

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

ESTUDO DO EFEITO DO TAMANHO DAS PARTÍCULAS SOBRE A
HIDRODINÂMICA E EFICIÊNCIA DE SEPARAÇÃO DO PRATO NA
DESTILAÇÃO COM PARTÍCULAS FLUIDIZADAS

Autor: José Ronaldo de Oliveira

Orientadora: Prof^a Dr^a Teresa M. K. Ravagnani

Dissertação submetida à Comissão de Pós-Graduação da Faculdade de Engenharia Química da Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP) como parte dos requisitos necessários para obtenção do Título de Mestre em Engenharia Química.

Campinas - SP

Agosto - 1995

UNIDADE	BC
AL. CHAMADA	UNICAMP
OL4e	
COMISSÃO	27432
PROC.	667/96
C	<input type="checkbox"/>
B	<input type="checkbox"/>
X	<input checked="" type="checkbox"/>
PREÇO	R\$ 11,00
DATA	25/04/96
N.º CPD	

CM-00087200-6

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

OL4e Oliveira, José Ronaldo de
Estudo do efeito do tamanho das partículas sobre a hidrodinâmica e eficiência de separação do prato na destilação com partículas fluidizadas. / José Ronaldo de Oliveira. --Campinas, SP: [s.n.], 1995.

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

1. Destilação. 2.* Fluidização. 3. Partículas.
I. Ravagnani, Teresa M. K. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. III.
Título

Aos meus pais e irmãos

AGRADECIMENTOS

À Prof^a Dr^a Teresa M. K. Ravagnani, pela orientação prestada.

A Fernando P. P. Job, pelas suas contribuições.

Ao Prof. Dr. João Alexandre F. R. Pereira.

Ao Departamento de Engenharia de Sistemas Químicos da FEQ/UNICAMP.

Aos professores do DEQ/UFS, pelo incentivo.

Ao CNPq, pelo auxílio financeiro.

Aos colegas e amigos: Alberto, Jailton, Roberto e Romildo, pelo apoio.

Enfim, a todos que de alguma maneira contribuíram para a realização deste trabalho.

RESUMO

A destilação por ser um processo de separação energeticamente muito intensivo tem sido continuamente objeto de estudos, uma vez que melhoramentos no processo, mesmo pequenos, trazem relevantes economias de energia.

No presente trabalho é estudada uma forma de aumentar o grau de contato entre as fases líquida e vapor em pratos sem vertedor, que consiste na adição de partículas sólidas à dispersão formando uma dispersão sólido-líquido-vapor, caracterizando-se como um processo de destilação com fluidização trifásica. A eficiência de Murphree é o parâmetro utilizado para averiguar o aumento deste grau de contato.

Os experimentos foram realizados em uma coluna de pratos perfurados sem vertedor de 5,5 cm de diâmetro, utilizando-se etanol/n-butanol como sistema destilante e 4g de partículas de PVC de diferentes tamanhos. A avaliação do efeito do tamanho das partículas é apresentada.

Dos resultados obtidos observa-se que o tamanho das partículas tem um marcante efeito sobre a eficiência de separação, podendo se obter um aumento ou diminuição da eficiência quando comparados às operações sem o uso de partículas. Verifica-se também que para um dado tamanho de partículas, a variação da eficiência de separação com a composição do sistema destilante é maior nos extremos de composição e seus valores máximos correspondem às composições medianas. Em relação ao efeito da velocidade superficial do vapor na eficiência, observa-se que a influência ocorre de forma complexa em consequência, dentre outros fatores, da existência de diferentes regimes de escoamento. Com a presença das partículas na dispersão é também observada uma expressiva redução da faixa de operação do prato.

SUMÁRIO

	Página
Resumo.....	v
Nomenclatura.....	viii
CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO	1
CAPÍTULO 2 - ANÁLISE DA LITERATURA.....	4
2.1 - Introdução	5
2.2 - Hidrodinâmica e Eficiência de Pratos Perfurados sem Vertedor	5
2.2.1 - Regimes de Escoamento em Pratos Perfurados sem Vertedor..	7
2.2.1.1 - Borbulhamento.....	8
2.2.1.2 - “Froth”.....	8
2.2.1.3 - “Spray”.....	9
2.2.2 - Eficiência de Murphree do Prato.....	10
2.2.3 - Influência da Tensão Superficial na Hidrodinâmica e Eficiência.....	12
2.2.4 - Coeficientes de Transferência de Massa.....	13
2.3 - Fluidização Trifásica.....	14
2.3.1 - Coalescência das Bolhas.....	15
2.3.2 - Influência das Partículas no “Hold-up” do Gás e Expansão do Leito.....	16
2.3.3 - Transferência de Massa em Fluidização Trifásica.....	19
2.4 - Destilação com Partículas Fluidizadas.....	28
CAPÍTULO 3 - EQUIPAMENTO E PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL.....	33
3.1 - Introdução.....	34
3.2 - Equipamento.....	34
3.3 - Operação da Coluna.....	38

3.4 - Sistema Destilante e Partículas Sólidas.....	39
3.5 - Medida da Composição.....	41
CAPÍTULO 4 - ANÁLISE DOS RESULTADOS EXPERIMENTAIS.....	43
4.1 - Introdução.....	44
4.2 - Influência da Velocidade Superficial do Vapor na Eficiência de Murphree.....	44
4.2.1 - Composição 20%.....	45
4.2.2 - Composição 40%.....	46
4.2.3 - Composição 60%.....	47
4.2.4 - Composição 80%.....	47
4.2.5 - Composição 90%.....	48
4.3 - Influência da Composição na Eficiência de Murphree.....	54
4.4 - Influência do Tamanho das Partículas na Eficiência de Murphree.....	56
4.5 - Influência do Tamanho das Partículas na Faixa de Operação.....	58
4.6 - Influência do Tamanho das Partículas na Altura da Dispersão.....	60
4.7 - Obtenção do Coeficiente de Transferência de Massa Volumétrico.....	63
CAPÍTULO 5 - CONCLUSÕES E SUGESTÕES.....	65
5.1 - Conclusões.....	66
5.2 - Sugestões.....	67
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	68
APÊNDICE A - Dados Experimentais.....	73
APÊNDICE B - Cálculo das Variáveis de Operação e Propriedades Físicas do Sistema.....	82

NOMENCLATURA

- A: área interfacial por unidade de área da seção transversal da coluna (m^2/m^2)
- a: área interfacial por unidade de volume (cm^2/cm^3)
- d_p : diâmetro da partícula (mm)
- D: diâmetro da coluna
- D_p : denominação dada à dimensão das partículas
- EM: eficiência de Murphree (%)
- F: área livre (%)
- f: força motriz (fração molar)
- G_l : vazão mássica superficial do líquido ($Kg/h.m^2$)
- G_m : vazão molar do vapor por unidade de área ($mol/s.cm^2$)
- H_d : altura da dispersão (cm)
- H_{st} : altura estática do leito (mm)
- $k_{g,a}$: coeficiente de transferência de massa volumétrico da fase vapor
- $K_{g,a}$: coeficiente global de transferência de massa volumétrico da fase vapor
($mol/atm.s.cm^3$)
- $k_{l,a}$: coeficiente de transferência de massa volumétrico da fase líquida
- L: vazão molar do líquido (mol/s)
- n: número do prato
- P: pressão absoluta total (atm)
- PM: peso molecular (g/mol)
- Q: vazão volumétrica (cm^3/s)
- R: constante dos gases ideais ($atm.cm^3/mol.K$)
- T: temperatura ($^{\circ}C$)
- U: velocidade superficial (cm/s)
- V: vazão molar do vapor (mol/s)
- v: volume molar (cm^3/mol)

x: fração molar de etanol na mistura líquida no prato

y*: fração molar de etanol no vapor em equilíbrio com o líquido do prato

y: fração molar de etanol na fase vapor

Letras gregas:

η : índice de refração

μ : viscosidade (cp)

ρ : massa específica (g/cm^3)

σ : tensão superficial (dinas/cm)

Subscritos:

1: etanol

2: butanol

b: ebulição normal

e: entrada

ep: equivalente da partícula

ex: equilíbrio da fase líquida

ey: equilíbrio da fase vapor

g: gás ou vapor

v: vapor

L: líquido no prato

R: refluxo

s: saída

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

1 - INTRODUÇÃO

A utilização da destilação como processo de separação data do Século XI e com o passar dos tempos o seu aperfeiçoamento vem sendo cada vez mais intensificado, devido à sua grande importância nos vários ramos da indústria.

A busca por artifícios que proporcionem o melhor grau de contato entre as fases, mantendo condições operacionais e custos dentro de faixas aceitáveis, é um dos assuntos que tem merecido destaque.

Os pratos sem vertedor estão dentre estes artifícios e quando comparados aos pratos com vertedor trazem grandes vantagens, principalmente do ponto de vista de operação, manutenção e construção. Os tipos mais comuns dentro desta classificação são os perfurados e os pratos “turbogrid”, que permitem obter eficiências de separação comparáveis às dos pratos convencionais.

No presente trabalho é estudada uma alternativa para aumentar a eficiência de separação de um prato perfurado sem vertedor por meio da adição de partículas sólidas de diferentes dimensões à dispersão líquido-vapor, no sentido de promover uma redução do diâmetro das bolhas, quer pela quebra de bolhas grandes, quer pela formação de bolhas pequenas, aumentando assim, a área de contato entre as fases e consequentemente aumentando a eficiência de separação.

Diante da presença das partículas sólidas fluidizadas na dispersão líquido-vapor, o que caracteriza um processo de fluidização trifásica, é analisado o comportamento da eficiência de separação do prato com a velocidade superficial do vapor, composição do sistema destilante e tamanho das partículas. O efeito da presença das partículas na faixa de operação do sistema também é estudado.

No Capítulo 2 são apresentados diversos trabalhos encontrados na literatura que tratam do assunto aqui abordado, o qual envolve destilação e fluidização trifásica. Estes trabalhos servem como base de análise dos resultados aqui obtidos.

O equipamento utilizado para a aquisição dos dados experimentais é descrito no Capítulo 3, bem como, todo o procedimento experimental realizado.

No Capítulo 4 são feitas análises dos resultados obtidos, procurando-se verificar o efeito das partículas na hidrodinâmica e eficiência de separação do prato.

No Capítulo 5 são apresentadas algumas conclusões do estudo realizado, como também sugestões para possíveis trabalhos futuros.

Os dados obtidos experimentalmente estão apresentados no Apêndice A.

Finalmente, no Apêndice B são apresentadas as metodologias de cálculo das variáveis e das propriedades físicas do sistema destilante envolvidas neste estudo.

CAPÍTULO 2

ANÁLISE DA LITERATURA

2.1 - INTRODUÇÃO

O presente trabalho estuda o efeito da adição de partículas sólidas à dispersão líquido-vapor formada sobre pratos sem vertedor. Desta forma, o sistema passa a se comportar como sendo um sistema de destilação trifásico sólido-líquido-vapor o que é necessário, portanto, se ter informações tanto da destilação propriamente dita como também sobre fluidização trifásica. Por isso, para uma melhor compreensão, a análise da literatura será dividida em três partes, da seguinte forma: hidrodinâmica e eficiência de pratos sem vertedor, fluidização trifásica e destilação com partículas fluidizadas.

2.2 - HIDRODINÂMICA E EFICIÊNCIA DE PRATOS SEM VERTEDOR

Um fator preponderante no desempenho de uma coluna de destilação é o grau de contato gás-líquido, que determina a taxa de transferência de massa e calor entre as fases. A coluna de pratos sem vertedor é um dos equipamentos utilizados para promover tal contato, e sua aplicação é bastante promissora. Nesta coluna, o líquido e o vapor fluem contracorrentemente pela mesma abertura no prato alternadamente. Os tipos de pratos mais conhecidos são os perfurados e os “turbogrids” (figura 2.1), dos quais se tem relativamente mais informações na literatura. Estes tipos de pratos são de construção extremamente simples; apresentam menor queda de pressão que os pratos com vertedor; possuem ação auto-limpante, facilitando a manutenção e como consequência destas características, eles exigem menor custo que os demais.

Os pratos tipo “turbogrid” são constituídos por grades paralelas dispostas transversalmente em um suporte circular, mantendo comprimento, largura e número apropriados, onde o líquido é mantido pela influência dinâmica do vapor, o que o assemelha bastante com o prato perfurado sem vertedor. O desempenho destes pratos tem sido confirmado através de uma grande variedade de instalações na indústria, introduzidas pela SHELL OIL COMPANY (1952). Segundo esta

empresa, comparando-se com os pratos com borbulhadores, eles têm de 20 a 100% maior capacidade; aproximadamente a mesma eficiência de separação por unidade de altura da torre; 40 a 80% menor queda de pressão e custo de fabricação e instalação aproximadamente 50% menor. Além disso, eles são de fácil manutenção e operação.

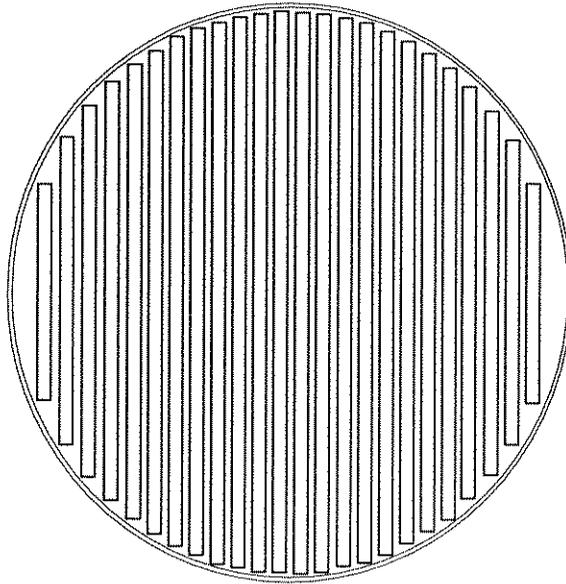


Figura 2.1- Prato tipo "turbogrid"

Por outro lado, RYLEK & STANDART (1964) alertam para as desvantagens apresentadas por esse tipo de prato que muitas vezes não são citadas por alguns autores. Segundo eles, os pratos "turbogrid" não operam a baixas velocidades superficiais de vapor por causa do baixo "hold-up" líquido, principalmente quando é grande a área livre do prato. Sob tais condições os pratos com borbulhadores operam com boa eficiência. Estes pratos também apresentam estreitas faixas de velocidade superficial de vapor onde se tem altas eficiências de separação, como mostra a figura 2.2 (RYLEK & STANDART, 1964), que compara a evolução da eficiência com a velocidade superficial do vapor de um prato com borbulhadores e de pratos tipo "turbogrid" de diversas áreas livres.

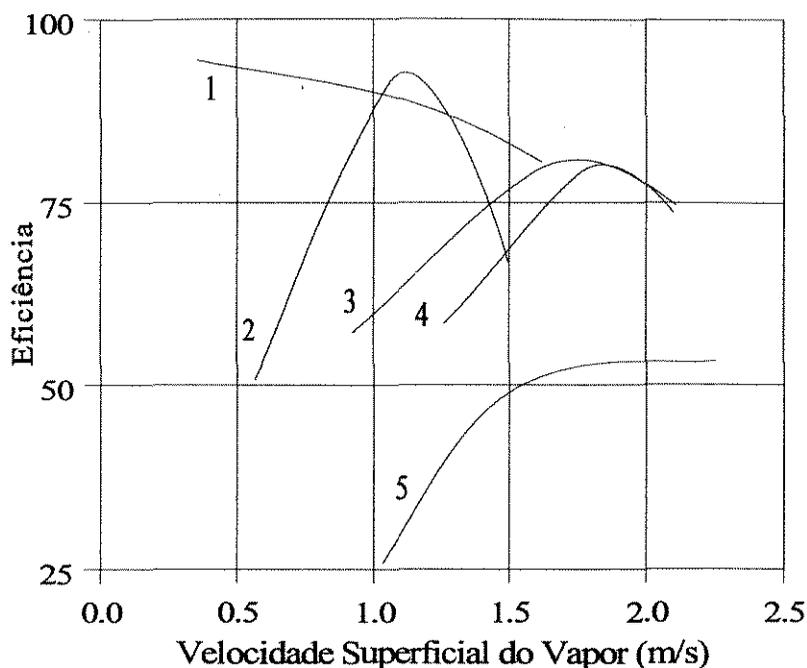


Figura 2.2 - Comparação da eficiência de separação entre pratos: 1 - com borbulhadores; 2 a 5 - "turbogrid" (área livre: 2-10,5%; 3-14,7%; 4-18,2% e 5-23,6%) [RYLEK & STANDART, 1964]

Um outro tipo de prato sem vertedor muito utilizado como já foi mencionado é o prato perfurado. A seguir será feita uma breve caracterização dos tipos de regimes de escoamento deste tipo de prato, visto que o comportamento hidrodinâmico depende, dentre outros fatores, destes regimes e assim a eficiência do prato pode ser melhorada se este for projetado para operar em um regime apropriado.

2.2.1 - Regimes de Escoamento em Pratos Perfurados Sem Vertedor

Os regimes de escoamento e dispersões que se desenvolvem sobre os pratos estão diretamente ligados à área interfacial. Cada um dos regimes de escoamento apresenta-se de forma diferente no que se refere à formação da área interfacial e, conseqüentemente, diferente quanto aos fenômenos de transferência de massa e calor, dos quais depende a eficiência de separação. Os regimes mais comuns nos pratos perfurados sem vertedor são: borbulhamento, "froth" e "spray".

2.2.1.1 - Borbulhamento

Sua característica principal é a existência de uma camada de líquido límpido, por onde as bolhas de gás flutuam livremente. Com o aumento da vazão de gás escoando através da dispersão, para uma dada taxa de escoamento de líquido, a proporção de orifícios disponíveis para a drenagem do líquido diminui e a quantidade de líquido retido sobre o prato aumenta. Ao mesmo tempo ocorre um aumento na frequência de formação das bolhas, a qual é manifestada por um gradual crescimento da dispersão, até que toda ela ou se transforma em uma espuma de estrutura celular (CERVENKA & KOLAR, 1973), se a taxa de escoamento de líquido é pequena ou muda para um estado de espuma turbulenta, denominado de “froth”, se a taxa de escoamento de líquido é grande. A transição do borbulhamento para “froth” denomina-se ponto de aeração.

2.2.1.2 - “Froth”

Este regime difere em sua forma estrutural da espuma estável, formada no final da fase de borbulhamento, apresentando correntes desordenadas de bolhas, correntes de gás e películas de líquido.

Neste tipo de regime de escoamento há um aumento significativo nas taxas de transferência de massa e calor dentro da camada de espuma móvel devido à intensa mistura das fases, provocando a quebra das bolhas e, portanto, aumentando a área interfacial. Este é o tipo de dispersão mais comumente encontrada a pressão atmosférica.

Quando a velocidade superficial do gás se aproxima do limite superior da fase “froth”, cada orifício inicia jatos, ocorrendo, então, a mudança da dispersão gás em líquido para uma dispersão de líquido em gás, o que caracteriza o regime “spray”.

2.2.1.3 - “Spray”

Pouco se tem na literatura a respeito deste tipo de regime em pratos perfurados sem vertedor. A sua ocorrência nestes tipos de prato depende, dentre outros fatores, das condições de pressão e da área livre do prato. ZUIDERWEG & HARMENS (1958) comenta que a ocorrência deste regime, nos pratos com vertedor, se dá em altas velocidades de gás e baixas vazões de líquido, com todo o líquido retido sobre o prato sendo completamente disperso em pequenas gotas pela ação dos jatos de gás vindos dos orifícios do prato. De forma semelhante, para pratos sem vertedor, RYLEK & STANDART (1964) mencionam que a altura da dispersão, que pouco aumenta com a vazão de gás a partir de um determinado valor, passa a aumentar rapidamente e então a dispersão começa a mudar a sua estrutura de espuma (“froth”) para um sistema sem estrutura, composto de gotas, membranas de líquido e jatos de gás, que caracterizam o regime “spray”.

A hidrodinâmica de colunas de pratos sem vertedor operando em condições destilantes foi estudada por GIMENES (1986) [$D = 10$ cm] e REINEHR (1987) [$D = 5,5$ cm], utilizando o sistema etanol-água e RAVAGNANI (1989) os sistemas etanol-butanol e água-dimetilformamida ($D = 5,5$ cm), abrangendo os três grupos de sistemas: positivos, neutros e negativos, segundo a classificação de ZUIDERWEG & HARMENS (1958). Nestes trabalhos estão todos os tipos de dispersões formadas sobre os pratos, bem como as condições operacionais e geométricas que resultaram tais dispersões.

Destes trabalhos verificou-se que as dispersões mais comumente encontradas foram o borbulhamento e o “froth”, conforme esperado na destilação a pressão atmosférica. As dispersões tipo “spray” só foram encontradas quando a área livre do prato foi superior a 25%, contornando o limite inferior de operação e não o limite superior como encontrado em pratos com vertedor. O regime “spray” contornando o limite superior poderá talvez ser obtido para operações com baixa razão de refluxo (inferior a 3) para os sistemas destilantes por eles estudados.

Os tipos de sistemas destilantes interferem na característica da dispersão; isto é, o “froth”, quando de sistemas neutros ou negativos, tem bolhas maiores e não uniformes quando comparados com sistemas positivos. Além disso, há formação de jatos de líquido e vapor, apresentando partes da dispersão com ausência de bolhas. Dispersões do tipo espuma homogênea e celular, encontradas a baixas vazões de líquido e vapor, também não são observadas nos sistemas neutros e negativos.

Nestas condições, verifica-se um menor contato entre as fases líquida e vapor e conseqüentemente uma menor eficiência de separação para sistemas neutros e negativos quando operados em “froth”.

2.2.2 - Eficiência de Murphree do Prato

Em qualquer processo de separação envolvendo transporte de massa por estágios, é necessário corrigir as hipóteses iniciais de mistura completa do líquido e vapor no prato, composição uniforme e equilíbrio entre líquido e vapor, pois essas condições não são factíveis na prática. Para tanto, introduz-se um fator de desempenho ou a eficiência de separação.

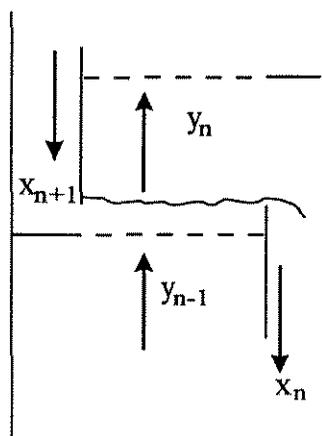
Vários métodos para o cálculo da eficiência de pratos são disponíveis, porém o mais comum e que tem maior aplicação é a metodologia de Murphree, que é mais conhecida como Eficiência de Murphree.

A Eficiência de Murphree é definida pela comparação de um prato real com um prato ideal, que pode ser calculada em relação à fase vapor ou à fase líquida, através das seguintes equações:

$$EM_v = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n^* - y_{n-1}} \quad (2.1)$$

$$EM_L = \frac{X_n - X_{n+1}}{X_n^* - X_{n+1}} \quad (2.2)$$

Nestas equações, y_n^* é a composição do vapor que estaria em equilíbrio com o líquido que deixa o prato e x_n^* é a composição do líquido que estaria em equilíbrio com o vapor que deixa o prato, conforme a figura abaixo:



Admite-se na definição, que o líquido esteja completamente misturado, com a mesma composição que deixa o prato. Na prática pode não haver mistura completa do líquido ao escoar pelo prato e, por isso, o vapor que passa na região próxima ao vertedor de entrada do prato, entra em contato com líquido mais rico nos componentes mais voláteis do que o líquido de saída. Portanto, é possível se ter, em certos pontos, vapor deixando o prato com composição mais rica no mais volátil do que a própria composição de equilíbrio em relação ao líquido de saída. Nestes casos, eficiências superiores a 100% podem ser obtidas.

A eficiência de um prato depende dos regimes de escoamento, que por sua vez dependem das propriedades físicas da dispersão gás-líquido, da geometria do prato e das condições de operação.

2.2.3 - Influência da Tensão Superficial na Hidrodinâmica e Eficiência

Um fator que merece consideração na influência da hidrodinâmica e eficiência de colunas de destilação são as propriedades físicas do sistema destilante, e em especial a tensão superficial. ZUIDERWEG & HARMENS (1958) mencionam que a estrutura das dispersões depende sobretudo da tensão superficial da mistura. Eles classificam os sistemas em positivos, negativos e neutros. Os positivos são aqueles em que o componente menos volátil possui maior tensão superficial; negativos os que o componente menos volátil tem menor tensão superficial e neutros os que as tensões superficiais dos componentes são aproximadamente iguais. Os valores de tensão superficial dos componentes puros, para tal, devem ser correspondentes às suas respectivas temperaturas de ebulição em condições atmosféricas. Dessa forma se considerarmos o refluxo escoando descendentemente pela coluna, a sua tensão superficial aumenta, diminui e mantém-se constante no caso de sistema positivo, negativo e neutro, respectivamente. Uma outra possibilidade de não haver gradiente de tensão superficial é quando a razão de refluxo é próxima da mínima ou quando a volatilidade relativa é muito baixa.

Os autores apontam que a eficiência da destilação é maior para sistemas positivos do que para sistemas neutros e negativos, devido à estabilização do filme líquido quando a tensão superficial do refluxo aumenta à medida que escoar e que no caso destes sistemas há uma influência mais acentuada na eficiência nos extremos de composição, ou seja, próximo aos componentes puros. Eles também afirmam que a máxima eficiência ocorre na composição que corresponde à máxima força-motriz de transferência de massa. Por outro lado, BAINBRIDGE & SAWISTOWSKI (1964) trabalhando com uma coluna de pratos perfurados (com vertedor) de 9 in de diâmetro, indicam que o proposto por ZUIDERWEG & HARMENS (1958) possui uma séria limitação: a coluna foi operada somente no regime de espuma (foam). No caso desses autores, o regime estudado foi o “spray”, em que, segundo eles, os efeitos da tensão superficial na formação da área

interfacial se dão de forma inversa. Os seus resultados foram obtidos de três sistemas destilantes: benzeno/n-heptano, metilciclohexano/tolueno e benzeno/ciclohexano. Ao contrário do que foi afirmado anteriormente, o sistema mais fortemente negativo (benzeno/n-heptano) apresentou maior eficiência, enquanto o mais fortemente positivo (benzeno/ciclohexano acima do ponto de azeótropo) apresentou menor eficiência.

2.2.4 - Coeficientes de Transferência de Massa Volumétricos

Em um estudo de transferência de massa em colunas de pratos perfurados sem vertedor e “turbogrid”, SHARMA & GUPTA (1967) correlacionaram expressões de $k_g a$ e $k_L a$ em função das taxas de escoamento do líquido e gás como também da área livre do prato. Os sistemas que eles trabalharam foram tais que ou a fase líquida ou a gasosa tivessem o controle da transferência de massa. As áreas livres dos pratos foram: 14,5%; 21% e 29,6% para os pratos perfurados e 23,2% para o “turbogrid”.

O autores afirmam que o coeficiente de transferência de massa do lado gasoso baseado no volume da coluna ($k_g a$) varia linearmente com a altura da dispersão em todos os pratos e existe um valor definido do $k_g a$ para cada prato. Considerando um valor médio da altura da dispersão englobando todos os pratos, eles obtiveram um valor característico do coeficiente de transferência de massa volumétrico do lado gasoso para cada prato de determinada área livre. A partir daí foi possível correlacionar $k_g a$ e $k_L a$ com área livre do prato (F), velocidade mássica superficial do líquido (G_l) e velocidade superficial do vapor (U_g), obtendo-se as seguintes equações:

Pratos perfurados sem vertedor com $14,5\% \leq F \leq 29,6\%$:

$$k_g a = 2,61 \cdot 10^{-4} \cdot F^{1,75} \cdot G_l^{0,6} \cdot U_g^{1,2} \quad (2.3)$$

$$k_L a = 4,2 \cdot 10^{-2} \cdot F^{-2,2} \cdot G_l^{0,6} \cdot U_g^{1,2} \quad (2.4)$$

Prato “Turbogrid” de área livre 23,2%:

$$k_g a = 3,4 \cdot 10^{-6} \cdot G_l^{0,4} \cdot U_g^{0,8} \quad (2.5)$$

$$k_L a = 3,8 \cdot 10^{-4} \cdot G_l^{0,4} \cdot U_g^{0,8} \quad (2.6)$$

Uma outra forma de se determinar, desta vez o coeficiente global de transferência de massa volumétrico da fase gasosa ($K_g a$), é através da suposição de que o líquido sobre o prato esteja perfeitamente misturado o que implica em dizer que y^* é constante em qualquer ponto da dispersão (WEST et al, 1952).

Sabendo-se que o número de unidades de transferência global da fase gasosa (N_{OG}) é definido por:

$$N_{OG} = K_g a \cdot H_d \cdot P / G_m = \int \frac{dy}{y^* - y} \quad (2.7)$$

integrando-se o termo do extremo direito, obtém-se:

$$-\ln(1 - EM_v) = K_g a \cdot (H_d \cdot P / G_m) \quad (2.8)$$

A partir desta equação, o coeficiente global de transferência de massa volumétrico da fase gasosa pode ser obtido, conhecendo-se a eficiência de separação do prato, a altura da dispersão, a pressão de operação e a vazão molar do gás por unidade de área.

2.3 - FLUIDIZAÇÃO TRIFÁSICA

A fluidização trifásica consiste na fluidização de partículas sólidas por dois fluidos, geralmente gás e líquido. Sua principal aplicação é em reações catalíticas

onde são envolvidos gases e líquidos, tais como: hidrogenação de frações líquidas de petróleo, hidrogenação de gorduras insaturadas, processos do tipo Fischer-Tropsch, etc.

Os modos de operação dos sistemas fluidizados constituídos de três fases são bastante variados. Eles dependem da direção relativa dos fluxos, da escolha da fase contínua e do processo ser estacionário ou não. Dentre os modos de operação, os que caracterizam-se pelo fluxo concorrente são mais estudados em relação aos de fluxo contracorrente, por isso será dada uma maior ênfase ao processo concorrente, principalmente ao que se refere à transferência de massa, molhabilidade das partículas e coalescência das bolhas.

2.3.1 - Coalescência das Bolhas

Vários estudos relacionados à coalescência das bolhas em fluidização trifásica têm sido realizados. Sua importância é evidente, já que está relacionada com área interfacial e, portanto, transferência de massa.

ADLINGTON & THOMPSON (1965) [citados por OSTERGAARD, 1971], estudaram a área interfacial gás-líquido em leitos de partículas de 0,3 a 3 mm de diâmetro num processo de absorção de oxigênio por solução de sulfito de sódio e observaram que a área interfacial decresce com a redução da porosidade do leito, mas não sofre influência com o tamanho das partículas na faixa utilizada.

Em outro trabalho, LEE (1965) [citado por OSTERGAARD, 1971] também estudou a área interfacial e o diâmetro das bolhas num leito contendo partículas de vidro de 6 mm de diâmetro. Foi verificado que o tamanho das bolhas decrescia e, portanto, a área interfacial aumentava, ao longo da altura acima do distribuidor de gás.

O tamanho e densidade das partículas, na realidade têm bastante influência no tamanho das bolhas de gás em um leito fluidizado. OSTERGAARD (1971) estudou o efeito do tamanho das partículas na coalescência das bolhas numa coluna

de vidro de 4 in de diâmetro, utilizando-se o sistema ar-água e partículas de vidro e chumbo. Foi observado que partículas de 1 mm de diâmetro originaram bolhas grandes, devido à coalescência, que se desintegravam na superfície do leito. Já as partículas de 6 mm produziram bolhas uniformes e relativamente pequenas.

2.3.2 - Influência das Partículas no “Hold-up” do Gás e Expansão do Leito

A adição de partículas sólidas a uma coluna de borbulhamento ocasiona redução ou aumento do “hold-up” do gás. Para explicar este fenômeno, existem algumas hipóteses, segundo vários autores.

OSTERGAARD (1971) classificou os leitos em duas categorias: os de pequenas partículas e os de grandes partículas. Ele admite que nos leitos constituídos por pequenas partículas, a viscosidade aparente do líquido aumenta e com isso ocorre um aumento da coalescência das bolhas e, conseqüentemente, há uma redução do “hold-up” do gás. Nos leitos constituídos de partículas grandes, ocorre quebra das bolhas, reduzindo assim os seus tamanhos e, dessa forma, há um aumento do “hold-up” do gás.

O tamanho das partículas também é considerado por KIM et al (1972) [citado por JAMIALAHMADI & STEINHAGEN, 1991], como a causa da variação do “hold-up” do gás. Neste caso os autores mencionam que existe um tamanho crítico de partícula em que, abaixo deste, há um aumento do tamanho das bolhas (coalescência) e acima ocorre desintegração das mesmas. Eles também indicam que a viscosidade do líquido tem uma forte influência na classificação do leito fluidizado.

A causa principal mais provável da variação do “hold-up” gasoso em leitos fluidizados trifásicos e que é mais recentemente discutida, é a interação física das partículas com o sistema utilizado.

JAMIALAHMADI & STEINHAGEN (1991) estudaram o efeito da molhabilidade das partículas no “hold-up” do gás, utilizando uma coluna de borbulhamento de 15,2 cm de diâmetro e 200 cm de altura. O sistema utilizado foi o ar (fase gasosa) e água (fase líquida). As partículas utilizadas foram de dois tipos diferentes de material, sendo uma não-molhável (poliestireno) e outra molhável (nylon).

Foi observado de forma clara, como pode ser visto nas figuras 2.3 e 2.4, que as partículas não-molháveis proporcionam uma redução do “hold-up” do gás, enquanto as molháveis promovem um aumento do mesmo.

Segundo os autores, isto pode ser explicado fundamentando-se na resistência do filme líquido que separa duas bolhas: quando água, que é altamente polar, é posta em contato com uma superfície sólida não-molhável, tal como poliestireno, não é possível que a água tenha aderência à superfície sólida. Portanto, a presença de partículas de poliestireno no filme líquido entre duas bolhas, reduz a resistência do filme e então ocorre a coalescência.

Por outro lado, fortes ligações físicas são estabelecidas entre a água e a superfície sólida, quando esta superfície é o nylon, devido à polaridade deste material e da água. Neste caso, a presença destas partículas no filme líquido aumenta a resistência à coalescência das bolhas e, conseqüentemente, aumenta o “hold-up” do gás.

BHATIA et al (1972) estudaram a influência da molhabilidade das partículas na expansão do leito numa coluna de 2 cm de diâmetro, usando o sistema ar-água e partículas de vidro de 1 mm de diâmetro e densidade $2,82 \text{ g/cm}^3$. Vários ensaios foram realizados variando-se as velocidades superficiais do líquido e vapor, com as partículas limpas, que caracterizavam-se como molháveis e com as partículas cobertas com teflon, o que caracterizavam-nas como não-molháveis. A cobertura das partículas foi feita com um “spray” de teflon, de modo que não era alterada a densidade das mesmas.

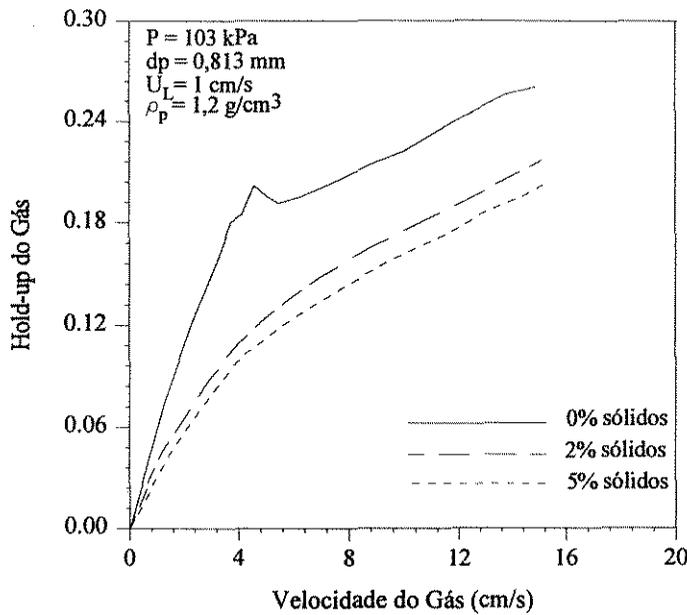


Figura 2.3 - Efeito das partículas não-molháveis, de poliestireno, no “hold-up” do gás (JAMIALAHMADI & STEINHAGEN, 1991)

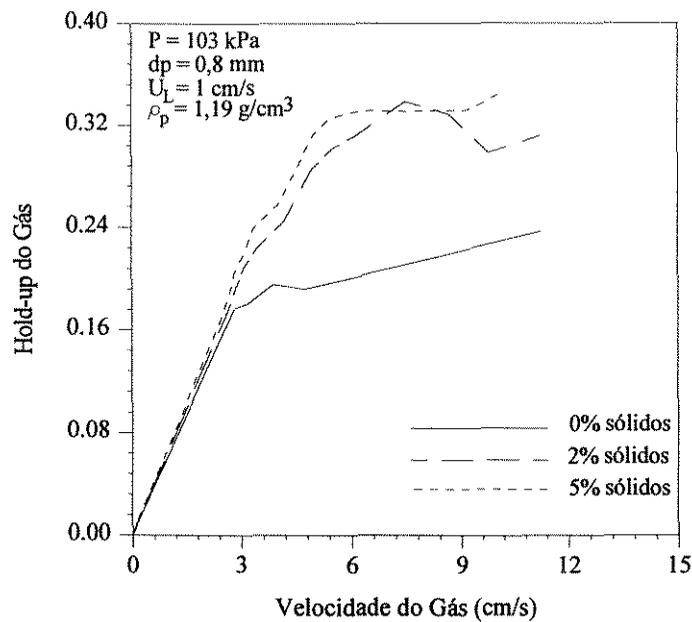


Figura 2.4 - Efeito das partículas molháveis, de nylon, no “hold-up” do gás (JAMIALAHMADI & STEINHAGEN, 1991)

Os resultados obtidos pelos autores estão representados na figura 2.5, onde nota-se que em todos os casos houve uma maior expansão do leito quando utilizadas

as partículas não-molháveis. Quando utilizadas as partículas molháveis, ocorreram contrações do leito nas velocidades superficiais do gás mais baixas.

BHATIA et al (1972) explicam este fenômeno baseados no conceito da energia necessária por unidade de área para separar um sólido de uma fase líquida na presença de um gás ou vapor, definida pela equação de Dupré: $W_{SLV} = \sigma_{LV} (1 + \cos\theta)$, onde θ é o ângulo de contato do líquido na superfície do sólido e σ_{LV} a tensão superficial gás-líquido. Como θ varia de 0° , no caso de partículas perfeitamente molháveis, a 180° , no caso de sólidos não-molháveis, o valor de $\cos\theta$ varia de +1 a -1 e, desta forma, W_{SLV} decresce conforme diminui a molhabilidade das partículas, o que ocasiona uma maior expansão do leito com partículas não-molháveis. Uma outra forma de haver redução de W_{SLV} , é quando o valor de σ_{LV} é muito baixo.

Em um outro trabalho, semelhante a este, ARMSTRONG et al (1976) (citados por FAN, 1989) encontraram também uma maior expansão do leito e menor hold-up do gás, utilizando-se partículas não-molháveis de 6 mm de diâmetro, quando comparados com os resultados obtidos com partículas molháveis de mesmo diâmetro.

2.3.3 - Transferência de Massa em Fluidização Trifásica

A transferência de massa através da interface gás-líquido pode ser descrita pelo produto de três termos: o coeficiente global de transferência de massa, a área interfacial e a diferença de concentração, sendo os dois primeiros termos altamente dependentes da hidrodinâmica do leito.

Geralmente em operações onde fluidização trifásica é comumente aplicada, tal como a absorção de um componente da fase gasosa pela fase líquida, a resistência à transferência de massa do lado gasoso é desprezada, o que possibilita uma aproximação do coeficiente global de transferência de massa ao valor do coeficiente de transferência de massa do lado líquido. A área interfacial reflete o

comportamento das bolhas e este comportamento depende das condições operacionais e propriedades do sistema gás-líquido.

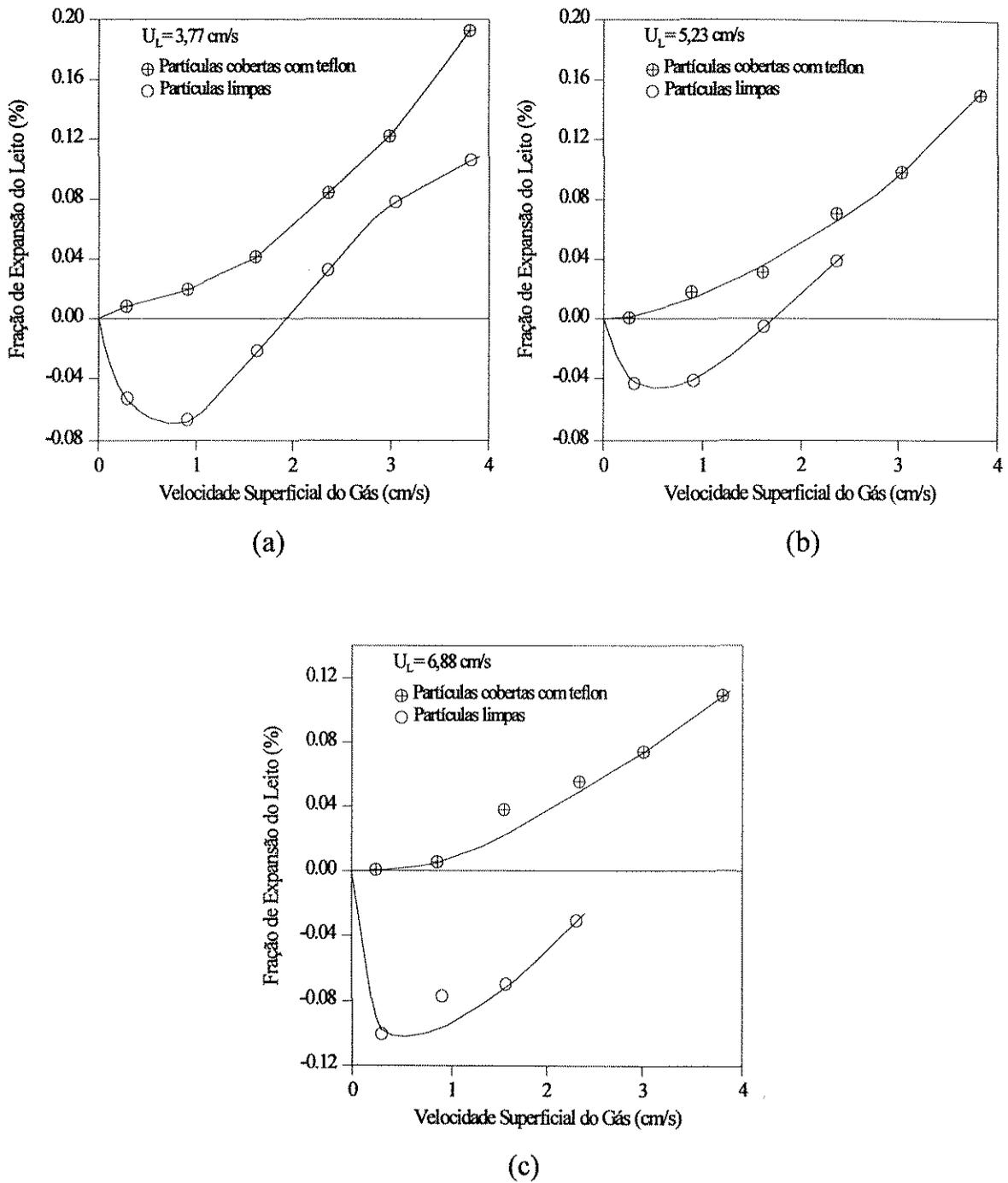


Figura 2.5 - Efeito da molhabilidade do sólido na expansão do leito fluidizado gás-líquido (BHATIA et al, 1972).

Devido à dificuldade de se obter o coeficiente de transferência de massa do lado líquido (k_L), comumente este é associado à área interfacial (a), sendo obtido, então, o coeficiente de transferência de massa volumétrico da fase líquida ($k_L a$).

A seguir serão relacionados alguns estudos dos efeitos causados pela velocidade do gás e tamanho das partículas na medida do $k_L a$.

OSTERGAARD (1971) cita um trabalho realizado por MASSIMILA et al (1959), que refere-se à medida da taxa de absorção de dióxido de carbono em água de uma mistura de dióxido de carbono e nitrogênio. As partículas utilizadas foram a sílica, com o diâmetro equivalente médio de 0,22 mm e vidro, com diâmetros de 0,5 e 0,8 mm. Não foram desenvolvidas correlações que pudessem quantificar o coeficiente de absorção, mas algumas características qualitativas foram observadas. A taxa de absorção aumentou com o acréscimo da velocidade do líquido para todas as partículas e decresceu com o aumento do tamanho das partículas para todas as velocidades do líquido, sendo essas taxas de absorção sempre inferiores às obtidas em um sistema equivalente onde não foram utilizadas partículas.

Ainda em OSTERGAARD (1971), é mencionado um outro trabalho de OSTERGAARD & SUCHOZEBRSKI (1969), onde os autores estudaram a absorção de CO_2 em água, utilizando partículas de vidro de 1 e 6 mm de diâmetro. Os coeficientes de absorção para a coluna operando sem partículas foram aproximadamente cinco vezes maiores que para a operação utilizando-se partículas de 1 mm, enquanto para o leito com partículas de 6 mm os coeficientes foram aproximadamente duas vezes maiores que os obtidos com a operação sem partículas. Mudanças na velocidade do líquido aparentemente não causaram significantes mudanças nos coeficientes de transferência de massa volumétricos, porém, os autores ressaltam que os experimentos com leitos de partículas de 1 mm de diâmetro foram realizados a velocidades de líquido próximas do ponto de fluidização incipiente e é provável que se essas velocidades fossem mais altas, as taxas de absorção também seriam maiores, já que a coalescência das bolhas seria menos pronunciada.

FAN (1989) reuniu os dados de vários autores que tratam da influência do tamanho das partículas na transferência de massa (OSTERGAARD & FOSBOL, 1972; DAKSHINAMURTY et al, 1974; DHANUKA & STEPANEK, 1980; NGUYEN-TIEN et al, 1985) e relacionou valores de $k_L a$ com o diâmetro das partículas, como mostra a figura 2.6. Em todos estes trabalhos o $k_L a$ decresce bruscamente até atingir um valor mínimo quando o diâmetro das partículas situa-se entre 1 e 2 mm, passando, a partir desse ponto, a aumentar com o acréscimo do tamanho das partículas.

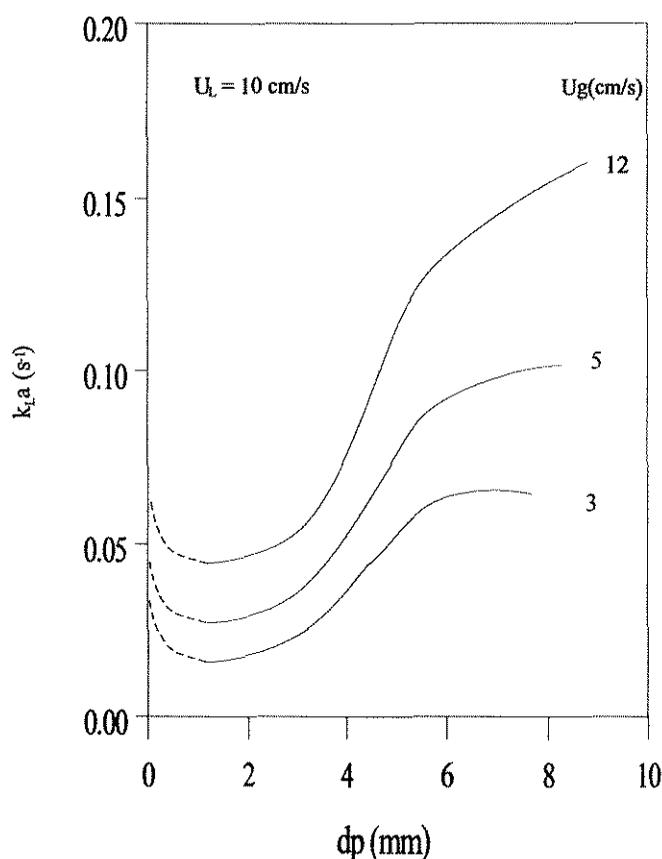


Figura 2.6 - Influência do diâmetro das partículas no $k_L a$ (FAN, 1989)

Na realidade o efeito do tamanho das partículas no $k_L a$ é resultado da combinação dos efeitos destas no coeficiente de transferência de massa (k_L) e na área interfacial (a), que ocorrem de formas distintas.

DHANUKA & STEPANEK (1980) mediram separadamente o k_L e a área interfacial através da absorção de CO_2 por soluções de Na_2CO_3 - $NaHCO_3$, em leitos

constituídos de partículas com 1,98; 4,08 e 5,86 mm de diâmetro. Os valores de k_L para o leito de partículas com 4,08 mm foram maiores que os obtidos quando com partículas de 5,86 e 1,98 mm, como mostra a figura 2.7. Pela figura observa-se que o efeito da velocidade superficial do gás sobre k_L é distinto para cada diâmetro da partícula. Segundo FAN (1989), esta diferença de comportamento se deve à variação dos regimes das bolhas causada pelo tamanho das partículas. Seguindo a divisão dos regimes das bolhas definidos por CALDERBANK (1967) [citado por FAN, 1989], o autor indica que para as partículas de 5,86 mm de diâmetro, os tamanhos das bolhas são uniformemente distribuídos e estão próximos do regime de “pequenas bolhas”, onde o k_L é independente da variação do tamanho das bolhas e, portanto, da velocidade do gás. Já para o caso das partículas de 4,08 mm de diâmetro, os tamanhos das bolhas estão num regime de “transição”, onde k_L decresce com a diminuição do tamanho das bolhas e, portanto, com o aumento da velocidade do gás. Finalmente, para as partículas de 1,98 mm, devido à coalescência as bolhas se encontram no regime de “grandes bolhas” e com o aumento da velocidade superficial do gás, o tamanho médio das bolhas cresce e, portanto, o k_L aumenta. Para ratificar a influência do tamanho das bolhas no k_L , FAN (1989) também cita o estudo desenvolvido por LEE & BUCKLEY (1981) que trata da fluidização de partículas de vidro de 6 mm de diâmetro em uma solução aquosa de octanol. Os tamanhos das bolhas observados foram menores que no caso da utilização de apenas água pura ao invés da solução. Porém, os valores do k_L para ambos os casos foram praticamente iguais, o que indica que o k_L foi menor no caso da solução, onde as bolhas tinham menores dimensões.

Quanto à influência do diâmetro das partículas na área interfacial, DHANUKA & STEPANEK (1980) verificaram que este tem um efeito marcante, de forma diretamente proporcional, como pode ser verificado na figura 2.8. Pela figura pode-se observar também que a área interfacial aumenta consideravelmente com o acréscimo da velocidade superficial do gás.

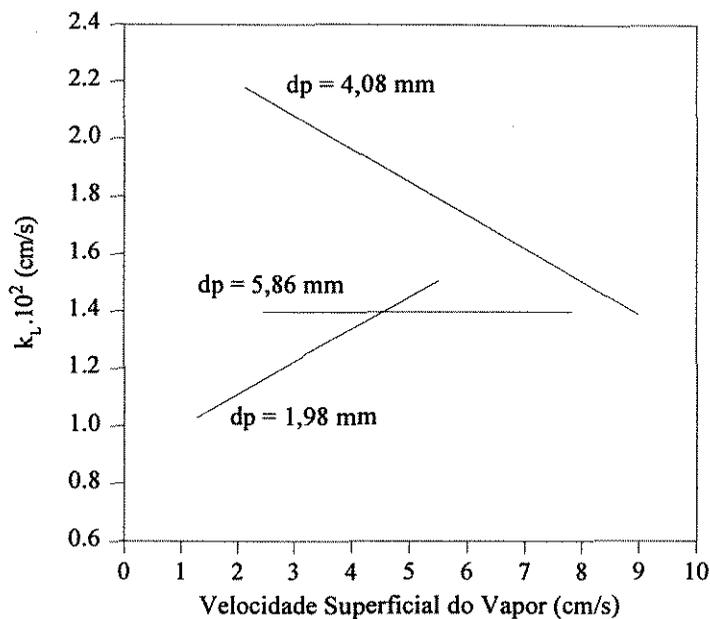


Figura 2.7 - Influência da velocidade superficial do vapor no coeficiente de transferência de massa da fase líquida, na absorção de CO_2 em água (DHANUKA & STEPANEK, 1980)

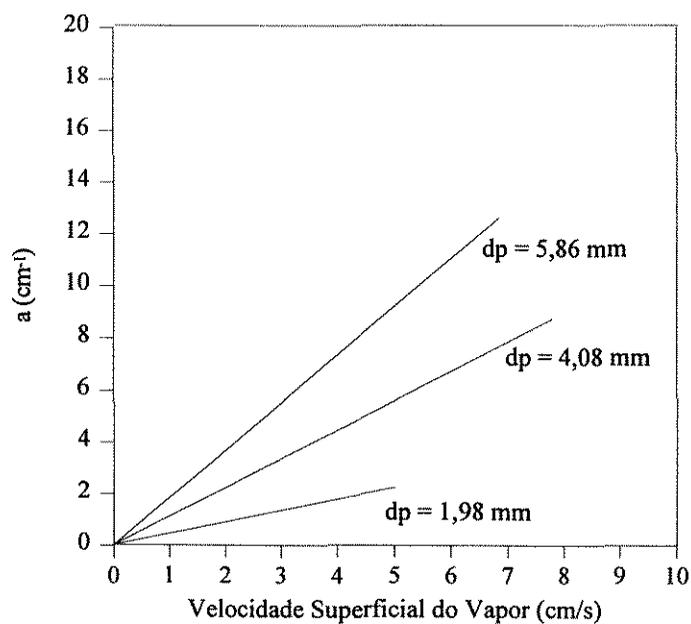


Figura 2.8 - Influência da velocidade superficial do vapor na área interfacial, em leitos de partículas de diferentes diâmetros (DHANUKA & STEPANEK, 1980)

Analisando-se os efeitos combinados da velocidade superficial do vapor no coeficiente de transferência de massa da fase líquida (figura 2.7) e na área interfacial (figura 2.8), verifica-se que o coeficiente de transferência de massa volumétrico da fase líquida ($k_L a$) varia de forma diretamente proporcional com a velocidade superficial do vapor, já que, apesar do k_L em alguns casos se comportar de forma inversamente proporcional, o efeito na área interfacial sempre o sobrepõe e, portanto, o efeito resultante tende a ser semelhante ao que ocorre com a área interfacial. DARTON (1985) reúne os resultados obtidos por diversos autores e apresenta a influência da velocidade superficial do vapor no $k_L a$, como mostra a figura 2.9. Nesta figura a legenda "O+S" corresponde aos dados obtidos por OSTERGAARD & SUCHOZEBSKI (1971), "D+S" aos dados de DHANUKA & STEPANEK (1980) e "D" aos dados de DAKSHINAMURTY et al (1974).

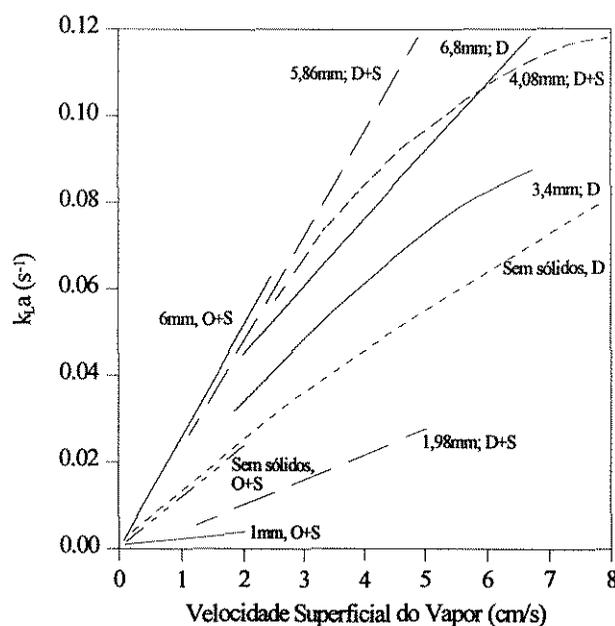


Figura 2.9 - Efeito da velocidade superficial do vapor e tamanho das partículas no coeficiente de transferência de massa volumétrico

- CO_2 - água - partículas de vidro
- O_2 - água - partículas de vidro
- CO_2 - água

Os trabalhos até então apresentados tratam de ensaios de fluidização trifásica operando em escoamento concorrente das fases líquida e gasosa. No entanto o comportamento difere em alguns aspectos, como na formação da área interfacial, quando a operação é realizada em contracorrente.

STRUMILLO & KUDRA (1977) determinaram a área interfacial em um leito fluidizado trifásico contracorrente, mais conhecido como TBC ("Turbulent Bed Contactor"), numa operação de absorção de dióxido de carbono de uma corrente de ar por uma solução de hidróxido de sódio. A coluna era constituída de um prato tipo "turbogrid" de 65% de área livre, com 8,5 cm de diâmetro, 50 cm de altura e partículas com diâmetros de 5,0; 7,5 e 10 mm.

Os seus resultados mostraram que, ao contrário do observado nos leitos fluidizados trifásicos concorrentes, a área interfacial diminui com o aumento do diâmetro das partículas, como pode ser visto na figura 2.10, apesar de que, neste caso, a área medida foi a área interfacial efetiva por unidade de área da seção transversal da coluna. Em relação à velocidade superficial do gás e altura estática do leito, a área interfacial se comportou de forma similar em ambos os casos. Com o aumento dessas duas variáveis, houve um aumento da área interfacial até um valor máximo, de onde a mesma passou a decrescer. Eles atribuem a este declínio, um distúrbio na homogeneidade de flotação do leito. A figura 2.11 mostra este comportamento.

WOZNIAK & OSTERGAARD (1973) também estudaram a transferência de massa através da reação do dióxido de carbono com o hidróxido de sódio a 25 °C em um leito fluidizado trifásico em contracorrente. Eles verificaram que a área interfacial efetiva por unidade de volume do leito estático e o coeficiente de transferência de massa da fase gasosa aumenta e diminui respectivamente com a velocidade superficial do líquido, como mostra a figura 2.12.

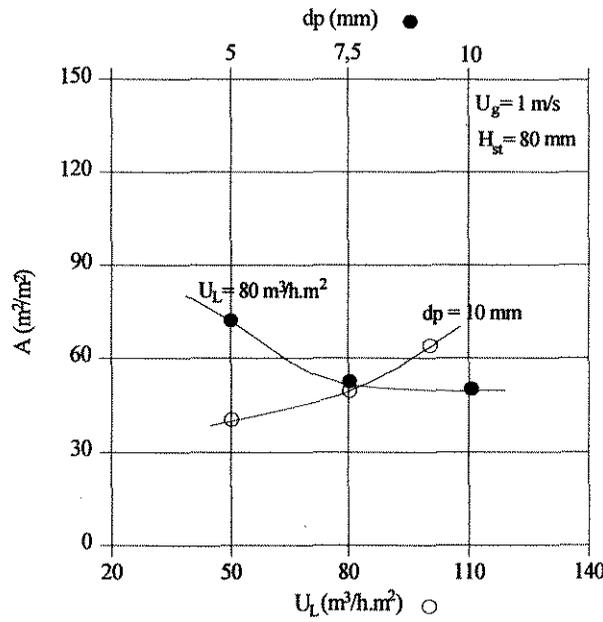


Figura 2.10 - Influência da vazão de líquido e diâmetro das partículas na área interfacial (STRUMILLO & KUDRA, 1977)

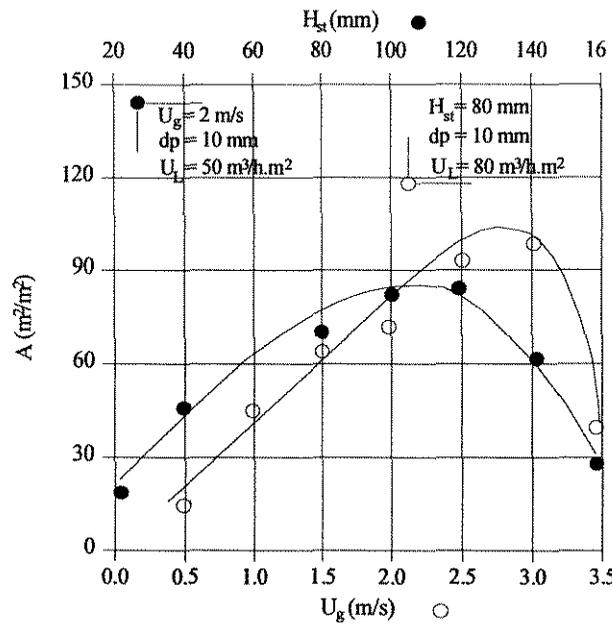


Figura 2.11 - Influência da velocidade superficial do gás e altura estática do leito na área interfacial (STRUMILLO & KUDRA, 1977)

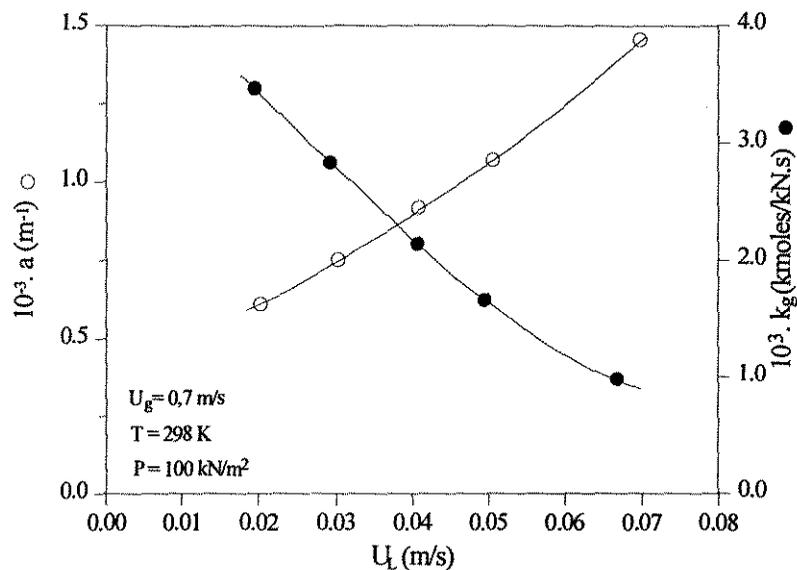


Figura 2.12 - Efeito da velocidade superficial do líquido na área interfacial efetiva e no coeficiente de transferência de massa da fase gasosa (WOZNIAK & OSTERGAARD, 1973)

2.4 - DESTILAÇÃO COM PARTÍCULAS FLUIDIZADAS

A aplicação da fluidização trifásica em destilação é um assunto bastante novo nos meios de pesquisa atuais.

Em um recente trabalho, JOB (1994) estudou a influência da quantidade de partículas na eficiência de separação de um prato perfurado sem vertedor em uma coluna de 5,5 cm de diâmetro e área livre 19%, sendo o sistema destilante a mistura etanol/n-butanol. Foram utilizadas partículas de PVC de aproximadamente 2,5 mm de diâmetro. Além da quantidade de partículas, que variou de 2 a 16g, ele também analisou a influência de outros parâmetros, tais como a composição do sistema e a velocidade superficial do vapor.

Os seus resultados mostram que a adição de 4g de partículas aumenta a eficiência de separação e aumentando-se esta massa, não se obtém consideráveis variações da eficiência. Por outro lado, a presença das partículas resulta numa drástica redução da faixa de operação. Assim, para uma dada velocidade superficial

do vapor, os ensaios com maior massa resultaram em maiores alturas da dispersão, como mostra a figura 2.13.

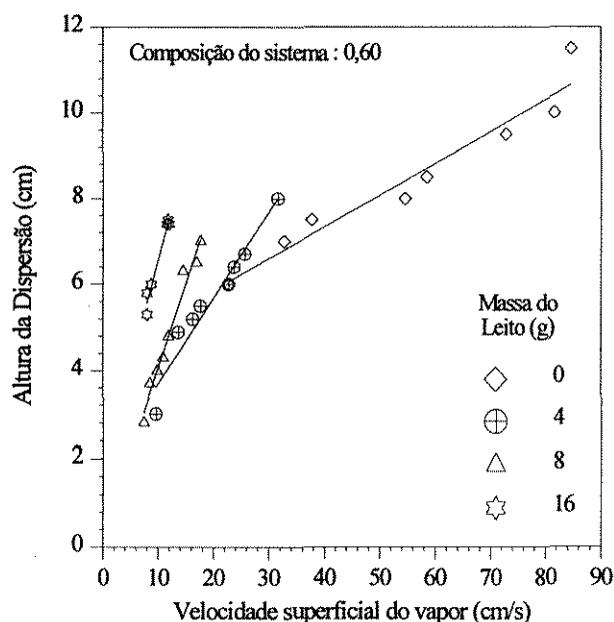


Figura 2.13 - Influência da velocidade superficial do vapor na altura da dispersão, em leitos de diferentes massas (JOB, 1994)

Verificou-se também que a composição influencia na eficiência de forma prevista por estudos anteriores (ZUIDERWEG & HARMENS, 1958), ou seja, a presença das partículas não altera a forma com que a composição influencia a eficiência, obtendo-se maior variação da eficiência nos valores extremos de composição do sistema, como pode ser observado na figura 2.14.

Quanto à velocidade superficial do vapor, foi observado que a eficiência, quando se utiliza partículas na dispersão, se comporta de forma diferente do caso sem partículas. Esta diferença ocorre principalmente devido aos regimes de escoamento dos tipos borbulhamento e misto, presentes nas operações com partículas nas velocidades superficiais mais baixas, ao contrário das operações sem partículas que independente da velocidade, o regime de escoamento é sempre o "froth". São nos regimes borbulhamento e misto, ou seja, nas velocidades mais baixas, que se obtêm as mais altas eficiências de Murphree, isto porque

possivelmente nestes tipos de regime tem-se um gradiente de concentração na direção axial da dispersão e, portanto, valores de composição do vapor que deixa o prato aproxima-se muito e às vezes até supera o valor da composição do vapor que estaria em equilíbrio com a composição do líquido no prato. Conseqüentemente, são obtidos valores elevados da eficiência de Murphree, em alguns casos superiores a 100%. As figuras 2.15 e 2.16 mostram comportamentos característicos das operações com partículas e sem partículas, respectivamente.

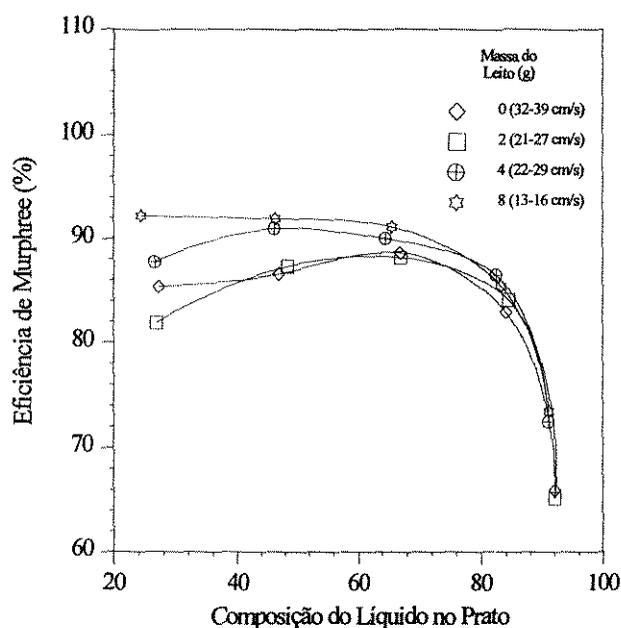


Figura 2.14 - Influência da composição na eficiência de Murphree em leitos de diferentes massas (JOB, 1994)

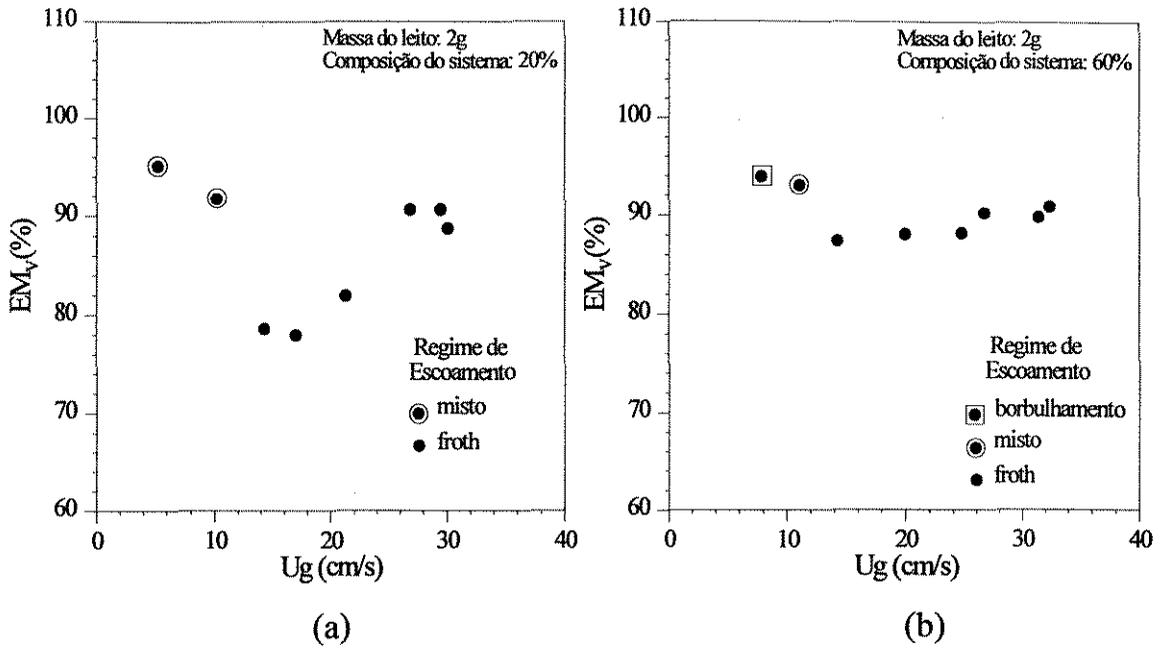


Figura 2.15 - Influência da velocidade superficial do vapor na eficiência (JOB, 1994).

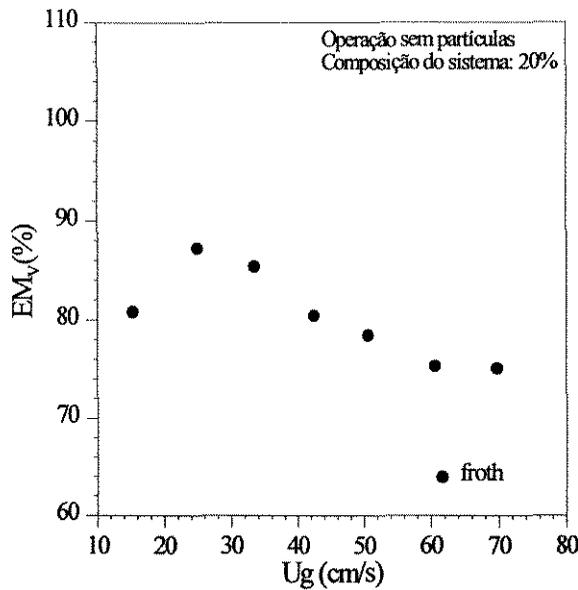


Figura 2.16 - Influência da velocidade superficial do vapor na eficiência, quando não se utilizou partículas na dispersão (JOB, 1994)

JOB (1994) determinou o coeficiente de transferência de massa volumétrico médio através da equação 2.8 nos casos onde não foram utilizadas partículas, como também nos casos em que diferentes massas de partículas de PVC foram utilizadas. A tabela 2.1 apresenta os seus resultados.

O autor também testou a correlação de SHARMA & GUPTA (1967) para a obtenção do $K_g a$ e verificou que somente no caso de operações sem partículas houve uma razoável concordância com a correlação proposta, enquanto que nas operações onde foram utilizadas partículas a correlação não era adequada.

A observação feita por SHARMA & GUPTA (1967) de que o $K_g a$ varia linearmente com a altura da dispersão foi também verificada por JOB (1994) nos casos das operações sem partículas e com massa de 2g.

Tabela 2.1 - Valores do $K_g a$ médio, obtidos pela equação 2.8 (JOB, 1994)
($K_g a \cdot 10^{-4}$ gmol/atm.s.cm³)

Massa do Leito (g)	Composição (Fração Molar)				
	20%	40%	60%	80%	90%
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

CAPÍTULO 3

**EQUIPAMENTO E PROCEDIMENTO
EXPERIMENTAL**

3.1 - INTRODUÇÃO

No capítulo anterior, foram apresentados vários trabalhos e fundamentos referentes ao estudo da hidrodinâmica e eficiência de pratos perfurados e fluidização trifásica que servirão como base para a execução deste trabalho.

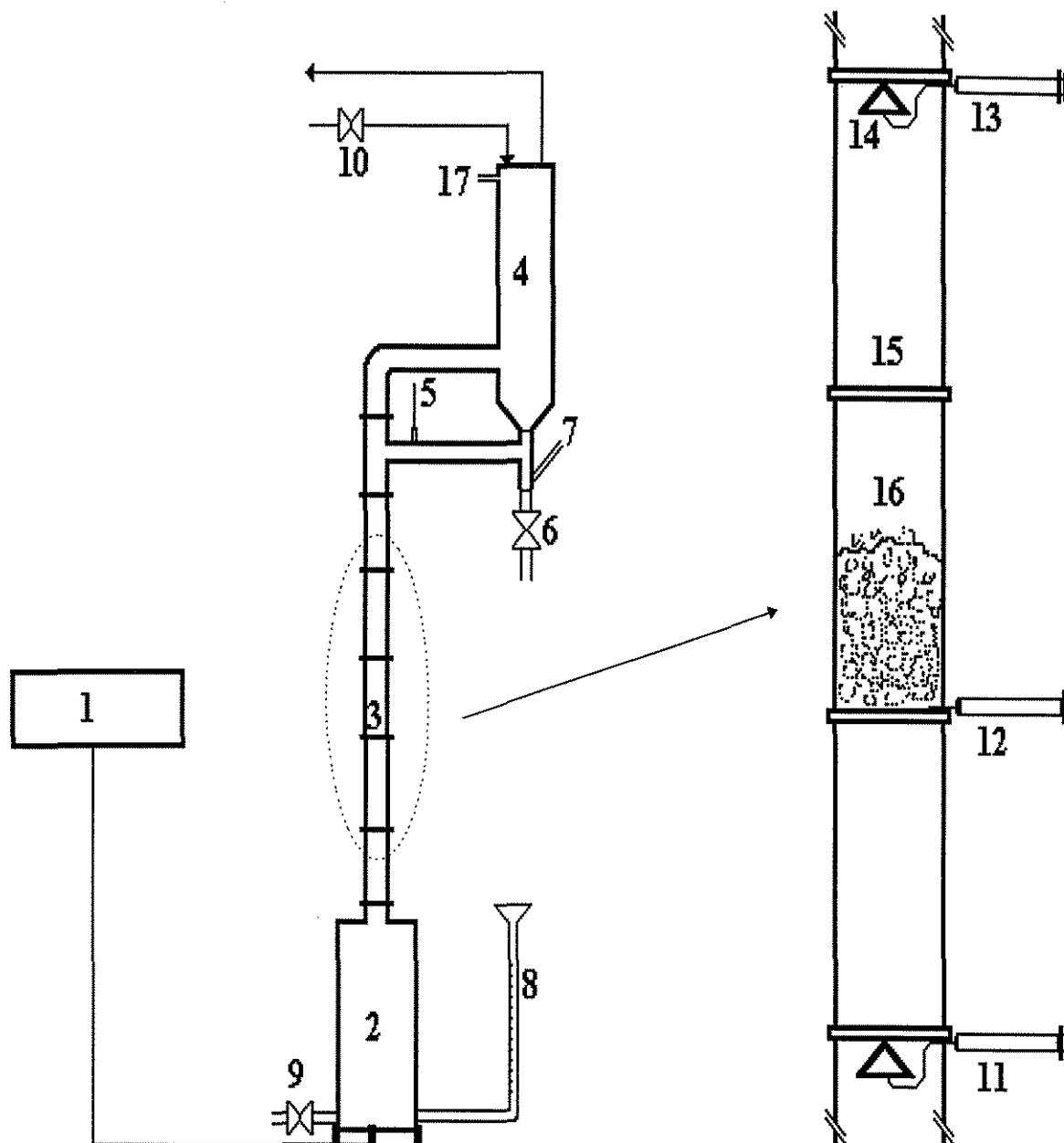
Neste capítulo será feita uma descrição do equipamento experimental utilizado, bem como do procedimento de operação do mesmo.

Como mencionado no capítulo anterior, JOB (1994) estudou o efeito da massa das partículas na eficiência e hidrodinâmica do prato e verificou que uma melhora na eficiência de separação é obtida com a adição de partículas. No entanto resulta em uma drástica redução na faixa de operação. Dando continuidade a esse estudo, no presente trabalho é estudada a influência do tamanho das partículas na eficiência e hidrodinâmica do prato, sendo, desta forma, utilizado o mesmo equipamento utilizado por esse autor.

3.2 - EQUIPAMENTO

A figura 3.1 apresenta o esquema do equipamento utilizado, que é constituído basicamente pela coluna de destilação, refeedor e o condensador.

O refeedor "2" foi confeccionado com uma chapa de latão e tem 450 mm de comprimento e 250 mm de diâmetro. Sobre o refeedor, foi conectado um cilindro, também de latão, de 55 mm de diâmetro e 70 mm de altura, com a finalidade de melhor direcionar o fluxo de vapor para o interior da coluna. Para o aquecimento da mistura líquida no refeedor, foram utilizadas resistências elétricas de diferentes potências, variando de 140 a 2000 W. A escolha da potência de aquecimento, que está relacionada com a taxa de vaporização desejada, era feita através das chaves liga/desliga "1".



Legenda

- | | |
|---|---|
| 1 - Chaves das resistências para o aquecimento | 10 - Válvula para controlar a vazão de água de refrigeração |
| 2 - Refervedor | 11 - Coleta de amostra do vapor que chega ao prato |
| 3 - Prato estudado | 12 - Coleta de amostra do líquido no prato |
| 4 - Condensador | 13 - Coleta de amostra do vapor que deixa o prato |
| 5 - Termômetro para medir a temperatura do refluxo | 14 - Cone para coleta de vapor |
| 6 - Válvula de descarga do destilado | 15 - Flange |
| 7 - Tubo indicador do sêlo de líquido | 16 - Dispersão sólido-líquido-vapor |
| 8 - Indicador do nível de líquido e alimentação do refeedor | 17 - Mangueira |
| 9 - Válvula de descarga da solução do refeedor | |

Figura 3.1 - Esquema Experimental

O condensador “4”, era constituído por um casco de latão e três serpentinas de cobre que forneciam uma área de troca térmica de $1,2 \text{ m}^2$. A vazão da água de refrigeração, que circulava no interior da serpentina, era controlada pela válvula “10”.

Para garantir a pressão atmosférica no sistema, dois pontos foram mantidos em comunicação com o ambiente: um deles era a mangueira de borracha “17” conectada ao casco do condensador e o outro era o tubo, também de borracha, indicador do nível do sêlo de líquido, “7”. Este sêlo impedia o desvio de vapor da coluna para o refluxo, além de indicar uma possível inundação da mesma.

A coluna de destilação propriamente dita, era constituída de tubos de vidro pirex, de 55 mm de diâmetro e 140 mm de altura, de modo que permitia a visualização das dispersões (“16”) formadas sobre o prato estudado (“3”). No tubo de vidro onde na sua base se encontrava o prato estudado, foi colocada uma escala milimétrica ao longo da sua altura para se fazer a medida visual da altura da dispersão. Os tubos eram intercalados ou por pratos ou por flanges, conectados entre si através de hastes de latão. No topo da coluna, um tubo de latão, de iguais dimensões, também foi acoplado aos demais, onde foi conectado um tubo lateral por onde escoava o refluxo proveniente do condensador. Um termômetro (“5”) foi colocado neste tubo lateral para medir a temperatura do refluxo.

Entre os tubos de vidro e os pratos foram colocadas arruelas de borracha como vedantes. O cone de amostragem do vapor de saída (“14”) foi conectado a um prato perfurado para melhorar a redistribuição do líquido proveniente do refluxo. Já o cone da amostragem “11” foi conectado a uma flange.

Como o objetivo deste trabalho é estudar o comportamento da hidrodinâmica e eficiência de um prato perfurado sem vertedor com a presença de partículas sólidas no mesmo, uma tela de latão de área livre 47% foi colocada sob o prato “3”, de área livre 39,6%, conforme a figura 3.2, resultando uma área livre de aproximadamente 19%.

O prato perfurado, incluindo a flange, visto na figura 3.2, possui diâmetro externo de 90 mm e a região perfurada, composta de 19 orifícios não chanfrados, 55 mm de diâmetro. Sua espessura é de 2 mm e cada orifício tem 7,9 mm de diâmetro, distribuídos num arranjo triangular. Os furos menores localizados na flange, serviram para a junção dos tubos de vidro, através de hastes de latão.

Para a coleta de amostras de líquido e vapor, necessárias para o cálculo da eficiência de Murphree em relação à fase vapor, foram utilizadas seringas de plástico. Na amostragem da fase líquida (“12”), a agulha da seringa permanecia introduzida na dispersão líquido-vapor através da arruela de borracha de vedação. Já na amostragem da fase vapor (“11” e “13”) foi conectado à agulha fixa na borracha, um pequeno tubo capilar que fazia a ligação entre a agulha e o ponto de amostragem. Um cone fixo no prato (“14”) protegia o ponto de amostragem de vapor, impedindo a presença de líquido. O vapor era então succionado e condensado na seringa.

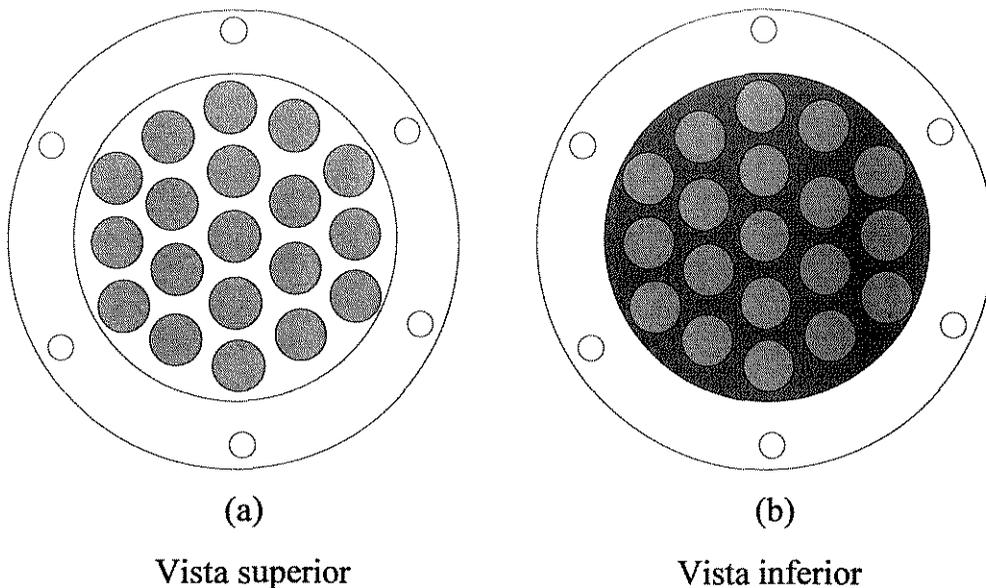


Figura 3.2 - Prato perfurado sem vertedor equipado com uma tela

3.3 - OPERAÇÃO DA COLUNA

A descrição do procedimento de operação da coluna, feita a seguir, se baseia na legenda utilizada na figura 3.1.

Estando a solução dentro do refeedor, ligava-se algumas resistências através das chaves "1" para se dar início ao seu aquecimento. Enquanto a solução era aquecida, abria-se a válvula "10" que permitia a circulação de água de resfriamento no condensador e fechava-se o tubo "7" para permitir a formação do sêlo de líquido. Quando se iniciava a vaporização da solução contida no refeedor, era atribuída uma determinada potência de aquecimento sob a qual obtinha-se uma determinada vazão de vapor através da coluna. Com a coluna já em plena operação, abria-se o tubo "7", já com o sêlo formado e fazia-se o ajuste da composição do vapor de entrada do prato (y_e), que já deveria estar próxima da desejada via ajuste prévio da composição no refeedor. O ajuste do y_e era realizado através da combinação da adição de reagentes ou retirada de solução do refeedor ("8" e "9") ou ainda retirada de destilado ("6"). Após o ajuste da composição a vazão de água de refrigeração era ajustada de forma a manter o refluxo o mais próximo possível do estado de líquido saturado, o que era indicado pelo termômetro "5", que media a temperatura do refluxo. Em seguida eram retiradas simultaneamente amostras do líquido no prato "3" e do vapor de entrada e saída do mesmo (respectivamente nos pontos "12", "11" e "13") em intervalos de 10 a 15 minutos e medidos as suas respectivas composições molares. Isto era repetido até que todas as três amostras mantivessem as suas composições constantes com o tempo, caracterizando o estado estacionário. Atingida a estabilização, anotavam-se os valores das composições do líquido no prato (x) e do vapor na entrada (y_e) e saída (y_s) do mesmo, para o cálculo da eficiência de separação de Murphree. Altura, tipo e outras características da dispersão também eram observadas e anotadas, além da temperatura do refluxo e do nível de líquido no refeedor. Por fim era medida a vazão volumétrica do líquido condensado, utilizada para o cálculo da velocidade superficial do vapor. Para isso,

descarregava-se num becker todo o líquido do sêlo de líquido, abrindo-se totalmente a válvula “6”. Imediatamente ao fim da descarga do líquido retido, coletava-se o destilado proveniente do condensador numa proveta durante 10 segundos, obtendo-se a vazão volumétrica do condensado.

Para cada tamanho de partícula, este procedimento foi realizado de seis a oito vezes para cada uma das cinco composições estudadas, procurando-se sempre abranger toda a faixa de operação, desde a mínima fluidização até o limite de inundação, onde a dispersão líquido-vapor ocupava todo o espaço entre o prato estudado “3” e a flange “15”.

3.4 - SISTEMA DESTILANTE E PARTÍCULAS SÓLIDAS

Estudos anteriores mostram que bolhas grandes e jatos estão presentes nas dispersões líquido-vapor de sistemas neutros e negativos (ZUIDERWEG & HARMENS, 1958), causando redução da área interfacial e, portanto, da eficiência de separação. Já no caso dos sistemas positivos, existe uma estabilização do filme líquido que favorece a eficiência de separação, tornando-a superior a dos demais sistemas.

Como no presente trabalho será estudado o efeito da adição de partículas sólidas à dispersão líquido-vapor na eficiência de separação, procurou-se adotar um sistema destilante que não tivesse as características de sistema positivo, já que o objetivo das partículas é quebrar as bolhas e assim aumentar a área interfacial, o que seria observado com mais destaque nos sistemas neutros ou negativos. Portanto, optou-se pelo sistema destilante etanol/n-butanol que se caracteriza como neutro e que apresenta condições de uso em laboratório.

A seguir, na tabela 3.1, se encontram algumas propriedades físicas do etanol e n-butanol (denominado neste trabalho simplesmente como butanol) puros: a temperatura de ebulição normal, a densidade, tensão superficial e viscosidade da fase líquida e o índice de refração.

Tabela 3.1 - Propriedades físicas dos componentes puros do sistema destilante utilizado

	T_b (°C)	ρ a 20 °C (g/cm ³)	σ (dinas/cm) $T_b/20$ °C	μ a 20 °C (cp)	η a 20 °C
Etanol	78,3	0,78	17,5/22,8	1,20	1,3619
Butanol	117,0	0,81	16,4/24,6	2,99	1,3995

Quanto às partículas sólidas, adotou-se as de Policloreto de Vinila (PVC), utilizadas por JOB (1994), quando estudou a influência da quantidade de partículas na hidrodinâmica e eficiência de um prato perfurado sem vertedor.

Para a definição da massa de partículas, verifica-se que de acordo com os resultados obtidos por JOB (1994), referentes a estudos com 2, 4, 8 e 16 gramas de partículas, a massa pouco influencia na eficiência de Murphree, mas, por outro lado, este parâmetro influencia consideravelmente na faixa de operação do prato, reduzindo-a à medida em que se aumenta a mesma. Diante disso, optou-se pela massa de 4g, pois apresentou faixa de operação próxima à obtida com a de 2g e bastante superior às obtidas com as demais massas, além de apresentar uma leve superioridade de eficiências de separação em relação à de 2g.

A partir das partículas utilizadas por JOB (1994), que tinham diâmetro equivalente aproximadamente de 2,50 mm, foi feita uma subdivisão destas de modo a se obter dimensões menores e variadas, com formas irregulares, sendo depois classificadas por peneiras granulométricas de acordo com o tamanho. Dessa forma foram escolhidos três tamanhos, além do original, para serem estudados, que estão representados na tabela 3.2.

Tabela 3.2 - Dimensão das partículas utilizadas

"Tyler"	Diâmetro equivalente das partículas - d_{ep} (mm)	Denominação Dp
12	1,70	G12
10	1,86	G10
09	2,00	G09
08	2,50	G08
Operações sem o uso de partículas		SP

Nos capítulos subsequentes os tamanhos das partículas serão diferenciados segundo a denominação atribuída na tabela 3.2.

3.5 - MEDIDA DA COMPOSIÇÃO

O conhecimento das composições do líquido no prato e do vapor à sua entrada e saída é necessário para se efetuar o cálculo da eficiência de Murphree da fase vapor, adotado neste trabalho.

O método utilizado para tal, baseou-se numa calibração da composição da mistura líquida em relação ao seu índice de refração (η), já que o etanol e o butanol puros têm índices de refração bastante diferentes (respectivamente 1,3619 e 1,3995). Então foram feitas várias soluções de composições molares conhecidas e medidos os seus respectivos índices de refração a 20 °C através de um Refratômetro de Abbé, da Carl Zeiss modelo nº 32.G110d. A partir desses dados, foi construída uma curva de calibração da composição versus índice de refração, que está apresentada na figura 3.3. A curva foi ajustada por polinomiais, utilizando-se o método dos

mínimos quadrados e o seu melhor ajuste foi obtido dividindo-se o conjunto de pontos em duas partes, obtendo-se assim, os seguintes polinômios:

$$x = -351,143 + 534,117\eta - 202,328\eta^2 \quad (3.1)$$

Sendo: $1,3619 \leq \eta < 1,3799$

Erro médio: 0,1829%

$$x = -721,581 + 1071,04\eta - 396,886\eta^2 \quad (3.2)$$

Sendo: $1,3799 \leq \eta \leq 1,3995$

Erro médio: 2,338%

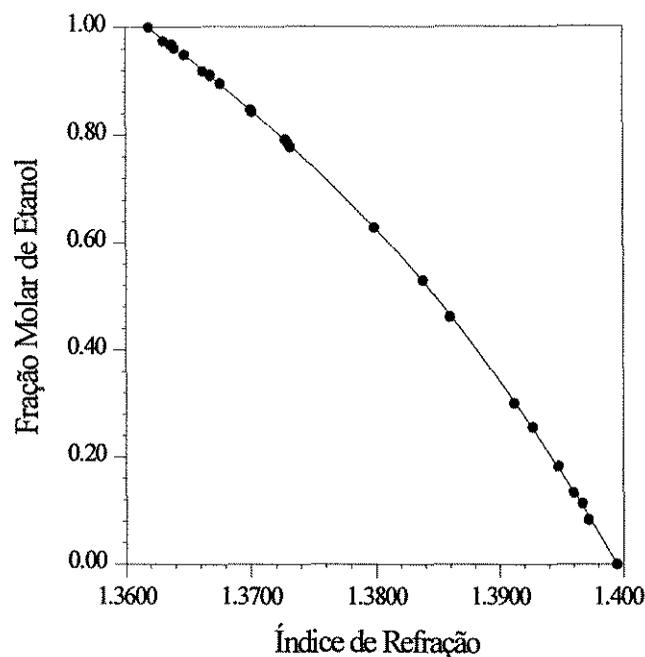


Figura 3.3 - Curva de calibração da composição do sistema etanol-butanol em relação ao índice de refração

CAPÍTULO 4

ANÁLISE DOS RESULTADOS EXPERIMENTAIS

4.1 - INTRODUÇÃO

Os dados experimentais obtidos segundo o procedimento descrito no capítulo anterior estão apresentados no apêndice A . No presente capítulo será apresentada uma análise dos resultados obtidos.

Como mencionado anteriormente, este trabalho dá continuidade ao realizado por JOB (1994). Sendo mesmo o equipamento, alguns dados obtidos por ele também serão utilizados nesta análise. Estes dados são correspondentes aos experimentos com 4g de partículas de dimensão denominada G08 e experimentos realizados sem partículas, denominados SP.

As principais variáveis aqui analisadas, que influenciam na eficiência de separação e hidrodinâmica do prato são:

- velocidade superficial do vapor;
- composição do sistema destilante;
- altura da dispersão;
- tamanho das partículas.

Os métodos de cálculo de todas as variáveis de operação e propriedades físicas utilizadas estão apresentados no apêndice B.

4.2 - INFLUÊNCIA DA VELOCIDADE SUPERFICIAL DO VAPOR NA EFICIÊNCIA DE MURPHREE

Para cada composição do sistema estudada, a velocidade superficial do vapor foi variada desde a operação na qual as partículas iniciava a fluidização, até a que aproximava-se do ponto de inundação, isto é, a dispersão ocupava todo o espaço entre os pratos.

Observou-se que ao contrário das operações sem partículas, onde o regime “froth” abrange toda a faixa de operação, nas operações com partículas, além do “froth”, ocorrem também os regimes de borbulhamento e o misto. O regime misto é

definido como aquele em que a dispersão é composta por uma camada de líquido límpido na sua parte inferior (borbulhamento) e por uma camada turbulenta na parte superior (“froth”).

Desta forma o comportamento da eficiência de separação com a velocidade superficial do vapor passa a depender de um número ainda maior de variáveis. Para facilitar a compreensão, a análise será realizada separadamente por composição do sistema, como descrito a seguir.

Segundo o procedimento experimental descrito, foi mantida constante a composição do vapor à entrada do prato estudado (y_e).

4.2.1 - Composição 20%:

As figuras 4.1 (a) a (d) apresentam o efeito da velocidade superficial na eficiência para os quatro tamanhos de partículas. Pelas figuras, verifica-se que os comportamentos são, de um modo geral, semelhantes entre si, ocorrendo uma drástica redução da eficiência com o aumento da velocidade superficial do vapor. Para as partículas denominadas G12 e G10 (figuras 4.1a,b), observa-se que nas velocidades superficiais do vapor menores que 30 cm/s os valores da eficiência superam os 100%. Isto se deve provavelmente ao fato dos regimes de escoamento no prato terem sido do tipo borbulhamento ou misto, caracterizados pela presença de uma camada de líquido límpido que proporciona a formação de gradientes de concentração na direção axial da mesma. Como a amostragem do líquido era feita na base da dispersão, onde neste caso a composição em etanol é menor que a da camada turbulenta, o valor da composição do vapor (y^*) que estaria em equilíbrio com x , assumido para o cálculo da eficiência de Murphree, é menor que o da composição do vapor que deixa o prato (y_e) e conseqüentemente um valor de eficiência maior do que 100% é obtido no cálculo da eficiência de Murphree.

Em relação aos experimentos realizados com as partículas G09, representados pela figura 4.1(c), observa-se que a eficiência sempre é menor que as

definido como aquele em que a dispersão é composta por uma camada de líquido límpido na sua parte inferior (borbulhamento) e por uma camada turbulenta na parte superior (“froth”).

Desta forma o comportamento da eficiência de separação com a velocidade superficial do vapor passa a depender de um número ainda maior de variáveis. Para facilitar a compreensão, a análise será realizada separadamente por composição do sistema, como descrito a seguir.

Segundo o procedimento experimental descrito, foi mantida constante a composição do vapor à entrada do prato estudado (y_e).

4.2.1 - Composição 20%:

As figuras 4.1 (a) a (d) apresentam o efeito da velocidade superficial na eficiência para os quatro tamanhos de partículas. Pelas figuras, verifica-se que os comportamentos são, de um modo geral, semelhantes entre si, ocorrendo uma drástica redução da eficiência com o aumento da velocidade superficial do vapor. Para as partículas denominadas G12 e G10 (figuras 4.1a,b), observa-se que nas velocidades superficiais do vapor menores que 30 cm/s os valores da eficiência superam os 100%. Isto se deve provavelmente ao fato dos regimes de escoamento no prato terem sido do tipo borbulhamento ou misto, caracterizados pela presença de uma camada de líquido límpido que proporciona a formação de gradientes de concentração na direção axial da mesma. Como a amostragem do líquido era feita na base da dispersão, onde neste caso a composição em etanol é menor que a da camada turbulenta, o valor da composição do vapor (y^*) que estaria em equilíbrio com x , assumido para o cálculo da eficiência de Murphree, é menor que o da composição do vapor que deixa o prato (y_s) e conseqüentemente um valor de eficiência maior do que 100% é obtido no cálculo da eficiência de Murphree.

Em relação aos experimentos realizados com as partículas G09, representados pela figura 4.1(c), observa-se que a eficiência sempre é menor que as

obtidas com os demais tamanhos, o que confirma que a dimensão das partículas influencia na transferência de massa em um leito fluidizado trifásico.

Uma das causas da queda acentuada da eficiência com a velocidade superficial do vapor é a redução do tempo de contato entre o vapor e o líquido no prato, já que nos experimentos a composição 20% foi possível operar em vazões relativamente altas o que permitia que o vapor passasse através da mistura líquida com maior rapidez, o que fazia com que o contato gás-líquido não fosse o suficiente para se ter uma boa eficiência.

4.2.2 - Composição 40%:

O comportamento da eficiência em relação à velocidade superficial do vapor na composição de 40% ocorre de forma similar ao de composição 20% no caso das operações com as partículas G09 e G08 (figuras 4.2c,d). Porém o decréscimo da eficiência no caso das partículas G08 só foi mais acentuado nos regimes borbulhamento e misto, permanecendo a eficiência, a partir do regime “froth”, aproximadamente constante com a velocidade superficial do vapor. Por outro lado, quando utilizadas as partículas G12 e G10, o comportamento apresentado é diferente. Como pode ser visto na figura 4.2(a), nas operações com as partículas G12, a baixas velocidades superficiais de vapor, altas eficiências são obtidas devido à formação de regimes de escoamento no prato do tipo borbulhamento ou misto. Com o aumento da velocidade superficial do vapor, a eficiência decresce, quando ocorre a mudança do tipo de dispersão de borbulhamento/misto para “froth”. Neste tipo de dispersão, a eficiência aumenta até chegar num ponto máximo, de onde novamente decresce com a velocidade superficial do vapor. Nos experimentos com as partículas G10, representados pela figura 4.2(b), a eficiência decresce com a velocidade principalmente quando o regime de escoamento é o “froth”.

4.2.3 - Composição 60%:

Nos experimentos realizados com composição do vapor de entrada do prato de 60%, observa-se uma certa constância dos valores de eficiência do prato em relação à velocidade superficial do vapor.

As figuras 4.3 (a,b,c,d) mostram a dependência da eficiência com a velocidade superficial do vapor. Nelas podemos observar que a eficiência pouco varia ao longo da faixa de operação quando utilizadas as partículas G12, G10 e G08. Porém, nas operações com partículas G09, este comportamento não é observado. Neste caso há um decréscimo da eficiência com o aumento da velocidade superficial do vapor, assemelhando-se ao observado nas operações com composição 20% e G09/40%.

4.2.4 - Composição 80%:

Na composição de 80%, as operações com os quatro tamanhos de partículas apresentam dois comportamentos diferentes e já observados anteriormente.

Através das figuras 4.4(a,c), que representam as operações com as partículas G12 e G09, respectivamente, pode-se observar que a dependência da eficiência em relação à velocidade superficial do vapor é similar ao comportamento observado na figura 4.2(a), ou seja, a eficiência é alta quando os regimes de escoamento são do tipo “borbulhamento” e “misto” e com o aumento da velocidade superficial do vapor este valor é reduzido à medida em que ocorre a transição para o regime “froth”, tornando a aumentar até um valor máximo de onde passa a decrescer.

Por outro lado, com as partículas G10 e G08 (figuras 4.4b,d) pouca variação ocorre na eficiência ao longo da faixa de operação, como observado nos experimentos com as partículas G12, G10 e G08 na composição de 60%.

4.2.5 - Composição 90%:

As eficiências obtidas nas operações com composição do sistema em 90% são as mais baixas, devido principalmente à diminuição da força-motriz.

Os valores da eficiência permanecem praticamente constantes no caso das operações com as partículas G10, G09 e G08 (figuras 4.5b,c,d). Apenas as operações com as partículas G12 (figura 4.5a) apresentam um comportamento diferente, variando bruscamente a eficiência no intervalo de velocidade superficial do vapor entre 20 e 30 cm/s, assemelhando-se ao observado nos experimentos com as partículas G12 nas composições 40 e 80% e com as partículas G09 na composição 80%.

Como pôde ser observado, o comportamento da eficiência com a velocidade superficial do vapor se torna ainda mais complexo quando são adicionadas partículas sólidas à dispersão líquido-vapor, o que dificulta a obtenção de explicações concretas sobre o fenômeno, como acontece também em estudos de absorção em colunas de borbulhamento com partículas fluidizadas (WOZNIAK & OSTERGAARD, 1973; STRUMILLO & KUDRA, 1977; DHANUKA & STEPANEK, 1980).

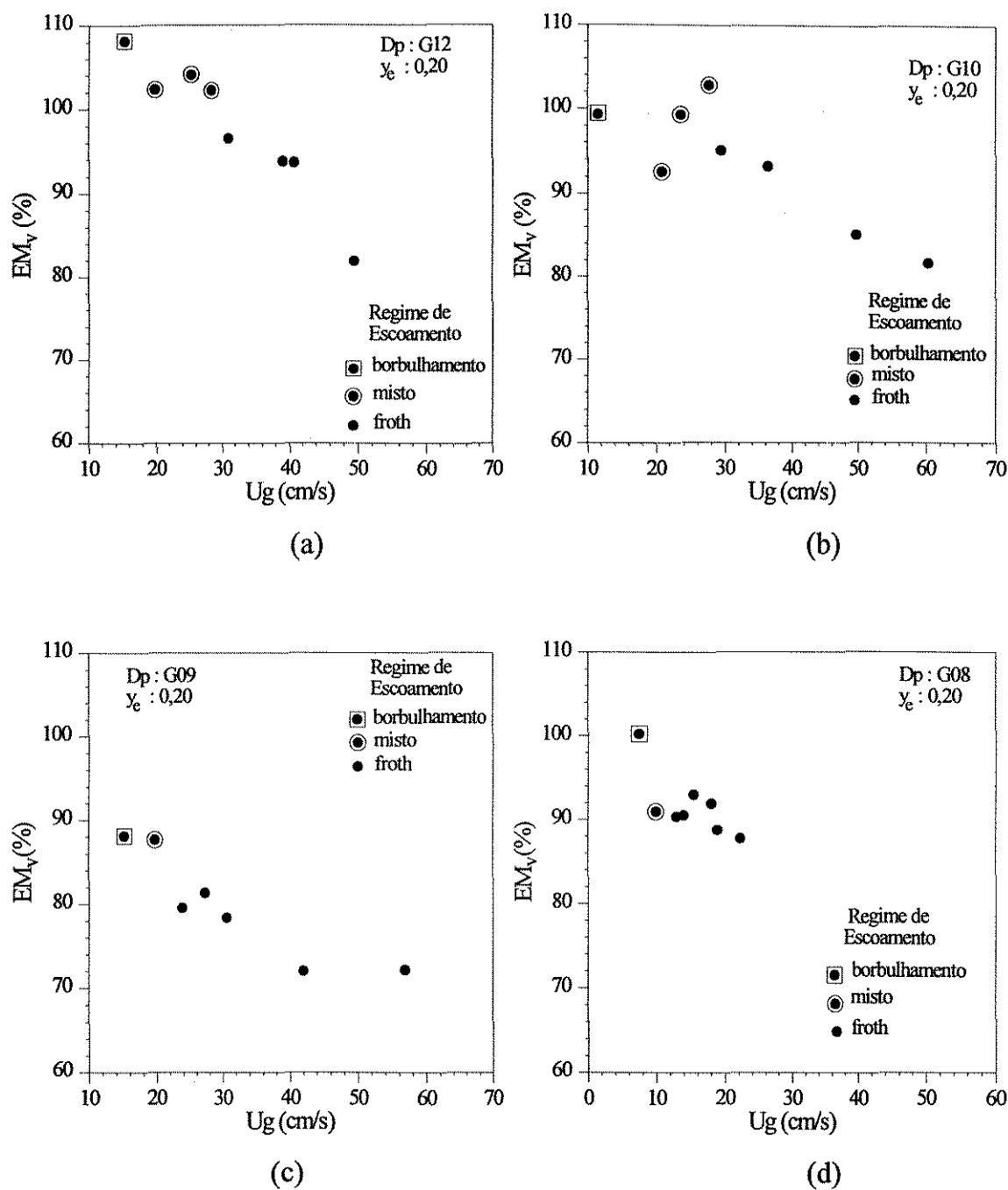


Figura 4.1 - Influência da velocidade superficial do vapor na eficiência de Murphree com composição 20%.

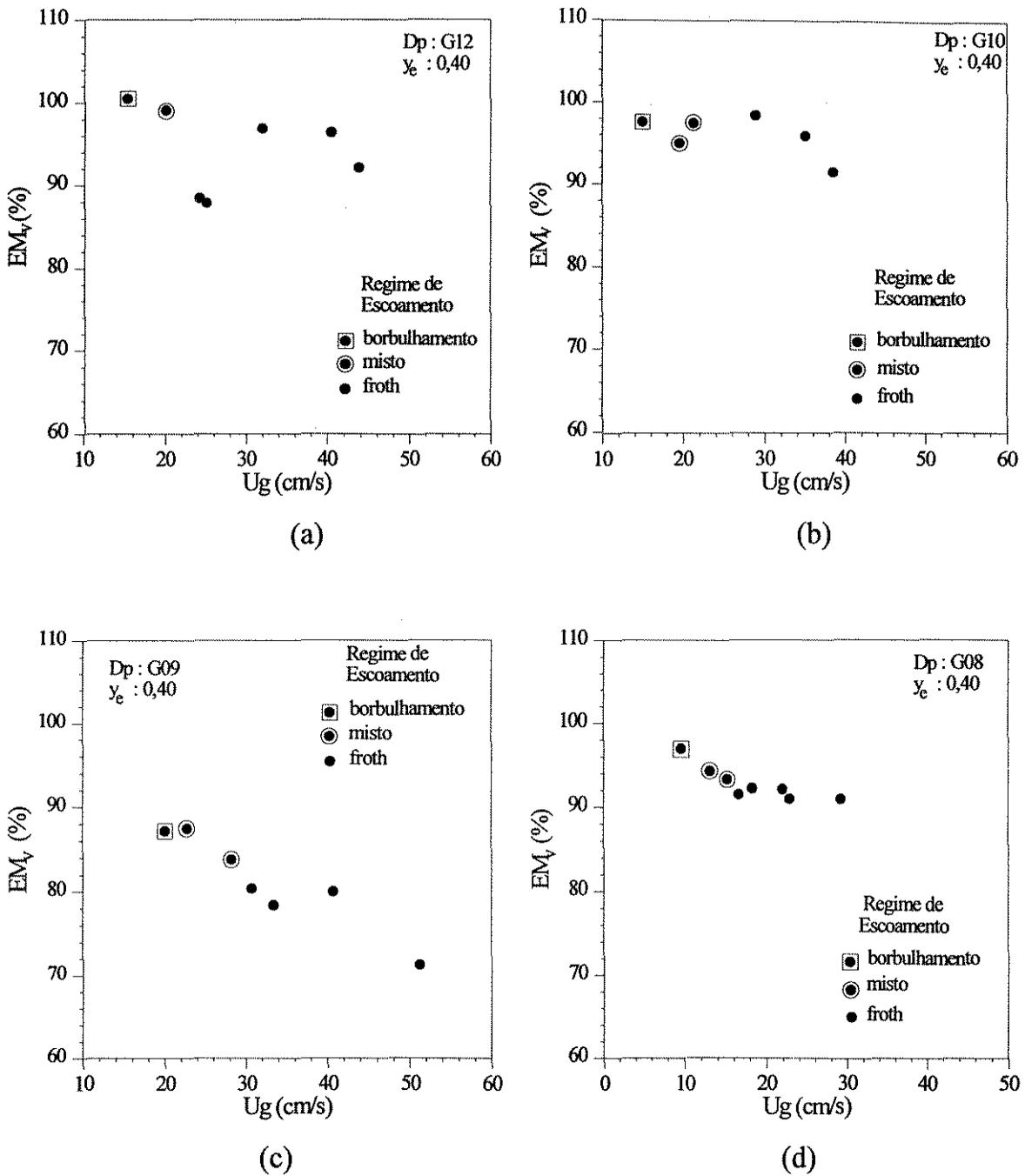


Figura 4.2 - Influência da velocidade superficial do vapor na eficiência de Murphree com composição 40%.

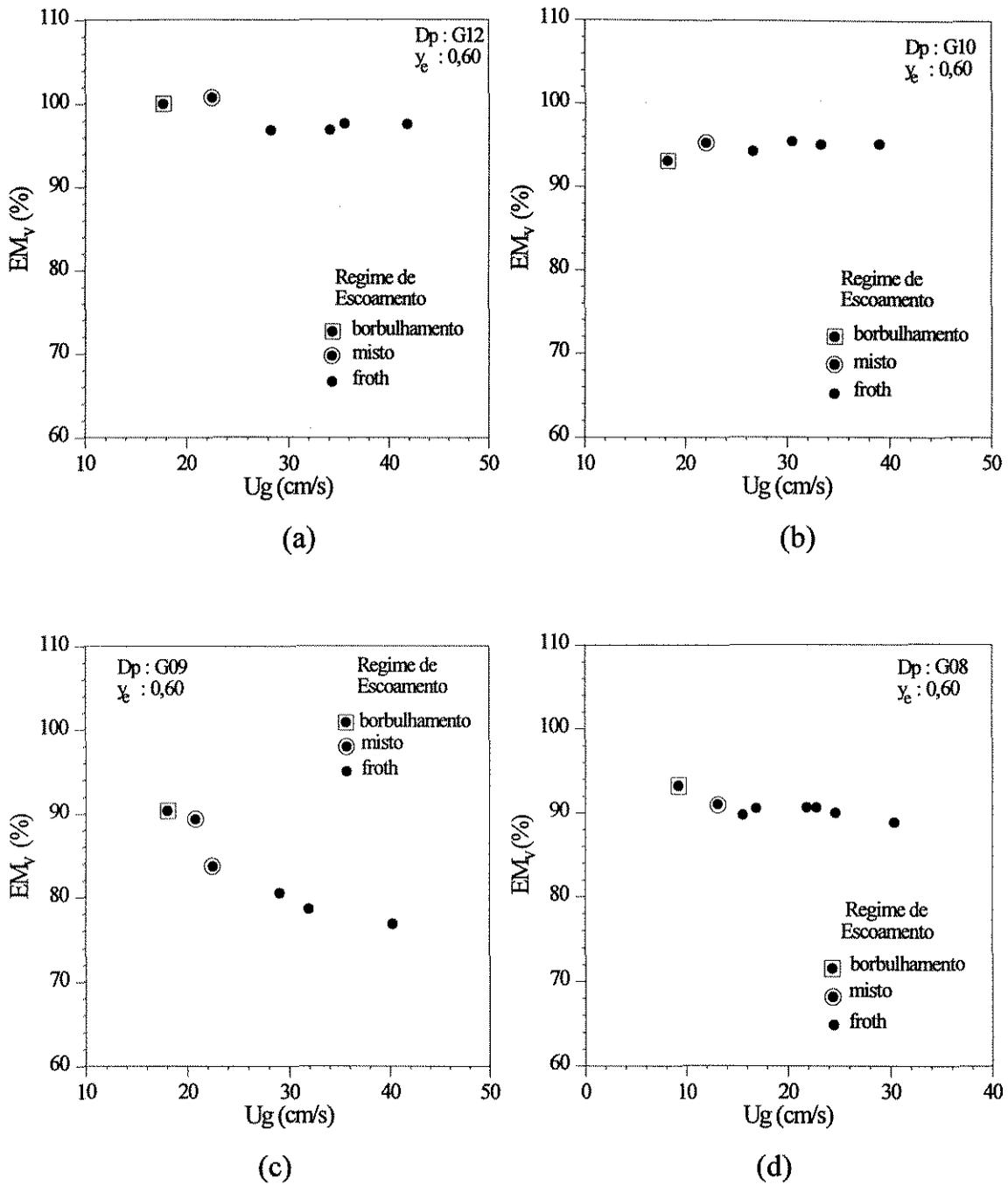
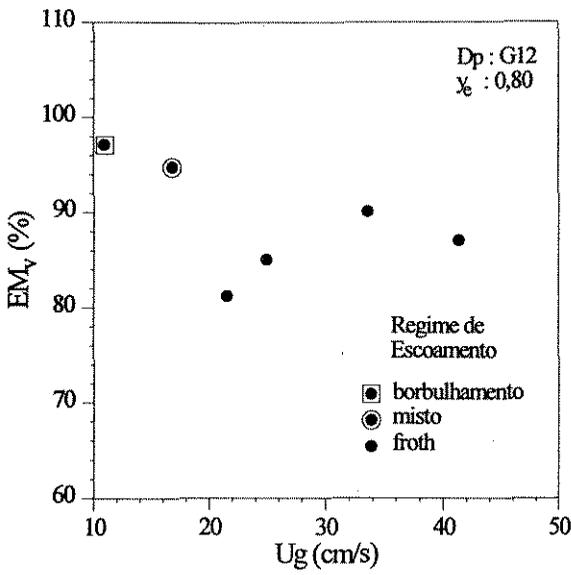
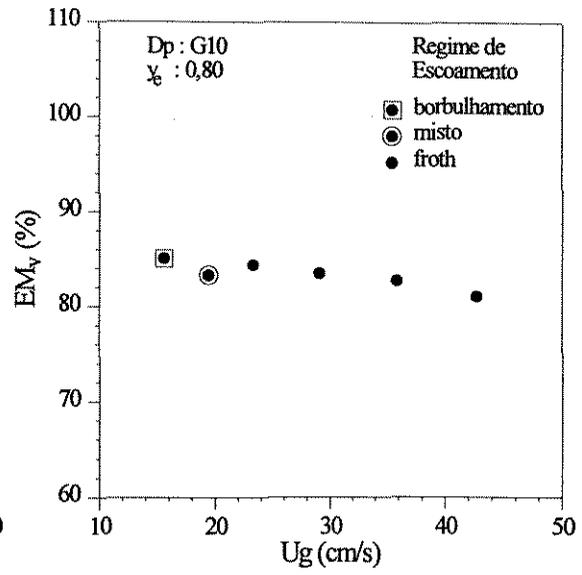


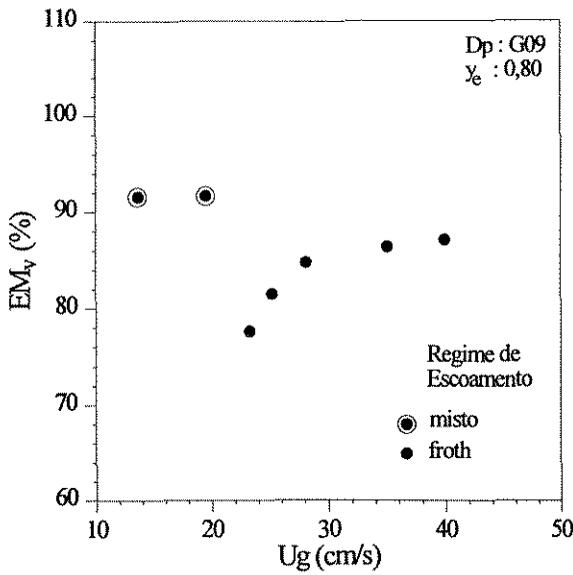
Figura 4.3 - Influência da velocidade superficial do vapor na eficiência de Murphree com composição 60%.



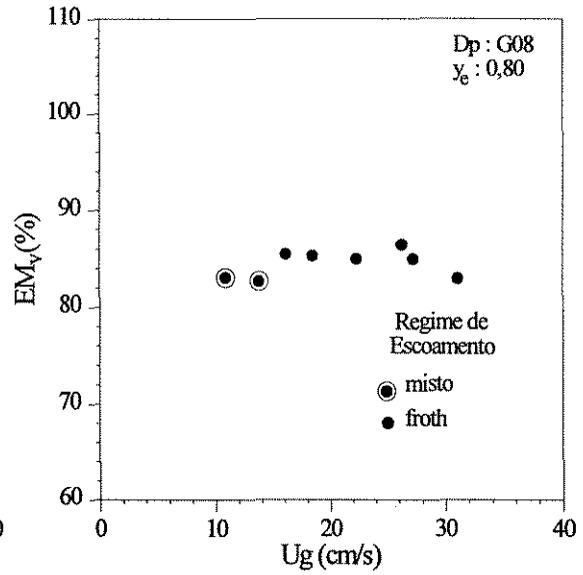
(a)



(b)



(c)



(d)

Figura 4.4 - Influência da velocidade superficial do vapor na eficiência de Murphree com composição 80%.

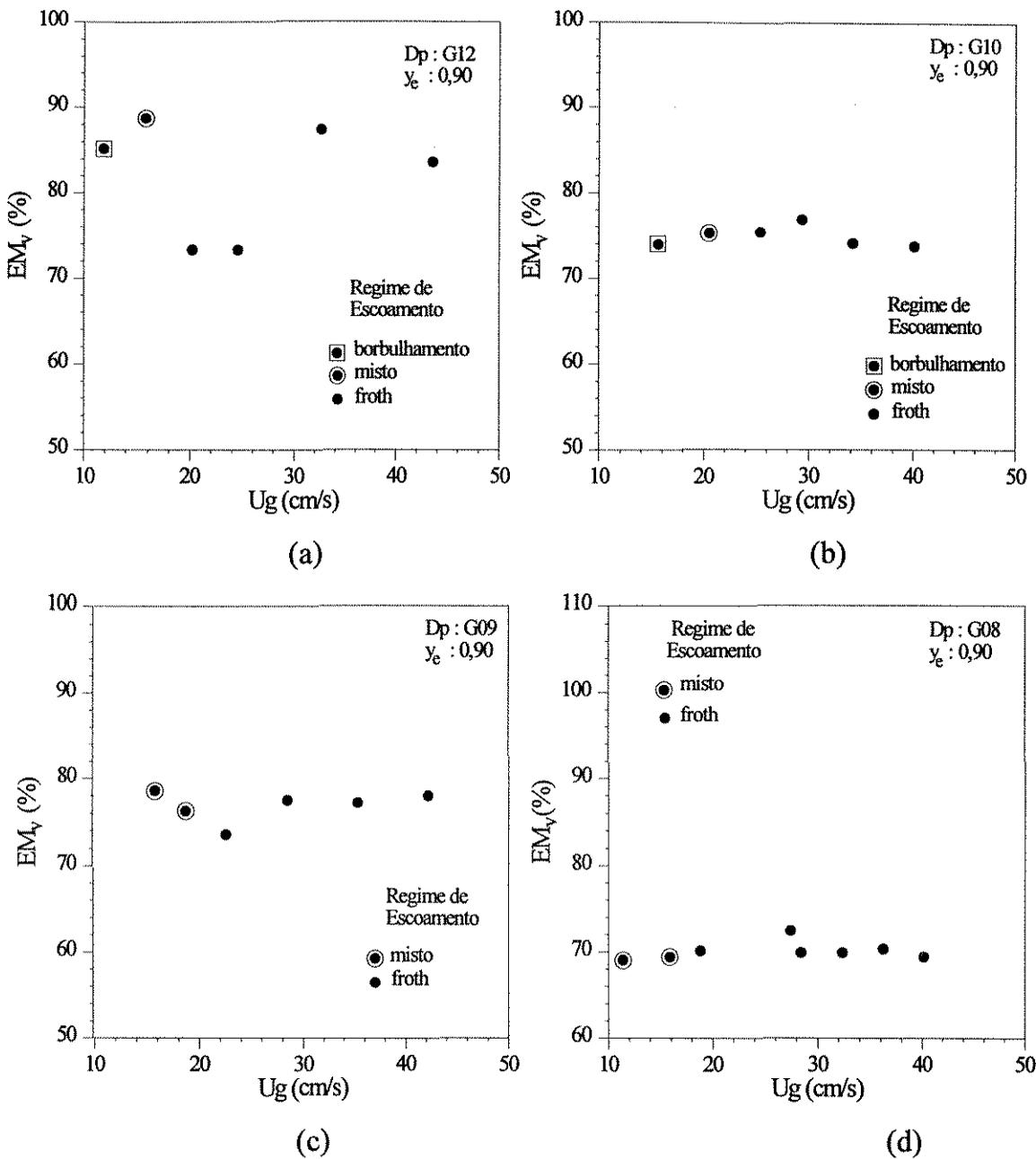


Figura 4.5 - Influência da velocidade superficial do vapor na eficiência de Murphree com composição 90%.

4.3 - INFLUÊNCIA DA COMPOSIÇÃO NA EFICIÊNCIA DE MURPHREE

A influência da composição na eficiência para diversas velocidades superficiais de vapor e tamanhos de partículas estão representadas na figura 4.6. Pelas figuras observa-se um comportamento já previsto na literatura (ZUIDERWEG & HARMENS, 1958; JOB, 1994), em que menores valores de eficiência ocorrem nas extremidades da faixa de composição, isto é, próximo aos componentes puros. Conseqüentemente, os maiores valores de eficiência ocorrem nas composições medianas independentemente do tipo de dispersão, uma vez que o tipo de dispersão apresentado na figura 4.6a são todos borbulhamento/misto, enquanto que para as figuras 4.6b,c são todos "froth". Exceto os três casos: G12/20cm/s (figura 4.6a), G09/30 cm/s (figura 4.6b) e G09/40 cm/s (figura 4.6c), as demais operações apresentam um aumento de eficiência com a composição de 20 para 40%, obtendo-se um máximo entre 40 e 60%, diminuindo drasticamente quando a composição varia para 80 e 90%.

ZUIDERWEG & HARMENS (1958) indicam que a variação mais acentuada da eficiência nos extremos de composição é devido ao gradiente de tensão superficial desenvolvido no refluxo à medida em que o mesmo escoava descendentemente pela coluna, como também, por causa de valores moderadamente altos de volatilidade relativa, além da redução da força motriz nas composições próximas aos componentes puros. Eles indicam também que os sistemas neutros e negativos seriam os que apresentam menor efeito da composição na eficiência. Considerando a classificação proposta por esses autores, o sistema aqui estudado se classificaria em neutro, já que as tensões superficiais dos componentes puros em seus respectivos pontos de ebulição são bastante próximas (17,53 dinas/cm para o Etanol e 16,35 dinas/cm para o Butanol). Desta forma o gradiente de tensão superficial ao longo da faixa de composição é pequeno e, portanto, não influencia significativamente nesta redução de eficiência. As prováveis causas da drástica

redução de eficiência apresentada na figura 4.6 seriam a alta volatilidade relativa (em torno de 6,5) e a reduzida força motriz nos extremos de maior composição.

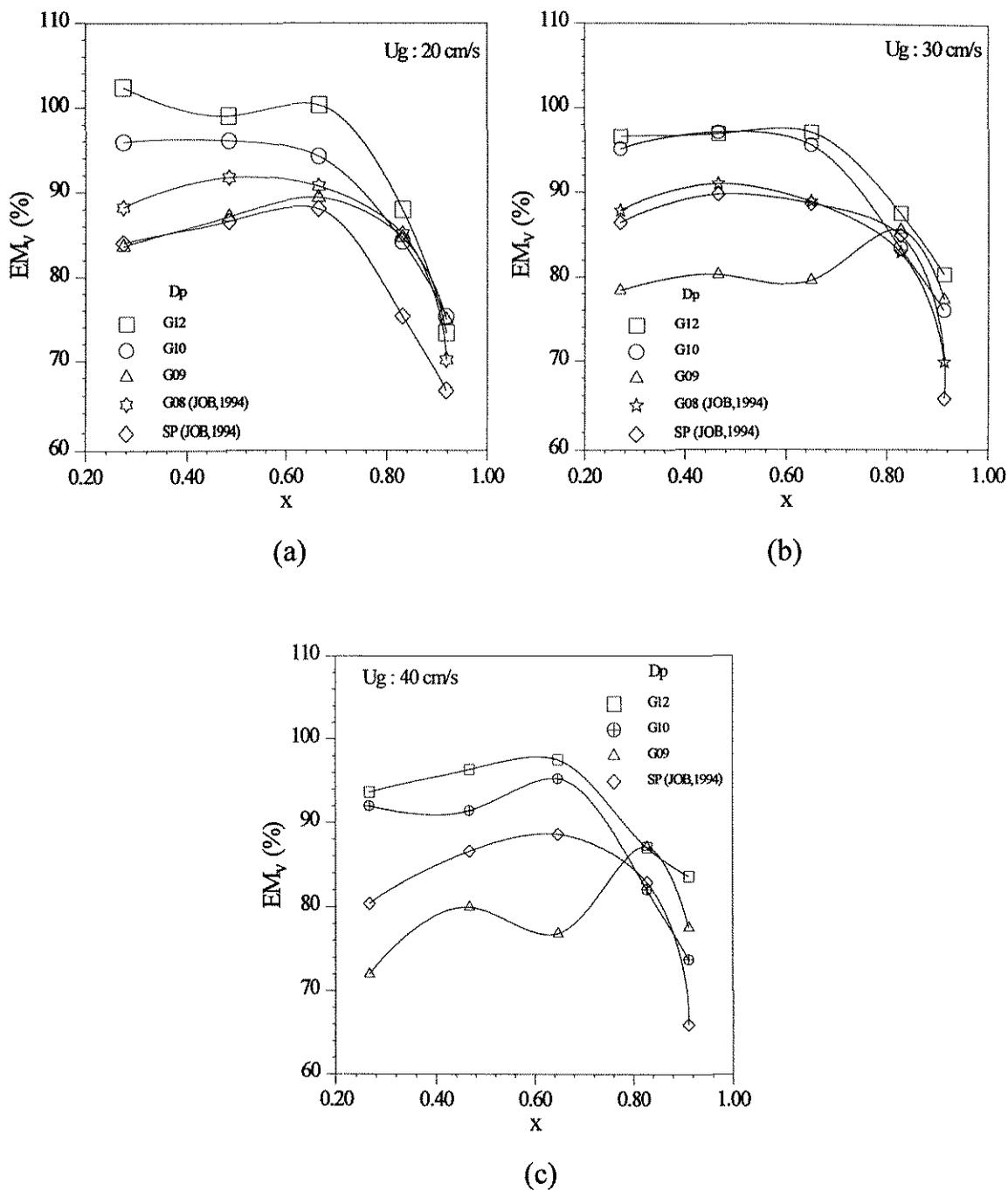


Figura 4.6 - Efeito da composição na eficiência a diferentes velocidades superficiais de vapor

4.4 - INFLUÊNCIA DO TAMANHO DAS PARTÍCULAS NA EFICIÊNCIA DE MURPHREE

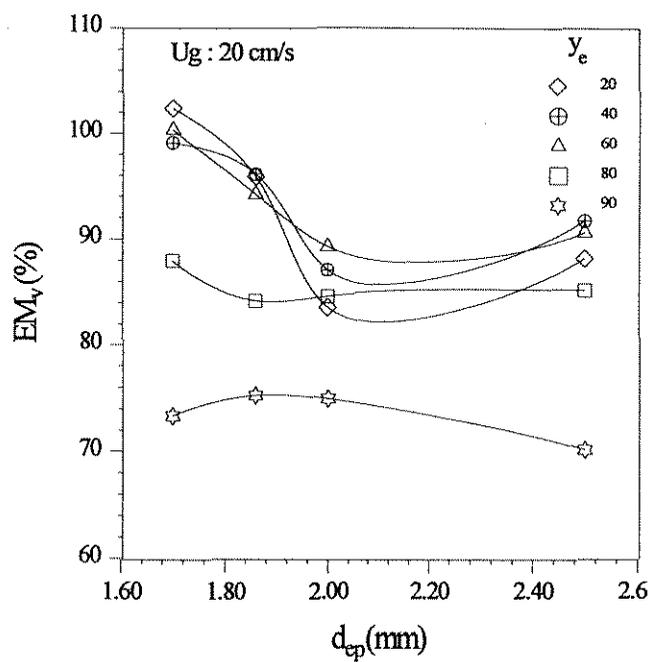
O principal objetivo deste trabalho é analisar o efeito do tamanho das partículas na eficiência de Murphree, já que este é um parâmetro bastante importante quando se trata de fluidização trifásica, conforme indicado na revisão bibliográfica.

Pelas figuras 4.1 a 4.5, apresentadas anteriormente, pode-se verificar que o tamanho das partículas afeta a forma como a velocidade superficial do vapor influencia na eficiência de separação.

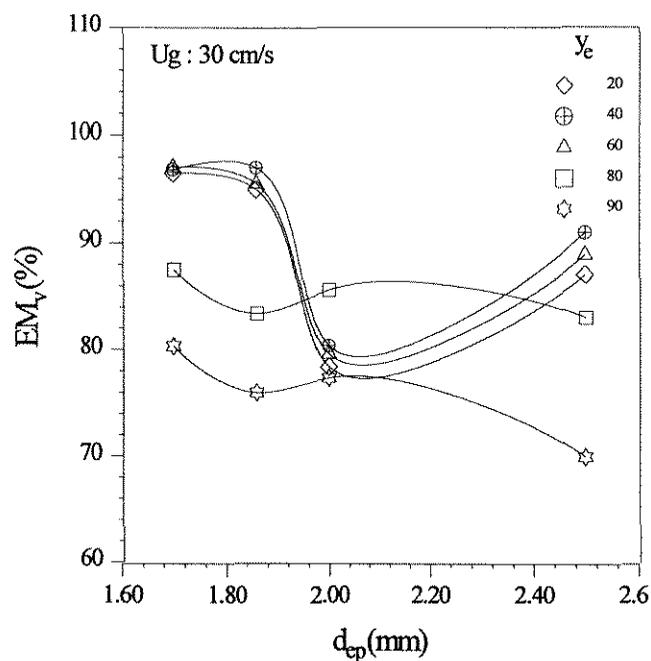
Pela figura 4.6 verifica-se que o aumento da eficiência pode ou não, ser conseguido com a adição de partículas, ou seja, depende do tamanho das mesmas. Observa-se que as operações com partículas de tamanho G08, G10 e G12 apresentam maior eficiência que as sem partículas, enquanto as operações com partículas G09 apresentam menor eficiência.

A figura 4.7 apresenta os resultados experimentais de eficiência, obtidos a diferentes tamanhos de partículas, tendo a velocidade superficial do vapor como parâmetro. Como pode ser observado nestas figuras, a eficiência de Murphree do prato diminui até atingir um valor mínimo, de onde passa a aumentar conforme se aumenta o tamanho das partículas, quando a composição do sistema está entre 20 e 60%. Este comportamento é mais definido na velocidade superficial do vapor de 30 cm/s, onde o regime predominante é o "froth", que proporciona maiores taxas de transferência de massa. Embora não tenha sido possível explicar este ponto mínimo por meio da visualização da dispersão, este comportamento está de acordo com FAN (1989).

Nas composições de 80 e 90% não ocorre a caracterização de um ponto mínimo e sim valores de eficiência praticamente constantes ao longo da faixa de diâmetro das partículas, o que já é inerente às composições extremas, próximas aos componentes puros.



(a)



(b)

Figura 4.7 - Influência do tamanho das partículas na eficiência de Murphree

4.5 - INFLUÊNCIA DO TAMANHO DAS PARTÍCULAS NA FAIXA DE OPERAÇÃO

A faixa de operação é um fator determinante na escolha do tipo de prato utilizado em uma coluna de destilação. Com a adição de partículas ao prato, JOB (1994) observou que há uma acentuada redução da faixa de operação do mesmo. Esta redução é maior a medida em que se aumenta a massa do leito de partículas, além de aumentar a ocorrência das dispersões do tipo borbulhamento e mista, chegando ao ponto de se obter apenas o regime de borbulhamento, no caso do leito de 16g.

As figuras 4.8 e 4.9 apresentam as faixas de operação desde o sistema com partículas G12, de 1,70 mm de diâmetro equivalente até o sistema contendo partículas de 2,50 mm de diâmetro (G08).

Nota-se pelas figuras 4.8a,b,c,d, que representam as faixas de operação nas composições 40, 60, 80 e 90% respectivamente, que não há uma variação considerável da faixa de operação em relação ao tamanho das partículas. Apenas a operação com composição 20%, representada pela figura 4.9, apresenta um comportamento diferente dos demais casos. Neste caso, as faixas de operação obtidas com as partículas G12, G10 e G09 são bem maiores que a correspondente às partículas G08, chegando, inclusive, próximo à faixa de operação quando não se utiliza partículas.

Desta forma, verifica-se que, apesar do desvio observado na composição de 20%, a faixa de operação do prato perfurado sem vertedor contendo partículas na dispersão líquido-vapor pouco varia com o tamanho das partículas e com a composição, enquanto que a massa do leito tem um profundo efeito na mesma (JOB, 1994). Quando compara-se a faixa de operação com e sem o uso de partículas na dispersão, nota-se que a presença das partículas causa uma expressiva redução deste parâmetro, em torno de 50%, como pode ser visto na figura 4.10, que apresenta um caso típico para as operações na composição de 60% e que ocorre de

forma similar para as demais composições. Esta redução da faixa de operação é na maioria das vezes compensada pelo ganho na eficiência de separação, portanto, o melhor aproveitamento da destilação fluidizada seria feito pela combinação da massa do leito e tamanho das partículas em que proporcionassem uma melhor eficiência de separação, mantendo uma aceitável faixa de operação.

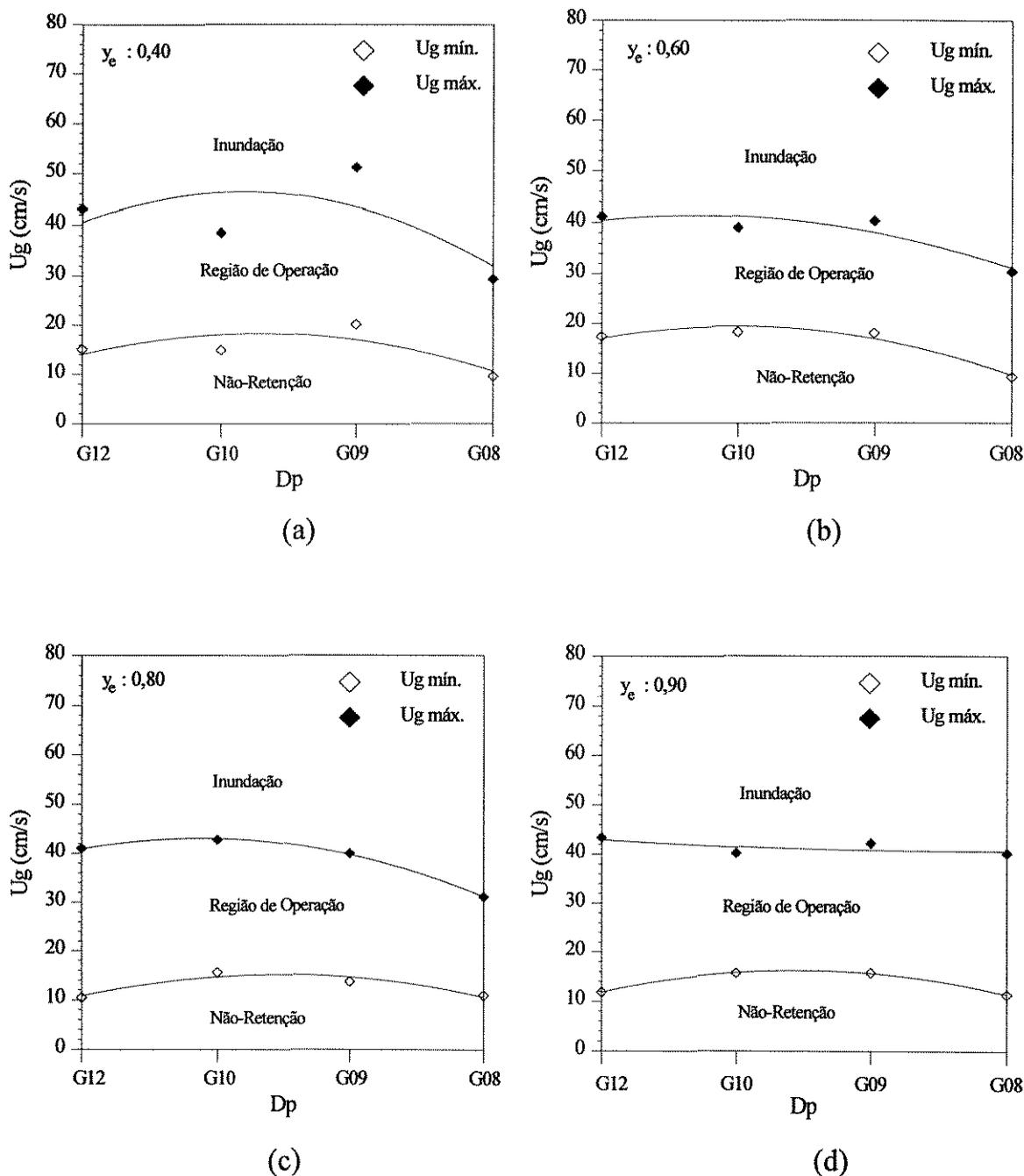


Figura 4.8 - Influência do tamanho das partículas na faixa de operação

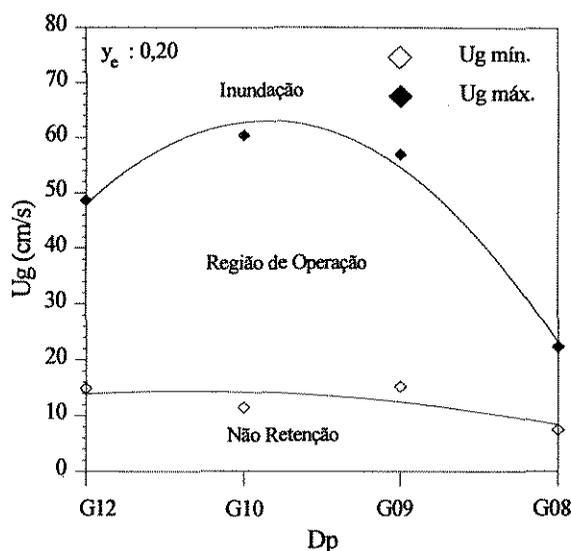


Figura 4.9 - Influência do tamanho das partículas na faixa de operação quando se operou à composição 20%.

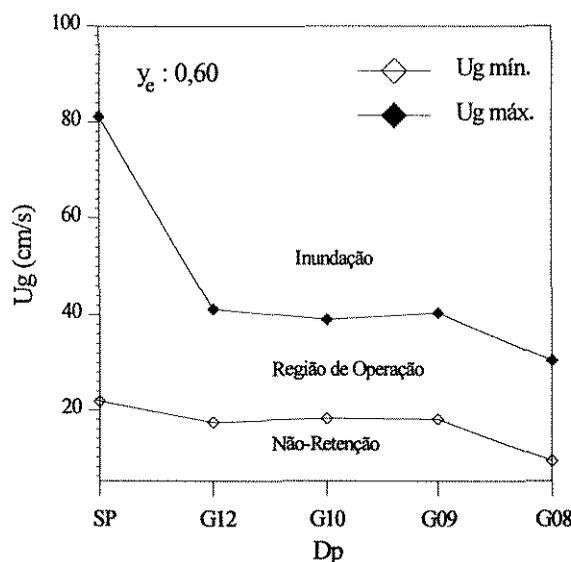


Figura 4.10 - Comparação da faixa de operação entre as operações com e sem partículas, na composição de 60%.

4.6 - INFLUÊNCIA DO TAMANHO DAS PARTÍCULAS NA ALTURA DA DISPERSÃO

A altura da dispersão está diretamente relacionada com a expansão do leito e, portanto, é ela quem vai definir os limites de operação do prato.

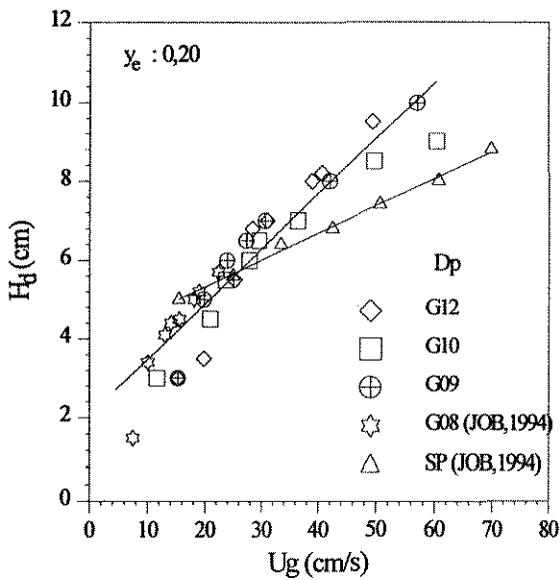
Segundo alguns autores (JAMIALAHMADI & STEINHAGEN, 1991; BHATIA et al, 1972) a adição de partículas a um sistema gás-líquido, pode ocasionar expansão ou contração do leito dependendo das características físicas das partículas, sendo que as partículas molháveis causam a contração e as não-molháveis a expansão.

No presente trabalho foram utilizadas partículas de PVC, que se caracterizam como molháveis devido à presença do radical Cloreto na sua estrutura molecular. Nas figuras 4.11 e 4.12 são apresentados os resultados da altura da dispersão em relação à velocidade superficial do vapor para operações com partículas de diferentes tamanhos e operações sem o uso de partículas. Nelas podemos observar que nas operações com partículas a expansão do leito é maior que no leito sem partículas, o que contraria os resultados obtidos por JAMIALAHMADI & STEINHAGEN (1991) e BHATIA et al (1972). Vale ressaltar que estes autores trabalharam em colunas de borbulhamento concorrentes, a frio e sem transferência de massa, o que de alguma forma poderia contribuir para tal discordância. Pela análise da literatura, verifica-se que alguns dos resultados obtidos em equipamentos operados em contracorrente como o de STRUMILLO & KUDRA (1977) são divergentes dos obtidos em operações com fluxos concorrentes.

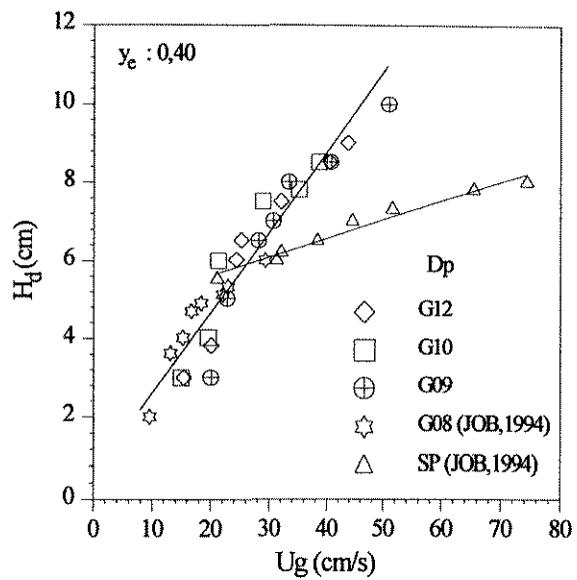
JOB (1994), que trabalhou em condições de destilação, observou que existe uma relação linear da altura da dispersão com a velocidade superficial do vapor e que a inclinação da reta aumenta com a massa do leito. A menor inclinação e maior faixa de operação foi obtida com a operação sem o uso de partículas e a partir daí a inclinação aumentou conforme se aumentou a massa do leito. Pelas figuras 4.11(a,b,c,d) nota-se que a inclinação da reta, portanto, a expansão do leito, não varia com o tamanho das partículas. Apenas para a composição de 90% (figura 4.12) observa-se um desvio deste comportamento, com as partículas G08 seguindo uma inclinação diferente daquela correspondente às demais partículas.

Desta forma verifica-se que as partículas de PVC (molháveis) quando adicionadas à dispersão líquido-vapor causam expansão do leito ou altura da

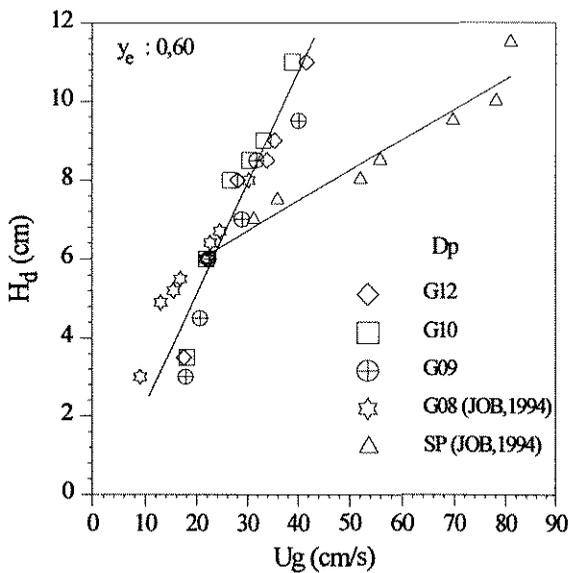
dispersão e esta expansão aumenta com a massa mas não varia com o tamanho das partículas.



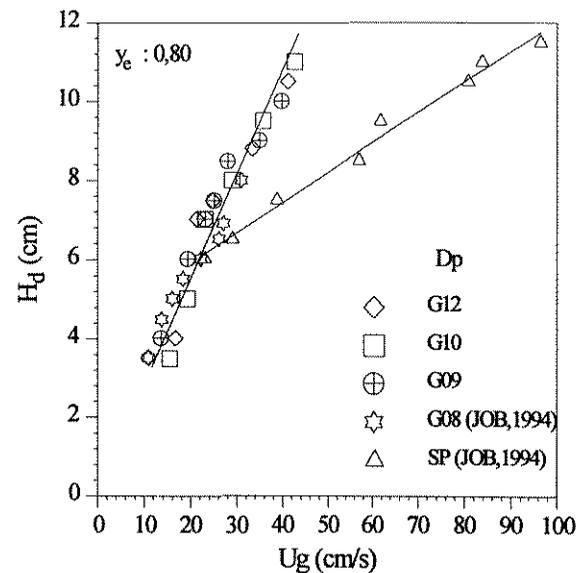
(a)



(b)



(c)



(d)

Figura 4.11 - Influência da velocidade superficial do vapor na altura da dispersão

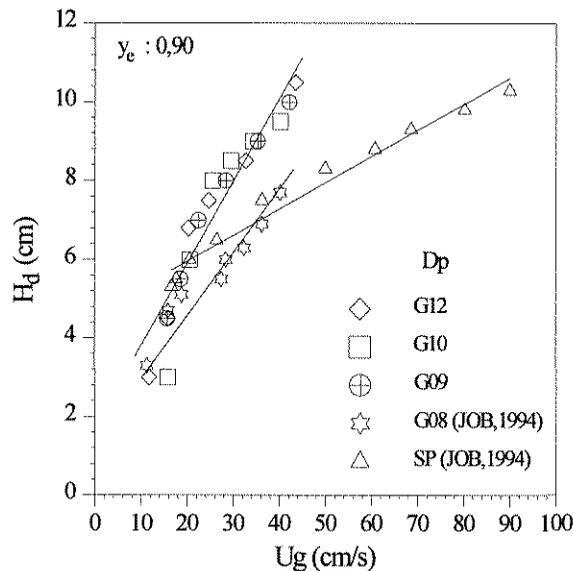


Figura 4.12 - Influência da velocidade superficial do vapor na altura da dispersão, na composição de 90%.

4.7 - OBTENÇÃO DO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA VOLUMÉTRICO

Para o cálculo do Coeficiente Global de Transferência de Massa Volumétrico ($K_g a$) utilizou-se a equação 2.8, que supõe a mistura no prato como sendo perfeita, ou seja, a eficiência pontual igual à eficiência global do prato. Para tal, considerou-se para o cálculo do $K_g a$ médio, apenas as operações nas quais os regimes de escoamento observados no prato foram o “froth”. Desse modo, foram obtidos os respectivos coeficientes médios para as operações com diferentes tamanhos de partículas e massa do leito 4g, além do correspondente à operação sem o uso de partículas. Estes dados estão apresentados na tabela 4.1.

Pelos dados obtidos, podemos observar que o comportamento do $K_g a$ em relação à composição do sistema e dimensão das partículas, aproxima-se bastante da influência destes parâmetros na eficiência de separação. Nas composições de 80 e 90%, o $K_g a$ médio pouco varia com o tamanho das partículas e os maiores valores ocorrem sempre entre as composições de 40 e 60%.

Fazendo-se uma analogia entre o $K_g a$ calculado no presente trabalho e o coeficiente de transferência de massa volumétrico da fase líquida, obtido nas operações de absorção em leitos com fluxos das fases concorrentes, podemos comparar estes resultados aqui obtidos, com os apresentados por FAN (1989), segundo os quais existe um valor mínimo do $k_L a$ em relação ao diâmetro das partículas que corresponde às operações com partículas de 1 a 2 mm de diâmetro. Neste trabalho o mínimo obtido também situou-se nesta faixa, já que foi com as partículas G09 (diâmetro equivalente igual a 2 mm) que se obteve os menores valores de $K_g a$.

Tabela 4.1 - Coeficientes de transferência de massa volumétricos médios para o prato operando com e sem partículas a diferentes composições do sistema, obtidos via equação 2.8 ($K_g a \cdot 10^4 \text{ gmol/atm.s.cm}^3$)

y_e	G12	G10	G09	G08	SP
0,20	4,063	3,960	2,237	2,660	2,480
0,40	3,906	4,569	2,276	3,410	3,860
0,60	4,574	3,604	2,099	2,696	4,066
0,80	2,625	2,202	2,247	2,403	2,280
0,90	2,035	1,746	1,871	2,020	1,978

CAPÍTULO 5

CONCLUSÕES E SUGESTÕES

5.1 - CONCLUSÕES

Neste trabalho estudou-se uma alternativa para aumentar o grau de contato entre as fases líquida e vapor em um prato perfurado sem vertedor que consistiu na adição de partículas sólidas (PVC) à dispersão, tornando-a uma dispersão sólido-líquido-vapor, caracterizando-se como um sistema fluidizado trifásico.

De acordo com os resultados obtidos, foi verificado que a presença das partículas influencia na eficiência de separação e hidrodinâmica do prato, sendo destacado os seguintes pontos:

- com a presença das partículas os regimes predominantes nas velocidades superficiais do vapor mais baixas são o misto e o borbulhamento, enquanto que nas operações sem partículas o regime “froth” cobre toda a faixa de operação;

- tanto com partículas como sem partículas, as maiores eficiências são obtidas nas operações com composição do sistema entre 40 e 60%, ou seja, nas composições medianas e as mais baixas nas composições mais altas, próximas ao etanol puro;

- verificou-se que as partículas G09 (2,00 mm) resultam num mínimo de eficiência de separação nas composições entre 20 e 60%, enquanto as partículas de menor tamanho, G12 e G10 (respectivamente 1,70 e 1,86 mm), proporcionam as mais altas eficiências, sempre maiores que nas operações sem partículas e com partículas G08 e G09;

- as partículas de PVC utilizadas na dispersão, independente dos seus tamanhos, provocam expansão do leito, reduzindo a faixa de operação do prato em aproximadamente 50% em relação às operações sem o uso de partículas.

Portanto, o uso de partículas na dispersão líquido-vapor proporciona, em alguns casos, um considerável aumento da eficiência de separação, mas em contrapartida há uma significativa redução da faixa de operação. Desta forma, a utilização de tais partículas na dispersão pode ser feita a partir do ponto em que

economicamente a redução da faixa de operação é compensada pela maior eficiência comparada com o caso sem partículas.

5.2 - SUGESTÕES

Em trabalhos futuros este estudo poderia ser complementado baseado nas seguintes sugestões:

- utilização de partículas com diferentes graus de molhabilidade, visando-se recuperar a faixa de operação que é reduzida com a utilização das partículas de PVC e manter a eficiência de separação suficientemente acima daquela obtida em operações sem o uso de partículas;
- além da molhabilidade, utilizar também partículas de diferentes densidades.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- BAINBRIDGE, G. S. & SAWISTOWSKI, H. Surface tension effects in sieve plate distillation column. **Chemical Engineering Science**, 19 : 992-993, 1964
- BHATIA, V. K., EVANS, K. A. & EPSTEIN, N. Effect of solids wettability on expansion of gas-liquid fluidized beds. **Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.**, 11 (1) : 151-152, 1972.
- CERVENKA, J. & KOLAR, V. Analysis of operation of sieve plates without downcomers. **Collection Czechoslov. Chem. Commun.**, 38, 1972.
- CRUZ, S. L. Dispersões gás-líquido em pratos perfurados sem vertedor. Tese de Mestrado. UNICAMP. Campinas, 1983.
- DARTON, R. C. The physical behaviour of three-phase fluidized beds. In: DAVIDSON, J. F., CLIFT, R. & HARRISON, D. Fluidization. Ed. Academic Press, c.15, p. 495-525, London, 1985.
- DHANUKA, V. R. & STEPANEK, J. B. Simultaneous measurement of interfacial area and mass transfer coefficient in three-phase fluidized bed. **AIChE Journal**, 26 (6) : 1029-1038 , 1980.
- EPSTEIN, N. Three-phase fluidization: some knowledge gaps. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, 59 (12) : 649-657, 1981.
- FAN, L. S. Gas-liquid-solid fluidization engineering. Butterworths Series in Chemical Engineering. Boston, 1989.
- FANE, A. G. & SAWISTOWSKI, H. Surface tension effects in sieve-plate distillation. **Chemical Engineering Science**, 23 : 943-945, 1968.

- FURZER, I. A. & DUFFY, G. J. Mass transfer on sieve plates without downcomers. **The Chemical Engineering Journal**, 14 : 217-221, 1977.
- GIMENES, M. L. Estudo de uma coluna de destilação com pratos perfurados sem vertedores. Tese de Mestrado. UNICAMP. Campinas, 1986.
- GMEHHLING, J. & ONKEN, U. Vapour-liquid equilibrium data collection. Dechema Chemistry Data Series, 1977.
- HART, D. J. & HASELDEN, G. G. Influence of mixture composition on distillation-plate efficiency. **I. Chem. Eng. Symposium Series**, 32 (1) : 16-25 , 1969.
- HUMPHREY, J. L. E SEIBERT, A. F. New horizons in distillation. **Chemical Engineering**, (12) : 86-98, 1992.
- JAMIALAHMADI, M. & MULLER-STEINHAGEN, H. Effect of solid particles on gas hold-up in bubble columns. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, 69 : 390-393, 1991.
- JASPER, J. J. The surface tension of pure liquid compounds. **J. Phys. Chem. Ref. Data**, 4 (1), 1972.
- JOB, F. P. P. Destilação com partículas fluidizadas: análise dos parâmetros operacionais sobre a eficiência de separação. Tese de Mestrado. UNICAMP. Campinas, 1994.
- KIM, S. D., BAKER, C. G. J. & BERGOUGNOU, M. A. Bubble characteristics in three phase fluidized beds. **Chemical Engineering Science**, 32 (11) : 1299-1306, 1977.
- LOCKETT, M. J. Distillation trays fundamentals. Cambridge University Press. Cambridge, 1986.

- MEDINA, A. G., McDERMOTT, C. & ASHTON, N. Surface tension effects in binary and multicomponent distillation. **Chemical Engineering Science**, 11 : 1489-1493, 1978.
- MIYACHI, M., IGUCHI, A., UCHIDA, S. E KOIDE, K. Effect of solid particles in liquid-phase on liquid-side mass transfer coefficient. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, 59 (10) : 640-641, 1981.
- MOSTAFA, H. A. Effect of concentration on distillation plate efficiency. **Trans. IChemE**, 57, 1979.
- NGUYEN-TIEN, K., PATWARI, A. N., SCHUMPE, A. E DECKWER, W. D. Gas-liquid mass transfer in fluidized particle beds. **AIChE Journal**, 31 (2) : 194-201, 1985.
- OSTERGAARD, K. Three-phase fluidization. In: DAVIDSON, J. F. & HARRISON, D. Fluidization. Ed. Academic Press, New York, 1971.
- PEAVY, C. C. & BAKER, E. M. Efficiency and capacity of a bubble plate fractionating column. **Industrial and Engineering Chemistry**, 29 (9) : 1056-1064, 1937.
- 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. São Paulo, 1989.
- REID, R. C., PRAUSNITZ, J. M. & SHERWOOD, T. K. The properties of gases and liquids. 4^a ed., Ed. McGraw Hill, USA, 1984.
- REINEHR, E. L. Desenvolvimento e estudo de uma coluna de pratos perfurados sem vertedores. Tese de Mestrado. UNICAMP. Campinas, 1987.

- RYLEK, M. & STANDART, G. Hydraulics of plates without downcomers and dry plate pressure drop. In: **Brit. Chem. Eng. Studies on Distillation IV**, 1964, p.1041-1053.
- RYLEK, M. & STANDART, G. The hydraulics of sieve trays. **International Chemical Engineering**, 4 (4), 1964.
- SHARMA, M. M. & GUPTA, R. K. Mass transfer characteristics of plate columns without downcomers. **Trans. IChemE**, 45 : 1169-1175, 1967.
- SHELL DEVELOPMENT COMPANY. Here's the story about the new turbogrid distillation trays. A **Gulf Publishing Company Publication - Petroleum Refiner**, 31 (11) : 105-108, 1952.
- SONG, T. W. Estudo da eficiência de destilação do sistema etanol-água-álcool isoamílico em coluna de pratos perfurados. Tese de Mestrado. EPUSP. São Paulo, 1988.
- STRUMILLO, C. & KUDRA, T. Interfacial area in three-phase fluidization beds. **Chemical Engineering Science**, 32 : 229-232, 1977.
- VAN DEN BERG, G. J. Comercial application of turbogrid trays. **Trans. IChemE**, 35 : 409-414, 1957.
- VARGAFTIK, N. B. Tables on the thermophysical properties of liquids and gases. 2^a Ed., John Wiley & Sons Inc., 1975.
- WEST, F. B., GILBERT, W. D. & SHIMIZU, T. Mechanism of mass transfer on bubble plates. **Industrial and Engineering Chemistry**, 44 (10) : 2470-2477, 1952.
- WILHOIT, R. C. & ZWOLINSKI, B. J. Physical and thermodynamic properties of aliphatic alcohols. **J. Phys. Chem. Ref. Data**, (2) : 88, 1973.

WOZNIAK, M. & OSTERGAARD, K. An investigation of mass transfer in a countercurrent three-phase fluidized bed. **Chemical Engineering Science**, 28 : 167-171, 1973.

ZUIDERWEG, F. J. Marangoni effect in distillation of alcohol-water mixtures. **Chem. Eng. Res. Des.**, 61 (11), 1983.

ZUIDERWEG, F. J. & HARMENS, A. The influence of surface phenomena on the performance of distillation columns. **Chemical Engineering Science**, 9 (2/3) : 89-108, 1958.

APÊNDICE A

DADOS EXPERIMENTAIS

A seguir são apresentados os dados obtidos experimentalmente, conforme descrito no Capítulo 3:

Dimensão das Partículas: G12 (1,70 mm)					
Composição Nominal do Vapor que Chega ao Prato: 20%					
Q_L (cm ³ /s)	x	y_c	y_s	H_d (cm)	Tipo de Dispersão
0,85	0,2441	0,1733	0,6221	3,0	borbulhamento
1,10	0,2750	0,2056	0,6399	3,5	mista
1,40	0,2750	0,2056	0,6471	5,5	mista
1,60	0,2476	0,1949	0,6023	6,8	mista
1,75	0,2648	0,2020	0,6023	7,0	froth
2,20	0,2716	0,2056	0,5997	8,0	froth
2,30	0,2682	0,2056	0,5947	8,2	froth
2,85	0,2750	0,2056	0,5532	9,5	froth

Dimensão das Partículas: G12 (1,70 mm)					
Composição Nominal do Vapor que Chega ao Prato: 40%					
Q_L (cm^3/s)	x	y_e	y_s	H_d (cm)	Tipo de Dispersão
0,80	0,5452	0,4011	0,8462	3,0	borbulhamento
1,05	0,5179	0,4103	0,8257	3,8	mista
1,30	0,4928	0,4072	0,7683	6,0	froth
1,35	0,4814	0,4042	0,7596	6,5	froth
1,70	0,4640	0,4011	0,7856	7,5	froth
2,15	0,4669	0,4042	0,7856	8,5	froth
2,35	0,4552	0,4042	0,7618	9,0	froth

Dimensão das Partículas: G12 (1,70 mm)					
Composição Nominal do Vapor que Chega ao Prato: 60%					
Q_L (cm^3/s)	x	y_e	y_s	H_d (cm)	Tipo de Dispersão
0,90	0,6965	0,5997	0,9129	3,5	borbulhamento
1,15	0,6685	0,5972	0,9034	6,0	mista
1,45	0,6685	0,6023	0,8918	8,0	froth
1,75	0,6685	0,6023	0,8918	8,5	froth
1,83	0,6495	0,5997	0,8860	9,0	froth
2,15	0,6543	0,6023	0,8879	11,0	froth

Dimensão das Partículas: G12 (1,70 mm)					
Composição Nominal do Vapor que Chega ao Prato: 80%					
Q_L (cm ³ /s)	x	y_c	y_s	H_d (cm)	Tipo de Dispersão
0,55	0,8860	0,8090	0,9749	3,5	borbulhamento
0,85	0,8503	0,7963	0,9607	4,0	mista
1,10	0,8298	0,7856	0,9298	7,0	froth
1,27	0,8482	0,8048	0,9445	7,5	froth
1,70	0,8503	0,8069	0,9536	8,8	froth
2,10	0,8462	0,8111	0,9481	10,5	froth

Dimensão das Partículas: G12 (1,70 mm)					
Composição Nominal do Vapor que Chega ao Prato: 90%					
Q_L (cm ³ /s)	x	y_c	y_s	H_d (cm)	Tipo de Dispersão
0,60	0,9427	0,9129	0,9801	3,0	borbulhamento
0,80	0,9298	0,9053	0,9801	4,5	mista
1,03	0,9260	0,9034	0,9661	6,8	froth
1,25	0,9260	0,9034	0,9661	7,5	froth
1,65	0,9223	0,8976	0,9767	8,5	froth
2,20	0,9242	0,9053	0,9749	10,5	froth

Dimensão das Partículas: G10 (1,86 mm)					
Composição Nominal do Vapor que Chega ao Prato: 20%					
Q_L (cm ³ /s)	x	y_e	y_s	H_d (cm)	Tipo de Dispersão
0,65	0,3151	0,2127	0,6732	3,0	borbulhamento
1,20	0,2784	0,2091	0,6023	4,5	mista
1,35	0,2750	0,2091	0,6269	5,5	mista
1,60	0,2441	0,1985	0,5997	6,0	mista
1,70	0,2716	0,2091	0,6048	6,5	mista
2,10	0,2716	0,2056	0,5972	7,0	froth
2,90	0,2784	0,2127	0,5716	8,5	froth
3,55	0,2682	0,2056	0,5452	9,0	froth

Dimensão das Partículas: G10 (1,86 mm)					
Composição Nominal do Vapor que Chega ao Prato: 40%					
Q_L (cm ³ /s)	x	y_e	y_s	H_d (cm)	Tipo de Dispersão
0,80	0,5152	0,4011	0,8174	3,0	borbulhamento
1,05	0,5152	0,4134	0,8069	4,0	mista
1,15	0,4611	0,3887	0,7856	6,0	mista
1,55	0,4899	0,4072	0,8069	7,5	froth
1,90	0,4669	0,4072	0,7835	7,8	froth
2,10	0,4669	0,4042	0,7661	8,5	froth

Dimensão das Partículas: G10 (1,86 mm)					
Composição Nominal do Vapor que Chega ao Prato: 60%					
Q_L (cm^3/s)	x	y_e	y_s	H_d (cm)	Tipo de Dispersão
0,95	0,6965	0,6048	0,8918	3,5	borbulhamento
1,15	0,6709	0,5947	0,8879	6,0	mista
1,40	0,6447	0,5972	0,8742	8,0	froth
1,60	0,6269	0,5972	0,8703	8,5	froth
1,75	0,6245	0,5997	0,8683	9,0	froth
2,05	0,6221	0,5742	0,8663	11,0	froth

Dimensão das Partículas: G10 (1,86 mm)					
Composição Nominal do Vapor que Chega ao Prato: 80%					
Q_L (cm^3/s)	x	y_e	y_s	H_d (cm)	Tipo de Dispersão
0,80	0,8319	0,8090	0,9408	3,5	borbulhamento
1,00	0,8216	0,7878	0,9316	5,0	mista
1,20	0,8111	0,7835	0,9298	7,0	froth
1,50	0,8022	0,7856	0,9260	8,0	froth
1,85	0,8048	0,7878	0,9260	9,5	froth
2,20	0,8236	0,8048	0,9316	11,0	froth

Dimensão das Partículas: G10 (1,86 mm)					
Composição Nominal do Vapor que Chega ao Prato: 90%					
Q_L (cm^3/s)	x	y_e	y_s	H_d (cm)	Tipo de Dispersão
0,80	0,9204	0,8976	0,9643	3,0	borbulhamento
1,05	0,9053	0,8879	0,9607	6,0	mista
1,30	0,9053	0,8879	0,9607	8,0	froth
1,50	0,9072	0,8879	0,9625	8,5	froth
1,75	0,9015	0,8879	0,9589	9,0	froth
2,05	0,9034	0,8879	0,9589	9,5	froth

Dimensão das Partículas: G09 (2,00 mm)					
Composição Nominal do Vapor que Chega ao Prato: 20%					
Q_L (cm^3/s)	x	y_e	y_s	H_d (cm)	Tipo de Dispersão
0,90	0,2337	0,1770	0,5262	3,0	borbulhamento
1,15	0,2716	0,2091	0,5742	5,0	mista
1,40	0,2750	0,2162	0,5452	6,0	mista
1,60	0,2716	0,2091	0,5478	6,5	froth
1,80	0,2784	0,2232	0,5452	7,0	froth
2,50	0,2682	0,2127	0,5068	8,0	froth
3,40	0,2579	0,2056	0,4956	10,0	froth

Dimensão das Partículas: G09 (2,00 mm)					
Composição Nominal do Vapor que Chega ao Prato: 40%					
Q_L (cm ³ /s)	x	y_e	y_s	H_d (cm)	Tipo de Dispersão
1,10	0,4640	0,3949	0,7463	3,0	borbulhamento
1,25	0,4582	0,4103	0,7463	5,0	mista
1,55	0,4640	0,4103	0,7352	6,5	mista
1,70	0,4582	0,4011	0,7171	7,0	froth
1,85	0,4698	0,4103	0,7171	8,0	froth
2,25	0,4698	0,4134	0,7239	8,5	froth
2,85	0,4871	0,4255	0,7011	10,0	froth

Dimensão das Partículas: G09 (2,00 mm)					
Composição Nominal do Vapor que Chega ao Prato: 60%					
Q_L (cm ³ /s)	x	y_e	y_s	H_d (cm)	Tipo de Dispersão
0,95	0,6495	0,5947	0,8643	3,0	borbulhamento
1,10	0,6269	0,5947	0,8523	4,5	mista
1,20	0,6172	0,5794	0,8298	6,0	mista
1,55	0,6269	0,5997	0,8278	7,0	froth
1,70	0,6495	0,6073	0,8319	8,5	froth
2,15	0,6495	0,6023	0,8257	9,5	froth

Dimensão das Partículas: G09 (2,00 mm)					
Composição Nominal do Vapor que Chega ao Prato: 80%					
Q_L (cm ³ /s)	x	y_e	y_s	H_d (cm)	Tipo de Dispersão
0,70	0,8421	0,8048	0,9536	4,0	mista
1,00	0,8278	0,7878	0,9481	6,0	mista
1,20	0,8319	0,8027	0,9279	7,0	froth
1,30	0,8319	0,8090	0,9353	7,5	froth
1,45	0,8111	0,7899	0,9316	8,5	froth
1,80	0,8278	0,8027	0,9408	9,0	froth
2,05	0,8236	0,8027	0,9408	10,0	froth

Dimensão das Partículas: G09 (2,00 mm)					
Composição Nominal do Vapor que Chega ao Prato: 90%					
Q_L (cm ³ /s)	x	y_e	y_s	H_d (cm)	Tipo de Dispersão
0,80	0,9260	0,9072	0,9714	4,5	mista
0,95	0,92004	0,9034	0,9678	5,5	mista
1,15	0,9091	0,8918	0,9607	7,0	froth
1,45	0,9034	0,8879	0,9625	8,0	froth
1,80	0,9053	0,8879	0,9625	9,0	froth
2,15	0,9034	0,8860	0,9625	10,0	froth

APÊNDICE B

CÁLCULO DAS VARIÁVEIS DE OPERAÇÃO E PROPRIEDADES FÍSICAS

A partir dos dados experimentais de altura da dispersão, composições do vapor e líquido no prato, temperatura do refluxo e vazão volumétrica do condensado, foram calculadas as seguintes variáveis:

- composição do vapor em equilíbrio com o líquido no prato (y^*);
- eficiência de Murphree (EM_v);
- peso molecular da mistura (PM_L);
- massa específica da mistura (ρ_L);
- vazão molar do vapor e líquido (V e L);
- vazão volumétrica do vapor (Q_v);
- velocidade superficial do vapor (U_g);
- tensão superficial do líquido no prato (σ_L);
- viscosidade do líquido no prato (μ_L);
- força-motriz (f);
- temperaturas de equilíbrio (T_{ex} e T_{ey});
- vazão molar do vapor por unidade de área (G_m);
- coeficiente de transferência de massa volumétrico ($K_g a$)

B.1 - Composição do Vapor em Equilíbrio com o Líquido no Prato

Dados de equilíbrio líquido-vapor do binário etanol-butanol a pressão de 715 mmHg (pressão média da cidade de Campinas) não são disponíveis na literatura. Apenas dados a pressão de 760 mmHg são disponíveis em GMEHHLING & ONKEN (1977). Utilizando-se os mesmos valores dos parâmetros binários de Wilson, foram preditos os dados de equilíbrio a pressão de 715 mmHg. Verificou-se que, pela predição, esta diferença de pressão pouco influencia nos dados de equilíbrio. Encontrou-se que as relações y^* versus x são idênticas em ambas as

pressões (variação apenas na 3^a casa decimal) e que a relação Txy teve variações de temperatura no máximo de 2 °C para toda a faixa de composição, o que não modifica significativamente os dados de propriedades físicas. Desta forma, devido a esta pequena diferença, foram adotados neste trabalho os dados a pressão de 760 mmHg. A relação y^* versus x foi ajustada pelo método de Nelder-Mead, obtendo-se o seguinte polinômio:

$$y^* = 3,701x - 6,669x^2 + 6,216x^3 - 2,252x^4 \quad (\text{B.1})$$

Erro médio: 0,47%

A figura B.1 representa a curva de equilíbrio do sistema etanol-butanol.

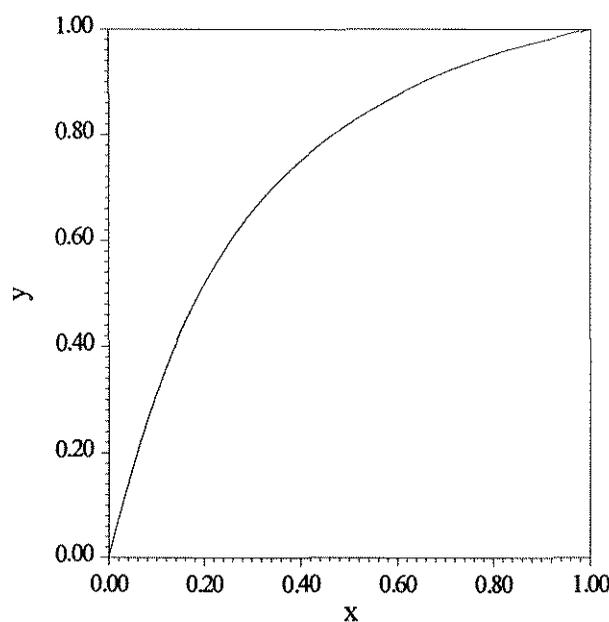


Figura B.1 - Curva de equilíbrio líquido-vapor do sistema etanol-butanol

B.2 - Eficiência de Murphree do Prato

A eficiência de Murphree foi calculada em função das composições da fase vapor, conforme a seguinte equação:

$$EM_v = \left[\frac{(y_s - y_c)}{(y^* - y_c)} \right] \cdot 100 \quad (\text{B.2})$$

B.3 - Peso Molecular da Mistura

Foram calculados os pesos moleculares médios do líquido no prato (PM_L) e do refluxo (PM_R), considerando no último caso, a composição do refluxo igual a do vapor que deixava o prato (y_s), já que este era condensado e retornava para a coluna. Desta forma as seguintes equações foram utilizadas:

$$PM_L = xPM_1 + (1-x)PM_2 \quad (\text{B.3})$$

$$PM_R = y_s PM_1 + (1 - y_s) PM_2 \quad (\text{B.4})$$

B.4 - Massa Específica da Mistura

Considerou-se para o cálculo da massa específica, a mistura líquida como sendo solução ideal, ou seja:

$$v_L = xv_1 + (1-x)v_2 \quad (\text{B.5})$$

e, portanto:

$$1/\rho_L = \frac{1}{PM_L} \left[\frac{xPM_1}{\rho_1} + \frac{(1-x)PM_2}{\rho_2} \right] \quad (\text{B.6})$$

As massas específicas dos componentes puros (ρ_1 e ρ_2) foram obtidas através dos dados apresentados por WILHOIT & ZWOLINSKI (1973). Dessa forma, as seguintes equações foram adotadas:

$$\rho_1 = 0,7638 + 0,9853 \cdot 10^{-4} T_{\text{ex}} - 0,5766 \cdot 10^{-5} (T_{\text{ex}})^2 \quad (\text{B.7})$$

Erro médio: 0,05%

$$\rho_2 = 0,8372 - 9,463 \cdot 10^{-4} T_{\text{ex}} \quad (\text{B.8})$$

Erro médio: 0,06%

B.5 - Temperaturas de Equilíbrio

Através dos dados de equilíbrio do sistema etanol-butanol a pressão de 760 mmHg, obtidos em GMEHHLING & ONKEN (1977), foi construído o diagrama Txy, representado na figura B.2. As curvas foram ajustadas pelos seguintes polinômios:

$$T_{\text{ex}} = 117,5 - 75,71x + 55,41x^2 - 19,04x^3 \quad (\text{B.9})$$

Erro médio: 0,1028%

$$T_{\text{ey}} = 117,8 - 26,43y + 16,93y^2 + 29,76y^3 \quad (\text{B.10})$$

Erro médio: 0,1925%

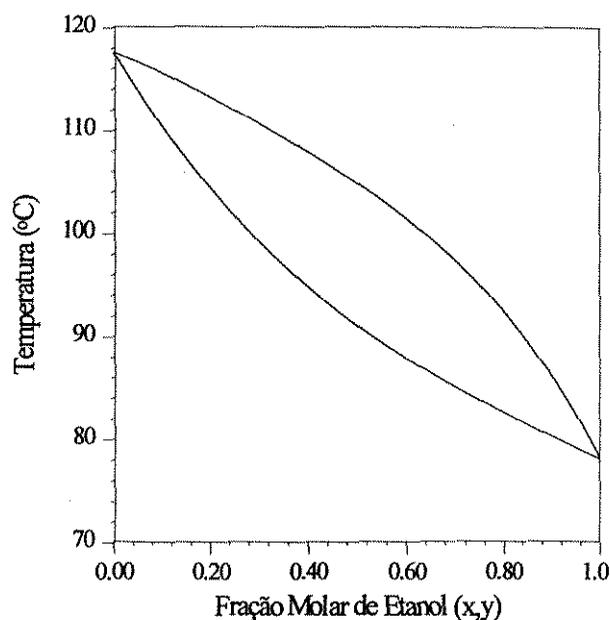


Figura B.2 - Diagrama Txy do sistema etanol-butanol, a 760 mmHg.

B.6 - Vazões Molares

Como a coluna foi operada a refluxo total, considerou-se a vazão molar do vapor igual a do líquido.

Para o cálculo, utilizou-se a vazão volumétrica (medida experimentalmente), a massa específica e o peso molecular médio do refluxo, organizados pela seguinte equação:

$$V = L = \frac{Q_L \rho_R}{PM_R} \quad (\text{B.11})$$

B.7 - Vazão Volumétrica do Vapor

Para efetuar este cálculo, considerou-se a fase vapor comportando-se como um gás ideal. Assim, a lei dos gases ideais pôde ser utilizada e a vazão volumétrica do vapor foi obtida pela seguinte equação:

$$Q_v = \frac{VRT_{ey}}{P} \quad (\text{B.12})$$

sendo T_{ey} dada em graus Kelvin.

B.8 - Velocidade Superficial do Vapor

Conhecendo-se a vazão volumétrica do vapor, a velocidade superficial é obtida através da divisão da vazão pela área da seção transversal da coluna (23,76 cm²), ou seja:

$$U_g = \frac{Q_v}{23,76} \quad (\text{B.13})$$

B.9 - Vazão Molar do Vapor por Unidade de Área

Obtida pela relação:

$$G_m = \frac{V}{23,76} \quad (\text{B.14})$$

B.10 - Força-Motriz

A força-motriz é dada pela diferença entre os valores da composição do vapor em equilíbrio com o líquido no prato e do vapor que chega ao prato, ou seja:

$$f = y^* - y_e \quad (\text{B.15})$$

B.11 - Tensão Superficial da Mistura Líquida

Para o cálculo da tensão superficial, foi adotada a correlação de Macleoud e Sugden modificada como regra de mistura, que é sugerida por REID et al (1977) e tem a seguinte forma:

$$\sigma_L^{0,25} = \frac{\rho_L}{PM_L} \left[\frac{PM_1}{\rho_1} x (\sigma_1)^{0,25} + \frac{PM_2}{\rho_2} (1-x) (\sigma_2)^{0,25} \right] \quad (B.16)$$

As tensões superficiais dos componentes puros foram obtidas por polinômios ajustados aos dados fornecidos por JASPER (1972) e VARGAFTIK (1975) na faixa de temperatura de 60 a 150 °C. Os polinômios foram os seguintes:

$$\sigma_1 = 23,72 - 0,06657(T_{ex}) - 1,588 \cdot 10^{-4} (T_{ex})^2 \quad (B.17)$$

Erro médio: 0,26%

$$\sigma_2 = 27,25 - 0,09315(T_{ex}) \quad (B.18)$$

Erro médio: 0,74%

B.12 - Viscosidade da Mistura Líquida

A viscosidade da mistura líquida foi calculada pela seguinte relação:

$$\ln \mu_L = x \ln \mu_1 + (1-x) \ln \mu_2, \quad (B.19)$$

sendo, segundo REID et al (1977):

$$\log \mu_1 = 686,4 \cdot \left(\frac{1}{T_{\text{ex}}} - \frac{1}{300,9} \right) \quad (\text{B.20})$$

$$\log \mu_2 = 984,5 \cdot \left(\frac{1}{T_{\text{ex}}} - \frac{1}{341,1} \right) \quad (\text{B.21})$$

B.13 - Coeficiente de Transferência de Massa Volumétrico

Para o cálculo do $K_g a$, foi adotada a equação 2.8 definida no Capítulo 2, que considera a eficiência de ponto igual à eficiência do prato, ou seja:

$$K_g a = -\frac{G_m}{H_d P} \ln(1 - EM_v) \quad (\text{B.22})$$

ABSTRACT

Distillation is the most important separation process and being a very high energy consumption, even quite small improvements in separation efficiency would lead to cost benefits.

In the present work is studied a method to improve contact between vapour and liquid in distillating dispersions by the addition of solid particles to avoid jetting or the formation of large bubbles, thus increasing mass transfer between the two phases.

Experimental work was carried out on a sieve plate without downcomer, in a 5.5 cm diameter column using ethanol/n-butanol as distillating system. Beds of 4g particles and various sizes were used (1.70, 1.86, 2.00 and 2.50 mm).

It was observed that the particle size has a marked effect on the separation efficiency. Tray efficiency is dependent on particle size and except for of 2.00 mm particles experimental results show that the separation efficiency is always higher than for systems without particles. The variation of the efficiency with the distillating system composition, keeping the particles size and vapour superficial velocity constants, is higher at the compositions extremes. On the other hand, the influence of the vapour superficial velocity depended of the particles size and system composition. The presence of particles in the liquid-vapour dispersion shows a remarkable increase in tray efficiency although causes a large reduction in the plate operation limits.