qual começou a decrescer.

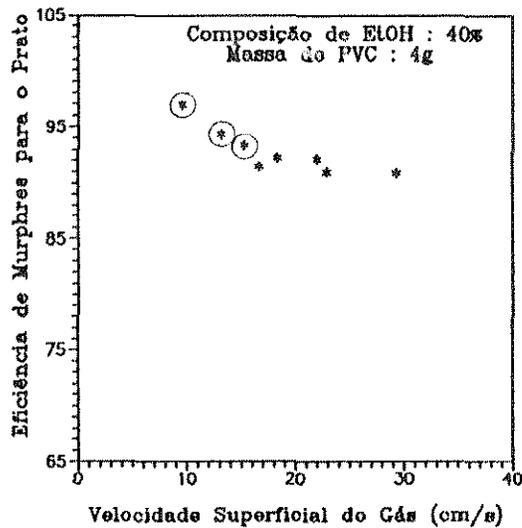
O comportamento apresentado pelo sistema com 2g de PVC também foi semelhante ao descrito anteriormente para uma composição de 20%, com igual quantidade de partículas.

As figuras 5.3 (b, c) representam o comportamento para os leitos com 4 e 8g. Verificou-se que a eficiência decresceu à medida que se passou de um regime de dispersão "pool" para "froth", a partir do qual não se verificou qualquer efeito marcante de V_g sobre a eficiência, ou seja, esta permaneceu constante.

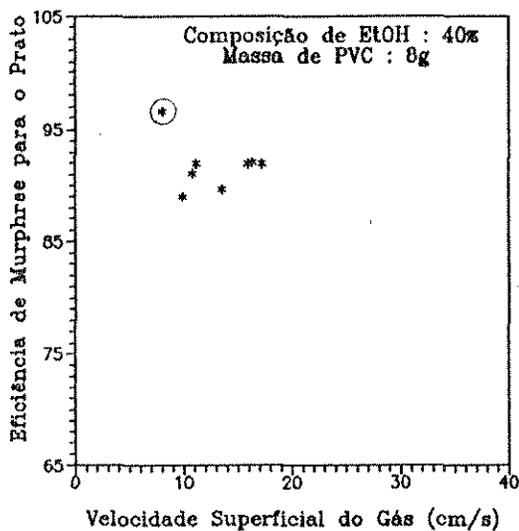
Como pode ser visto pela figura 5.3 (d), para o leito com 16g de partículas de PVC, o comportamento observado para a eficiência com relação a velocidade superficial do gás foi semelhante ao apresentado para composição de 20% e igual quantidade



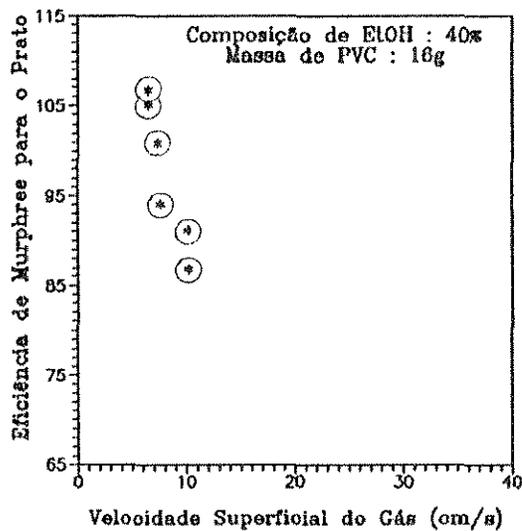
(a)



(b)



(c)



(d)

Figura 5.3 : Variação da Eficiência de Murphree com a Velocidade Superficial do Gás, na presença de Sólidos a) 2g de PVC, b) 4g de PVC, c) 8g de PVC e d) 16g de PVC.

A tabela 5.2 mostra os valores da eficiência de separação para os sistemas com 0, 2 e 4g de PVC para uma faixa de velocidade superficial do gás comum a todos os sistemas.

Tabela 5.2: Eficiência de Separação para uma mesma Faixa de Operação

| Massa de PVC (g) | | | | | |
|----------------------|-------|--------------|-------|--------------|-------|
| 0 | | 2 | | 4 | |
| Vg (cm/s) | Ef(%) | Vg (cm/s) | Ef(%) | Vg (cm/s) | Ef(%) |
| 21,06 | 86,03 | 19,26 | 87,98 | 18,37 | 92,23 |
| 31,26 | 89,69 | 24,74 | 87,31 | 22,05 | 92,11 |
| 32,05 | 89,68 | 28,64 | 92,06 | 22,93 | 90,97 |
| | | 32,15 | 89,20 | 29,33 | 90,90 |
| Eficiência Média (%) | | | | | |
| 88,47 | | 89,52 | | 91,55 | |

Ao se comparar os valores médios da eficiência obtidos para estes sistemas, verifica-se um aumento significativo da eficiência à medida que se aumenta a quantidade de partículas

c) Composição de 60%

Verificou-se que os sistemas com composição fixa em 60% foram os que apresentaram as maiores eficiências.

Observou-se também para esta composição, que a altura da dispersão mesmo estando dentro da faixa de erro experimental apresentou uma tendência em ser superior às demais para quase todos os sistemas estudados, independente da quantidade de partículas de PVC utilizada. A figura 5.4 mostra este resultado para o sistema com leite de 2g. Nestas condições, o tempo disponível para que as duas fases entrem em contato é maior uma vez que a distância a ser percorrida pelas bolhas de gás através da dispersão também é maior. Uma possível consequência deste aumento no tempo de contato entre as fases seria uma maior transferência de massa e assim, uma maior eficiência de separação.

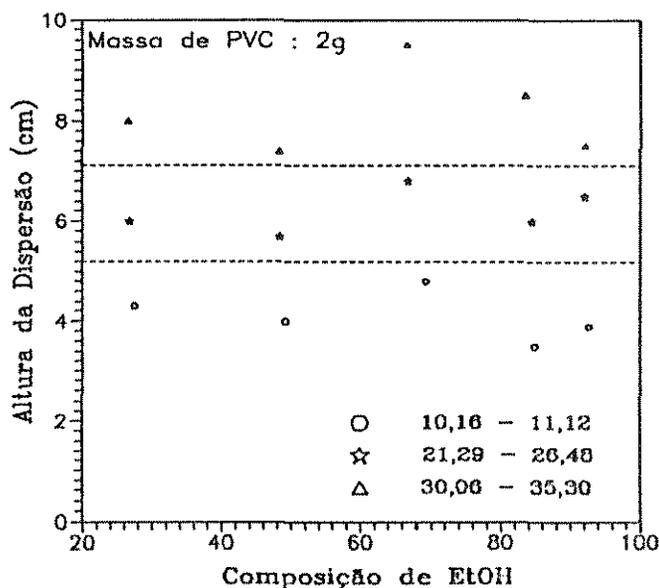


Figura 5.4: Influência da Composição sobre a Altura da

O sistema com composição em 60%, ao contrário dos anteriores (e similar ao de 90%), não apresentou uma variação significativa da eficiência com a velocidade superficial do gás, a não ser para valores mais elevados de V_g , para os quais notou-se uma pequena queda nos valores da eficiência, como pode ser visto na figura 5.5. Novamente, esta queda na eficiência verificada para os maiores valores de V_g pode ser explicada em termos da diminuição no tempo de contato entre as fases com conseqüente diminuição nos valores da eficiência.

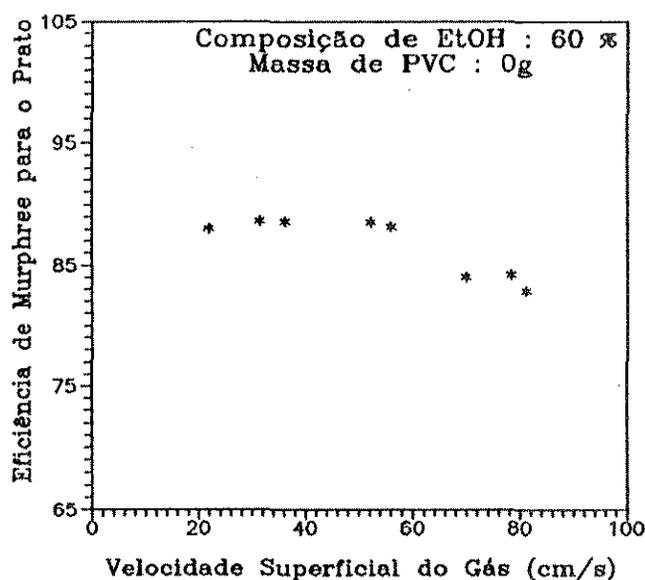


Figura 5.5 : Variação da Eficiência de Murphree com a Velocidade Superficial do Gás, na Ausência de Sólidos

Uma possível causa para o fato de não ter havido variação significativa da eficiência com a velocidade superficial é a influência das propriedades físicas sobretudo do gradiente de tensão superficial, uma vez que este é muito pequeno quando comparado com as demais composições estudadas.

Na figura 5.6, está representado o comportamento da eficiência com a velocidade superficial do gás para os sistemas utilizando partículas para composição de 60% de Etanol.

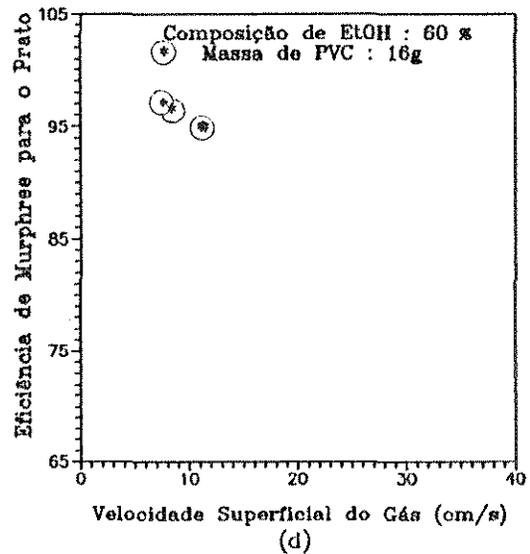
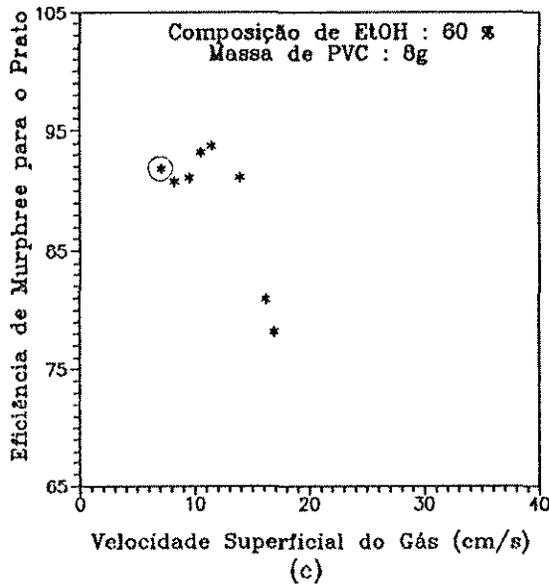
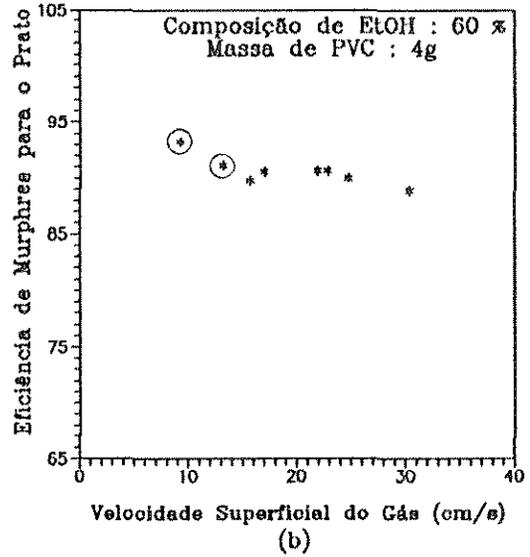
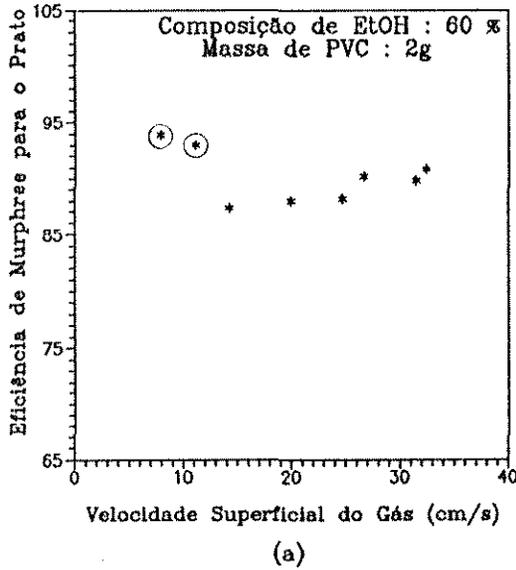


Figura 5.6: Variação da Eficiência de Murphree com a Velocidade Superficial do Gás, na Presença de Sólidos

a) 2g de PVC, b) 4g de PVC, c) 8g de PVC, d) 16g de PVC

Para os sistemas com leito de 2 e 4g, figuras 5.6 (a,b), o comportamento apresentado foi semelhante aos de 4 e 8g para composição de 40%.

Já com os sistemas com leito de 8g de PVC, verificou-se que a eficiência se manteve constante para quase toda a faixa de velocidades testadas, mas sofreu uma queda acentuada para os maiores valores de V_g , como pode ser visto na figura 5.6 (c).

Não se encontrou nenhuma justificativa para esta queda acentuada nos valores da eficiência, uma vez que as características do sistema tais como altura da dispersão, propriedades físicas e volatilidade relativa, não sofreram alteração significativa em seus valores quando comparados aos outros sistemas, 2 e 4g de sólido.

No caso do sistema ser constituído por um leito com 16g de partículas (figura 5.6 (d)), obteve-se uma reduzida faixa de operação e regime de escoamento pistão, com dispersões "pool" ou misto. Desta forma, obteve-se altos valores para a eficiência.

A tabela 5.3 mostra os valores da eficiência de separação para os sistemas com 0, 2 e 4g de PVC para uma faixa de velocidade superficial do gás comum a todos os sistemas.

Ao se comparar os valores médios da eficiência obtidos para estes sistemas, verifica-se um aumento significativo da eficiência à medida que se aumenta a quantidade de partículas de PVC sobre a dispersão no prato.

Tabela 5.3: Eficiência de Separação para uma mesma Faixa de Operação

| Massa de PVC (g) | | | | | |
|----------------------|-------|--------------|-------|--------------|-------|
| 0 | | 2 | | 4 | |
| Vg (cm/s) | Ef(%) | Vg (cm/s) | Ef(%) | Vg (cm/s) | Ef(%) |
| 21,09 | 88,03 | 19,97 | 87,99 | 21,86 | 90,66 |
| 31,40 | 88,64 | 24,71 | 88,14 | 22,79 | 90,65 |
| | | 26,66 | 90,19 | 24,67 | 89,98 |
| | | 31,44 | 89,79 | 30,37 | 88,85 |
| | | 32,40 | 90,85 | | |
| Eficiência Média (%) | | | | | |
| 88,34 | | 89,39 | | 90,04 | |

d) Composição de 80%

Mantendo-se fixa a composição de Etanol em 80%, verificou-se uma queda nos valores da eficiência para todos os sistemas estudados, comportamento similar ao obtido em diversos trabalhos, tais como Hart e Haselden (1969), Zuiderweg e Harmens (1958), Mostafa (1979) e Ravagnani e Pereira (1993). Estes trabalhos indicam que, independentemente de se ter uma sistema

tiva da eficiência para os valores intermediários de V_g , quando ocorre a transição do regime de dispersão misto para um regime "froth", como pode ser observado nas figuras 5.8 (a e b).

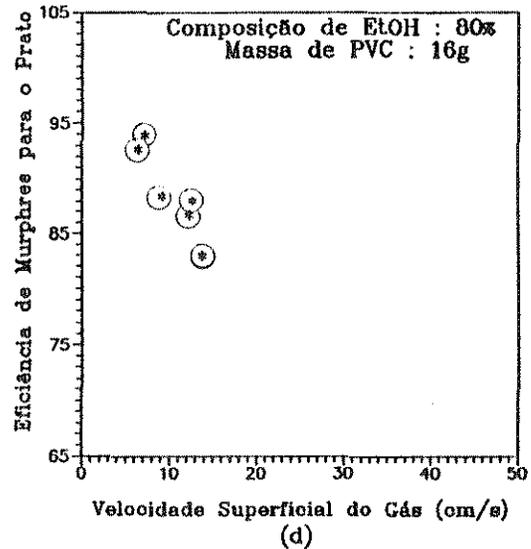
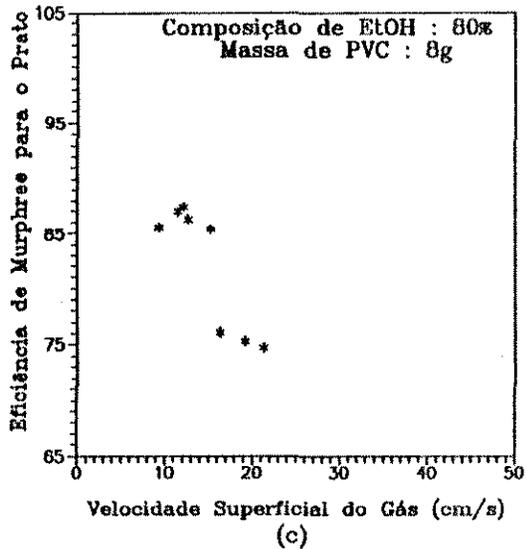
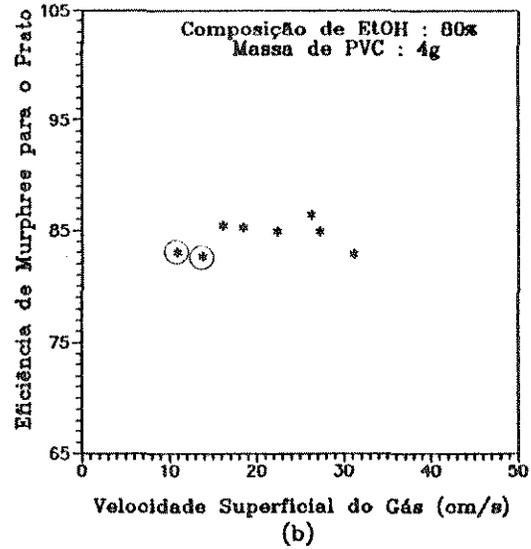
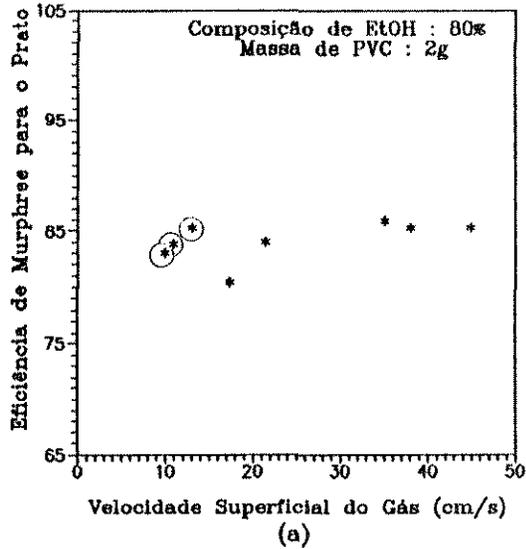


Figura 5.8 : Variação da Eficiência de Murphree com a Velocidade Superficial do Gás, na presença de Sólidos a) 2g de PVC, b) 4g de PVC, c) 8g de PVC e d) 16g de PVC.

Na figura 5.8 (c) está representado o comportamento da eficiência para um leito com 8g de partículas de PVC. Verificou-se para este sistema, comportamento similar ao apresentado para a composição de 60% com a mesma quantidade de partículas, ou seja, eficiência constante para a maior faixa de velocidade do gás e queda para os valores mais elevados.

Para o sistema com 16g de sólidos, figura 5.8 (d), o comportamento observado foi análogo aos obtidos para os sistemas com 20 e 40% de etanol com igual quantidade de partículas.

Na tabela 5.4 encontram-se os valores da eficiência de separação para os sistemas com 0, 2 e 4g de PVC para uma faixa de velocidade superficial do gás comum a todos os sistemas.

Tabela 5.4: Eficiência de Separação para uma mesma Faixa de Operação

| Massa de PVC (g) | | | | | |
|----------------------|-------|--------------|-------|--------------|-------|
| 0 | | 2 | | 4 | |
| Vg (cm/s) | Ef(%) | Vg (cm/s) | Ef(%) | Vg (cm/s) | Ef(%) |
| 23,26 | 75,33 | 21,46 | 84,06 | 22,39 | 84,94 |
| 29,26 | 84,93 | 35,09 | 85,96 | 26,30 | 86,43 |
| 38,96 | 82,88 | 38,06 | 85,32 | 27,26 | 84,94 |
| | | 44,90 | 85,28 | 31,11 | 82,92 |
| Eficiência Média (%) | | | | | |
| 81,05 | | 85,31 | | 84,81 | |

Através da análise dos valores médios da eficiência obtidos para estes sistemas, verifica-se um aumento significativo da eficiência à medida que se aumenta a quantidade de partículas de PVC sobre a dispersão no prato, de 0 para 2g. No caso de se aumentar a quantidade de partículas de 2 para 4g, verifica-se uma ligeira queda no valor da eficiência média. Apesar desta ligeira queda em seu valor, a eficiência média permanece superior a obtida para o sistema operado sem sólidos.

e) Composição de 90%

Para os sistemas com composição fixa em 90%, figuras 5.9 e 5.10 (a, b, c, d), observou-se que a eficiência sofreu pouca influência da velocidade superficial do gás, V_g , permanecendo praticamente constante ao longo de toda a faixa de operação.

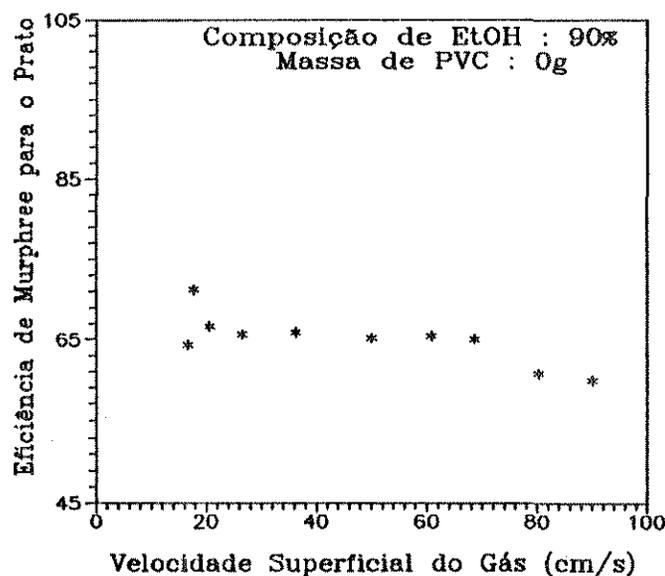


Figura 5.9: Variação da Eficiência de Murphree com a Velocidade Superficial do Gás, na Presença de Sólidos.

Estes sistemas foram os que apresentaram as menores eficiências de separação dentre todos os estudados, seguindo a tendência de obter menores eficiências quanto mais próximo se está do componente puro, como verificado por Zuiderweg e Harmens (1958) e por Hart e Haselden (1969).

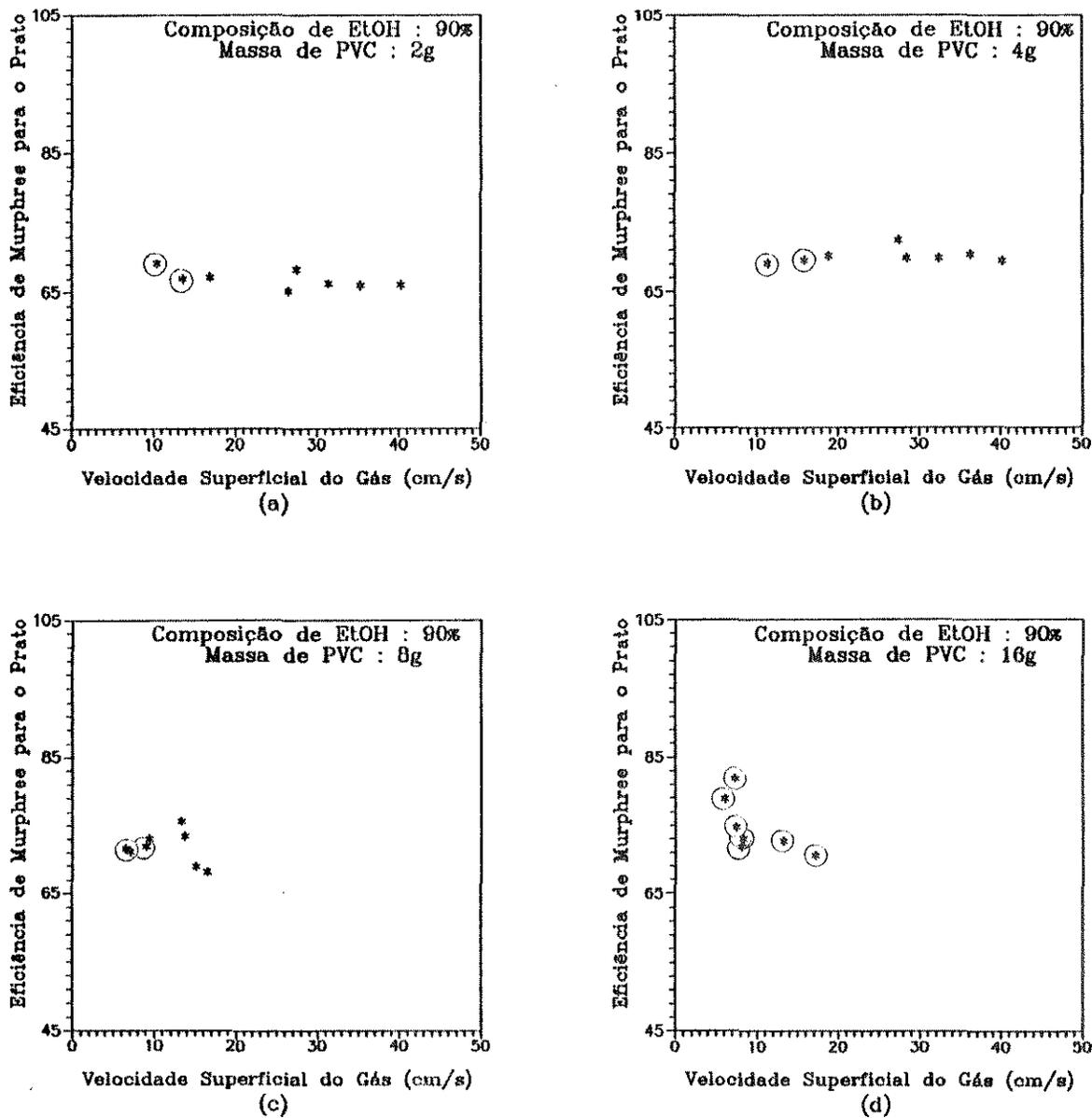


Figura 5.10: Variação da Eficiência de Murphree com a Velocidade Superficial do Gás, na Presença de Sólidos.
 a) 2g de PVC, b) 4g de PVC, c) 8g de PVC, d) 16g de PVC

Um estudo da variação das propriedades físicas com a composição, mostrou que na composição de 90%, estas não sofreram qualquer alteração significativa. Constatou-se também, que dentre os sistemas estudados, é nesta composição que se encontram os maiores valores de volatilidade relativa e os menores de força motriz.

Verificou-se uma tendência na diminuição dos valores da altura da dispersão, para quase todos os sistemas, como pode ser visto na figura 5.4. A diminuição na altura da dispersão implica numa redução nos valores da eficiência.

Dentre os sistemas que operaram com sólidos, figuras 5.10 (a, b, c, d), verificou-se que os leitos com 2 e 4g de PVC tiveram comportamento semelhante ao obtido para composição de 80% com igual quantidade de partículas. Já o comportamento do sistema com leito de 8g foi diferente do obtido para a composições de 80%. A queda na eficiência para maiores valores de V_g não foi tão acentuada. Isto pode ser devido ao fato dos valores de eficiência para esta composição já se encontravam em níveis baixos, próximos aos sistemas sem sólidos, mesmo para pequenos valores de V_g .

Para o leito com 16g, o comportamento foi similar ao obtido para a composição de 60% com leve aumento na faixa de operação devido à menor tendência em formar espuma apresentado por este sistema, como pode ser visto na figura 5.10 (d).

Na tabela 5.5 encontram-se os valores da eficiência de separação para os sistemas com 0, 2 e 4g de PVC para uma faixa de velocidade superficial do gás comum a todos os sistemas.

Tabela 5.5: Eficiência de Separação para uma mesma Faixa de Operação

| Massa de PVC (g) | | | | | |
|----------------------|-------|--------------|-------|--------------|-------|
| 0 | | 2 | | 4 | |
| Vg (cm/s) | Ef(%) | Vg (cm/s) | Ef(%) | Vg (cm/s) | Ef(%) |
| 16,67 | 64,29 | 16,88 | 67,17 | 15,91 | 84,94 |
| 17,69 | 71,17 | 26,48 | 65,15 | 18,85 | 69,42 |
| 20,61 | 66,58 | 27,48 | 68,22 | 27,48 | 70,11 |
| 26,48 | 65,65 | 31,38 | 66,25 | 28,46 | 72,44 |
| 36,28 | 65,94 | 35,30 | 65,94 | 32,38 | 69,87 |
| | | 40,19 | 66,05 | 36,28 | 70,31 |
| | | | | 40,19 | 69,41 |
| Eficiência Média (%) | | | | | |
| 66,73 | | 66,47 | | 72,36 | |

Através da análise dos valores médios da eficiência obtidos para estes sistemas, verifica-se que não há um aumento significativo da eficiência média à medida que se aumenta a quantidade de partículas de PVC sobre a dispersão no prato, de 0 para 2g. No entanto, caso se aumente a quantidade de partículas de 2 para 4g, verifica-se um considerável aumento no valor da eficiência média.

Para o sistema sem sólidos, pode-se observar que para a velocidade de 17,69 cm/s, a eficiência de Murphree para o prato foi consideravelmente superior às demais. Caso este valor seja retirado da média, esta cai para 65,62% e se verifica novamente um aumento da eficiência média com o acréscimo de partículas sobre o leito.

Devido à tendência de sistemas com composição próxima a do componente puro apresentar menor capacidade de formar "espuma", a faixa de velocidade de operação estável para as composições de 80 e 90% são as maiores dentre as composições estudadas, tanto para os sistemas sem quanto para os sistemas com sólidos.

5.3 INFLUÊNCIA DA COMPOSIÇÃO DA SOLUÇÃO SOBRE A EFICIÊNCIA DE MURPHREE PARA O PRATO

Como referido anteriormente, Mostafa (1979) verificou que a eficiência varia com a concentração do líquido, especialmente para sistemas altamente não-ideais, sendo que esta variação segundo o autor, é pequena para a faixa de concentração intermediária e é considerável quando se aproxima das concentrações de componente puro.

Como pode ser observado na figuras 5.11, para uma velocidade superficial do gás constante, existe uma leve tendência da eficiência aumentar para as concentrações intermediárias, alcançando um valor máximo para a composição de 60% de Etanol e após atingir a composição de 80% começa a cair abruptamente, chegando a um valor mínimo para a composição de 90%, ou seja de Etanol

quase puro. Este mesmo comportamento foi obtido também na presença de sólidos, como mostra a figura 5.12 (a, b, c, d). Verifica-se então que as partículas sólidas não influenciam o efeito que a composição exerce sobre a eficiência.

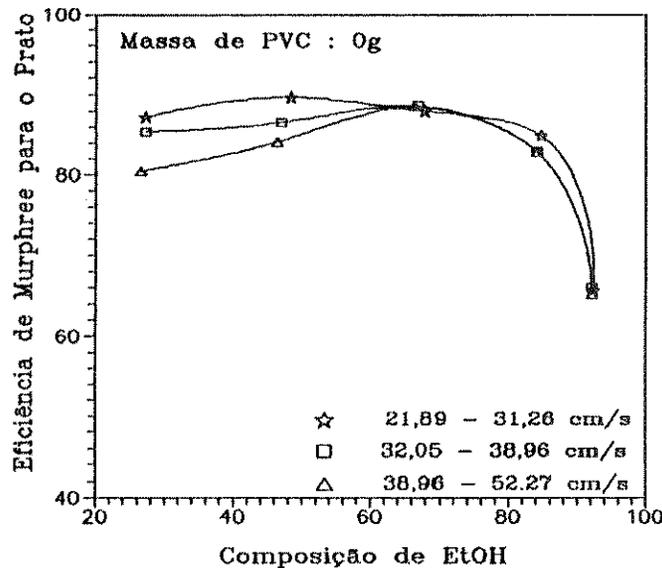


Figura 5.11 : Influência da Composição de EtOH Sobre a Eficiência de Murphree, na Ausência de Sólidos.

Tendo o sistema Etanol-Butanol uma diferença de tensão superficial apreciável (aproximadamente 2,5 dinas/cm) e um valor considerável para a volatilidade relativa (4,5 a 8 dependendo da composição utilizada), considerou-se este sistema para efeito de análise como sendo positivo.

Segundo Zuiderweg e Harmens (1958), sistemas positivos deveriam apresentar um valor máximo para a eficiência com a composição, sendo que este máximo deveria ocorrer para a composição onde a força motriz da transferência de massa fosse máxima. Como pode ser verificado pelas figuras 5.13 (a, b) que representam o comportamento do sistema na ausência e na presença de um leito de

partículas sólidas, o valor máximo da eficiência não corresponde ao valor máximo para a força motriz.

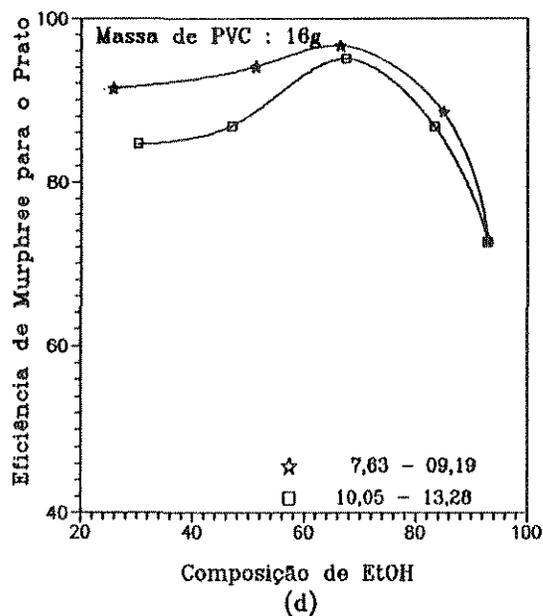
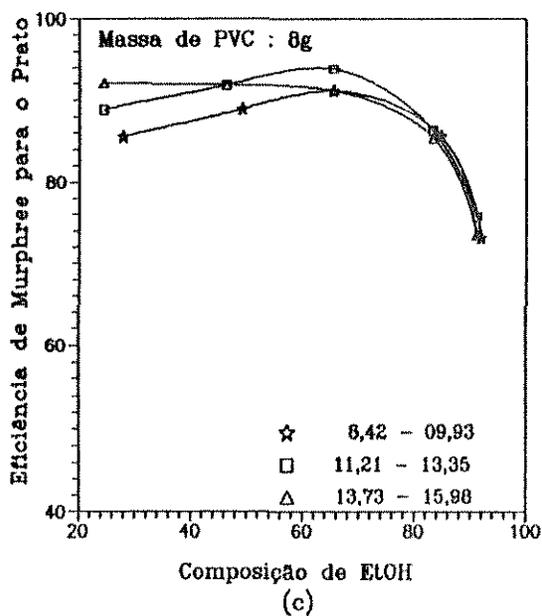
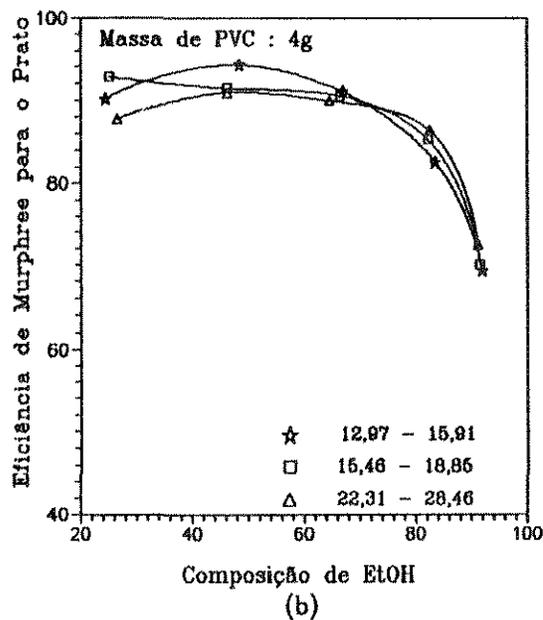
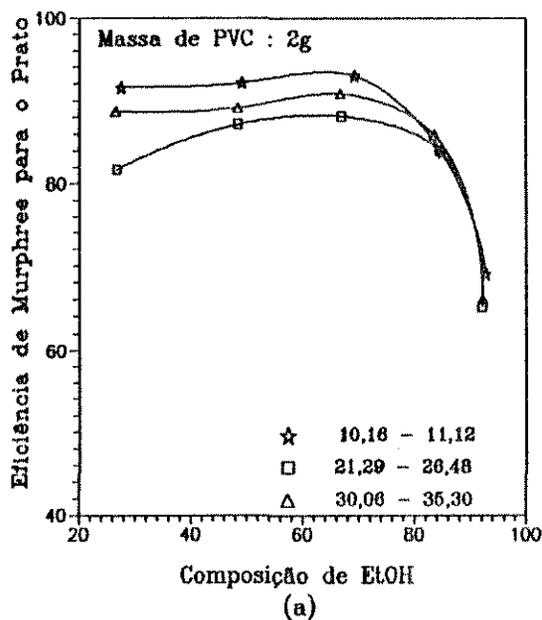


Figura 5.12 : Influência da Composição de EtOH Sobre a Eficiência de Murphree, na Presença de Sólidos.

a) 2g de PVC b) 4g de PVC c) 8g de PVC d) 16g de PVC

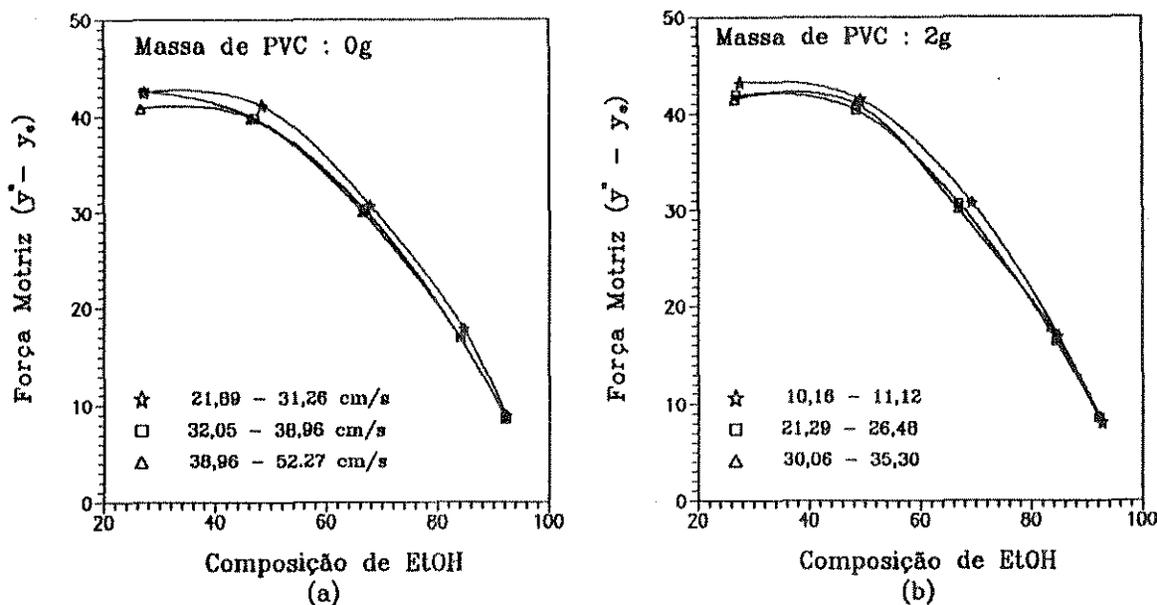


Figura 5.13 : Influência da Composição de EtOH Sobre a Força Motriz da Transferência de Massa na Presença ou não de Sólidos.

a) Sem sólidos, b) 2g de PVC

Este resultado confirma o encontrado por Hart e Haselden (1969) e por Haselden e Thorogood (1964). Segundo Hart e Haselden, o máximo da eficiência e da altura da dispersão deveriam ocorrer para a composição próxima à região onde o índice de estabilização definido conforme a equação 3.39, fosse máximo.

Verificou-se que a força motriz apresenta valor máximo entre as composições de 20 e 40% enquanto que o índice de estabilização é máximo entre as composições de 40 e 60%, como pode ser visto nas figuras 5.13 e 5.14 respectivamente. Os autores também indicam que o máximo da eficiência e altura da dispersão se encontrava deslocado em relação ao máximo do índice de estabiliza-

ção, em direção ao componente menos denso, o que ocorreu também aos nossos dados experimentais, uma vez que a eficiência máxima foi encontrada para a composição de 60% de Etanol.

Da mesma forma, verificou-se que havia uma tendência em se obter alturas de dispersões maiores para esta composição, embora estas estivessem dentro do erro experimental, como foi verificado na figura 5.4.

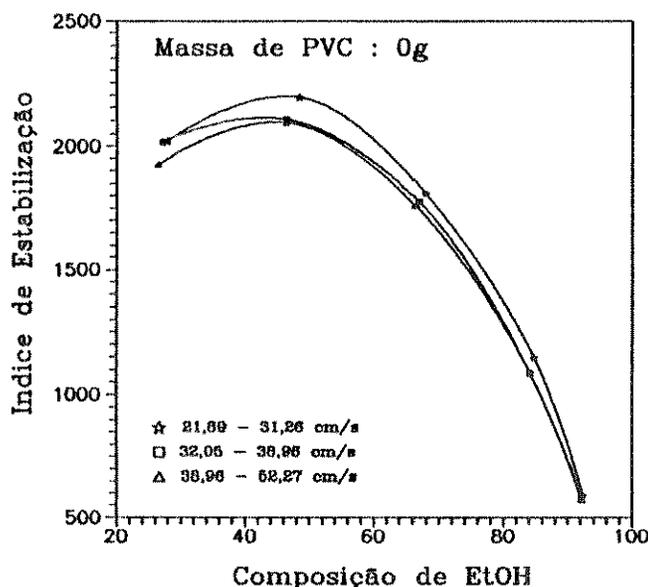


Figura 5.14 : Influência da Composição de EtOH Sobre o Índice de Estabilização da Solução.

Ainda segundo Zuiderweg e Harmens (1958), a queda acentuada da eficiência para composições próximas à do componente puro, seria devido a uma queda acentuada nos valores da força motriz da transferência de massa, a qual seria acompanhada por uma diminuição nos valores da altura da dispersão, e dessa forma, no tempo disponível para que ocorresse contato entre as fases. Verificou-se que de acordo com o previsto por Zuiderweg e Harmens, os menores valores da força motriz para a transferência de massa,

ocorreram para uma composição de 90% de Etanol, ou seja, para o componente quase puro. Entretanto, nem sempre se observou uma diminuição na altura da dispersão para esta composição.

5.4 INFLUÊNCIA DA QUANTIDADE DE PARTÍCULAS DE PVC UTILIZADAS NO LEITO SOBRE A FAIXA DE OPERAÇÃO DO SISTEMA

A partir dos valores mínimos e máximos da velocidade superficial do gás, V_g , procurou-se saber o limite de operação do sistema para cada leito empregado, bem como para cada composição de Etanol.

Verificou-se que com o aumento da quantidade de partículas de PVC presentes no leito ocorreu uma redução na faixa de operação do sistema, como pode ser visto nas figuras 5.15 e 5.16 (a, b, c, d).

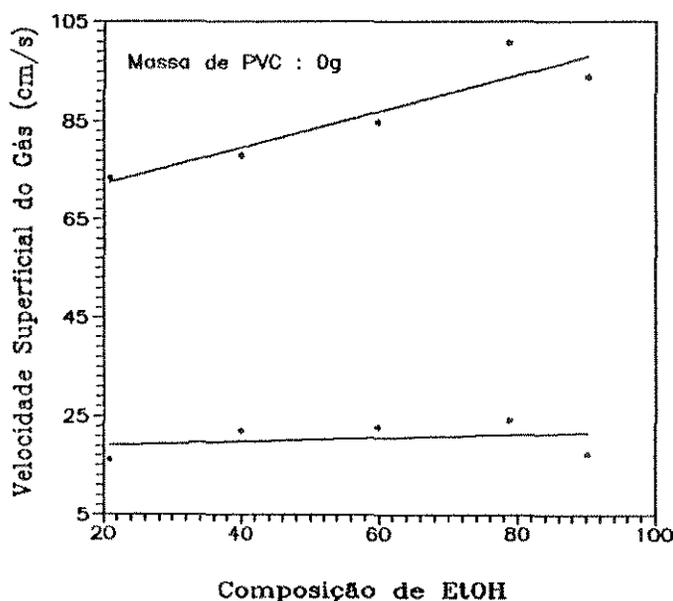


Figura 5.15: Faixa de Operação para o Sistema na Ausência de Sólidos.

Constatou-se uma diminuição tanto no limite de retenção mínimo como no ponto de inundação do prato, sendo que para este último, ocorreu uma redução acentuada.

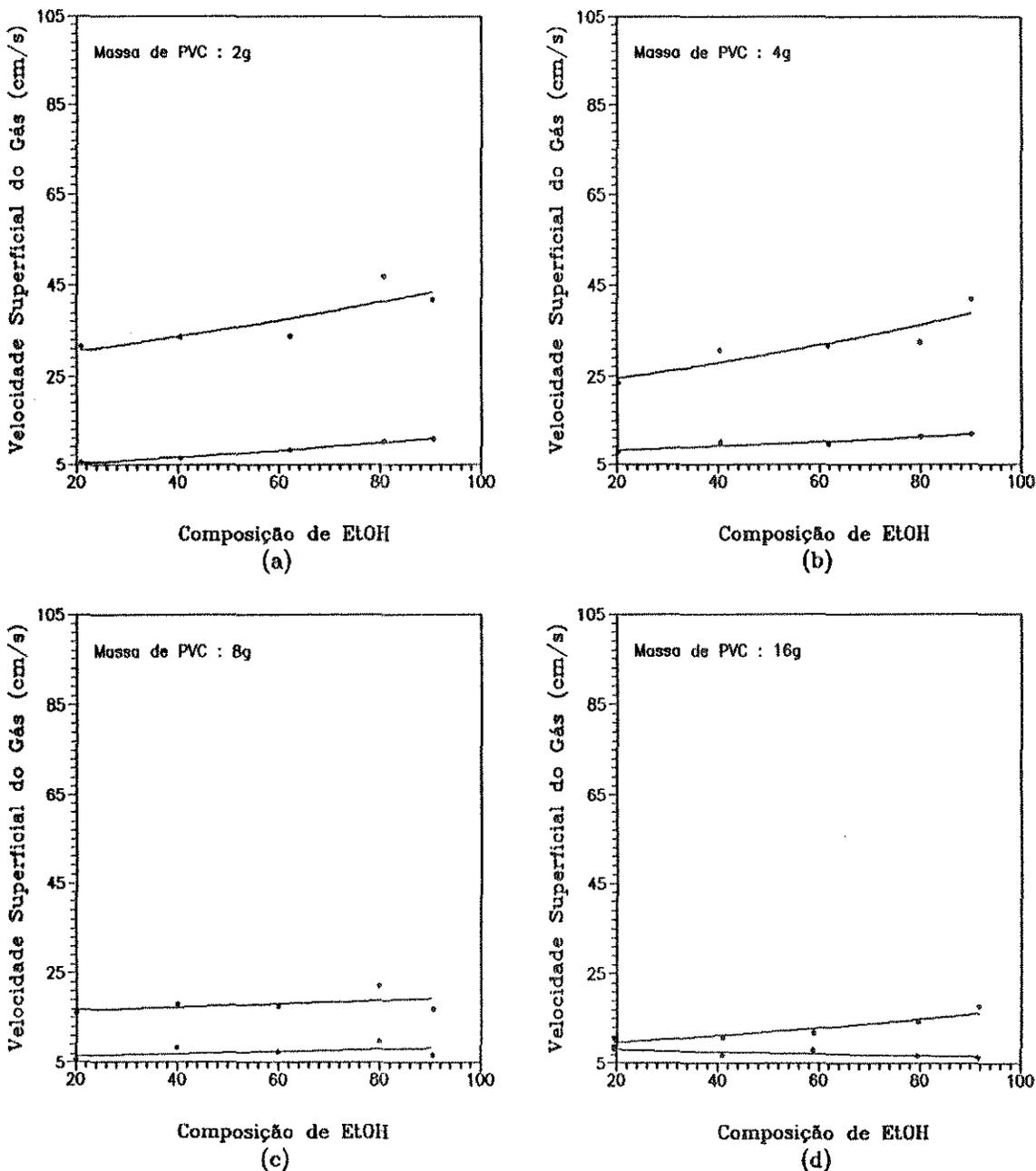


Figura 5.16: Faixa de Operação para o Sistema na Presença de Sólidos.

a) 2g de PVC, b) 4g de PVC, c) 8g de PVC, d) 16g de PVC

A figura 5.17 (a,b) mostra que nos sistemas com sólidos, para um mesmo V_g , à medida que se aumentou a quantidade de sólidos presentes, há um aumento na altura da dispersão. Verifica-se ainda a existência de uma relação linear entre a altura da dispersão e a velocidade superficial do gás, mantendo-se fixa a composição e que há uma mudança na inclinação das curvas à medida que se aumenta o teor de sólidos.

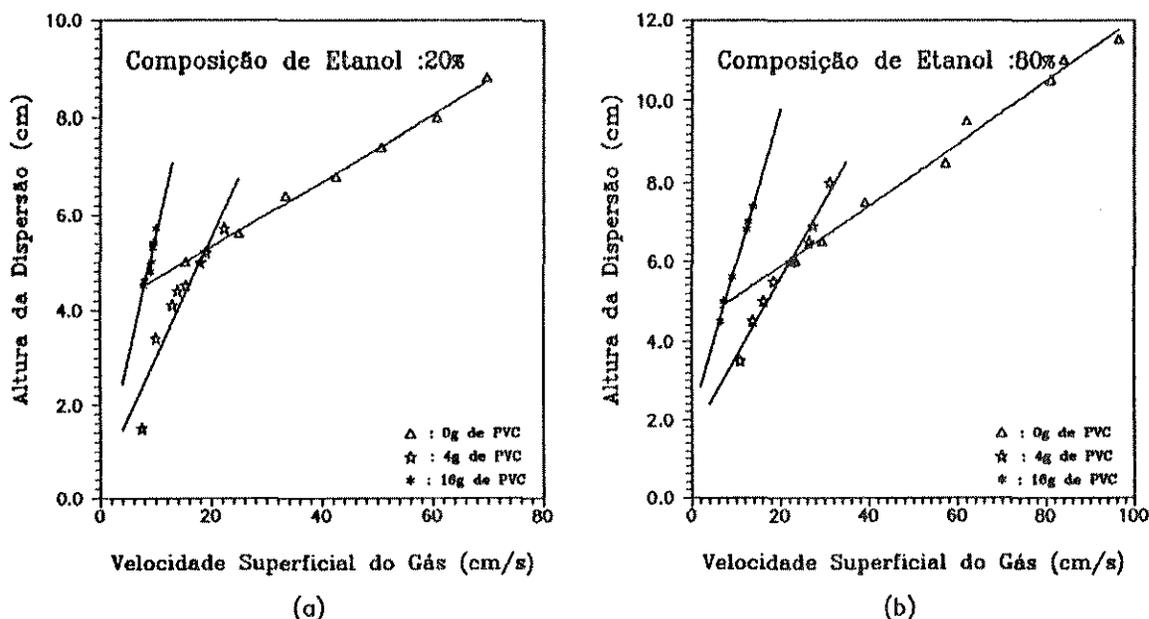


Figura 5.17: Relação da Altura da Dispersão com a Velocidade Superficial do Gás, a medida que se Acrescenta Partículas de PVC.

a)20% de EtOH, b)80% de EtOH

Jamialahmadi e colaboradores (1991) procuraram verificar o efeito da molhabilidade das partículas sobre o "hold up" do gás. Para tanto, eles classificaram os sólidos em duas categorias:

- Partículas não molháveis, tal como Poliestireno, cuja

a unidade molecular não possui grupo polar e portanto não pode formar uma ligação com líquidos polares, permanecendo "secos" quando em contato com água;

- Partículas molháveis, as quais por possuírem grupos polares têm a capacidade de formar ligações físicas com substâncias polares.

Um exemplo de partículas molháveis é o Nylon, o qual por possuir em sua estrutura grupos altamente polares, ou seja, carbonil ($-C=O$) e amina ($-NH$) tem a capacidade de formar fortes ligações físicas com moléculas de água, mantendo as partículas em suspensão e completamente "molhadas".

Neste mesmo trabalho, com a finalidade de estudar a influência das partículas não molháveis, Jamialahmadi e colaboradores realizaram seus experimentos utilizando sistemas contendo partículas de Poliestireno de diferentes tamanhos e densidades. Eles encontraram que o "hold-up" de gás diminuía até com a adição de pequenas quantidades de sólidos.

Para o estudo da influência das partículas molháveis, os autores estudaram sistemas constituídos por partículas de Nylon de diferentes tamanhos e densidade. Ao contrário do que foi observado para partículas não molháveis, o "hold-up" de gás aumentou com a presença de partículas, até para o caso em que a massa específica e o diâmetro das partículas "molháveis" era muito próximo ao das "não molháveis".

Segundo os autores, para que ocorra a coalescência duas bolhas devem superar a resistência que existe entre o filme líquido que as separa. Aditivos, tais como eletrólitos podem aumentar esta resistência, devido à formação de forças iônicas entre os íons e

as moléculas de água. No caso de haver uma redução na resistência imposta pelo filme líquido, aumenta a probabilidade de que ocorra a coalescência entre as bolhas de gás.

Quando a água (altamente polar) é posta em contato com uma superfície sólida não molhável (como o poliestireno), ela é impossibilitada de aderir à superfície dela. Dessa forma, a presença de partículas de poliestireno entre o filme líquido existente entre as bolhas, reduz a resistência do filme e permite que ocorra a coalescência das bolhas.

Por outro lado, ligações físicas fortes serão possíveis de ocorrer entre a água e a superfície sólida quando o Nylon é colocado em contato com a água, devido à polaridade permanente da água e à da superfície sólida destas partículas. Dessa forma, as partículas de Nylon irão aumentar a resistência à coalescência das bolhas e aumentar o "hold-up" do gás.

Neste trabalho foi utilizado partículas de Policloreto de Vinila (PVC), o qual possui um grupo altamente polar (-Cl), e uma mistura de dois álcoois (Etanol, n-Butanol) que possuem caráter polar. Dessa forma, existe a possibilidade de haver formação de ligações físicas entre a superfície das partículas de PVC e a solução líquida. Como conseqüência destas ligações, pode ter havido um aumento na resistência à coalescência da bolha e portanto um aumento no "hold-up" do gás, o qual poderia ser então responsável pelo aumento na altura da dispersão observado.

5.5 DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA VOLUMÉTRICO PARA O PRATO PERFURADO SEM VERTEDOR

Como apresentado anteriormente no item 15 da seção 4.6, o coeficiente de transferência de massa volumétrico $K_g a$ pode ser determinado a partir da equação que descreve a eficiência pontual em termos da fase gasosa, supondo-se que ocorra mistura perfeita da fase líquida sobre o prato. Para este caso, a eficiência de Murphree para o prato é igual à eficiência pontual.

A utilização da relação 4.20 requer uma mistura completa do líquido através do prato na direção vertical. Dessa forma, procurou-se utilizar apenas os sistemas com dispersão tipo "froth". Para os sistemas em que não se verificou uma alteração nos valores da eficiência com a velocidade superficial do gás, mesmo estando este num regime "froth", com o objetivo de se determinar o coeficiente de transferência de massa volumétrico, $K_g a$, foi realizado uma alteração na relação 4.20, a fim de se ter todos os termos constantes de um mesmo lado da igualdade, pois a eficiência global, E_{gv} , pode ser considerada como sendo constante. Tem-se assim:

$$-\ln(1 - E_{og}) = \text{constante} = K \quad (5.1)$$

Rearranjando-se os termos da equação (5.1), tem-se:

$$K = \frac{K_g a H_1}{V_g} = N_g \quad (5.2)$$

ou

$$K_g a = \frac{K V_g}{H_1} \quad (5.3)$$

É possível se verificar através das figuras 5.18 (a, b, c), que existe uma relação linear entre a eficiência de Murphree para o prato e a razão entre a altura da dispersão e a velocidade superficial do gás conforme esperado pela relação 4.20, sendo que o valor absoluto do coeficiente angular da reta é igual ao valor do coeficiente de transferência de massa volumétrico.

A partir dos coeficientes angulares, determinou-se os coeficientes de transferência de massa volumétrico para os sistemas sem sólidos com composições de 20, 40 e 80% de Etanol, obtendo-se os valores de $2,48 \times 10^{-4}$, $3,86 \times 10^{-4}$ e $2,28 \times 10^{-4}$ gmol/s atm cm³ respectivamente.

Para os casos em que não se verificou uma alteração significativa dos valores da eficiência com a relação altura da dispersão/velocidade superficial do gás, aplicou-se a relação 5.3. Portanto, para os sistemas sem sólidos com composições de 60 e 90% de Etanol e para todos os sistemas com sólidos, aplicou-se a relação 5.3. Os resultados obtidos podem ser vistos na tabela 5.6.

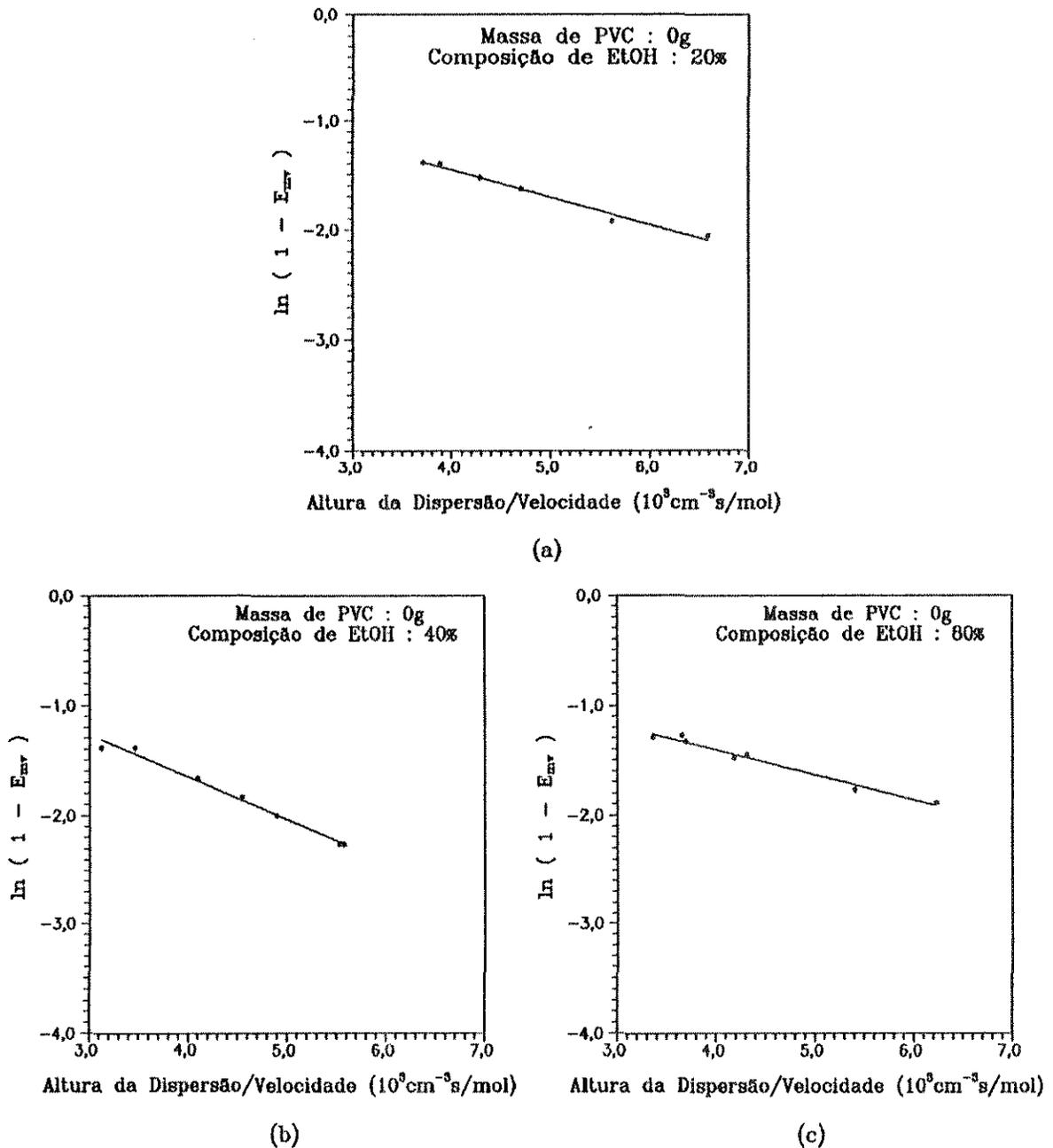


Figura 5.18: Relação entre a Eficiência de Murphree Global para o Prato e a razão da Altura da Dispersão pela Velocidade Superficial do Gás.

a)20% de Etanol, b)40% de Etanol, c)80% de Etanol

Tabela 5.6: Coeficiente de Transferência de Massa Volumétrico para os Sistemas com ou sem Sólidos

| Massa de PVC (g) | Coeficiente de Transferência de Massa Volumétrico $K_g \cdot 10^4$ (gmol/ atm s cm ³) | | | | |
|------------------|--|--------------------|----------|--------------------|----------|
| | 20% EtOH | 40% EtOH | 60% EtOH | 80% EtOH | 90% EtOH |
| 0 | 2,480 [*] | 3,860 [*] | 4,066 | 2,280 [*] | 1,978 |
| 2 | 2,276 | 2,740 | 2,571 | 2,606 | 1,564 |
| 4 | 2,660 | 3,410 | 2,696 | 2,403 | 2,020 |
| 8 | 2,418 | 2,161 | 1,804 | 1,321 | 0,915 |

Observação: Os * significam que estes resultados foram obtidos utilizando-se a relação 4.20.

Cabe aqui ressaltar, que os valores tabelados são valores médios de K_g , ou seja, obtidos a partir da média entre os valores para cada ponto.

Segundo Sharma e Gupta (1967), o coeficiente de transferência de massa volumétrico para pratos perfurados sem vertedor, com 21% de área livre é de $6,4 \times 10^{-4}$ gmol/s atm cm³.

Como apresentado na seção 4.6.14, os autores propuseram a correlação 4.19 para o coeficiente de transferência de massa do lado gasoso:

$$K_g a = 9,2 \times 10^{-4} F^{-1,75} L^{0,6} V_g^{1,2} \quad (4.19)$$

onde:

L = Vazão Mássica do Líquido por Unidade de Área
(Kg/hm²);

V_g = Velocidade Superficial do Gás (m/s);

F = Porcentagem de Área Livre.

Utilizando-se a equação 4.19, foram determinados os valores para o coeficiente de transferência de massa volumétrico para todos os sistemas na presença ou não de sólidos. Procurou-se utilizar apenas os resultados para os quais se tinha uma dispersão "froth", ou seja, para os sistemas em que apresentavam um grau de mistura maior entre as fases líquida e vapor. Os resultados obtidos encontram-se na tabela 5.7.

Tabela 5.7: Coeficiente de Transferência de Massa Volumétrico para os Sistemas na Presença ou não de Sólidos

| Massa de PVC (g) | Coeficiente de Transferência de Massa Volumétrico K _g a 10 ⁴ (gmol/ atm s cm ³) | | | | |
|------------------|--|----------|----------|----------|----------|
| | 20% EtOH | 40% EtOH | 60% EtOH | 80% EtOH | 90% EtOH |
| 0 | 4,456 | 4,615 | 6,195 | 7,475 | 5,237 |
| 2 | 1,377 | 1,257 | 1,477 | 2,208 | 1,974 |
| 4 | 0,7683 | 1,175 | 1,175 | 1,309 | 2,077 |
| 8 | 0,4754 | 0,4993 | 0,4208 | 0,5655 | 0,4773 |

Deve-se notar que assim como anteriormente (tabela 5.6), os valores tabelados são valores médios de $K_g a$ obtidos a partir de todos os pontos experimentais para os quais se tinha uma dispersão tipo "froth".

Sharma e Gupta (1967) também verificaram que existe uma relação linear entre $K_g a$ e a altura da dispersão, a qual também foi verificada para os sistemas estudados, figura 5.19 (a, b).

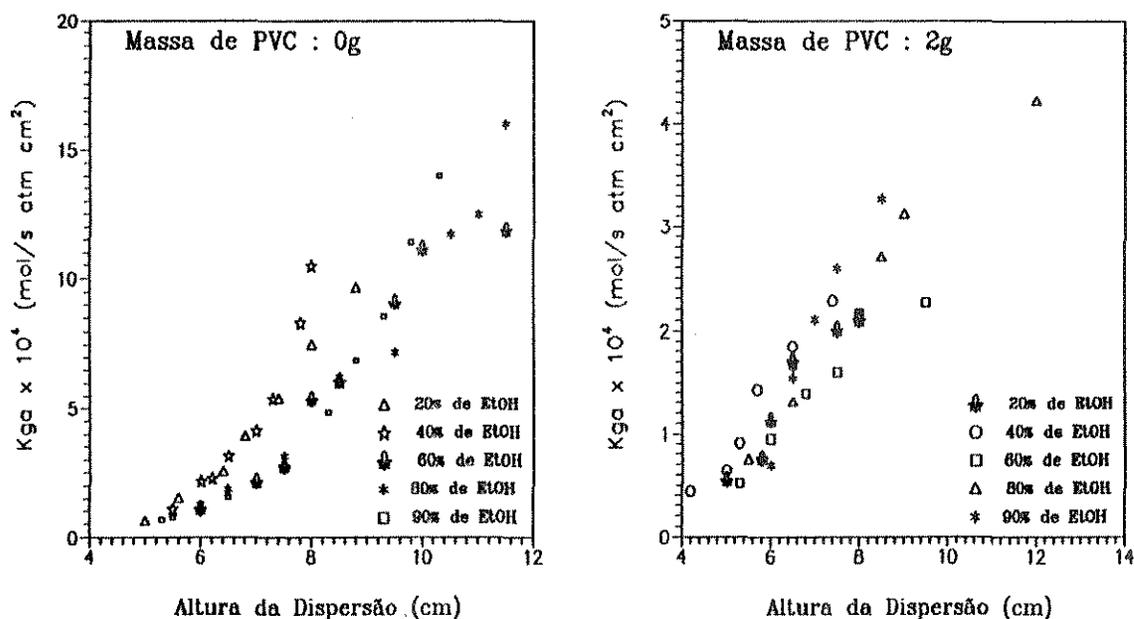


Figura 5.19: Relação entre o Coeficiente de Transferência de Massa Volumétrico e a Altura da Dispersão.

Foi possível observar que independente de se utilizar as equações 4.19, 4.20 ou 5.3, os valores obtidos para o coeficiente de transferência de massa volumétrico para os sistemas na ausência de sólidos foram semelhantes ao obtido por Sharma e Gupta (1967) para um prato com 21% de área livre. Para os sistemas com sólidos, verificou-se uma diminuição nos valores de $K_g a$, uma vez

que tem-se uma diminuição na vazão mássica do líquido por unidade de área e na velocidade superficial do gás.

Estes resultados levam a crer que os valores encontrados para os coeficientes de transferência de massa podem ser representativos para o prato utilizado.

6.1 INTRODUÇÃO

Neste capítulo será feito um sumário das conclusões obtidas durante a realização deste trabalho. Serão apresentados também, sugestões que possam ser aproveitadas em futuros trabalhos dando assim continuidade a esta pesquisa.

Este trabalho foi desenvolvido em uma coluna de pratos perfurados sem vertedores operando com o sistema destilante etanol-butanol. De modo a se verificar a influência de se acrescentar partículas de PVC sobre a dispersão formada sobre o prato, foram estudadas a influência da velocidade superficial do gás sobre a Eficiência de Murphree para o prato, a influência da composição da solução sobre a eficiência, a influência da quantidade de partículas de PVC utilizada no leito sobre a faixa de operação do sistema e a determinação do coeficiente de transferência de massa volumétrico para o prato perfurado sem vertedor. De modo a que este trabalho possa ser complementado, algumas sugestões para novos estudos serão apresentadas.

6.2 INFLUÊNCIA DA VELOCIDADE SUPERFICIAL DO GÁS SOBRE A EFICIÊNCIA DE MURPHREE PARA O PRATO

Foi possível observar que existe uma relação entre a velocidade superficial do gás, V_g , e a eficiência de separação da mistura etanol-butanol para o sistema na ausência de sólidos, como o descrito por Finch e Van Winkle (1964).

Já na presença de partícula sólidas, existe uma

alteração no comportamento apresentado pela eficiência, o qual foi verificado ser devido à mudança nos tipos de dispersões ocorridas em cada sistema, uma vez que para os sistemas sem sólidos foi obtida uma dispersão tipo "froth" e para os sistemas com sólidos foram obtidas dispersões do tipo "pool", misto, além do "froth".

No caso em que as dispersões eram do tipo "pool" ou misto, o regime de escoamento das fases se aproximava do escoamento pistão, com conseqüente aumento da eficiência. Já no caso do sistema ter apresentado uma dispersão tipo "froth", maior seria o grau de mistura entre as fases líquida e vapor, com conseqüente redução da eficiência.

6.3 INFLUÊNCIA DA COMPOSIÇÃO DA SOLUÇÃO SOBRE A EFICIÊNCIA

Verificou-se que tanto para os sistemas com partículas sólidas quanto para sistemas sem partículas, 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 composição de 60% de etanol, caindo abruptamente após a composição de 80%, chegando a um valor mínimo para a composição de 90%, ou seja, de etanol quase puro. Este resultado está de acordo com o descrito por Mostafa (1979).

Ao contrário do predito por Zuiderweg e Harmens (1958), a máxima eficiência não foi obtida para a composição onde a força motriz da transferência de massa era máxima (20-40% etanol). A máxima eficiência encontrada está mais de acordo com a indicada por

Hart e Haselden (1969), isto é, deslocada em relação ao máximo do índice de estabilização em direção ao componente menos denso.

6.4 INFLUÊNCIA DA QUANTIDADE DE PARTÍCULAS DE PVC UTILIZADAS NO LEITO SOBRE A FAIXA DE OPERAÇÃO DO SISTEMA

Foi introduzido sobre o prato um leito de partículas de PVC com o objetivo de se aumentar a eficiência de separação pelo aumento da área interfacial entre as fases líquida e vapor, devido a uma esperada redução no diâmetro das bolhas de gás.

Verificou-se no entanto, que embora houvesse uma aumento nos valores da eficiência, houve uma considerável redução na faixa de operação do sistema à medida que se aumentou a quantidade de partículas de PVC presentes no leito.

Com o aumento na quantidade de sólidos presentes sobre a dispersão, observou-se também um aumento na altura da dispersão para uma mesma velocidade do gás.

A explicação para este comportamento pode ser dada em termos da molhabilidade das partículas de PVC que por possuírem um grupo altamente polar (-Cl), poderiam se ligar fisicamente com as moléculas de etanol e butanol também polares. Como consequência destas ligações, poderia ter havido um aumento na resistência à coalescência da bolha, aumentando assim o "hold-up" do gás que poderia ser então responsável pelo aumento na altura da dispersão observado. Este comportamento também foi observado por Jamialahmadi e colaboradores (1991).

6.5 DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA VOLUMÉTRICO PARA O PRATO PERFURADO SEM VERTEDOR

Foi possível através deste trabalho, determinar o coeficiente de transferência de massa volumétrico do gás, $K_g a$, a partir da equação da eficiência pontual para a fase gasosa (3.23), assumindo-se que o líquido sobre o prato se encontrava bem misturado e então compará-lo ao obtido através da correlação apresentada por Sharma e Gupta (1967) para um prato com 21% de área livre.

Verificou-se que independente do método utilizado, os valores obtidos para o coeficiente de transferência de massa volumétrico do gás para os sistemas operados sem sólidos foram semelhantes entre si. No entanto, para os sistemas com sólidos houve uma diminuição nos valores de $K_g a$, uma vez que houve uma diminuição na vazão mássica do líquido por unidade de área, bem como na velocidade superficial do gás, que são dois dos parâmetros utilizados para determinar este coeficiente.

6.6 SUGESTÕES

Como sugestão para futuros trabalhos que possam complementar esta pesquisa, poderá ser desenvolvido o estudo da eficiência para esta mesma coluna, com um leito de partículas de tamanhos diferentes do utilizado neste trabalho, com o objetivo de se verificar o efeito do tamanho das partículas sobre parâmetros hidrodinâmicos da coluna, tais como a altura, tipo da dispersão e limite de operação sobre a transferência de massa.

Como foi verificado uma diminuição na faixa de operação do sistema devido ao aumento na altura da dispersão e este aumento pode estar relacionado à molhabilidade das partículas utilizadas, poderá ser realizado um estudo semelhante a este, mantendo-se as mesmas condições de operação, no qual se utilizem partículas não molháveis, como por exemplo o Teflon, procurando assim verificar a influência da molhabilidade das partículas sobre a altura da dispersão e eficiência.

REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA:

- (1) Aerov, M. E. e Darovskikh, E. P., *Khim. Nauka i Prom.*, 2, 92, (1957) em Referência (77).
- (2) Aerov, M. E. e Maliusov, V. A., *Brit. Chem. Eng.*, 3, 486, (1958) em Referência (77).
- (3) Akita, K. e Yoshida, F., *Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.*, 13, 84, (1974) em Referência (20).
- (4) Alper, E., Wichtendahl, B. e Deckwer, W. D., *Chem. Eng. Sci.*, 35, 217, (1980) em Referência (20).
- (5) Armstrong, E. R., Baker, C. G. J. e Bergougnou M. A., in "Fluidization Technology", 405, (1976) em Referência (25).
- (6) Azbel, D., "Two-Phase Flows in Chemical Engineering", (1981) em Referência (25).
- (7) Bach, H. F. e Pilhofer, T., *Ger. Chem. Eng. (Engl. Transl.)*, 1, 270, (1978) em Referência (20).
- (8) Bainbridge, G. S. e Sawistowski, H., "Surface Tension Effects in Sieve Plate Distillation Columns", *Chem. Eng. Sci.*, 19, 992, (1964).
- (9) Bhatia, V. K., Evans, K. A. e Epstein, N., "Fluidization and its Applications", 380, (1974) em Referência (25).
- (10) Blum, D. B., e Toman, J. J., *AIChE Symposium Series*, 73, (161), 115, (1977) em Referência (25).
- (11) Bubble Tray Design Manual - Prediction of Fractionation Efficiency, AIChE, New York, (1958).
- (12) Buchholz, H., Buchholz, R., Lücke, J., e Schügerl, K., *Chem.*

- (13) Calderbank, P. H., Moo-Young, M. B. e Bibby, R., "Coalescence in Bubble Reactors and Absorbers", Proc. 3rd European Symp. Chem. React. Eng., 91, (1965) em Referência (37).
- (14) Chawla, K. R, "Composite Materials Science and Engineering", MRE Materials Research and Engineering, Edited by B. Ilschner and N. J. Grant, Springer-Verlag, New York Inc., (1987).
- (15) Chen, Y. M. e Fan, L. -S., unpublished results (1988) em Referência (25).
- (16) Cruz, S. L., " Dispersões Gás-Líquido em Pratos Perfurados Sem Vertedor", Tese de Mestrado, Unicamp, (1983).
- (17) Dakshinamurty, P., Chiranveji, C., Sabrahmanyam, V. e Kameswara Rao, P., "Fluidization and its Applications", 429, (1974) em Referência (25).
- (18) Dakshinamurty, P., Kameswara Rao, P. e Veerabhadra Rao, K., Indian J. Technol., 12, 276, (1974) em Referência (25).
- (19) Dakshinamurty, P., e Veerabhadra Rao, K., Indian J. Technol., 14, 9, (1976) em Referência (25).
- (20) Darton, R.C., "The Physical Behaviour of Three-Phase Fluidized Beds", Capítulo 15 em Davidson, J. F., Clift, R. e Harrison, D.; "Fluidization", second edition, Academic Press, London, (1985).
- (21) Dhanuka, V. R. e Stepanek, J. B., "Simultaneous Measurement of Interfacial Area and Mass Transfer Coefficient in Three Phase Fluidized Bed", AIChE J., 26, (6), 1029, (1980).
- (22) Douglas, H. R., Snider, I. W. A. e Tomlinson, G. H., Chem. Eng. Progr., 59, 85-89, (1963) em "Fluidization", Capítulo 18, Davidson, J. F. e Harrison, D., Eds. Academic Press, New York (1971).

- (23) Douglas, W. J. W., Chem. Eng. Progr., 60, 66 (1964) em "Fluidization", Capítulo 18, Davidson, J. F. e Harrison, D., Eds. Academic Press, New York (1971).
- (24) Fan, L. -S., Tsuchiya, K., e Miyahara, T., "Fluidization '88 Science and Technology - Conference Papers 3rd China-Japan Symposium", 204, (1988) em Referência (25).
- (25) Fan, L. -S., "Gas-Liquid-Solid Fluidization Engineering", Butterworths Series in Chemical Engineering, Boston, (1989).
- (26) Fane, A. G. e Sawistowski, H., "Plate Efficiencies in the Foam and Spray Regimes of Sieve-Plate Distillation", I.Chem.E. Symposium Series, 32, 1:8, (1969).
- (27) Finch, R. N. e Van Winkle, M., "A Statistical Correlation of the Efficiency of Perforate Trays", I & C Process Design and Development, 3, (2), April, (1964).
- (28) Gimenes, M. L., "Estudo de uma Coluna de Destilação com Pratos Perfurados sem Vertedores", Tese de Mestrado, Unicamp, (1986).
- (29) Gmehhling, J. e Onken, U., "Vapour-Liquid Equilibrium Data Collection, Dechema Chemistry Data Series, (1977).
- (30) Hart, D. J. e Haselden, G. G., "Influence of Mixture Composition on Distillation-Plate Efficiency, I.Chem.E. Symposium Series 32, 1:19, (1969).
- (31) Haselden, G. G. e Thorogood, R. M., "Point Efficiency in the Distillation of the Oxygen- Nitrogen-Argon System", Trans. Instn. Chem. Engrs, 42, T81, (1964).
- (32) Hellums, J. D., Braulick, C. J., Lyda, C. D. e Van Winkle, M., AIChE J., 4, 465 (1958) em Referência (27).
- (33) Henriksen, H. K., Ph.D. thesis, Technical Univ. of Denmark, (1972) em Referência (66).

- (34) Henriksen, H. K. e Ostergaard, K., *Chem. Eng. Sci.*, 29, 626, (1974) em Referência (25).
- (35) Holland, C. D., "Computing Large Negative or Positive Values for the Murphree Efficiencies", *Chem. Eng. Sci.*, 35, (10), 2235, (1980).
- (36) Hull, W. Q., *Ind. Eng. Chem.*, 44, (9), 13 (1952) em Referência (77).
- (37) Jamialahmadi, M. e Müller-Steinhagen, H., "Effect of Solid Particles on Gas Hold-up in Bubble Columns", *The Canadian J. of Chem. Eng.*, 69, (1991).
- (38) Jasper, J. J., "The Surface Tension of Pure Liquid Compounds", *J. Phys. Chem. Ref. Data*, 4, (1), (1972)
- (39) Jones, P. D. e Van Winkle, M., "Effect of Plate Thickness and System Properties", *Industrial and Engineering Chemistry*, 49, (2), 232, February, (1957).
- (40) Joosten, G. E. H., Schilder, J. G. M. e Janssen, J. J., *Chem. Eng. Sci.*, 32, 563, (1977) em Referência (57).
- (41) Kars, R. L., Best, R. J. e Drinkenburg, A. A. H., *Chem. Eng. J.*, 17, 201 (1979) em Referência (57).
- (42) Kastanek, F., Huml, M. e Braun, V., "Measuring the Efficiency in a Column of One metre Diameter", *I. Chem. E. Symp. Series*, 32, 5:100, (1969).
- (43) Keitel, G., e Onken, U., *Chem. Eng. Sci.*, 37, (11), 1635 (1982) em Referência (25).
- (44) Kim, S. D., Baker, C. G. J. e Bergougnou, M. A., "Phase Hold-up Characteristics of Three Phase Fluidized Beds, The Canadian J. Chem. Eng.", 53, April, (1975).
- (45) Kim, S. D., Baker, C. G. J. e Bergougnou, M. A., *Canadian J.*

- Chem. Eng., 50, 695, (1972) em Referência (20).
- (46) Kim, S. D., Baker, C. G. J. e Bergougnou, M. A., "Bubble Characteristics in Three Phase Fluidized Beds", Chem. Eng. Sci. 32, 1299, (1977) em Referência (37).
- (47) Kirschbaum, E., "Distillation and Rectification", pg 265, Chemical Publishing Co., New York, (1948) em Referência (88).
- (48) Kocatas, B. M., Ph.D. dissertation, University of Texas, (1962) em Referência (27).
- (49) Krishna, R. et alii, "Murphree Point Efficiencies in Multicomponent Systems", Trans. I. Chem. E., 55, 178-183, (1977) em Referência (85).
- (50) Kumar, H. e Roy, N. K., "Simultaneous Gas-Liquid Fluidisation of Solids", Indian J. Tech., 12, 421-426, (1974) em Referência (25).
- (51) Lee, J. C., Proceedings of the 3rd European Symposium on Chemical Reaction Engineering, 211, (1965) em Referência (25).
- (52) Lee, J. C. e Worthington, H., Inst. Chem. Engrs. Symp. Series, 38, (1974) em Referência (25).
- (53) Mahendru, H. L. e Hackl, A., "Contribution to the Design of Sieve Trays Without Downcomers", I. Chem. E. Symposium Series, 56, 3.2/35-3.2/45, (1979)
- (54) Mangartz, K. H. e Pilhoffer, T., Chem. Eng. Sci., 36, 1069, (1981) em Referência (20).
- (55) Massimilla, L. A. Solimando e Squillace, E., "Gas Dispersion in Solid-Liquid Fluidised Beds", Brit. Chem. Eng., 6, 232-238, (1961) em Referência (66).
- (56) Michelsen, M. L. e Ostergaard, K., Chem. Eng. J., 1, 37 (1970)

- em Referência (20).
- (57) Miyachi, M., Iuguchi, A., Uchida, S. e Koide, K., "Effect of Solid Particles in Liquid-phase on Liquid-side Mass Transfer Coefficient", *The Canadian J. of Chem. Eng.*, 59, October, (1981).
- (58) Miyahara, T. e Takahashi, T., "Transition from Froth to Spray on Perforated Plates", *J. Chem. Eng. Japan*, 17, (2), 211-214, (1984) em Referência (71).
- (59) Mostafa, H. A., "Efect of Concentration on Distillation Plate Efficiency", *Trans IChemE*, 57, (1979).
- (60) Nemec, J., *Chem. Prumysl*, 10, 8, (1960) em Referência (77).
- (61) Nemec, J., *Chem. Prumysl* 12, 431, (1962) em Referência (77).
- (62) Nevers, N e Wu, J. -L., "Bubble Coalescence in Viscous Fluids", *AIChE J.*, 17, (1), 183, (1971).
- (63) Ostergaard, K., in "Fluidization", pg 58, *Soc. Chem. Ind.*, London (1964) em Referência (25).
- (64) Ostergaard, K., *Chem. Eng. Sci.*, 21, 470, (1966) em Referência (25).
- (65) Ostergaard, K., "Three-phase Fluidization", Capítulo 18 em "Fluidization", Davidson, J. F. e Harrison, D., Ed. Academic Press, New York (1971).
- (66) Ostergaard, K., "Flow Phenomena of Three-Phase (Gas-Liquid-Solid) Fluidized Beds", *Fluidized Bed Fundamentals and Applications*, *AIChE Symposium Series*, 69, (128), 28-29, (1973).
- (67) Ostergaard, K., "Hold-up, Mass Transfer and Mixing in Three-phase Fluidization", *AIChE Symp. Series*, 74, (176), 82-86, (1978) em Referência (25).

- (68) Page, R. E., e Harrison, D., *Powder Technol.*, 6, 245, (1972) em Referência (25).
- (69) Pal, S. K., Sharma, M. M. e Juvekar, V. A., *Chem. Eng. Sci.*, 37, 327, (1982) em Referência (20).
- (70) Prince, T. G. H. e Colaboradores, "The Froth Spray Transition", *I. Chem. E. Symposium Series*, 56, 2.2/57-2.2/74, (1979) em Referência (71).
- (71) 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).
- (72) Ravagnani, T. M. K. e Pereira, J. A. F. R., "The Distillation Efficiency and Hydrodynamic Behaviour of a Sieve Tray Column without Dowcomers", *Proc. of International Chemical Engineering Conference (CHEMPOR 93)*, 335, (1993).
- (73) Reid, R. C. e Colaboradores, "The Properties of Gases and Liquids", 5th ed., New York, McGraw-Hill Inc., (1977) em Referência (71).
- (74) Reinehr, E. L., "Desenvolvimento e Estudo de uma Coluna de Pratos Perfurados sem Vertedores", Tese de Mestrado, Unicamp, (1987).
- (75) Rigby, G. R. e Capes, C. E., *Can. J. Chem. Eng.*, 6, 232, (1961) em Ostergaard, K., "Flow Phenomena of Three-Phase (Gas-Liquid-Solid) Fluidized Beds", *AIChE Symposium Series*, 69, (128), 28, (1973).
- (76) Rigby, G. R., e Capes, C. E., *Can. J. Chem. Eng.*, 48, 343, (1970) em Referência (25).
- (77) Rylek, M. e Standart, G., "The Hydraulics of Sieve Trays",

- International Chemical Engineering, 4, (4), (1964).
- (78) Sada, E., Kumazawa, H. e Butt, M. A., Chem. Eng. Sci., 32, 970 (1977) em Referência (57).
- (79) Sharma, M. M. e Gupta, R. K., "Mass Transfer Characteristics of Plate Columns Without Downcomer", Trans. Instn. Chem. Engrs., 45, (1967).
- (80) Sharma, M. M. e Danckwertz, P. V., "Chemical Methods of Measuring Interfacial Area and Mass Transfer Coefficients in Two Fluid System", Brit. Chem. Eng., 15, 522, (1970) em Referência (21).
- (81) Smith, E. L., Jamialahmadi, J. T. Olajuyigbe e Shayegan-Salek, J., "The Effect of Phase Properties on Bubble Behaviour, Gas Hold-up and Mixing in Bubble Columns", Int. Conf. on Bioreactor Fluid Dynamics, 45, (1986) em Referência (25).
- (82) Standart, G. L., "Studies on Distillation - V Generalized Definition of a Theoretical Plate or Stage of Contacting Equipament", Chem. Eng. Sci., 20, 611-622, (1965).
- (83) Stemerding, S., "Mass Transfer Report by the Rapporteur", Session 1, I.Chem.E. Symposium Series 32, 1:3, (1969).
- (84) Sutherland, S. Jr, "Characteristics of Countercurrent Vapor Liquid Flow at a Perforated Plate", M. S. Thesis, (1958), em Ludwig, E. E., Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Gulf Publishing Company, Houston, Texas, Volume II, (1964).
- (85) Tah Wun Song, "Estudo da Eficiência de Destilação do Sistema Etanol-Água-Alcool Isoamílico em Coluna de Pratos Perfurados", Tese de Mestrado, EPUSP, (1988).

- (86) Umholtz, C. L. e Van Winkle, M., "Effect of Hole Free Area, Hole Diameter, Hole Spacing, Weir Height, and Downcomer Area", 49, (2), 226, (1957).
- (87) Umholtz, C. L. e Van Winkle, M., Petroleum Refiner 34, (7), 114, (1955) em Jones, P. D. e Van Winkle, M., "Effect of Plate Thickness and System Properties", Industrial and Engineering Chemistry, 49, (2), 232, (1957).
- (88) Van Den Berg, G. J., Trans. Inst. Chem. Engrs., 35, 409 (1957).
- (89) Vanderschuren, J., Schrayen, J. P., e Roland, S., Proc. Int. Symp. Fluid. Appl., 351, (1974) em Referência (20).
- (90) Van Thijssen H. A. C., "Effect of Liquid Composition on Plate Efficiency in the Rectification of Binary Mixtures", Versl. Landbook. Onderzoek, The Hague 61, 12, (1955) em Referência (96).
- (91) Vargaftik, N. B., "Tables on the Thermophysical Properties of Liquids and Gases, 2nd ed., John Wiley & Sons Inc., (1975).
- (92) Walter, J. F. e Sherwood, T. K., "Gas Absorption in Bubble-cap Columns", Ind. Eng. Chem., 33, (4), 493, (1941) em Referência (85).
- (93) Wijk, W. R. e Van Thijssen, H. A. C., Chem. Eng. Sci., 3, 153, (1954) em Referência (39).
- (94) Young, S., Scientific Proceeding of the Royal Dublin Society, 12, 374, (1910) em International Critical Tables of Critical Data, 3, 238, New York, McGraw-Hill, (1928).
- (95) Wilhoit, R. C. e Zwolinski, B. J., "Physical and Thermodynamic Properties of Aliphatic Alcohols", J. of Phys. Chem. Ref. Data, 2, 88, (1973).

- (96) Zuiderweg, F. J. e Harmens, A., "The Influence of Surface Phenomena on the Performance of Distillation Columns", Chem. Eng. Sci., 9, (2/3), (1958).

"APENDICE A"**RESULTADOS EXPERIMENTAIS:**

Os dados experimentais coletados para este trabalho foram:

- Tipo da dispersão;
- Altura da dispersão (cm);
- Temperatura do condensado ($^{\circ}\text{C}$);
- Composição do etanol na fase vapor à entrada do prato ($Y_{1,e}$);
- Composição de etanol na fase vapor à saída do prato ($Y_{1,s}$);
- Composição de etanol na fase líquida presente sobre o prato ($X_{1,l}$) e
- Vazão volumétrica do condensado (ml/10s).

Neste apêndice serão apresentados estes dados para todas as composições e para todas as quantidades de PVC utilizadas.

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 0,0 g | | |
|-------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 20% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| froth | 5,00 | 88,50 |
| froth | 5,60 | 86,50 |
| froth | 6,40 | 84,00 |
| froth | 6,80 | 81,50 |
| froth | 7,40 | 80,50 |
| froth | 8,00 | 77,50 |
| froth | 8,80 | 76,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 0,0 g | | | |
|-------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 20% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 20,90 | 55,30 | 27,90 | 9,00 |
| 20,20 | 57,20 | 27,20 | 14,50 |
| 20,20 | 56,40 | 27,20 | 19,50 |
| 20,90 | 53,70 | 26,50 | 25,00 |
| 20,20 | 52,00 | 25,80 | 30,00 |
| 20,90 | 51,30 | 26,20 | 36,00 |
| 20,90 | 50,80 | 25,80 | 41,50 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 0,0 g | | |
|-------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 40% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| froth | 5,50 | 82,00 |
| froth | 6,00 | 80,50 |
| froth | 6,20 | 80,00 |
| froth | 6,50 | 79,00 |
| froth | 7,00 | 77,50 |
| froth | 7,30 | 76,00 |
| froth | 7,80 | 74,50 |
| froth | 8,00 | 74,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 0,0 g | | | |
|-------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 40% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 40,00 | 75,70 | 49,20 | 11,50 |
| 40,00 | 76,80 | 48,40 | 17,00 |
| 40,00 | 75,70 | 46,40 | 17,50 |
| 40,00 | 74,80 | 47,00 | 21,00 |
| 40,00 | 73,50 | 46,40 | 24,50 |
| 40,00 | 72,30 | 46,40 | 28,50 |
| 40,00 | 69,50 | 45,60 | 36,50 |
| 40,00 | 69,50 | 45,60 | 41,50 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 0,0 g | | |
|-------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 60% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| froth | 6,00 | 79,00 |
| froth | 7,00 | 77,50 |
| froth | 7,50 | 76,00 |
| froth | 8,00 | 75,50 |
| froth | 8,50 | 74,00 |
| froth | 9,50 | 73,00 |
| froth | 10,00 | 72,50 |
| froth | 11,50 | 72,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 0,0 g | | | |
|-------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 60% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 59,90 | 86,90 | 67,90 | 11,50 |
| 59,90 | 86,90 | 67,40 | 16,50 |
| 59,90 | 86,70 | 66,90 | 19,00 |
| 59,90 | 86,50 | 66,40 | 27,50 |
| 59,90 | 86,30 | 66,20 | 29,50 |
| 59,90 | 84,70 | 65,20 | 37,00 |
| 59,40 | 84,30 | 64,20 | 41,50 |
| 59,90 | 84,30 | 65,00 | 43,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 0,0 g | | |
|-------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 80% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| froth | 6,00 | 76,00 |
| froth | 6,50 | 76,00 |
| froth | 7,50 | 75,00 |
| froth | 8,50 | 74,00 |
| froth | 9,50 | 73,00 |
| froth | 10,50 | 72,50 |
| froth | 11,00 | 72,00 |
| froth | 11,50 | 71,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 0,0 g | | | |
|-------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 80% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 78,70 | 92,30 | 84,30 | 12,00 |
| 79,10 | 94,20 | 84,70 | 15,00 |
| 79,80 | 93,80 | 84,10 | 20,00 |
| 79,30 | 92,50 | 83,10 | 29,50 |
| 79,30 | 92,30 | 82,90 | 32,00 |
| 78,70 | 91,00 | 81,20 | 42,00 |
| 78,70 | 91,30 | 81,40 | 43,50 |
| 78,70 | 91,10 | 81,40 | 50,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 0,0 g | | |
|-------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 90% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| froth | 5,30 | 76,50 |
| froth | 5,50 | 76,50 |
| froth | 6,00 | 76,00 |
| froth | 6,50 | 75,00 |
| froth | 7,50 | 74,50 |
| froth | 8,30 | 73,50 |
| froth | 8,80 | 72,50 |
| froth | 9,30 | 72,00 |
| froth | 9,80 | 72,00 |
| froth | 10,30 | 70,50 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 0,0 g | | | |
|-------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 90% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 90,20 | 95,80 | 92,70 | 8,50 |
| 90,20 | 96,40 | 92,70 | 9,00 |
| 90,20 | 96,00 | 92,70 | 10,50 |
| 90,00 | 95,80 | 92,30 | 13,50 |
| 90,00 | 95,80 | 92,10 | 18,50 |
| 90,20 | 95,80 | 92,10 | 25,50 |
| 90,20 | 95,80 | 91,90 | 31,00 |
| 90,00 | 95,70 | 91,90 | 35,00 |
| 90,00 | 95,30 | 91,70 | 41,00 |
| 90,20 | 95,30 | 91,70 | 46,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 2,0 g | | |
|-------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 20% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| misto | 2,30 | 87,00 |
| misto | 4,30 | 87,00 |
| froth | 5,00 | 85,50 |
| froth | 5,80 | 88,00 |
| froth | 6,00 | 84,00 |
| froth | 6,50 | 86,00 |
| froth | 7,50 | 83,00 |
| froth | 8,00 | 82,50 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 2,0 g | | | |
|-------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 20% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 21,60 | 64,00 | 30,20 | 3,00 |
| 19,80 | 59,40 | 27,50 | 5,90 |
| 20,20 | 54,50 | 28,20 | 8,40 |
| 20,20 | 54,50 | 28,50 | 10,00 |
| 20,20 | 54,50 | 26,80 | 12,50 |
| 20,20 | 59,40 | 27,90 | 15,50 |
| 20,20 | 59,40 | 27,90 | 17,00 |
| 20,20 | 57,00 | 26,50 | 17,50 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 2,0 g | | |
|-------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 40% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| pool | 2,20 | 81,00 |
| misto | 4,00 | 82,50 |
| froth | 4,20 | 82,50 |
| froth | 5,00 | 82,00 |
| froth | 5,30 | 82,00 |
| froth | 5,70 | 82,00 |
| froth | 6,50 | 81,00 |
| froth | 7,40 | 80,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 2,0 g | | | |
|-------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 40% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 41,20 | 80,40 | 52,30 | 3,30 |
| 40,00 | 78,30 | 49,20 | 5,50 |
| 39,70 | 73,90 | 49,20 | 7,10 |
| 40,60 | 76,80 | 49,20 | 8,60 |
| 40,00 | 76,10 | 48,40 | 10,50 |
| 40,60 | 75,90 | 48,40 | 13,50 |
| 41,20 | 78,30 | 49,20 | 15,50 |
| 40,00 | 76,60 | 48,40 | 17,50 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 2,0 g | | |
|-------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 60% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| pool | 2,80 | 78,50 |
| misto | 4,80 | 79,00 |
| froth | 5,30 | 79,00 |
| froth | 6,00 | 79,00 |
| froth | 6,80 | 78,50 |
| froth | 7,50 | 78,50 |
| froth | 8,00 | 78,00 |
| froth | 9,50 | 77,50 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 2,0 g | | | |
|-------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 60% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 64,50 | 90,60 | 72,10 | 4,10 |
| 60,40 | 89,00 | 69,30 | 5,80 |
| 59,90 | 86,50 | 67,40 | 7,50 |
| 59,90 | 86,70 | 67,40 | 10,50 |
| 59,40 | 86,50 | 66,90 | 13,00 |
| 59,90 | 87,10 | 66,70 | 14,00 |
| 60,40 | 87,30 | 67,40 | 16,50 |
| 59,90 | 87,30 | 66,70 | 17,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 2,0 g | | |
|-------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 80% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| misto | 3,00 | 77,50 |
| misto | 3,50 | 77,50 |
| misto | 5,00 | 77,00 |
| froth | 5,50 | 76,50 |
| froth | 6,00 | 76,50 |
| froth | 6,50 | 76,00 |
| froth | 8,50 | 75,50 |
| froth | 9,00 | 75,50 |
| froth | 12,00 | 74,50 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 2,0 g | | | |
|-------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 80% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 80,80 | 94,50 | 86,10 | 5,10 |
| 80,00 | 94,20 | 84,90 | 5,60 |
| 79,10 | 94,20 | 84,50 | 6,70 |
| 79,60 | 93,40 | 84,30 | 8,90 |
| 80,40 | 94,20 | 84,50 | 11,00 |
| 79,10 | 95,80 | 84,30 | 12,00 |
| 78,70 | 94,00 | 83,50 | 18,00 |
| 79,10 | 94,00 | 83,70 | 19,50 |
| 80,40 | 94,40 | 84,50 | 23,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 2,0 g | | |
|-------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 90% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| misto | 3,90 | 76,50 |
| misto | 5,00 | 76,50 |
| froth | 6,00 | 75,50 |
| froth | 6,50 | 75,50 |
| froth | 6,50 | 74,50 |
| froth | 7,00 | 73,50 |
| froth | 7,50 | 66,50 |
| froth | 8,50 | 65,50 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 2,0 g | | | |
|-------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 90% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 90,80 | 96,40 | 92,70 | 5,30 |
| 90,80 | 96,20 | 92,50 | 6,90 |
| 90,20 | 96,00 | 92,30 | 8,60 |
| 90,20 | 95,80 | 92,10 | 13,50 |
| 90,00 | 96,00 | 92,10 | 14,00 |
| 90,00 | 95,80 | 91,90 | 16,00 |
| 90,00 | 95,80 | 92,10 | 18,00 |
| 90,00 | 95,70 | 91,30 | 20,50 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 4,0 g | | |
|-------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 20% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| pool | 1,50 | 87,00 |
| misto | 3,40 | 88,50 |
| froth | 4,10 | 87,00 |
| froth | 4,40 | 86,00 |
| froth | 4,50 | 83,00 |
| froth | 5,00 | 81,00 |
| froth | 5,20 | 80,00 |
| froth | 5,50 | 78,50 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 4,0 g | | | |
|-------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 20% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 19,50 | 59,90 | 25,10 | 4,30 |
| 20,20 | 58,30 | 26,80 | 5,80 |
| 20,20 | 55,10 | 24,40 | 7,60 |
| 19,50 | 55,10 | 24,40 | 8,20 |
| 19,80 | 57,00 | 25,10 | 9,00 |
| 20,20 | 57,50 | 25,80 | 10,50 |
| 20,20 | 57,80 | 27,20 | 11,00 |
| 20,90 | 56,70 | 26,50 | 13,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 4,0 g | | |
|-------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 40% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| pool | 2,00 | 81,00 |
| misto | 3,60 | 82,00 |
| misto | 4,00 | 82,50 |
| froth | 4,70 | 76,00 |
| froth | 4,90 | 81,00 |
| froth | 5,10 | 80,50 |
| froth | 5,30 | 79,00 |
| froth | 6,00 | 77,50 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 4,0 g | | | |
|-------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 40% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 40,60 | 82,90 | 54,20 | 5,10 |
| 40,00 | 78,70 | 48,40 | 7,10 |
| 39,40 | 77,00 | 46,20 | 8,30 |
| 40,00 | 76,30 | 46,20 | 9,10 |
| 40,00 | 76,60 | 46,20 | 10,00 |
| 40,60 | 76,60 | 46,20 | 12,00 |
| 40,00 | 76,10 | 46,20 | 12,50 |
| 40,00 | 75,90 | 45,90 | 16,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 4,0 g | | |
|-------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 60% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| pool | 3,00 | 79,00 |
| misto | 4,90 | 78,50 |
| froth | 5,20 | 77,50 |
| froth | 5,50 | 77,50 |
| froth | 6,00 | 70,50 |
| froth | 6,40 | 70,50 |
| froth | 6,70 | 75,00 |
| froth | 8,00 | 68,50 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 4,0 g | | | |
|-------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 60% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 63,00 | 90,40 | 72,30 | 4,80 |
| 58,30 | 87,30 | 66,90 | 6,90 |
| 60,40 | 87,10 | 66,90 | 8,20 |
| 59,90 | 87,10 | 66,40 | 8,90 |
| 59,10 | 86,50 | 65,00 | 11,50 |
| 59,10 | 86,30 | 64,50 | 12,00 |
| 59,10 | 86,10 | 64,50 | 13,00 |
| 60,40 | 86,10 | 65,00 | 16,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 4,0 g | | |
|-------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 80% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| misto | 3,50 | 77,00 |
| misto | 4,50 | 76,00 |
| froth | 5,00 | 77,00 |
| froth | 5,50 | 73,00 |
| froth | 6,00 | 76,00 |
| froth | 6,50 | 76,50 |
| froth | 6,90 | 76,50 |
| froth | 8,00 | 76,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 4,0 g | | | |
|-------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 80% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 80,80 | 94,20 | 84,90 | 5,60 |
| 79,80 | 93,60 | 83,50 | 7,10 |
| 79,10 | 93,80 | 82,90 | 8,30 |
| 79,10 | 93,60 | 82,30 | 9,50 |
| 79,10 | 93,60 | 82,50 | 11,50 |
| 78,70 | 93,80 | 82,50 | 13,50 |
| 79,10 | 93,60 | 82,50 | 14,00 |
| 79,10 | 93,20 | 82,30 | 16,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 4,0 g | | |
|-------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 90% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| misto | 3,30 | 76,00 |
| misto | 4,70 | 75,50 |
| froth | 5,10 | 74,50 |
| froth | 5,50 | 75,00 |
| froth | 6,00 | 75,00 |
| froth | 6,30 | 59,00 |
| froth | 6,90 | 59,00 |
| froth | 7,70 | 53,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 4,0 g | | | |
|-------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 90% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 90,80 | 96,40 | 92,70 | 5,80 |
| 90,40 | 96,20 | 91,90 | 8,10 |
| 90,40 | 96,20 | 91,50 | 9,60 |
| 89,20 | 96,00 | 91,10 | 14,00 |
| 90,00 | 96,00 | 91,10 | 14,50 |
| 90,00 | 96,00 | 91,10 | 16,50 |
| 89,20 | 95,80 | 91,10 | 18,50 |
| 89,20 | 95,70 | 91,00 | 20,50 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 8,0 g | | |
|-------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 20% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| pool | 2,20 | 86,00 |
| misto | 2,70 | 89,00 |
| misto | 3,00 | 89,50 |
| froth | 4,00 | 89,50 |
| froth | 4,40 | 89,50 |
| froth | 5,00 | 90,00 |
| froth | 6,00 | 89,00 |
| froth | 6,50 | 89,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 8,0 g | | | |
|-------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 20% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 20,20 | 65,50 | 28,50 | 3,00 |
| 19,80 | 57,20 | 27,90 | 4,90 |
| 20,20 | 57,80 | 27,90 | 5,10 |
| 19,80 | 54,50 | 24,40 | 6,80 |
| 19,80 | 56,70 | 24,40 | 7,10 |
| 19,80 | 56,40 | 23,70 | 7,40 |
| 20,20 | 56,70 | 25,10 | 8,00 |
| 19,80 | 54,50 | 24,40 | 9,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 8,0 g | | |
|-------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 40% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| misto | 2,50 | 80,50 |
| froth | 3,40 | 83,00 |
| froth | 3,70 | 83,50 |
| froth | 4,00 | 83,00 |
| froth | 4,90 | 83,00 |
| froth | 5,90 | 83,00 |
| froth | 6,50 | 83,00 |
| froth | 7,00 | 83,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 8,0 g | | | |
|-------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 40% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 40,00 | 81,20 | 51,30 | 4,30 |
| 40,60 | 77,00 | 49,20 | 5,40 |
| 40,00 | 76,60 | 47,00 | 5,90 |
| 40,00 | 76,60 | 46,40 | 6,10 |
| 40,60 | 76,10 | 47,00 | 7,40 |
| 40,00 | 76,60 | 46,40 | 8,70 |
| 40,00 | 77,00 | 47,00 | 8,90 |
| 40,00 | 76,60 | 46,40 | 9,40 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 8,0 g | | |
|-------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 60% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| misto | 2,80 | 79,50 |
| froth | 3,70 | 79,50 |
| froth | 4,00 | 80,00 |
| froth | 4,30 | 80,00 |
| froth | 4,80 | 80,00 |
| froth | 6,30 | 80,00 |
| froth | 6,50 | 79,50 |
| froth | 7,00 | 80,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 8,0 g | | | |
|-------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 60% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 59,90 | 88,80 | 69,80 | 3,70 |
| 60,40 | 88,50 | 69,80 | 4,30 |
| 59,90 | 86,90 | 65,50 | 5,00 |
| 59,90 | 88,10 | 66,90 | 5,50 |
| 59,90 | 87,70 | 65,50 | 6,00 |
| 60,40 | 87,50 | 66,90 | 7,30 |
| 59,90 | 84,30 | 66,70 | 8,60 |
| 59,90 | 83,30 | 66,20 | 9,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 8,0 g | | |
|-------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 80% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| froth | 4,50 | 77,50 |
| froth | 5,30 | 77,50 |
| froth | 5,80 | 77,50 |
| froth | 6,00 | 77,50 |
| froth | 6,50 | 78,00 |
| froth | 7,50 | 77,00 |
| froth | 8,70 | 76,50 |
| froth | 9,00 | 77,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 8,0 g | | | |
|-------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 80% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 80,40 | 94,50 | 84,70 | 4,80 |
| 80,40 | 94,40 | 83,50 | 5,90 |
| 80,20 | 94,50 | 83,70 | 6,20 |
| 80,20 | 94,20 | 83,30 | 6,50 |
| 80,40 | 94,20 | 83,70 | 7,80 |
| 80,40 | 92,70 | 83,70 | 8,40 |
| 79,30 | 92,30 | 83,70 | 9,90 |
| 79,30 | 92,10 | 83,30 | 11,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 8,0 g | | |
|-------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 90% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| misto | 3,50 | 77,00 |
| misto | 4,50 | 77,00 |
| misto | 5,00 | 77,00 |
| froth | 5,40 | 77,00 |
| froth | 6,20 | 77,00 |
| froth | 6,50 | 77,00 |
| froth | 6,90 | 77,00 |
| froth | 7,20 | 76,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 8,0 g | | | |
|-------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 90% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 90,80 | 96,60 | 92,70 | 3,30 |
| 90,00 | 96,20 | 91,70 | 3,60 |
| 90,20 | 96,40 | 92,30 | 4,60 |
| 90,00 | 96,40 | 91,90 | 4,80 |
| 88,80 | 96,20 | 91,10 | 6,80 |
| 90,00 | 96,40 | 91,70 | 7,00 |
| 90,00 | 96,00 | 91,70 | 7,70 |
| 90,20 | 96,00 | 91,70 | 8,40 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 16,0 g | | |
|--------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 20% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| pool | 4,50 | 88,00 |
| pool | 4,60 | 89,50 |
| misto | 4,80 | 90,00 |
| misto | 5,00 | 90,00 |
| misto | 5,30 | 90,00 |
| misto | 5,40 | 86,00 |
| misto | 5,40 | 83,50 |
| misto | 5,70 | 83,50 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 16,0 g | | | |
|--------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 20% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 17,30 | 61,40 | 25,80 | 4,50 |
| 17,30 | 55,30 | 24,40 | 4,70 |
| 19,50 | 54,20 | 25,10 | 5,40 |
| 20,20 | 55,10 | 25,10 | 5,40 |
| 20,20 | 55,10 | 25,10 | 5,50 |
| 21,60 | 59,40 | 28,90 | 5,50 |
| 21,30 | 58,00 | 28,50 | 5,60 |
| 21,60 | 59,40 | 30,20 | 5,80 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 16,0 g | | |
|--------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 40% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| pool | 4,00 | 79,50 |
| pool | 4,00 | 79,50 |
| pool | 4,50 | 78,00 |
| misto | 5,50 | 77,50 |
| misto | 6,30 | 81,50 |
| misto | 6,50 | 81,50 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 16,0 g | | | |
|--------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 40% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 42,40 | 86,90 | 54,00 | 3,40 |
| 41,20 | 86,90 | 55,10 | 3,40 |
| 40,60 | 83,30 | 51,70 | 3,90 |
| 40,90 | 80,20 | 51,30 | 4,10 |
| 40,90 | 78,90 | 51,10 | 5,50 |
| 39,40 | 74,80 | 47,00 | 5,60 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 16,0 g | | |
|--------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 60% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| pool | 5,30 | 78,80 |
| misto | 5,80 | 72,00 |
| misto | 6,00 | 73,50 |
| misto | 7,40 | 73,50 |
| misto | 7,40 | 73,50 |
| misto | 7,50 | 73,50 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 16,0 g | | | |
|--------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 60% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 59,40 | 91,90 | 69,80 | 4,00 |
| 57,80 | 89,20 | 66,90 | 4,00 |
| 56,40 | 88,80 | 66,40 | 4,40 |
| 59,10 | 88,80 | 67,40 | 6,00 |
| 59,10 | 88,80 | 67,40 | 5,80 |
| 58,30 | 88,80 | 67,40 | 5,90 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 16,0 g | | |
|--------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 80% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| misto | 4,50 | 71,00 |
| misto | 5,00 | 70,50 |
| misto | 5,60 | 70,00 |
| misto | 7,00 | 69,50 |
| misto | 6,80 | 69,50 |
| misto | 7,40 | 69,50 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 16,0 g | | | |
|--------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 80% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 80,80 | 96,40 | 87,30 | 3,30 |
| 80,80 | 96,40 | 86,50 | 3,70 |
| 79,30 | 94,90 | 84,90 | 4,70 |
| 78,30 | 94,20 | 83,10 | 6,50 |
| 78,10 | 94,00 | 83,30 | 6,30 |
| 78,10 | 93,20 | 82,90 | 7,10 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 16,0 g | | |
|--------------------------------|---------------------|-------------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 90% | | |
| Tipo da Dispersão | Altura da Dispersão | Temperatura |
| misto | 4,00 | 76,00 |
| misto | 4,50 | 69,00 |
| misto | 5,00 | 69,00 |
| misto | 6,00 | 69,00 |
| misto | 7,30 | 69,00 |
| misto | 7,80 | 68,50 |
| misto | 8,00 | 69,00 |

| MASSA DE PVC UTILIZADA: 16,0 g | | | |
|--------------------------------|-----------|-----------|-------|
| COMPOSIÇÃO DE ETANOL: 90% | | | |
| $Y_{1,e}$ | $Y_{1,s}$ | $X_{1,l}$ | Vazão |
| 92,70 | 97,90 | 95,10 | 3,10 |
| 91,10 | 97,70 | 94,20 | 3,70 |
| 91,10 | 97,10 | 94,00 | 3,80 |
| 91,10 | 96,80 | 93,40 | 4,15 |
| 91,00 | 96,80 | 92,90 | 4,25 |
| 91,10 | 96,80 | 92,90 | 6,75 |
| 90,40 | 96,40 | 92,70 | 8,75 |

operados a baixas velocidades de vapor, devido ao acúmulo de líquido sobre o prato (o qual se manifesta mais em pratos com menores áreas livres de escoamento); sob tais condições, os pratos com borbulhadores operam com uma eficiência satisfatória.

Dentre os dados disponíveis na literatura para correlações em pratos perfurados sem vertedores, pode-se citar os seguintes trabalhos seguidos dos parâmetros por eles determinados:

- Sharma e Gupta (1967): Coeficiente de transferência de massa das fases líquida e gasosa;

- Kastanek e colaboradores (1969): Altura e porosidade da dispersão "froth";

- Mahendru e Hackl (1979): Parâmetros para projeto da coluna;

- Cruz (1983): Altura de líquido para o sistema ar-água;

- Gimenes (1986): Altura da dispersão e limites de operação para o sistema etanol-água;

- Miyahara e Takahashi (1986): Queda de pressão para o sistema ar-água;

- Reinehr (1987): Altura da dispersão e velocidade superficial do gás mínima necessária para haver retenção para o sistema etanol-água e

- Ravagnani (1989) e Ravagnani e Pereira (1993): Altura da dispersão, limites de operação e eficiência de separação para os sistemas etanol-água, etanol-butanol e água-N,N-dimetilformamida.

A faixa de operação dos pratos do tipo "grelha" é estreita para os casos em que se requer uma elevada eficiência de separação da mistura, ou seja não pode haver uma variação muito grande no fluxo de vapor através do prato. Para efeito de compara-

m : Inclinação da linha de equilíbrio e

L e V : Vazões molares do líquido e vapor.

Dessa forma, as eficiências de Murphree para as fases líquida e vapor serão diferentes a menos que o termo mV/L seja igual a um, ou seja, a menos que as linhas de operação e de equilíbrio sejam paralelas.

Assim, torna-se possível obter duas eficiências diferentes para cada prato para descrever um mesmo processo, apesar de apenas uma delas ser independente.

Tradicionalmente se tem empregado na literatura de modo mais extensivo, a eficiência definida para a fase vapor. Segundo Standart (1965), sob o ponto de vista computacional, a eficiência de vapor é mais recomendada, se os cálculos prato a prato forem feitos da base em direção ao topo da coluna e a eficiência da fase líquida passa a ser mais conveniente, se os cálculos são feitos em sentido contrário, pois essa escolha evita soluções iterativas.

A eficiência de prato de Murphree depende do grau de contato entre líquido e vapor sob o prato. Admite-se na sua definição, que o líquido esteja completamente misturado com a mesma composição com que deixa o prato. Na prática e particularmente nas colunas de tamanho comercial, tem-se apenas uma mistura parcial da fase líquida e portanto, poder-se-á encontrar valores para a eficiência do prato maiores que 100%. Devido a possibilidade de existir mistura parcial entre as fases, costuma-se também definir eficiências pontuais como será visto na seção seguinte.

Além disso, existe a possibilidade de se terem valores negativos para a eficiência. Esta última constatação, segundo Holland (1980), pode ser atribuída ao fato de que nas misturas

3.11 EFICIÊNCIAS DOS PRATOS - DISCUSSÃO

A relação entre as duas eficiências pontuais E_{og} e E_{ol} pode ser obtida reescrevendo-se a equação (3.15):

$$\ln(1 - E_{ol}) = \lambda \ln(1 - E_{og}) \quad (3.34)$$

Embora esta equação seja algumas vezes utilizada, deve ser enfatizado que ela não é realista. Conforme indicado anteriormente, os modelos dos pratos nos quais ela se baseia não são consistentes. Entretanto, fornece resultados semelhantes aos obtidos pela equação (3.35).

Um balanço material fornece a exata relação entre as eficiências locais.

$$E_{og} = \frac{E_{ol}}{E_{ol} + \lambda(1 - E_{ol})} \quad (3.35)$$

Uma equação semelhante pode ser derivada para a eficiência de Murphree se λ é constante através do prato:

$$E_{mv} = \frac{E_{ml}}{E_{ml} + \lambda(1 - E_{ml})} \quad (3.36)$$

Em geral, o número de unidades de transferência, N , e a eficiência, E , são calculados em termos do vapor. Quando a resistência da fase líquida é muito grande quando comparada com a resistência da fase gasosa, é mais conveniente calcular N e E em termos do líquido. Neste caso, a eficiência pontual global, E_{og} , é

Como foi verificado uma diminuição na faixa de operação do sistema devido ao aumento na altura da dispersão e este aumento pode estar relacionado à molhabilidade das partículas utilizadas, poderá ser realizado um estudo semelhante a este, mantendo-se as mesmas condições de operação, no qual se utilizem partículas não molháveis, como por exemplo o Teflon, procurando assim verificar a influência da molhabilidade das partículas sobre a altura da dispersão e eficiência.

Tabela 4.2: Constantes Utilizadas nos Polinômios 4.6 e 4.7 para a Determinação da Massa Específica dos Componentes Etanol e Butanol

| Componente | A | B (10^{+04}) | C (10^{+05}) | Erro Médio | Erro Máximo |
|------------|----------|---------------------|---------------------|---------------|----------------|
| n-Butanol | 0,837197 | -9,46286 | 0,0 | 0,06% | 0,09% |
| Etanol | 0,763756 | 0,985293 | -0,576627 | 0,05% | 0,12% |

Para o caso em que se desejava saber qual a massa específica da mistura líquida presente na corrente líquida sobre o prato, bastava utilizar a temperatura de equilíbrio nas equações 4.6 e 4.7 e então utilizar a equação 4.5, com as frações molares de Etanol e Butanol presentes nesta corrente. Para o cálculo da velocidade superficial do gás, era necessário se calcular a massa específica de uma mistura líquida com composição igual a do vapor condensado. Para este caso então, utilizou-se a temperatura ambiente nas equações 4.6 e 4.7 e as frações molares de Etanol e Butanol presentes na corrente de vapor que deixava o prato na equação 4.5.

4.6.5) Peso Molecular da Mistura

Para se calcular o peso molecular da mistura, multiplicou-se o peso molecular de cada um dos componentes da mistura por sua fração molar na corrente desejada.

velocidade superficial do gás até alcançar um valor máximo, a partir do qual, começa decrescer. Este comportamento observado está de acordo com o descrito por Finch e Van Winkle (1964), já citado anteriormente no capítulo 3.

No entanto, a presença de partículas sólidas altera este comportamento, como pode ser visto nas figuras 5.2 (a, b, c, d).

Nestas figuras verificou-se que para valores baixos de V_g existia uma elevada eficiência e à medida que se aumentava a velocidade superficial do gás, havia uma diminuição na mesma, até atingir um valor mínimo a partir do qual voltava a crescer, figura 5.2 (a, b, c). Esta diferença de comportamento foi devido ao fato de que durante o experimento verificou-se para os casos em que se operava a coluna a baixas velocidades de gás, o sistema apresentava uma dispersão tipo "pool", ou um misto entre "pool" e "froth", o qual neste trabalho será denominado como regime de dispersão misto. Os regimes de dispersão "pool" e misto serão apresentados com um círculo ao redor dos símbolos que os representam nas figuras a serem apresentadas neste capítulo. Para estes casos foi possível observar a existência de uma considerável camada de líquido claro sobre a base do prato (em alguns casos, superior a 1 cm), sobre a qual se tinha a formação de espuma. Nestas condições, o escoamento das fases líquida e vapor se aproxima do escoamento pistão com uma diminuição no grau de mistura entre as fases líquida e gasosa, passando a apresentar um gradiente de concentração ao longo da direção vertical do prato.

Este comportamento foi então responsável pela existência de valores elevados para a eficiência, inclusive alguns superiores a 100% como observado em alguns casos, uma vez que a fração molar do etanol na fase vapor em equilíbrio com a fase

A tabela 5.2 mostra os valores da eficiência de separação para os sistemas com 0, 2 e 4g de PVC para uma faixa de velocidade superficial do gás comum a todos os sistemas.

Tabela 5.2: Eficiência de Separação para uma mesma Faixa de Operação

| Massa de PVC (g) | | | | | |
|----------------------|--------|--------------|--------|--------------|--------|
| 0 | | 2 | | 4 | |
| Vg (cm/s) | Ef (%) | Vg (cm/s) | Ef (%) | Vg (cm/s) | Ef (%) |
| 21,06 | 86,03 | 19,26 | 87,98 | 18,37 | 92,23 |
| 31,26 | 89,69 | 24,74 | 87,31 | 22,05 | 92,11 |
| 32,05 | 89,68 | 28,64 | 92,06 | 22,93 | 90,97 |
| | | 32,15 | 89,20 | 29,33 | 90,90 |
| Eficiência Média (%) | | | | | |
| 88,47 | | 89,52 | | 91,55 | |

Ao se comparar os valores médios da eficiência obtidos para estes sistemas, verifica-se um aumento significativo da eficiência à medida que se aumenta a quantidade de partículas presentes na dispersão sobre o prato.