

**ESTUDO E DESENVOLVIMENTO DE UM  
EXTRATOR DE PRATOS PERFURADOS  
PULSANTES**

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS**  
**FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA**  
**DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA DE SISTEMAS QUÍMICOS E**  
**INFORMÁTICA**

**T E S E        D E        D O U T O R A D O**

Título: Estudo e Desenvolvimento de um Extrator de Pratos Perfurados  
Pulsantes

Autor: Luiz Mário Nelson de Góis

Orientador: Prof. Dr. Elias Basile Tambourgi

Co-Orientador: Prof. Dr. João Alexandre F. R. Pereira

Tese submetida à Comissão de Pós-Graduação da  
Faculdade de Engenharia Química da UNICAMP  
como parte dos requisitos necessários à obtenção do  
grau de DOUTOR EM ENGENHARIA QUÍMICA

fevereiro/1995

Campinas - São Paulo

Brasil



UNIDADE 78C  
 N.º CHAMADA: T/UNICAMP  
6561e  
 V. Ex  
 F. UNDO C. / 24791  
 PROC. 433/95  
 C  D   
 PREÇO R\$ 11,00  
 DATA 08/06/95  
 N.º CPD

cm-00070730-7

FICHA CATALOGRAFICA ELABORADA PELA  
 BIBLIOTECA CENTRAL - UNICAMP

Gois, Luiz Mario Nelson de  
 G561e Estudo e desenvolvimento de um extrator de pratos perfurados  
 pulsantes / Luiz Mario Nelson de Gois. - - Campinas, SP : [s.n.],  
 1995.

Orientadores : Elias Basile Tambourgi, Joao Alexandre F. R.  
 Pereira.

Tese (doutorado) - Universidade Estadual de Campinas,  
 Faculdade de Engenharia Quimica.

1 Separacao (Tecnologia). 2. Extracao por solventes.  
 3. Extracao - Equipamento. I. Tambourgi, Elias Basile.  
 II. Pereira, Joao Alexandre F. R. III. Universidade Estadual de  
 Campinas. Faculdade de Engenharia Quimica. IV. Titulo.

Tese defendida e aprovada, em 06 de fevereiro de 1995, pela banca examinadora constituída pelos professores:



---

Prof. Dr. Elias Basile Tambourgi



---

Prof. Dr. Gil Anderi da Silva



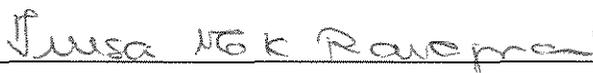
---

Profa. Dra. Leticia Soares de Vasconcelos Sampaio Suñé



---

Prof. Dr. Roger Josef Zemp



---

Profa. Dra. Teresa Masako Kakuta Ravagnani

Esta versão corresponde a redação final da Tese de Doutorado, defendida pelo Eng. Luiz Mário Nelson de Góis, e aprovada pela Comissão Julgadora em 06/02/1995.



---

Prof. Dr. Elias Basile Tambourgi

Orientador

## **AGRADECIMENTOS**

Ao Prof. Dr. Elias Basile Tambourgi pela orientação e apoio prestados

Ao Prof. Dr. João Alexandre F. R. Pereira pela valiosa ajuda dedicada

Aos meus pais Almir e Alba pela carinho e dedicação

Aos amigos José Jailton Marques e Roberto Rodrigues de Souza pela grande contribuição prestada

Ao amigo José de Paiva Costa pelo grande incentivo prestado

As alunas de iniciação científica Alessandra, Érica, Ana Lúcia e Elaine pela grande colaboração dedicada

À CAPES/PICD pela ajuda financeira concedida

Ao Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal da Bahia pela liberação concedida

A todos os amigos da Faculdade de Engenharia Química da UNICAMP que direta ou indiretamente contribuíram para a realização deste trabalho.

*À Elvira*

## RESUMO

Nos últimos anos a extração líquido-líquido tem se tornado cada vez mais importante na Engenharia Química, e considerável atenção tem sido dispensada ao desenvolvimento de tipos mais eficientes de extratores.

Dentre os extratores mecanicamente agitados, ou os que apresentam maior desempenho, nos processos de separação, as colunas pulsadas destacam-se como equipamentos cuja agitação se processa na direção de escoamento das correntes líquidas, favorecendo assim o maior contato entre as fases presentes.

O desenvolvimento das colunas pulsadas normalmente envolve a análise de vários estudos que estão diretamente relacionados com o desempenho destes equipamentos. Dentre eles destacam-se a dispersão axial, a retenção da fase dispersa e a transferência de massa como de grande importância na avaliação deste tipo de coluna.

No presente trabalho é desenvolvido um extrator de pratos perfurados pulsantes, com o objetivo da obtenção de dados teóricos que possam vir a contribuir para um maior aprimoramento dos conhecimentos existentes na literatura atual sobre este equipamento. São analisadas a dispersão axial, a retenção da fase dispersa e a transferência de massa, existente no equipamento através dos dados experimentais do coeficiente de dispersão axial, da fração de retenção da fase dispersa e da eficiência de separação, respectivamente. São analisadas as influências de vários parâmetros, operacionais e de construção, no desempenho da coluna e correlações de modelagem para cada estudo são propostas.

## ABSTRACT

Over recent years liquid-liquid extraction have become of increasing importance to chemical engineering, and the development of more efficient extractors has deserved increasing interest.

Among the mechanical agitated extractors, pulsed columns have been shown to present better performance over other extractors, as the mixing occurs in the direction of de liquid flow, increasing the contact between the phases.

Pulsed columns can be classified in columns with pulsed flows, and columns with pulsed plates. In the former the plates are fixed to the column and the pulsed across the column by means of a reciprocating pump. In the latter the plates follow a pulsed movement inside the column.

Most of the work about pulsed columns found in the literature is restricted to extractors with pulsed flows. This is probably due to the relative simplicity of construction of these columns.

In this work an extraction column with pulsed plates is constructed, with the objective to gather experimental data leading to a better understanding of the behaviour of extraction columns with pulsed plates.

Axial dispersion, holdup and mass transfer are analysed using experimental data about the dispersion coefficient, the fraction of holdup and the efficiency of separation, respectively. The influence of the different operating and design parameters on the performance of the columns are also analysed. Correlations and models for the column are proposed.

## ÍNDICE GERAL

	<i>página</i>
<b>CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO</b>	<b>01</b>
<b>CAPÍTULO 2 - MONTAGEM EXPERIMENTAL</b>	<b>08</b>
2.1 - Introdução	09
2.2 - Descrição da aparelhagem	09
2.3 - Procedimento experimental para a dispersão axial	12
2.4 - Procedimento experimental para a retenção da fase dispersa	14
2.5 - Procedimento experimental para a transferência de massa	16
<b>CAPÍTULO 3 - DISPERSÃO AXIAL</b>	<b>19</b>
3.1 - Introdução	20
3.2 - Análise da Literatura	20
3.3 - O Modelo Diferencial da Dispersão Axial	30
3.4 - Análise e interpretação dos resultados obtidos referentes a dispersão axial	35
3.4.1 - Influência do número de pratos pulsantes	36
3.4.2 - Influência da área livre de escoamento	38
3.4.3 - Influência da vazão de escoamento da fase contínua	39
3.4.4 - Influência da frequência de pulsação	42
3.4.5 - Influência da amplitude de pulsação	44
3.5 - Modelagem matemática para a dispersão axial	46
<b>CAPÍTULO 4 - RETENÇÃO DA FASE DISPERSA</b>	<b>49</b>
4.1 - Introdução	50
4.2 - Análise da literatura	51
4.2.1 - As regiões de operação	51
4.2.1.1 - Região de completa inundação	53
4.2.1.2 - Região de inundação por pulsação insuficiente	53
4.2.1.3 - Região de mistura-decantação (“mixer-settler”)	54
4.2.1.4 - Região de emulsão	54

4.2.1.5 - Região instável	56
4.2.2 - A fração de retenção da fase dispersa	56
4.2.3 - A velocidade relativa e a velocidade característica	62
4.2.4 - Conclusões referentes aos estudos encontrados na literatura sobre a retenção da fase dispersa	65
4.3 - Análise e interpretação dos resultados referentes a retenção da fase dispersa	66
4.3.1 - Influência da frequência de pulsação	67
4.3.2 - Influência da amplitude de pulsação	71
4.3.3 - Influência da vazão da fase dispersa	76
4.3.4 - Influência da vazão da fase contínua	80
4.3.5 - Influência do número de pratos	83
4.3.6 - Influência da área livre de escoamento	86
4.4 - Análise da velocidade característica a partir da velocidade relativa e da inundação	88
4.5 - Modelagem matemática para a fração de retenção da fase dispersa	93
<b>CAPÍTULO 5 - TRANSFERÊNCIA DE MASSA</b>	98
5.1 - Introdução	99
5.2 - Análise da literatura	100
5.3 - Análise e interpretação dos resultados obtidos referentes à transferência de massa	113
5.3.1 - Introdução	113
5.3.2 - Influência da frequência de pulsação	114
5.3.3 - Influência da amplitude de pulsação	116
5.3.5 - Influência do número de pratos	117
5.3.6 - Influência da área livre de escoamento	119
5.3.7 - Influência da vazão da fase contínua	121
5.4 - Modelagem matemática para a transferência de massa	123
<b>CAPÍTULO 6 - CONCLUSÕES</b>	128
<b>CAPÍTULO 7 - SUGESTÕES PARA FUTUROS TRABALHOS</b>	132

<b>CAPÍTULO 8 - NOMENCLATURA UTILIZADA</b>	<i>134</i>
<b>CAPÍTULO 9 - REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b>	<i>139</i>
<b>CAPÍTULO 10 - APÊNDICES</b>	<i>144</i>
Apêndice A - Curvas de Calibração dos equipamentos	<i>146</i>
Apêndice B - Programas de Computador	<i>148</i>
Apêndice C - Resultados Experimentais	<i>165</i>

# **CAPÍTULO 1**

## **INTRODUÇÃO**

Os processos de separação dos componentes de uma solução, que dependem da distribuição de componentes entre dois líquidos miscíveis, são conhecidos como extração em fase líquida ou extração por solvente. Estes processos podem ser realizados de diversas formas. Na maioria dos casos, a solução líquida é colocada em contato com um solvente apropriado, que lhe é imiscível, e que extrai preferencialmente um ou mais componentes. Por exemplo, a acetona pode ser extraída de uma solução aquosa mediante o contato com o clorofórmio. Neste caso a acetona dissolve-se preferencialmente no clorofórmio. As separações desta espécie são de caráter essencialmente físico e os componentes não sofrem modificações químicas. Não obstante, a natureza química dos líquidos influencia fortemente a extensão da separação, pois a distribuição de um soluto depende da não idealidade das soluções participantes do processo. A não idealidade pode ser alterada, para influenciar de forma favorável a distribuição. É o que se faz pela mudança de temperatura, pela salinificação da solução para precipitar um soluto orgânico dissolvido em água, pelo ajuste do pH da solução ou pela alteração do estado de oxidação de um soluto metálico.

Como resultado da expansão nos processos de extração por solvente, o número e a variedade dos equipamentos de extração líquido-líquido tem sido considerável. Estes equipamentos variam desde simples vasos de mistura, usados em décadas passadas, até extratores centrífugos de alto desempenho, desenvolvidos mais recentemente.

Os vários tipos de equipamentos de contato líquido-líquido, podem ser divididos em dois grupos principais: extratores em estágios e extratores diferenciais. O primeiro grupo é identificado por uma série de estágios formados por misturadores-decantadores, onde as fases são contactadas até o equilíbrio e em seguida separadas, antes de serem enviadas aos estágios seguintes. No segundo grupo, os líquidos escoam continuamente em contracorrente, sendo a eficiência deste grupo de extratores obtida em função do número de estágios utilizados.

No caso do primeiro grupo, normalmente se obtém altas eficiências para cada um dos estágios e com isso um melhor “scale-up” pode ser obtido. Porém, como as fases devem ser separadas após atingir o equilíbrio, os compartimentos de decantação devem ser relativamente grandes. Isto implica em que a unidade como um todo se torne volumosa, especialmente nos casos em se dispõe de sistemas com decantação mais lenta.

Já os extratores diferenciais são mais compactos e normalmente ocupam menos espaço, quando comparados com os extratores em estágios. Nestes equipamentos, o fluxo

em contracorrente é processado em função da diferença de densidades entre os fluidos. Em colunas verticais, a fase mais densa é alimentada no topo e flui para baixo, enquanto que a menos densa é alimentada na base e flui em direção ao topo. Os extratores diferenciais podem ser divididos em três classes principais.

- Extratores com apenas a ação da gravidade;
- Extratores mecanicamente agitados;
- Extratores agitados por pulsações.

Os extratores onde é utilizada apenas a ação da gravidade, representam os tipos mais simples de colunas utilizadas na extração líquido-líquido. Além de ocuparem uma área reduzida, eles apresentam baixo custo de manutenção e de construção. Porém, as eficiências destes aparelhos são relativamente baixas, quando comparadas com as colunas agitadas. Colunas “spray”, colunas recheadas, colunas com chicanas e colunas com pratos perfurados pertencem a esta classe de extratores.

Nos extratores mecanicamente agitados, o desempenho e a eficiência são aumentados através da introdução de eixos com agitadores, adaptados ao centro de cada estágio. A característica principal destes aparelhos é a forma de agitação, sendo esta processada através do movimento rotativo de palhetas, discos, etc. O processo de agitação possibilita um aumento na área interfacial, proporcionando assim uma maior transferência de massa entre as fases. Fazem parte deste grupo os seguintes extratores:

- Extrator “Oldshue-Huston”;
- Extrator “Sheibel”;
- Extrator de discos rotativos (RDC).

Estes equipamentos apresentam, porém, certa limitação quanto as suas operações, principalmente quando se necessita de taxas de transferência de massa mais elevadas. Pois, de acordo com a literatura, sabe-se que aumentando-se a velocidade de rotação dos agitadores para níveis mais elevados, pode acontecer um maior retorno de fluido para os estágios anteriores, e conseqüentemente à base da coluna. Este fenômeno é baseado no fato do movimento de rotação dos agitadores favorecer o deslocamento de fluido na direção radial, dos estágios destes extratores.

Os extratores agitados por pulsações, apesar de necessitarem de potências mais elevadas para suas operações, oferecem a grande vantagem de proporcionarem taxas de eficiência e transferência de massa bem mais elevadas que os demais outros extratores. Isto deve-se ao fato de que neste tipo de coluna a forma de agitação (pulsação) obedece a

mesma direção de escoamento das correntes presentes, o que deve favorecer um contato mais intenso entre as fases da mistura.

O primeiro trabalho apresentado sobre colunas agitadas por pulsações, foi proposto por Van Dijck (1935). Neste trabalho, o autor propôs um novo tipo de equipamento para extração líquido-líquido (Figura 1.1), com a finalidade principal de se obter o máximo contato entre duas correntes líquidas.

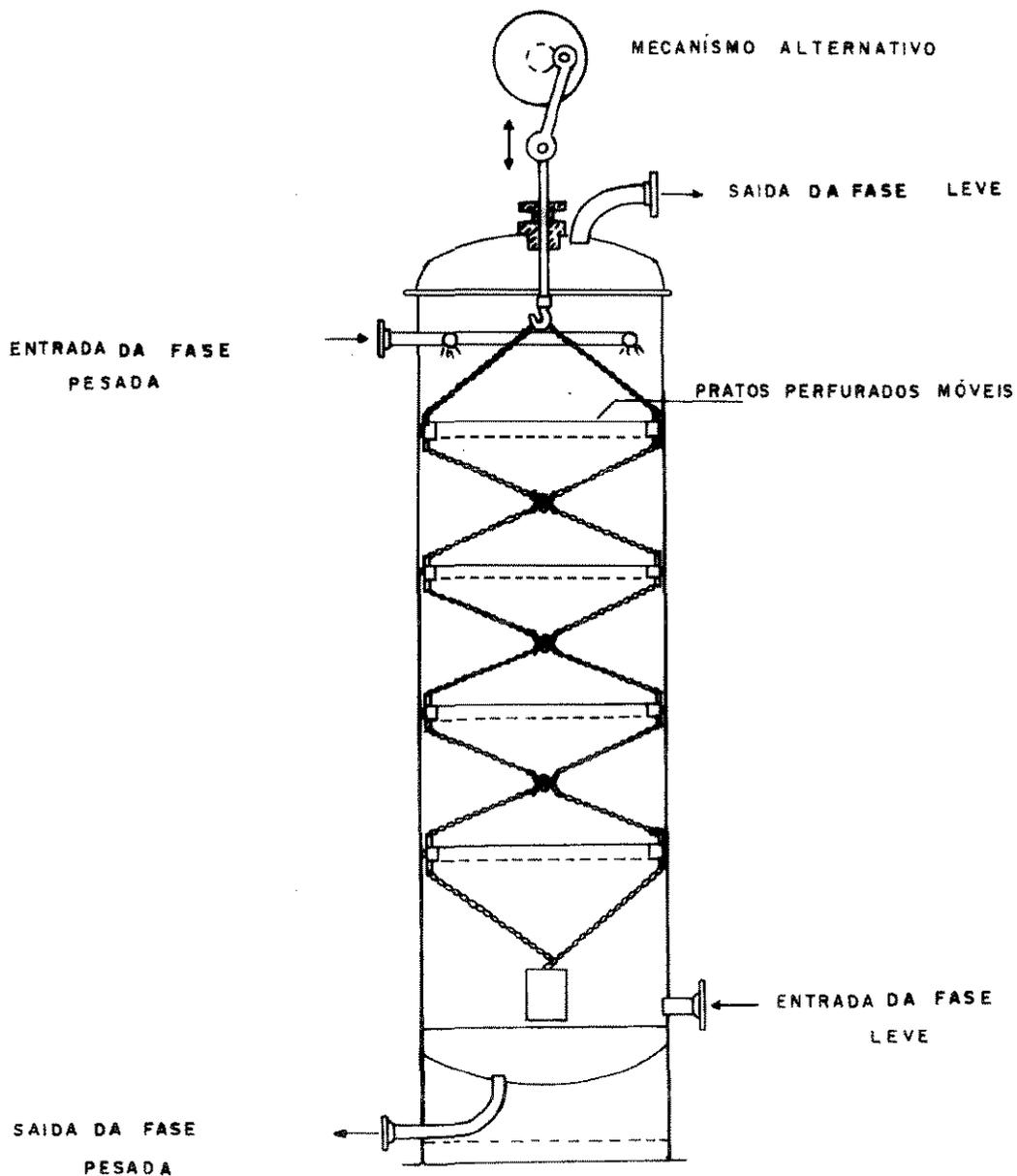


Figura 1.1 - O extrator de pratos pulsantes proposto por Van Dijck (1935)

O princípio de funcionamento da coluna proposta por Van Dijk (1935) consta basicamente do seguinte. As correntes líquidas são introduzidas em contracorrente, formando porções de cada uma delas nos vários compartimentos da coluna. Assim, em cada estágio, são formadas duas camadas líquidas distintas (Figura 1.2.a), a superior de líquido leve (menos denso) e a inferior de líquido pesado (mais denso). Com o movimento alternativo dos pratos, quando estes se movem para cima (Figura 1.2.b), o líquido pesado, atravessa os furos dos pratos, na forma de jatos, sendo disperso como gotas na camada de líquido leve do estágio anterior. Portanto, o líquido pesado é contactado com o leve em uma distribuição uniforme, que intensifica ainda mais a dispersão entre as fases. De forma similar, quando os pratos se movem para baixo, o líquido leve é injetado nos furos do prato superior, se dispersando na camada de líquido pesado (Figura 1.2.c). A amplitude, a frequência de movimento, a área dos furos e a distância entre os pratos, são os parâmetros que controlam a operação deste equipamento.

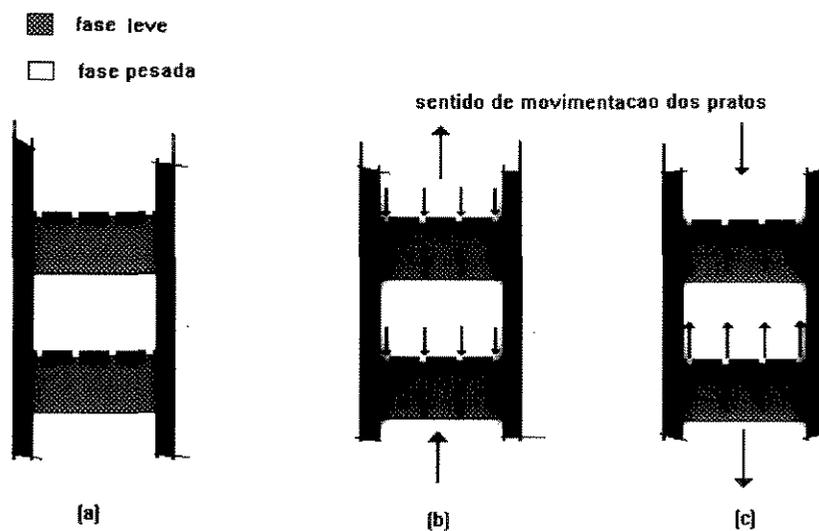


Figura 1.2 - Princípios de funcionamento de uma coluna de pratos pulsantes [Van Dijk (1935)]

Van Dijk (1935) propôs também um outro tipo de coluna, em que os pratos são fixos e os fluidos pulsados através do emprego de bombas alternativas (Figura 1.3). Esta coluna, conhecida como coluna de fluxo pulsado, apesar de apresentar boas taxas de eficiência, segundo os autores, não é recomendada para alturas elevadas, pois as massas de fluido a serem movidas são mais pesadas, o que impõe a necessidade da introdução de uma elevada quantidade de energia na coluna.

Alguns outros autores também já apresentaram estudos sobre colunas agitadas por pulsações, porém a maioria deles se detendo às colunas com fluxo pulsado. Estes estudos são todos baseados em avaliações de resultados experimentais relacionados com o desempenho deste tipo de extrator.

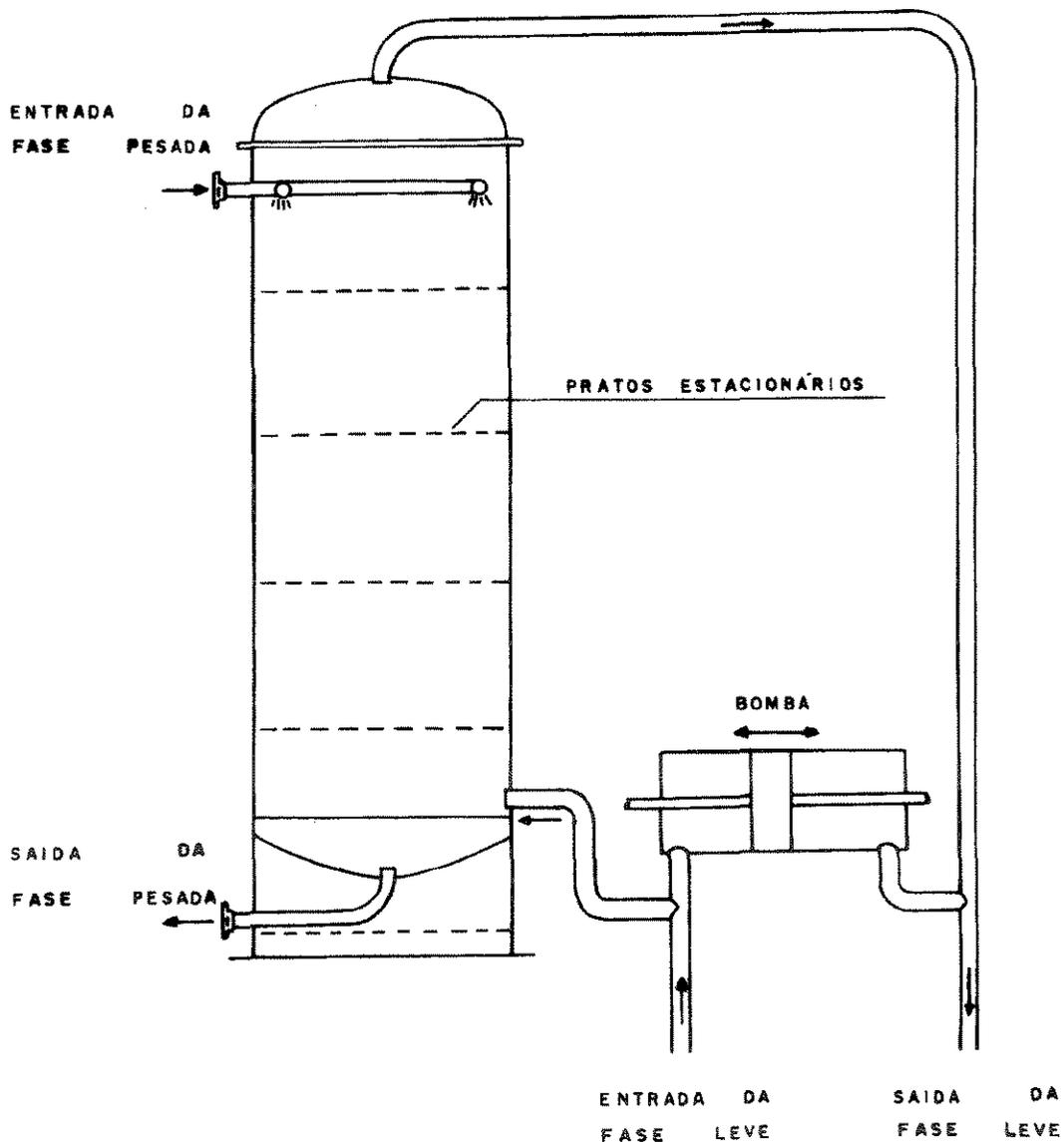


Figura 1.3 - O extrator de fluxo pulsado [Van Dijck (1935)]

No presente trabalho estuda-se o desempenho de um extrator de pratos perfurados pulsantes, analisando-se para isso, a dispersão axial, a retenção da fase dispersa e a

transferência de massa. São apresentados três capítulos distintos que, em cada um deles, é detalhado cada estudo separadamente. Estes estudos envolvem revisões bibliográficas, análises de resultados e apresentações de correlações de modelagem, de acordo com o tipo de estudo realizado.

No estudo da mistura axial, mostrado no capítulo 3, determina-se o coeficiente de dispersão axial, sendo que a análise dos resultados é baseada nos valores determinados para o Número de Dispersão Axial. No estudo da retenção da fase dispersa, visto no capítulo 4, é determinada a fração de retenção da fase dispersa. Enquanto que no estudo da transferência de massa, apresentado no capítulo 5, o parâmetro analisado é a eficiência de separação.

O detalhamento da parte experimental utilizada no presente trabalho, é tratado no capítulo 2. Neste capítulo, é apresentada, primeiramente, uma descrição geral do equipamento utilizado para todas as experiências realizadas. Em seguida, são mostrados os três procedimentos adotados para cada um dos estudos individualmente, já que em cada um deles existem particularidades inerentes ao tipo de parâmetro que venha a ser medido.

Nos capítulos finais, são apresentadas as conclusões encontradas e as sugestões para futuras pesquisas que possam vir a surgir nesta área.

## **CAPÍTULO 2**

### **MONTAGEM EXPERIMENTAL**

## **2.1 - INTRODUÇÃO**

No presente capítulo são descritos todos os detalhes referentes a montagem experimental do extrator utilizado. Conforme já descrito anteriormente, aqui são realizados três estudos distintos (dispersão axial, retenção da fase dispersa e transferência de massa), utilizando-se para isso, três técnicas experimentais diferentes, com cada uma delas com suas particularidades distintas. Assim, neste capítulo primeiramente é apresentado uma descrição geral do extrator e em seguida os três procedimentos experimentais utilizados, com as suas respectivas modificações, inerentes a cada experimento.

## **2.2 - DESCRIÇÃO DA APARELHAGEM**

O extrator de pratos perfurados pulsantes construído para este estudo, mostrado na Figura 2.1, consiste de um tubo com 97 cm de comprimento e 5,5 cm de diâmetro interno, constituído por seções de vidro interconectadas através de juntas de PVC (policloreto de Vinila) rígido. As seções do topo e do fundo são dotadas de terminais reservados às alimentações e retiradas das correntes líquidas. No interior deste tubo foi instalado um arranjo de pratos perfurados, construídos também de PVC, fixados a uma haste cilíndrica do mesmo material. O diâmetro de cada prato é de 5,0 cm, o que proporciona uma área de 19,6 cm<sup>2</sup> por prato. Este arranjo foi adaptado ao extrator, sendo a extremidade superior da haste conectada ao mecanismo de pulsação, cujo funcionamento será descrito posteriormente.

Os pratos foram perfurados de modo a fornecerem percentuais de área livre de escoamento de 20% e 38%, a depender do número e do diâmetro dos furos presentes em cada prato. Para 20% de área livre foram utilizados pratos com 62 furos de 0,3 cm de diâmetro. Já para uma fração de área livre de 38%, foram utilizados pratos com 12 furos de 0,9 cm de diâmetro cada. A Figura 2.2 mostra os dois arranjos formados.

O mecanismo de pulsação foi composto por um motor de velocidade variável, associado a um sistema de roldanas capaz de adequar a velocidade de rotação às condições de agitação exigidas. A medida que acontecia o movimento de rotação do sistema de roldanas, este era transferido a um braço móvel, que por sua vez, o transmitia à haste (e conseqüentemente aos pratos), na forma de pulsação.

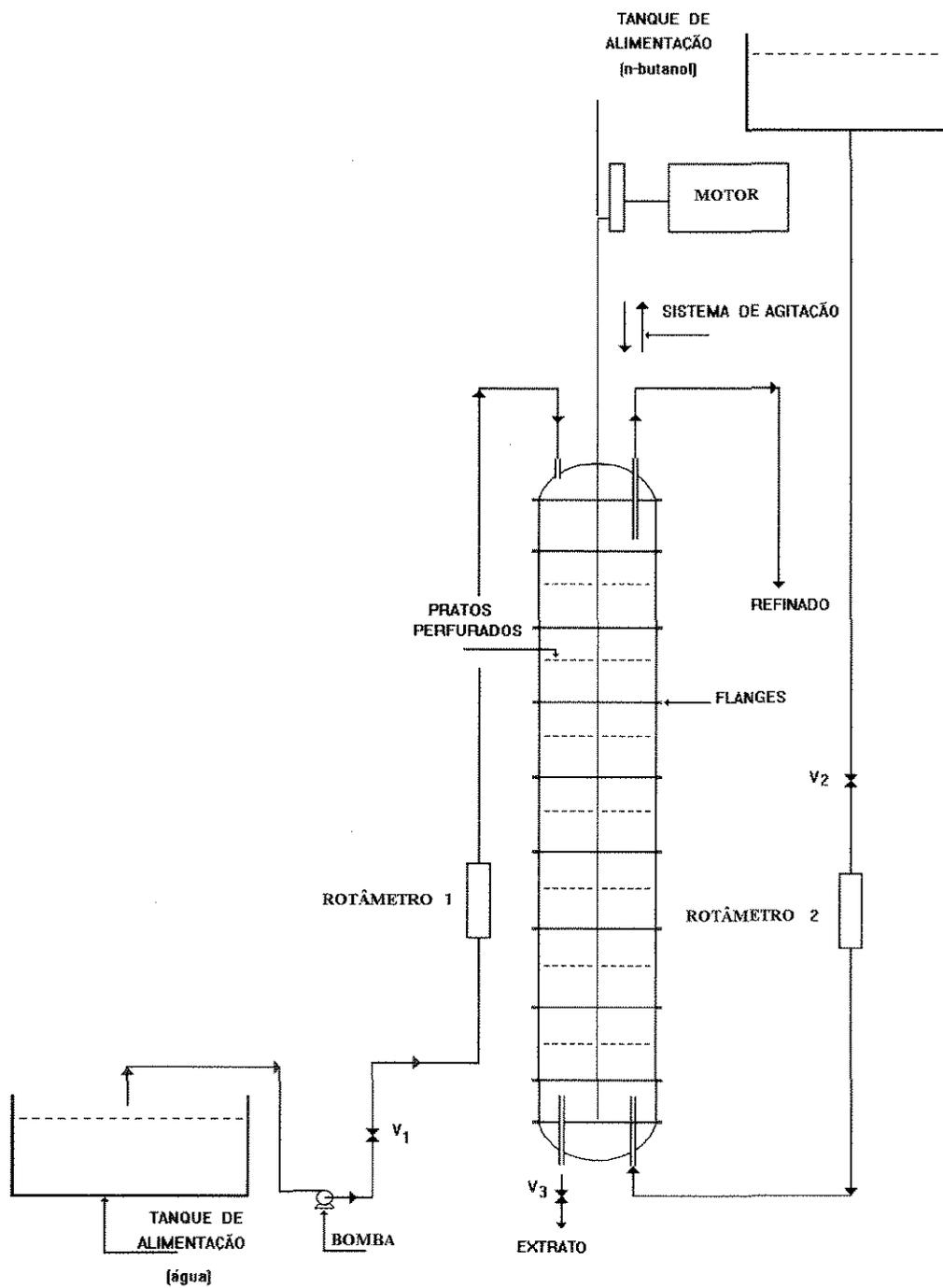


Figura 2.1 - Aparelhagem Experimental

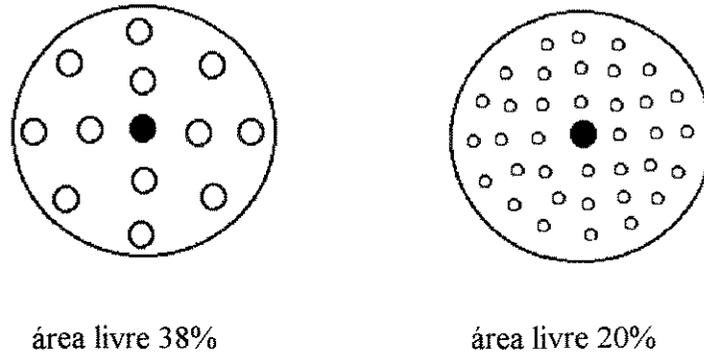


Figura 2.2 - Configurações de pratos utilizadas

O ajuste da frequência de pulsação foi feito através de um “dimmer” que, conectado ao motor, fazia variar a intensidade da rotação deste. A medida da frequência era feita visualmente, através da contagem do número de ciclos de pulsação completados em um intervalo de tempo prefixado. Já o ajuste da amplitude de pulsação na posição de fixação do braço móvel na roldana (Figura 2.3). As posições 1, 2 e 3 da figura, representam amplitudes de pulsação de 4, 6 e 8 cm respectivamente. O controle das vazões das fases, contínua e dispersa, foi obtido através de rotômetros, previamente calibrados, conectados ao topo e à base da coluna, respectivamente. Os dados de calibração destes rotômetros estão mostrados no Apêndice A do presente trabalho.

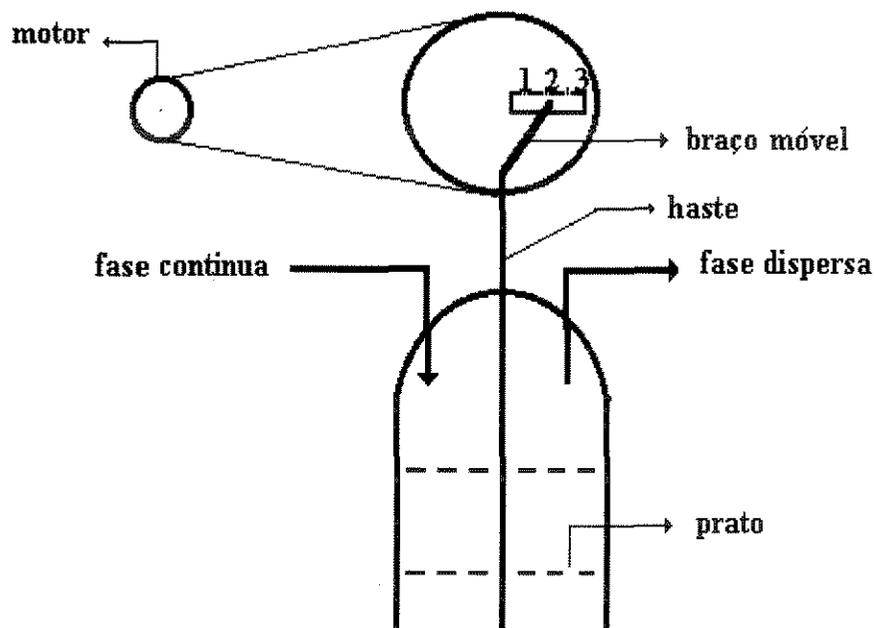


Figura 2.3 - Mecanismo de controle da amplitude de pulsação

A seguir serão descritos os procedimentos experimentais adotados para os estudos referentes a dispersão axial, retenção da fase dispersa e transferência de massa.

### **2.3 - PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL PARA A AVALIAÇÃO DA DISPERSÃO AXIAL**

O procedimento experimental adotado para a avaliação da dispersão axial é conhecido como teste traçador tipo pulso. Este teste envolve a obtenção de dados experimentais de concentração necessários para a construção das curvas de distribuição de tempos de residência (D.T.R.). A técnica consiste na injeção de pulsos de um determinado corante, com concentração conhecida, na base da coluna e coletas periódicas de amostras no topo do equipamento.

Neste estudo adotou-se a operação em uma única fase, utilizando-se a água como fase contínua, escoando no sentido ascendente, com vazão controlada por rotâmetro. O corante utilizado foi o alaranjado de metila, devido às suas características serem apropriadas a este tipo de experimento.

A Figura 2.4 mostra a montagem experimental utilizada para a obtenção dos dados de dispersão axial. Esta montagem difere um pouco da mostrada da Figura 2.1, já que neste estudo necessitou-se de apenas uma fase em escoamento. Na Tabela 2.1 desta seção, são mostradas todas as combinações de variáveis utilizadas nos experimentos relacionados com a dispersão axial.

Assim, escolhida a geometria de coluna conveniente e ajustados os parâmetros operacionais (frequência, amplitude e vazão da fase contínua), fazia-se a injeção de pulsos de 5,0 ml de traçador, com concentração conhecida ( $C_0 = 0,005 \text{ g/ml}$ ) na base da coluna. Em seguida eram coletadas amostras a cada intervalo de tempo de 60 segundos, contados a partir do tempo em que era injetado o pulso.

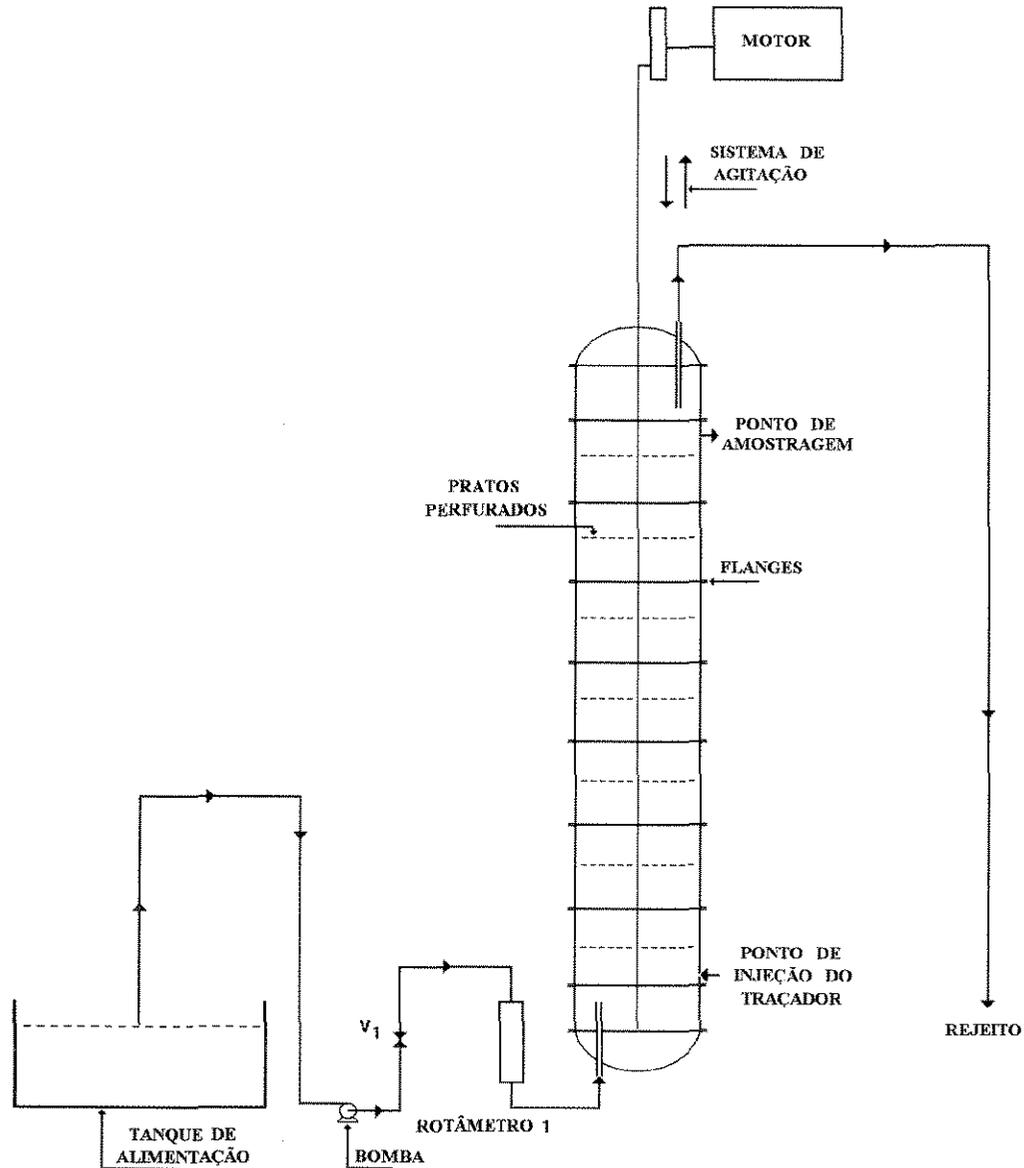


Figura 2.4 - Montagem Experimental para a dispersão axial

As amostras obtidas eram posteriormente enviadas a um espectrofotômetro de marca PROCION SC-90, previamente calibrado, onde eram analisados os valores das suas transmitâncias. Com o auxílio das curvas de calibração, obtidas para o aparelho (Apêndice A), os dados de transmitância eram convertidos em dados de concentração. De posse das concentrações das várias amostras coletadas nas experiências, eram construídas as curvas de distribuição de tempos de residência,  $C/C_0$  "versus"  $t/\bar{t}$ . O modelo da determinação do coeficiente de dispersão utilizado, modelo diferencial da dispersão, será descrito com

detalhes nas seção 3.3 deste trabalho enquanto que no Apêndice C.1 estão listados todos os resultados experimentais referentes a dispersão axial.

Tabela 2.1 - Resumo das variáveis e suas faixas estudadas para dispersão axial

Variável estudada	Situações estudadas
Número de pratos	4; 7
Área livre dos pratos (%)	20; 38
Frequência de pulsação ( $s^{-1}$ )	0,4; 0,7; 1,2; 1,9
Amplitude de pulsação (cm)	4; 6; 8
Vazão da fase contínua ( $cm^3/s$ )	0,83; 3,83; 6,83; 10,0

#### 2.4 - PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL PARA A RETENÇÃO DA FASE DISPERSA

O procedimento experimental adotado no estudo da retenção seguiu um método que na literatura é conhecido como método das interrupções instantâneas. Com este procedimento obtinha-se então as medidas da fração de retenção da fase dispersa em cada experimento realizado.

A aparelhagem experimental utilizada neste estudo já foi mostrada na Figura 2.1 do presente capítulo e apresenta como detalhe principal a operação em duas fases. Nesta operação a água atuava como a fase contínua, escoando no sentido descendente e o n-butanol como a fase dispersa, escoando no sentido ascendente. As vazões das alimentações das duas fases foram controladas através dos rotômetros 1 e 2, da figura, cujos dados de calibração se encontram listados no Apêndice A-1. Os demais mecanismos de controle da coluna, para este tipo de experimento, já foram descritos na seção 2.2

Como na dispersão axial, a Tabela 2.2 mostra todas as combinações de variáveis utilizadas nos experimentos relacionados com a retenção da fase dispersa.

O método das interrupções simultâneas segue normalmente uma sequência de etapas, cuja descrição detalhada será apresentada a seguir, observando-se a Figura 2.1.

- 1 - Com a válvula de alimentação de butanol ( $V_2$ ) e a de drenagem da fase aquosa ( $V_3$ ) fechadas, alimenta-se a coluna com água (fase contínua)
- 2 - Com o objetivo de que a operação atinga o estado estacionário, acerta-se o nível da água na coluna, aproximadamente a 5,0 cm abaixo do topo através do ajuste da válvula  $V_3$ .
- 3 - Aciona-se o mecanismo de agitação, ajustando-se a frequência e a amplitude de pulsação desejadas. As formas de ajuste destes dois parâmetros já foram descritos na seção 2.2 do presente capítulo.
- 4 - Abre-se a válvula  $V_2$  e alimenta-se a fase dispersa, controlando-se sua vazão com o auxílio do rotâmetro 2.
- 5 - Executados todos estes passos, aguarda-se aproximadamente 10 min para que aconteça a estabilização da operação. Este tempo foi obtido após vários testes de balanços de massa para as duas correntes até que fosse atingida a estabilidade da operação.
- 6 - Decorrido o tempo necessário à estabilidade, interrompe-se a alimentação das duas fases. Simultaneamente, pára-se o mecanismo de pulsação e deixa-se o conteúdo da coluna em repouso, até que ocorra a separação das fases.

Tabela 2.2 - Resumo das variáveis e suas faixas estudadas para retenção da fase dispersa

Variável estudada	Situações estudadas
Número de pratos	4; 7
Área livre dos pratos (%)	20; 38
Frequência de pulsação ( $s^{-1}$ )	0,4; 0,7; 1,2; 1,9
Amplitude de pulsação (cm)	4; 6; 8
Vazão da fase contínua ( $cm^3/s$ )	3,83; 10,0; 11,2
Vazão da fase dispersa ( $cm^3/s$ )	7,3; 8,4; 10,8; 14,2

O método de cálculo adotado para avaliação da fração volumétrica de retenção foi o da medição das quantidades de água e n-butanol, através da drenagem do conteúdo da coluna, após a separação das fases, coletando-as em provetas graduadas. A partir dos dados de volume de ambas as fases, calculava-se facilmente a fração de retenção da fase dispersa, de acordo com a seguinte expressão:

$$\left[ \begin{array}{l} \text{fração de retenção} \\ \text{da fase dispersa} \end{array} \right] = \frac{\text{volume da fase dispersa retida}}{\text{volume total de líquido na coluna}} \quad (2.1)$$

## 2.5 - PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL UTILIZADO PARA O ESTUDO DA TRANSFERÊNCIA DE MASSA

O estudo da transferência de massa realizado no presente trabalho foi baseado nos resultados experimentais obtidos de eficiência de separação, seguindo-se o modelo proposto por Kawase (1990) em que a eficiência é dada como sendo a fração de recuperação de soluto na corrente de extrato. Segundo este modelo a eficiência pode ser encontrada através da seguinte equação:

$$\lambda = \frac{x_f - x_r}{x_f} \quad (2.2)$$

Maiores detalhes sobre este modelo serão apresentados no capítulo 5, no estudo da transferência de massa.

O sistema líquido escolhido para estes experimentos, foi o sistema n-butanol- ácido acético-água. Optou-se por este sistema, devido a relação entre as densidades e solubilidades da água e do n-butanol serem propícias à extração líquido-líquido. Além disso, as propriedades físicas e os dados de equilíbrio de interesse desses três reagentes, são bem conhecidos na literatura.

Assim, o procedimento experimental adotado para transferência de massa constou basicamente de medidas de concentrações de ácido acético na corrente de alimentação ( $x_f$ ), e nas correntes de saída ( $x_e$  e  $x_r$ ). Estas medidas foram obtidas através da técnica da titulometria, sendo utilizada uma solução de hidróxido de sódio (0,5 N) como neutralizante.

De posse dos dados de concentração de soluto, utilizou-se então a equação 2.2 para a determinação da eficiência de separação,  $\lambda$ .

Normalmente, nos processos de extração se utiliza o soluto dissolvido na fase contínua (geralmente a água), sendo alimentada pelo topo da coluna, enquanto que a fase dispersa (geralmente um solvente orgânico, livre de soluto), é alimentada pela base. Porém,

no caso dos experimentos aqui apresentados esta disposição não foi seguida, já que havia a possibilidade de ocorrer danos ao rotor da bomba de alimentação se o soluto (ácido acético) fosse alimentado junto com a água. Daí, a fim de se evitar danos com o rotor da bomba, optou-se que o soluto fosse alimentado juntamente com a corrente de n-butanol e não com a de água.

Assim, as duas correntes de alimentação introduzidas na coluna foram as seguintes: pela base, n-butanol juntamente com ácido acético, com concentração variando na faixa de 0,001 a 0,004 g/ml, enquanto que pelo topo a água isenta de ácido acético. A Figura 2.1 pode também ser utilizada para ilustrar esta operação.

Escolhidos os parâmetros geométricos e operacionais, conforme já descrito nas seções anteriores, seguia-se inicialmente o procedimento já adotado para a obtenção dos dados experimentais da fração de retenção da fase dispersa. Ou seja, acertava-se a vazão da fase contínua (água),  $Q_c$ , através do rotâmetro 1. Em seguida, fixava-se o nível da água em aproximadamente 5,0 cm abaixo do topo da coluna através da válvula de saída de extrato  $V_3$ . Feito isso, acertava-se a frequência e a amplitude de pulsação, para em seguida, fixar-se a vazão de alimentação da fase dispersa,  $Q_f$ , que nestes experimentos era a mistura n-butanol-ácido acético, através do rotâmetro 2. Com as duas vazões de alimentação, a frequência e a amplitude de pulsação acertadas, iniciava-se então a experiência.

Após iniciada a experiência aguardava-se aproximadamente 10 minutos para que acontecesse a estabilização na operação da coluna. Este tempo foi determinado através de medidas de concentrações periódicas de ácido acético nas saídas de extrato e refinado ( $x_e$  e  $x_r$ ), em alguns experimentos. Identicamente ao estudo da retenção, foi observado que somente após decorridos aproximadamente os 10 primeiros minutos de experiência, as concentrações de saída se mantinham praticamente constantes.

Então decorrido o tempo para a estabilização da coluna, amostras eram colhidas nas duas correntes de saída, e as concentrações de ácido acético determinadas através da técnica da titulometria. No Apêndice C-3 do presente trabalho, são mostrados os valores das concentrações colhidas para todos os experimentos realizados.

Durante cada experiência foram feitas tomadas de vazões nas saídas de extrato e refinado ( $Q_e$  e  $Q_r$ ), a fim de que pudesse ser testado através da correlação 2.3, o balanço de massa global, na coluna.

$$Q_f + Q_c = Q_r + Q_e \quad (2.3)$$

Além disso, testava-se também a relação de balanço de massa por componente (equação 2.4), a fim de que fosse verificado o erro ocorrido nas concentrações de saída, para cada experiência.

$$Q_f \cdot x_f + Q_c \cdot x_c = Q_r \cdot x_r + Q_e \cdot x_e \quad (2.4)$$

Desta forma, foram desprezadas as experiências com erros superiores a 15%.

De posse dos valores das concentrações de soluto tanto nas alimentações como nas duas correntes de saída, calculava-se então os valores para a eficiência de separação,  $\lambda$ , através da correlação 2.2. Desta forma, avaliava-se o quanto de soluto estava sendo extraído da corrente de alimentação, através do contato com a corrente de solvente.

Na seção 5.3 é apresentada uma análise detalhada dos resultados experimentais de transferência de massa, obtidos no presente trabalho.

## **CAPÍTULO 3**

### **DISPERSÃO AXIAL**

### 3.1 - INTRODUÇÃO

No presente capítulo, é apresentado um estudo geral sobre a dispersão axial na coluna de extração com pratos perfurados pulsantes, utilizada neste trabalho. O estudo se baseia na determinação das medidas do coeficiente de dispersão axial, na análise das variações introduzidas na operação e na geometria da coluna e na apresentação de uma correlação empírica de modelagem para dispersão axial.

Os resultados experimentais foram obtidos utilizando-se o “Modelo Diferencial da Dispersão”, proposto por Levenspiel (1962). Este modelo foi aplicado nas curvas de distribuição dos tempos de residência, encontradas para cada experimento realizado. As curvas foram determinadas utilizando-se testes traçador tipo pulso, sendo o alaranjado de metila o corante empregado. Os testes foram feitos para uma única fase escoando no interior da coluna.

As modificações introduzidas constaram de variações na geometria e na operação da coluna. As variações de geometria foram promovidas no número de pratos pulsantes e na área livre de escoamento, enquanto que as de operação, na frequência, na amplitude de pulsação e na vazão da fase contínua. Com isso, foram analisadas as influências dos parâmetros na dispersão axial, através dos dados do coeficiente de dispersão axial,  $E$ , e do Número de Dispersão Axial,  $E/VL$ , obtidos para cada experimento realizado.

Uma correlação de modelagem é proposta, em que o Número de Dispersão é determinado em função dos parâmetros, geométricos e operacionais, utilizados.

### 3.2 - ANÁLISE DA LITERATURA

A dispersão axial é um fenômeno que ocorre normalmente em equipamentos de contato contínuo e descreve a intensidade com que um produto contido em uma determinada corrente, se dispersa na direção longitudinal no interior de um equipamento ou de um vaso de mistura. O coeficiente de dispersão axial é portanto, o parâmetro que mede a intensidade com que ocorre a dispersão, sendo determinado a partir de alguns modelos já estabelecidos na literatura, cujas particularidades individuais devem ser adequadas aos equipamentos e experimentos a serem realizados.

Antes de analisar os estudos encontrados na literatura, referentes a dispersão axial em colunas pulsadas, é apresentada na presente seção, uma breve descrição dos modelos

mais comuns que são utilizados na determinação do coeficiente de dispersão axial em colunas de extração, sendo que uma análise mais detalhada sobre o modelo utilizado neste trabalho será mostrada na seção 3.3.

Basicamente, a literatura apresenta dois modelos que descrevem a dispersão axial em equipamentos de mistura. No primeiro deles, o modelo diferencial, a coluna é considerada como um equipamento compacto, em que as medidas de concentração de soluto variam com relação ao tempo e à altura da coluna. Os valores dos coeficientes de dispersão axial são portanto, encontrados através de curvas de distribuição de tempos de residência, determinadas utilizando-se medidas de concentração de traçador obtidas no topo do equipamento. No segundo modelo, o modelo em estágios, ou modelo de fluxo reverso (“backflow”), considera-se a coluna como uma série de estágios perfeitamente misturados, sendo os valores do coeficiente de dispersão axial determinados a partir de balanços de massa nos vários compartimentos do equipamento.

O Modelo Diferencial da Dispersão, é o modelo mais utilizado para descrever os comportamentos de dispersão axial que se processam em colunas de extração. Este modelo, proposto por Levenspiel (1962), caracteriza o transporte de massa na direção axial, em termos de um coeficiente de dispersão axial,  $E$ , efetivo ou aparente. Segundo Levenspiel (1962), este modelo considera a concentração de reagente constante em toda a seção transversal da coluna e a intensidade da dispersão independente da posição no equipamento. Logo não são previstas existências de zonas de estagnação neste modelo. A intensidade da dispersão axial pode então variar desde o modelo de escoamento empistonado ( $E=0$ ), até o modelo de um reator tanque idealmente misturado ( $E=\infty$ ).

Já o modelo de dispersão em estágios ou de fluxo reverso (“backflow”), proposto por Sleicher (1959), prevê a coluna como sendo uma cascata de compartimentos perfeitamente misturados (Figura 3.1), onde o coeficiente de dispersão axial é determinado em função de um sistema de equações formado por correlações de balanços de massa e de equilíbrio entre as fases, em cada um dos estágios da coluna.

Como um dos primeiros trabalhos encontrados na literatura, referente a dispersão axial em colunas de extração, pode-se citar o estudo realizado por Miyauchi e Vermeulen (1963). Neste estudo, os autores apresentaram duas correlações distintas para o cálculo do coeficiente de dispersão axial, empregando o Modelo do Fluxo Reverso, operando com um única fase. Os autores apresentaram correlações para a determinação do coeficiente de dispersão axial, cujas aplicabilidades necessitam do conhecimento prévio de faixas ou de

regiões de operação existentes na coluna. Estas regiões foram primeiramente estudadas por Sege e Woldfield (1954) e determinadas em função da fração de retenção da fase dispersa.

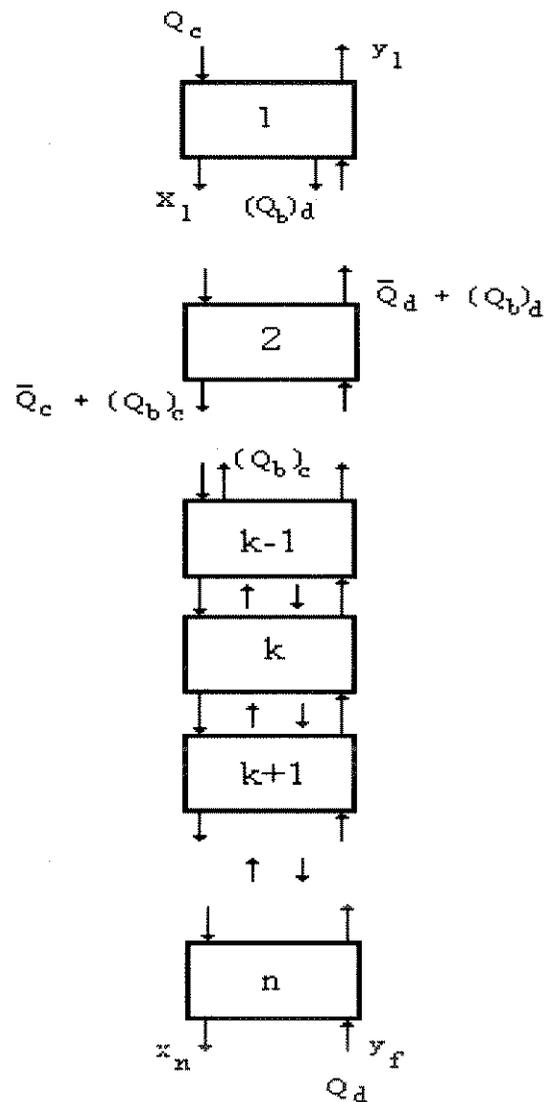


Figura 3.1 - Modelo da Dispersão Axial em Estágios [Sleicher (1959)]

As três regiões de operação mais importantes determinadas por Sege e Woldfield (1954) foram as seguintes: mistura-decantação, emulsão e inundação.

Como no presente trabalho também é realizado um estudo sobre a fração de retenção da fase dispersa, uma descrição mais detalhada das regiões de operação que ocorrem em colunas pulsadas, será apresentada com detalhes no capítulo 4.

Para o caso em que a operação da coluna ocorre no regime de mistura-decantação, a equação proposta por Miyauchi e Vermeulen (1963), foi a seguinte:

$$\frac{E_i}{A \cdot f \cdot \phi_i \cdot L} = \frac{Q_i}{A \cdot f \cdot \phi_i} \frac{1}{2 - 1/n_p} \quad (3.1)$$

enquanto que para o caso da operação em regime de emulsão

$$\frac{E_i}{A \cdot f \cdot \phi_i \cdot L} = \frac{Q_i}{f \cdot A \cdot \phi_i} \frac{1}{2 \cdot \beta - 1/n_p} + \frac{1}{\beta} \quad (3.2)$$

sendo  $\beta$ , o número de estágios idealmente misturados por compartimento de coluna. O produto,  $\beta \cdot n_p$ , foi então definido neste trabalho como sendo o número efetivo de estágios existentes no extrator.

Os autores, Miyauchi e Vermeulen (1963), relacionaram então as equações descritas acima (3.1 e 3.2) com dados experimentais obtidos por outros autores e determinaram que  $\beta=1$ , para operação em regime de mistura-decantação e  $\beta=2$  para o regime de emulsão.

Miyauchi e Oya (1965), acrescentaram ao trabalho anterior [Miyauchi e Vermeulen (1963)], uma correlação empírica para a determinação de valores para o coeficiente  $\beta$ . Neste trabalho, os autores se restringiram às colunas com fluxo pulsado, operando somente no regime de emulsão. A correlação proposta por estes autores foi portanto a seguinte

$$\beta = 0,57 \frac{(D \cdot h^2)^{1/3}}{D_h} \varepsilon \quad (3.3)$$

Com a equação apresentada por Miyauchi e Oya (1965), fica então mais completo o estudo apresentado por Miyauchi e Vermeulen (1963), sendo porém que as equações apresentadas por estes dois autores se relacionam com colunas com fluxo pulsado, portanto diferente da coluna estudada no presente trabalho.

Sehmel e Babb (1964) utilizaram testes traçador tipo pulso para determinar o coeficiente de dispersão axial em uma coluna de extração com fluxo pulsado. Estes autores também apresentaram correlações empíricas distintas para o coeficiente de dispersão axial nas faixas de operação de mistura-decantação e de emulsão, para a fase contínua. As

correlações encontradas são baseadas em uma frequência denominada frequência de transição,  $f_t$ , que delimita as regiões de operação da coluna. As correlações propostas pelos autores foram as seguintes:

Para a região emulsão,

$$E_c = 4,18 - 3,85 \cdot 10^{-4} \cdot V_c (f - f_t)^2 + 3,043 \cdot 10^{-3} \cdot \Delta\rho \quad (3.4)$$

Para a região de mistura-decantação

$$E_c = 6,97 - 1,53 \cdot 10^{-12} \cdot V_c^3 (f - f_t)^2 + 2,65 \cdot 10^{-3} \cdot \Delta\rho - 12,92 \cdot A + 6,4516 \cdot A^2 \quad (3.5)$$

Deve-se salientar que alguns coeficientes destas correlações estão diferentes dos encontrados nas correlações dos artigos originais, devido ao sistema de unidades adotado no presente trabalho ser diferente dos utilizados pelos autores.

Para determinar a frequência de transição,  $f_t$ , os autores utilizaram a correlação seguinte:

$$f_t = 4,0 (0,3 + 2,0 \cdot 10^{-9} \mu_c \cdot v_c \cdot \Delta\rho - 2,54 \cdot \ln A) \quad (3.6)$$

Esta correlação foi publicada por estes mesmos autores em um outro trabalho, [Sehmel e Babb (1964)], sendo obtida a partir de estudos de fração de retenção da fase dispersa em uma coluna com fluxo pulsado.

Quanto à análise do estudo apresentado por Sehmel e Babb (1964), observa-se que nele também o coeficiente de dispersão axial é obtido levando-se em conta as regiões de operação da coluna (mistura-decantação e emulsão). Porém, além destas correlações serem determinadas para colunas com fluxo pulsado, percebe-se, nas equações apresentadas (3.4 e 3.5), que a quantidade de variáveis envolvidas é relativamente pequena, o que deve tornar estas equações um tanto insuficientes, quando aplicadas em colunas com outras características geométricas.

Novotny et al (1970), apresentaram um estudo diferente dos anteriores para a determinação do coeficiente de dispersão axial em colunas pulsadas. Neste estudo, foram utilizados testes traçador tipo “degrau”, operação em uma única fase e coletas de amostras

em vários pontos de uma coluna com pratos pulsantes. Segundo estes autores as concentrações de traçador nas regiões adjacentes aos pratos poderiam ser relacionadas através da seguinte correlação:

$$\frac{C'_k}{C''_{k-1}} = \frac{1+q}{q} \quad (3.7)$$

onde o termo  $q$ , o coeficiente de “backmixing”, representa a fração de retorno de traçador em cada estágio da coluna e os termos  $C'_k$  e  $C''_{k-1}$ , as concentrações de traçador nas regiões imediatamente acima e abaixo de cada prato, respectivamente. O coeficiente de “backmixing”,  $q$ , foi identificado por Novotny et al (1970), através da seguinte equação:

$$q = \frac{(Q_b)_i}{Q_i} \quad (3.8)$$

A correlação 3.7 foi então aplicada pelos autores na equação do transporte de massa em regime estacionário,

$$E \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} + V \frac{\partial C}{\partial z} = 0 \quad (3.9)$$

resultando na seguinte expressão:

$$\alpha = \frac{C'_k}{C''_{k-1}} = \exp[V \cdot h / E] \quad (3.10)$$

onde  $\alpha$ , geralmente constante, é uma função das características hidrodinâmicas dos estágios e representa o desvio da idealidade de mistura em cada compartimento da coluna.

Analisando-se o trabalho apresentado por Novotny et al (1970), presume-se que o método descrito deva vir a ser melhor utilizado em colunas com pratos fixos, já que nas colunas com pratos móveis torna-se difícil uma avaliação das regiões de adjacências dos pratos.

Tojo et al (1976), também apresentaram uma correlação para a determinação do coeficiente de dispersão axial em uma coluna com pratos pulsantes. A correlação proposta por estes autores tem como base a equação 3.1, apresentada por Miyachi e Vermeulen (1963), para a região de emulsão, sendo considerada a aproximação descrita por Novotny et al (1970), (equação 3.7). A equação proposta neste trabalho é portanto, a seguinte:

$$\frac{E_c}{V_c \cdot h} = 0,258 + \frac{1}{2} \left[ -\frac{\psi}{\pi} + \frac{2A(1-\phi)}{V_c} \operatorname{sen} \psi \frac{S_h}{S} \right] \frac{S_d}{S} \quad (3.11)$$

sendo

$$\psi = \cos^{-1} \left[ \frac{V_c}{2 \cdot \pi \cdot A \cdot f(1-\phi)} \right] \quad (3.12)$$

Tojo et al (1976) realizaram também experimentos para a determinação do coeficiente de dispersão axial. Os valores encontrados por estes autores, foram definidos através das curvas de distribuição de tempos de residência, obtidas de testes traçador tipo pulso e a utilização do Modelo de “Van der Laan”(1958) da dispersão. Os resultados obtidos neste trabalho foram testados na equação 3.10, mostrando boa aproximação.

O estudo apresentado por Tojo et al (1976) é portanto, bem interessante e semelhante ao desenvolvido no presente trabalho, porém como a equação proposta necessita dos dados da fração de retenção da fase dispersa,  $\phi$ , para ser utilizada, torna-se impossível a sua aplicação a estudos restritos a dispersão axial.

Kim e Baird (1976) mediram o coeficiente de dispersão axial em uma coluna com pratos perfurados pulsantes, utilizando a técnica da reação química ácido-base instantânea. Este processo, segundo os autores, consiste na injeção de pulsos de uma base (NaOH, por exemplo), em um determinado ponto da coluna, sendo uma das correntes formada por uma solução ácida. Neste trabalho, os pulsos foram introduzidos a uma altura média de coluna de modo que a variação da coloração do indicador pudesse ser percebida. Os dados de tempo e de comprimento obtidos foram introduzidos no Modelo Diferencial da Dispersão, proposto por Levenspiel (1962), e os valores dos coeficientes de dispersão axial determinados para diversas combinações de variáveis.

Hafez et al (1979) estudaram a influência do diâmetro da coluna na dispersão axial, em uma coluna com pratos pulsantes, utilizando duas técnicas de medida do coeficiente de dispersão axial. A primeira delas, também utilizada por Kim e Baird (1976), foi a técnica da reação química ácido-base instantânea. Porém foi constatado neste trabalho, que em colunas com baixas intensidades de agitação, a observação visual da reação ácido-base era muito deficiente. Segundo os autores, isto deve-se ao fato da forte ocorrência de correntes de circulação no interior do aparelho. Na segunda técnica, foram injetados pulsos de um sal, com as respostas sendo medidas através de uma célula de condutividade. Este método, segundo Hafez et al (1979), é o mais adequado para colunas com diâmetros maiores e reduzidas intensidades de agitação.

Tojo et al (1980) apresentaram um outro tipo de coluna pulsada, diferente das até então encontradas na literatura. O equipamento, identificado pelos autores como M.V.D.C. (“Multistage Vibrating Disc Contactor”), apresentava como características principais, pratos pulsantes compactos, ao invés de perfurados, e a presença de anéis circulares localizados entre eles. Com relação a mistura axial, estes autores, utilizando as equações propostas por Miyauchi e Vermeulen (1963) e Miyauchi e Oya (1965), equações 3.2 e 3.3, respectivamente, compararam os valores obtidos para  $E_c$  entre alguns tipos de extratores, dentre eles o extrator de discos rotativos (RDC) e o extrator com fluxo pulsado, e mostraram que melhores resultados eram obtidos para o M.V.D.C.

No trabalho publicado por Tojo et al (1980), observa-se, entretanto, que não são mostrados os resultados experimentais de dispersão axial para o equipamento apresentado (M.V.D.C.), que possam ser analisados. Além disso, as equações utilizadas por estes autores, para o coeficiente de dispersão axial da fase contínua, são todas equações determinadas para colunas com fluxo pulsado e não para as com pratos pulsantes, como são os casos tanto do equipamento utilizado por estes autores [Tojo et al (1980)], como o utilizado no presente trabalho.

Mais recentemente, Prvcic et al (1989) estudaram a dispersão axial em uma coluna com fluxo pulsado, utilizando perfis de concentração ao longo do comprimento da coluna, através de testes traçador tipo “degrau”. Com os dados de concentração obtidos, destes testes, os autores apresentaram a seguinte correlação empírica:

$$\frac{E_c}{V \cdot h} = \frac{V_c \left[ h - 0,764 \left( 2 \frac{A}{\pi} \right) \right]}{0,271 \cdot Re^{0,875} \left( \frac{\mu_c}{\rho_c} \right) + \frac{0,067 (2 \cdot A \cdot f \cdot D_h)}{\varepsilon^{1,7}}} \quad (3.13)$$

Os dados encontrados através da equação 3.13, foram comparados pelos autores com os resultados teóricos obtidos com a utilização do modelo proposto por Novotny et al (1970), já descrito na presente análise e, segundo eles, mostraram boa aproximação.

O estudo proposto por Prvcic et al (1989) apresenta vantagens sobre os anteriores, já que na equação proposta neste trabalho, não são necessários dados de fração de retenção para sua utilização. Porém, deve-se salientar que além de se tratar de um estudo para colunas com fluxo pulsado, os testes traçador realizados, foram testes tipo “degrau”, que apresenta como principal desvantagem o elevado consumo de traçador.

Como trabalho mais recente encontrado na presente análise de literatura, destaca-se o estudo publicado por Baird et al (1992), em que a intensidade da dispersão axial é avaliada em uma coluna com pratos pulsantes alternados. Foram utilizados neste trabalho, testes traçador tipo pulso e determinados os valores do coeficiente de dispersão axial através do Modelo Diferencial da Dispersão proposto por Levenspiel (1962). Com estes valores foram analisadas as influências da velocidade de pulsação ( $A.f$ ), na dispersão axial, para algumas variações introduzidas na geometria da coluna.

O extrator estudado por Baird et al (1992), apresenta portanto como detalhe principal uma configuração, ou arranjo de pratos, diferente do adotado no presente trabalho. Porém este estudo é de grande importância para a pesquisa aqui apresentada, já que nele são mostrados bons resultados referentes ao tipo de experimento realizado para dispersão axial (testes tipo pulso) e o modelo da dispersão utilizado (Modelo Diferencial da Dispersão).

Diante da análise dos estudos aqui descritos, faz-se necessário a apresentação de algumas conclusões encontradas com respeito à dispersão axial em colunas de extração pulsadas em geral.

Primeiramente, pode-se constatar que na maioria dos trabalhos analisados, são encontrados estudos referentes às colunas com fluxo pulsado, enquanto que poucas publicações se referem às colunas com pratos pulsantes.

Nos estudos relacionados com mistura axial normalmente são determinados valores para o coeficiente de dispersão axial, analisadas as influências de parâmetros (geométricos e

operacionais), e apresentadas correlações de modelagem para a determinação deste coeficiente ou do Número de Dispersão, *E/V.L.*

Os principais modelos utilizados pelos vários autores para a determinação do coeficiente de dispersão axial são: o Modelo Diferencial da Dispersão, descrito por Levenspiel (1962) e o Modelo em Estágios ou de Fluxo Reverso, descrito por Sleicher (1959). O modelo Diferencial se baseia em respostas obtidas através de curvas de distribuição de tempos de residência (D.T.R.), enquanto que o Modelo de Fluxo Reverso, em balanços de massa nos vários estágios da colunas, considerando-se constante a fração de regresso (“backmixing”) de cada uma das fases.

Existem ainda outros modelos para a avaliação da dispersão axial em colunas pulsadas. O proposto por Novotny et al (1970), baseado nas concentrações de traçador nas regiões de adjacências dos pratos e o proposto por Prvcic et al (1989) que adota a técnica da reação ácido-base. Porém, nos últimos anos, percebe-se que existe uma tendência para a utilização do Modelo Diferencial que, segundo estudos recentes desenvolvidos nesta área, este modelo, além de ser bem mais simples, apresenta resultados idênticos aos obtidos pelos demais métodos.

Quanto aos estudos de mistura axial referentes às colunas com pratos pulsantes existentes na literatura, destacam-se apenas os trabalhos apresentados por Tojo et al (1976) e o apresentado por Baird et al (1992), onde são determinados valores para o coeficiente de dispersão axial, utilizando-se o Modelo Diferencial da Dispersão. Como restrições a estes dois trabalhos, pode-se citar que no primeiro a correlação empírica encontrada envolve também dados da fração de retenção da fase dispersa, enquanto que no segundo a coluna possui pratos alternados, portanto uma geometria diferente da coluna desenvolvida no presente trabalho.

Assim, no presente trabalho é apresentado um estudo mais abrangente sobre a dispersão axial em uma coluna com pratos perfurados pulsantes. O coeficiente de dispersão axial é determinado utilizando-se o Modelo Diferencial da Dispersão, cuja descrição detalhada se encontra na seção seguinte (seção 3.3).

Em função dos resultados obtidos, são analisadas as influências de vários parâmetros na dispersão axial e em seguida apresentado um estudo de modelagem onde se obtém uma correlação empírica para a determinação do Número de Dispersão, *E/V.L.*, em função dos outros parâmetros que influenciam no comportamento de mistura. Este grupo mede a intensidade da dispersão que ocorre no interior da coluna.

Quanto a comparação dos resultados obtidos no presente trabalho com outros existentes na literatura, isto não foi possível de ser realizado devido a quase inexistência de estudos desta natureza para este tipo de coluna.

### 3.3 - O MODELO DIFERENCIAL DA DISPERSÃO AXIAL

Conforme descrito anteriormente, o modelo utilizado neste trabalho, para a determinação do coeficiente de dispersão axial foi o Modelo Diferencial da Dispersão, descrito por Levenspiel (1962). O modelo caracteriza o transporte de massa na direção axial em termos de um efetivo ou aparente coeficiente de dispersão axial,  $E$ . A concentração de traçador é considerada constante em toda seção transversal do equipamento e a intensidade de mistura independente da posição no interior do aparelho. Logo não são previstas existências de zonas de estagnação no modelo. A intensidade da dispersão axial pode variar então desde o modelo tipo escoamento empistonado (“plug flow”), em que  $E=0$ , até o modelo do reator tanque idealmente misturado, em que  $E=\infty$ .

Segundo Levenspiel (1962), desde que o processo de mistura envolve uma redistribuição de material por agitação e uma vez que isso se reflete em um número considerável de vezes durante o escoamento, esta redistribuição pode ser considerada como sendo de natureza estatística e análoga à difusão molecular. Os autores descrevem então a dispersão axial de forma semelhante à forma em que é descrita a difusão molecular na direção axial,  $z$ , ou seja:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = E \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \quad (3.14)$$

sendo  $E$ , o coeficiente de dispersão axial, o parâmetro que mede a intensidade da dispersão axial, durante o escoamento.

Na forma adimensional, a equação 3.14 pode tomar a seguinte forma:

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} = \left[ \frac{E}{V.L} \right] \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} - \frac{\partial C}{\partial z} \quad (3.15)$$

onde,

$$z = \frac{z}{L} \quad \theta = \frac{t}{\bar{t}} \quad \text{e} \quad \bar{t} = \frac{V_T}{Q} \quad (3.16)$$

Na equação 3.15, o grupo adimensional,  $E/V.L$ , ou inverso do Número de Peclet é, segundo Levenspiel (1962), conhecido como o Número de Dispersão e serve para medir a extensão da dispersão axial que ocorre em equipamentos de mistura. Nos casos de equipamentos contínuos e com vários compartimentos (colunas de pratos, por exemplo), este grupo também pode ser utilizado em função da altura dos estágios, ou seja,  $E/V.h$ .

Para dispersão de pequena intensidade ( $E/V.L$  pequeno), segundo Levenspiel (1962), este grupo também pode ser utilizado em função da altura dos estágios, ou seja, a equação 3.15 pode ser convertida na expressão seguinte:

$$\frac{C}{C_0} = \frac{1}{2\sqrt{\pi\left(\frac{E}{V.L}\right)}} \exp\left[-\frac{(1-\theta)^2}{4\left(\frac{E}{V.L}\right)}\right] \quad (3.17)$$

Na equação obtida, desde que sejam relacionados  $C/C_0$  “versus”  $\theta$ , uma família de curvas (curvas de distribuição de tempos de residência), podem vir a ser geradas para diferentes valores atribuídos para o grupo  $E/V.L$ . Levenspiel (1962), considera como gaussianas as curvas geradas pela equação e determina os valores do grupo  $E/V.L$ , através de valores obtidos para a média e variância das curvas.

Para o caso de dispersão de grande intensidade, segundo o mesmo autor, a curva de distribuição de tempos de residência,  $C/C_0$  “versus”  $\theta$ , modifica significativamente a sua forma. A curva não é simétrica, apresentando um prolongamento em forma de cauda, devido a existência de uma fração de traçador que tende a escoar em sentido contrário ao escoamento do fluido contínuo. Nesta situação, as condições de escoamento nos pontos de injeção de traçador e de retiradas de amostras, influem no formato da curva. Surgem então dois casos importantes que estão relacionados com as condições de contorno a serem utilizadas na equação 3.15. O sistema fechado, caracterizado por mudanças no tipo de escoamento nas fronteiras e o sistema aberto caracterizado por não haver perturbações nas fronteiras. Nas figuras 3.2.a e 3.2.b, são esquematizados estes dois tipos de sistemas

Nos sistemas abertos (Figura 3.2.a), segundo o autor, existem dois métodos de medida da concentração de traçador. O método conhecido como “método através da

parede”, onde o registro da concentração de traçador é feito a medida que ele passa pelo ponto de amostragem e o “método de copo de mistura”, onde a medida é feita em diversos pontos da coluna.

No caso do sistema fechado (Figura 3.2.b), o equipamento é considerado como um recipiente fechado de comprimento  $L$ , em que a injeção de traçador é feita na entrada e as retiradas das amostras na saída. A dispersão é considerada constante no interior do recipiente e nula nos pontos de entrada e saída.

Aplicando-se as considerações para o sistema fechado na equação 3.15 e utilizando-se métodos numéricos, Levenspiel (1962) também determinou uma série de curvas teóricas de distribuição de tempos de residência. Um exemplo deste conjunto de curvas, é mostrado na Figura 3.3.

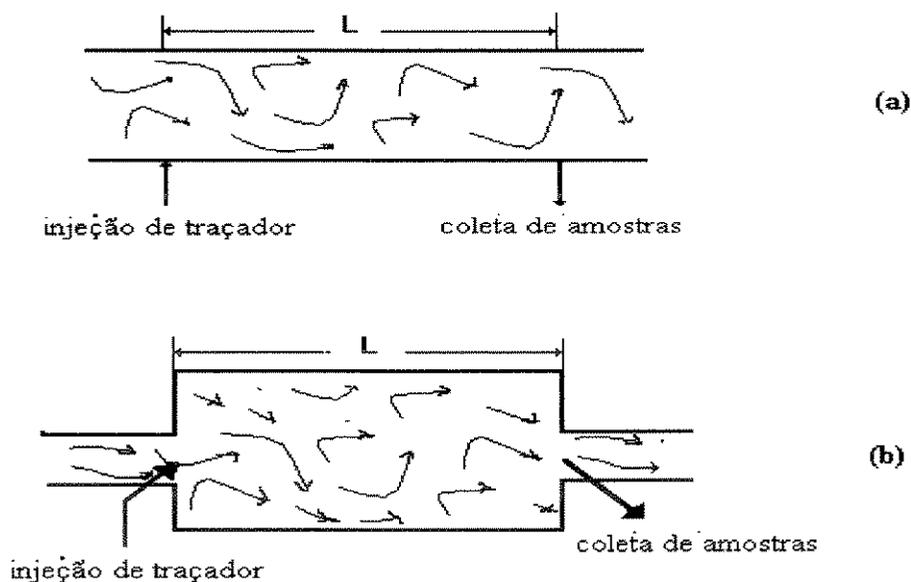


Figura 3.2 -Modelos de sistemas utilizados para o cálculo de dispersões de grande intensidade

Observa-se da Figura 3.3 que para pequenos valores do Número de Dispersão, o escoamento tende ao modelo empistonado, enquanto que para valores mais elevados deste grupo, o escoamento tende para o modelo de mistura perfeita.

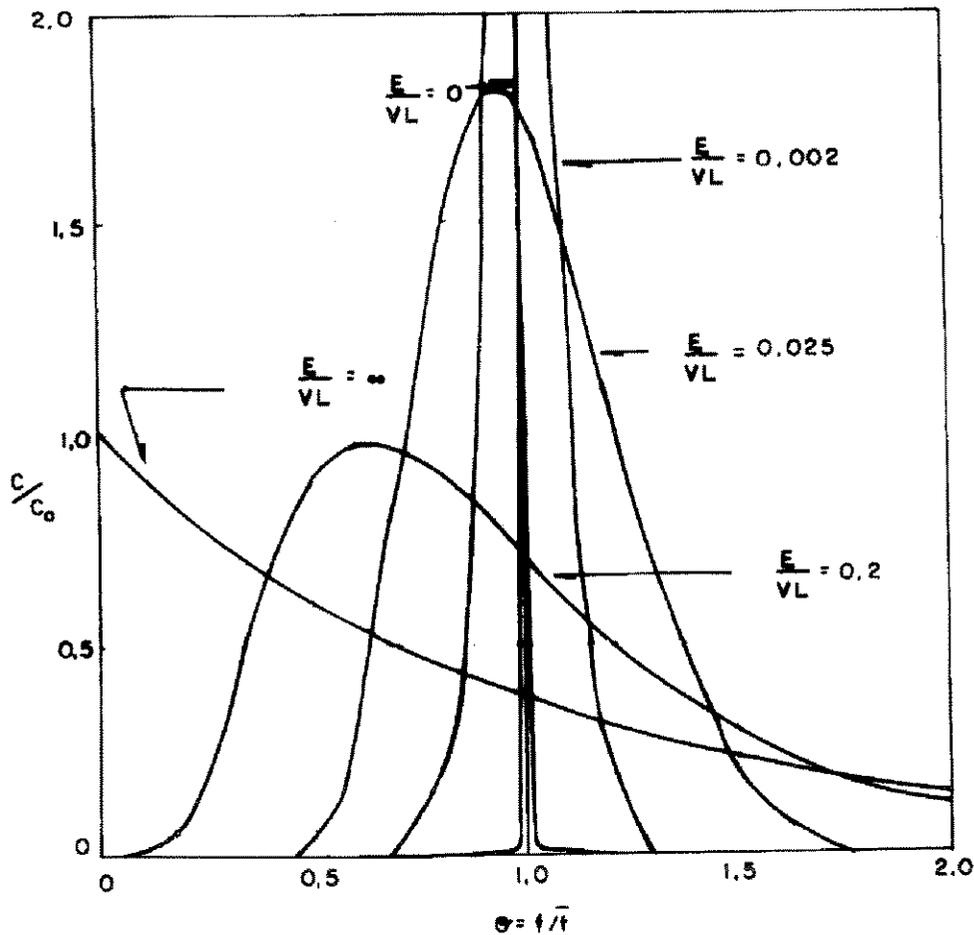


Figura 3.3 - Exemplos de curvas de distribuição de tempos de residência (D.T.R.), para vários valores do Número de Dispersão Axial

Segundo Levenspiel (1962), os valores do grupo  $E/VL$  para dispersões de grande intensidade em sistemas fechados, também podem ser encontrados através dos cálculos das médias,  $\theta_m$ , e das variâncias,  $\sigma^2$ , das distribuições dos pontos das curvas. Estes parâmetros podem ser determinados, segundo o autor, através das seguintes correlações:

$$\theta_m = \bar{t} \quad (3.18)$$

e

$$\sigma^2 = \frac{\sigma_t^2}{\bar{t}^2} = 2 \left( \frac{E}{V.L} \right) - 2 \left( \frac{E}{V.L} \right) \left( 1 - e^{-\frac{E}{V.L}} \right) \quad (3.19)$$

O tempo médio de residência,  $\bar{t}$ , pode ser obtido através da definição do 1º momento (média ou centróide) da distribuição, dada pelas seguinte equação:

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{\infty} t.C.dt}{\int_0^{\infty} C.dt} \quad (3.20)$$

Para um número discreto de pontos, a equação 3.20 pode ser representada da seguinte forma:

$$\bar{t} = \frac{\sum t_j.C_j.\Delta t}{\sum C_j.\Delta t_j} \quad (3.21)$$

A variância,  $\sigma_t^2$ , ou o 2º momento da distribuição, é o parâmetro que representa a dispersão da distribuição dos pontos, e neste caso pode ser definida da seguinte forma:

$$\sigma_t^2 = \frac{\int_0^{\infty} (t-\bar{t})^2.C.dt}{\int_0^{\infty} C.dt} = \frac{\int_0^{\infty} t^2.C.dt}{\int_0^{\infty} C.dt} - \bar{t}^2 \quad (3.22)$$

Da mesma forma que para o tempo médio de residência, para o caso de um número discreto de pontos, a variância pode ser determinada da seguinte forma:

$$\sigma_t^2 = \frac{\sum (t-\bar{t})^2 C_j.\Delta t_j}{\sum C_j.\Delta t_j} = \frac{\sum t_j^2.C_j.\Delta t_j}{\sum C_j.\Delta t_j} - \bar{t}^2 \quad (3.23)$$

Desde que se disponha dos dados de  $\sigma_t^2$  e  $\bar{t}$ , a partir da equação 3.19, pode-se então determinar os valores para o grupo  $E/V.L$ . A resolução desta equação, deve ser feita

numericamente, utilizando-se um método adequado. Na aproximação inicial deve-se desprezar o segundo termo da equação, ficando o Número de Dispersão igual a metade da variância. A correção do valor do Número de Dispersão, pode ser feita utilizando-se a correlação 3.19, na sua forma original.

Assim, no presente trabalho, a determinação do coeficiente de dispersão axial, foi realizada utilizando-se as equações desenvolvidas para o Modelo Diferencial da Dispersão, levando-se em conta a dispersão em grande intensidade em sistemas fechados. Estas considerações foram baseadas nas curvas de distribuição de tempos de residência obtidas dos experimentos (curvas com prolongamentos em forma de caudas) e na ocorrência de mudanças de escoamento somente na fronteira delimitada pelos pontos de injeção e de amostragem (base e topo, respectivamente), da coluna. Para isso foi desenvolvido o programa DISPERSA, listado no Apêndice B, com a finalidade de determinar-se o Número de Dispersão e conseqüentemente, o coeficiente de dispersão axial para cada experimento realizado.

### **3.4 - ANÁLISE E INTERPRETAÇÃO DOS RESULTADOS OBTIDOS REFERENTES À DISPERSÃO AXIAL**

Conforme descrito nas seções anteriores, os experimentos realizados no presente trabalho, relacionados com a dispersão axial, constaram de testes traçador tipo pulso para a obtenção de curvas de distribuição de tempos de residência como respostas a estes testes. Os valores do coeficiente de dispersão axial, ou do Número de Dispersão Axial, foram determinados através da aplicação do Modelo Diferencial da Dispersão (restrito a dispersões de grande intensidade para sistemas fechados), a estas curvas.

Na presente seção são interpretados os resultados obtidos dos experimentos realizados. Esta interpretação é baseada nos dados apresentados em tabelas e gráficos, onde são relacionados o Número de Dispersão Axial e os demais parâmetros em estudo. Desta forma, são analisadas as influências da frequência, da amplitude de pulsação, da área livre de escoamento, da vazão da fase contínua e do número de pratos pulsantes, com relação à dispersão axial.

### 3.4.1 - INFLUÊNCIA DO NÚMERO DE PRATOS PULSANTES NA DISPERSÃO AXIAL

Os resultados obtidos referentes a influência da quantidade de pratos pulsantes existentes na coluna, com relação a dispersão axial, são mostrados na Tabela 3.1. Estes dados foram analisados em função dos valores obtidos para o Número de Dispersão utilizando-se colunas com 7 e 4 pratos pulsantes. A análise foi realizada somente para colunas contendo pratos com áreas livres de escoamento de 20%, já que as com áreas de 38% só foram utilizadas para geometrias com 7 pratos pulsantes.

Neste estudo era de se esperar que as colunas com maior número de pratos proporcionasse uma maior agitação, maior mistura e, conseqüentemente, maior dispersão axial do traçador na fase contínua. Porém, conforme observado nos dados mostrados na Tabela 3.1, verifica-se a existência de dois comportamentos distintos quando se analisa a relação entre a quantidade de pratos, a velocidade de pulsação (produto da frequência e a amplitude de pulsação) e os valores obtidos para o Número de Dispersão.

Para os casos em que se trabalhou com velocidades de pulsação ( $A.f$ ) mais elevadas (7,6 a 15,2 cm/s), observa-se que o Número de Dispersão é diretamente proporcional à quantidade de pratos pulsantes existente. Este comportamento é atribuído, conforme o previsto, ao aumento da agitação da mistura imposta tanto pela alta velocidade de pulsação como pela maior quantidade de pratos presente na coluna.

Porém, o comportamento idêntico não acontece quando se trabalhou com velocidades de pulsação mais reduzidas (1,6 a 7,2 cm/s). Nestes casos o comportamento inverso se processa, ou seja, maiores valores para o grupo,  $E/V.L$ , foram obtidos nas colunas com 4 pratos que nas com 7 pratos. Este fenômeno tem justificativa baseada no fato de que com velocidades reduzidas, uma maior quantidade de pratos pode vir a conduzir mais rapidamente o traçador desde a base até o topo da coluna, sem que se possa processar uma maior mistura nos estágio do extrator. Desta forma o movimento de subida dos pratos prevalece ao de descida, o que tende a conduzir o escoamento ao modelo empistonado para os casos de colunas com maior número de pratos.

Portanto de acordo com os dados apresentados neste item, pode-se concluir que o aumento do número de pratos pulsantes favorece a dispersão axial, porém deve-se salientar que para baixos valores da velocidade de pulsação este comportamento pode vir a ser invertido.

Como investigação futura poderia ser observado o comportamento das colunas com 7 pratos, com baixas velocidades de pulsação e com áreas livres mais elevadas.

Tabela 3.1 - Dados referentes a influência da quantidade de pratos na dispersão axial

Vazão (ml/s)	Frequência (s <sup>-1</sup> )	Amplitud e(cm)	V. Pulsação (cm/s)	<i>E/V.L</i> 4 pratos	<i>E/V.L</i> 7 pratos
10,00	0,4	4,0	1,6	0,170	0,145
3,83	0,4	4,0	1,6	0,111	0,100
10,00	0,4	6,0	2,4	0,184	0,160
6,83	0,4	6,0	2,4	0,150	0,130
3,83	0,4	6,0	2,4	0,150	0,111
10,00	0,7	4,0	2,8	0,175	0,157
6,83	0,7	4,0	2,8	0,125	0,104
10,00	0,4	8,0	3,2	0,218	0,174
10,00	0,7	6,0	4,2	0,226	0,218
6,83	0,7	6,0	4,2	0,196	0,180
3,83	0,7	6,0	4,2	0,199	0,143
10,00	1,2	4,0	4,8	0,178	0,170
6,83	1,2	4,0	4,8	0,141	0,125
10,00	0,7	8,0	5,6	0,204	0,184
6,83	0,7	8,0	5,6	0,191	0,166
3,83	0,7	8,0	5,6	0,179	0,139
10,00	1,2	6,0	7,2	0,259	0,247
6,83	1,2	6,0	7,2	0,194	0,180
10,00	1,9	4,0	7,6	0,164	0,192
6,83	1,9	4,0	7,6	0,137	0,142
10,00	1,9	6,0	11,4	0,190	0,265
6,83	1,9	6,0	11,4	0,182	0,197
10,00	1,9	8,0	15,2	0,261	0,282
3,83	1,9	8,0	15,2	0,184	0,193

### 3.4.2 - INFLUÊNCIA DA ÁREA LIVRE DE ESCOAMENTO NA DISPERSÃO AXIAL

O estudo da influência da área livre de escoamento na dispersão axial, descrito no presente item, foi realizado através das análises dos experimentos onde foram utilizados pratos com frações de áreas livres de 20 e 38%. A fração de área livre representa o somatório das áreas dos furos existentes no prato dividido pela área total do respectivo prato. A distribuição dos furos em cada prato, para cada área livre de escoamento escolhida, já foi descrita na seção 2.2 e mostrada na Figura 2.2 do capítulo anterior.

Tabela 3.2 - Dados referentes a influência da área livre de escoamento na dispersão axial

Vazão (ml/s)	Frequência (s <sup>-1</sup> )	Amplitude (cm)	V.Pulsção (cm/s)	<i>E/V.L</i> 20%	<i>E/V.L</i> 38%
10,00	0,4	8,0	3,2	0,218	0,151
10,00	0,7	8,0	5,6	0,204	0,149
10,00	1,2	8,0	9,6	0,233	0,188
6,83	0,4	8,0	3,2	0,156	0,122
6,83	0,7	8,0	5,6	0,191	0,128
6,83	1,2	8,0	9,6	0,202	0,163
10,00	0,4	6,0	2,4	0,184	0,115
10,00	0,7	6,0	5,4	0,226	0,116
10,00	1,2	6,0	7,2	0,259	0,179
10,00	1,9	6,0	11,4	0,190	0,176
6,83	0,4	6,0	2,4	0,130	0,122
6,83	0,7	6,0	4,2	0,180	0,123
6,83	1,2	6,0	7,2	0,180	0,146
6,83	1,9	6,0	11,4	0,197	0,148
10,00	0,4	4,0	1,6	0,170	0,121
10,00	0,7	4,0	2,8	0,175	0,132
10,00	1,2	4,0	4,8	0,179	0,137
10,00	1,9	4,0	7,6	0,164	0,148
6,83	0,7	4,0	2,8	0,125	0,109
6,83	1,2	4,0	4,8	0,141	0,120
6,83	1,9	4,0	7,6	0,137	0,162

Analisando-se os valores do Número de Dispersão,  $E/V.L$ , mostrados na Tabela 3.2, observa-se com pouquíssimas exceções, que melhores resultados foram obtidos para as colunas em que foram utilizadas áreas livres de 20%. Este comportamento pode ser interpretado com base na forma de movimentação do traçador, na direção axial na coluna. Desde que se disponha de pratos com áreas livres mais elevadas (38%), o traçador deve escoar mais facilmente entre os estágios da coluna, permanecendo um menor espaço de tempo em cada um deles, o que deve favorecer ao modelo de escoamento empistonado. Ao contrário, ou seja, nos casos em que se dispõe de colunas com pratos com áreas livres mais reduzidas (20%), deve acontecer uma maior retenção de traçador nos estágios, favorecendo assim ao escoamento de maior mistura e valores do Números de Dispersão mais elevados

### **3.4.3 - INFLUÊNCIA DA VAZÃO DE ESCOAMENTO DA FASE CONTÍNUA NA DISPERSÃO AXIAL**

A vazão de operação ou de escoamento da fase contínua é também uma variável bastante importante no estudo do comportamento de mistura ou na dispersão axial.

Nos equipamentos agitados de contato contínuo em geral, o processo de mistura é resultante principalmente do efeito da agitação imposta ao fluido. Esta agitação é obtida tanto através de agentes externos (agitadores, etc.) como da própria movimentação do fluido em escoamento. A agitação decorrente do escoamento do fluido está associada à vazão de alimentação da coluna, o que torna este parâmetro de grande importância na análise da dispersão axial.

No presente trabalho, a análise da influência da vazão de operação na dispersão axial é mostrada em função dos comportamentos apresentados nos gráficos das figuras 3.4 a 3.7, do presente item. Estas figuras mostram gráficos  $E/V.L$  “versus” vazão de líquido da fase contínua, para valores individuais de frequência de pulsação.

Analisando-se os comportamentos mostrados nas figuras, observa-se em todas elas, uma clara tendência de crescimento do Número de Dispersão com a vazão de líquido. Este comportamento está associado ao aumento da turbulência causada pela elevação da velocidade superficial do escoamento o que deve proporcionar melhores índices de mistura.

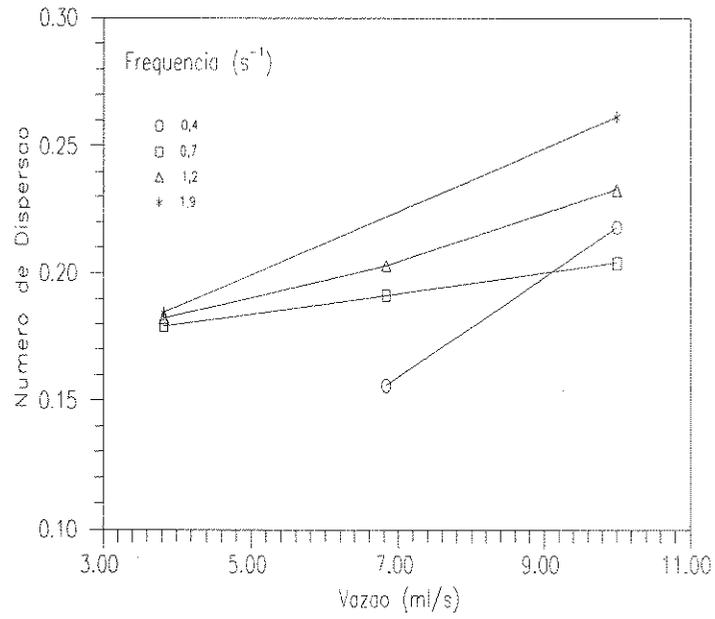


Figura 3.4 - Gráfico Numero de Dispersao vs. vazao  
4 pratos - area livre 20% - amplitude 8 cm

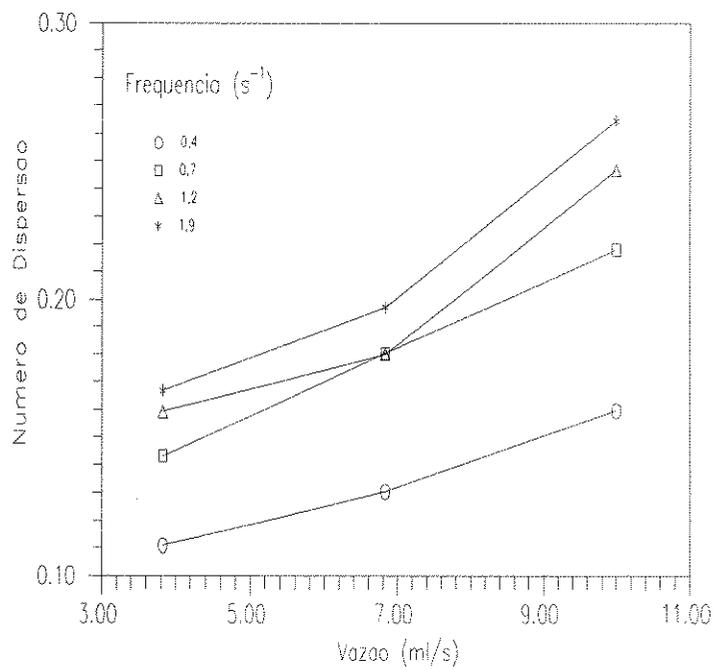


Figura 3.5 - Gráfico Numero de Dispersao vs. vazao  
7 pratos - area livre 20% - amplitude 6,0 cm

Nos casos das frequências mais elevadas, percebe-se que as curvas atingem níveis de mistura ainda maiores, o que comprova também o efeito da frequência de pulsação. O estudo da influência da frequência de pulsação na dispersão axial, será apresentado com mais detalhes no item seguinte da presente seção.

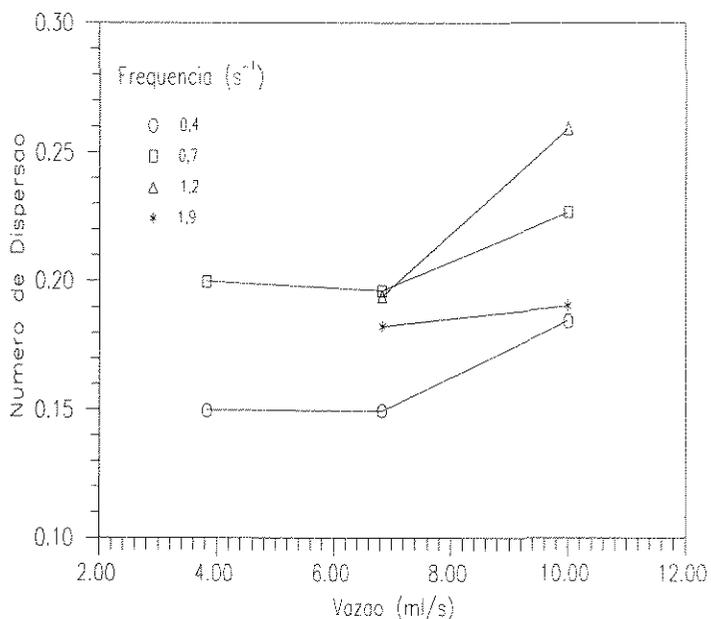


Figura 3.6 - Gráfico Numero de Dispersao vs. vazao  
4 pratos - area livre 20% - amplitude 6,0 cm

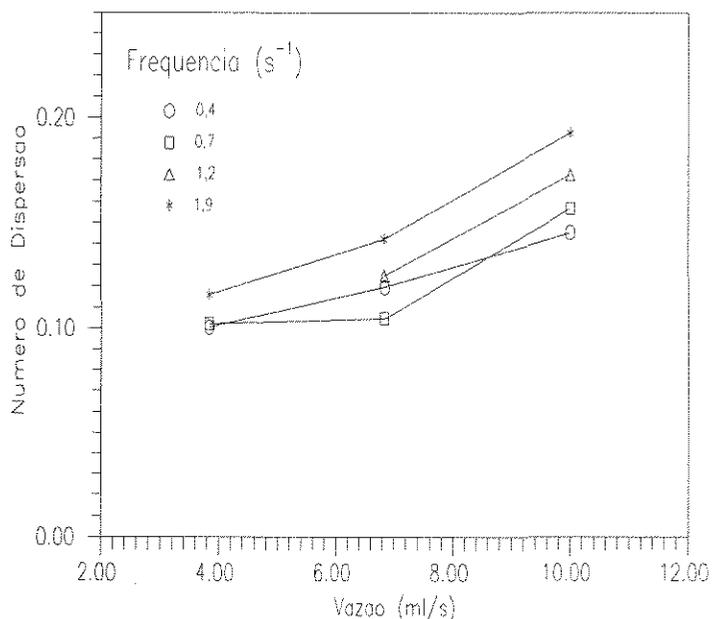


Figura 3.7 - Gráfico Numero de Dispersao vs. vazao  
7 pratos - area livre 20% - amplitude 4,0 cm

### 3.4.4 - INFLUÊNCIA DA FREQUÊNCIA DE PULSAÇÃO NA DISPERSÃO AXIAL

A intensidade da agitação externa introduzida na coluna está relacionada com a frequência e a amplitude de pulsação dos pratos, cujo produto,  $A.f$ , forma a velocidade de pulsação, conforme já descrito no item 3.4.2. Esta velocidade, por sua vez, está relacionada com a intensidade da formação de filetes que são gerados quando o líquido atravessa os orifícios dos pratos. Assim, quanto maior a velocidade de pulsação, mais intensa é a formação destes filetes e maior a dispersão. Por isso, tanto o estudo da frequência de pulsação como o da amplitude são de grande interesse para o estudo do comportamento de dispersão em colunas com pratos pulsantes.

A faixa de frequências analisadas neste estudo variou de 0,4 a 1,9  $s^{-1}$ , com valores intermediários de 0,7 a 1,2  $s^{-1}$ . As figuras 3.8 a 3.10 mostram os gráficos do Número de Dispersão “versus” frequência de pulsação. Nestas figuras a vazão e a amplitude de pulsação variam de gráfico para gráfico, permanecendo constantes a quantidade de pratos e a área livre de escoamento.

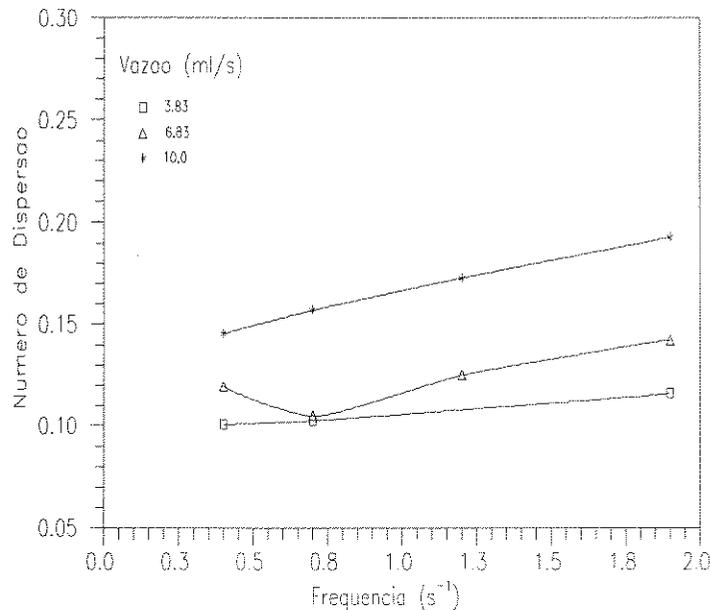


Figura 3.8 - Gráfico Número de Dispersão vs frequência  
área livre 20% - amplitude 4,0 cm

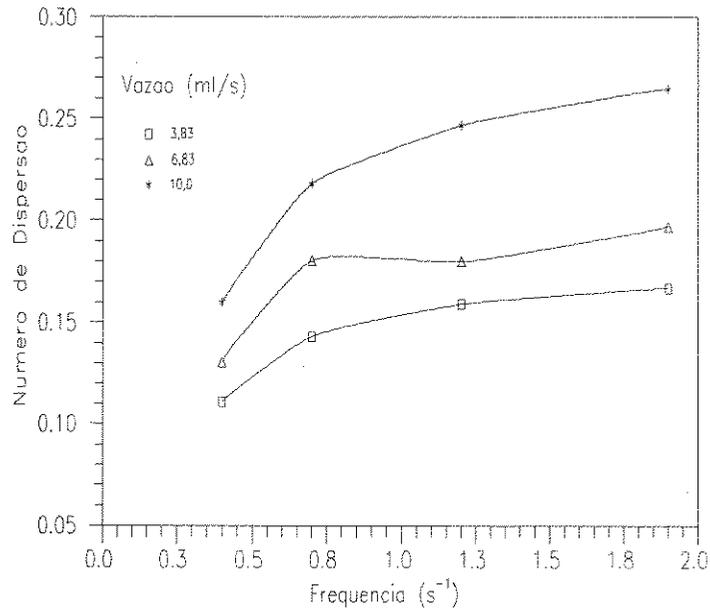


Figura 3.9 – Gráfico Numero de Dispersao vs Frequencia  
area livre 20% – amplitude 6,0 cm

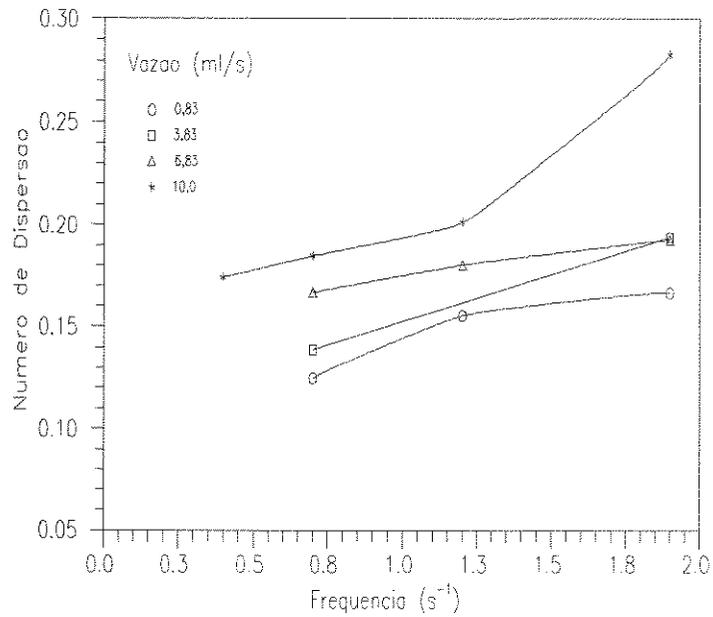


Figura 3-10 – Gráfico Numero de Dispersao vs. Frequencia  
area livre 20% amplitude 8,0 cm

Os gráficos mostram em geral, uma tendência de crescimento do Número de Dispersão, com o aumento da frequência de pulsação, o que é perfeitamente justificável em função do aumento da agitação do fluido, devido ao aumento da velocidade de pulsação

dos pratos. A maior agitação deve aumentar o contato entre o traçador e a fase contínua o que leva a uma maior mistura e maior dispersão axial.

Assim, conclui-se no presente item, que a intensidade de mistura que ocorre na coluna, varia proporcionalmente com a frequência de pulsação dos pratos.

### 3.4.5 - INFLUÊNCIA DA AMPLITUDE DE PULSAÇÃO NA DISPERSÃO AXIAL

A amplitude de pulsação desempenha um papel similar ao da frequência, no que diz respeito à contribuição para a velocidade de pulsação. Conforme já citado nos itens anteriores desta seção, a velocidade de pulsação,  $A.f$ , é o principal elemento responsável pelo mecanismo de mistura no interior dos estágios da coluna.

Os gráficos do Número de Dispersão em função da amplitude (Figuras 3.11 e 3.12) apresentam uma certa semelhança no comportamento. A influência da amplitude de pulsação é interpretada em termos da energia de pulsação fornecida à massa líquida, a qual está diretamente ligada à velocidade de pulsação.

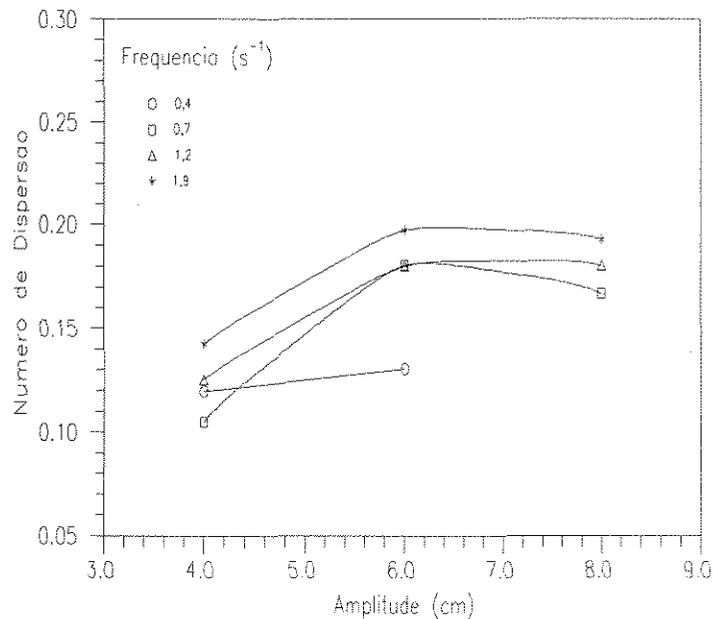


Figura 3.11 - Gráfico Numero de Dispersao vs Amplitude  
area livre 20% - vazao 6,83 ml/s

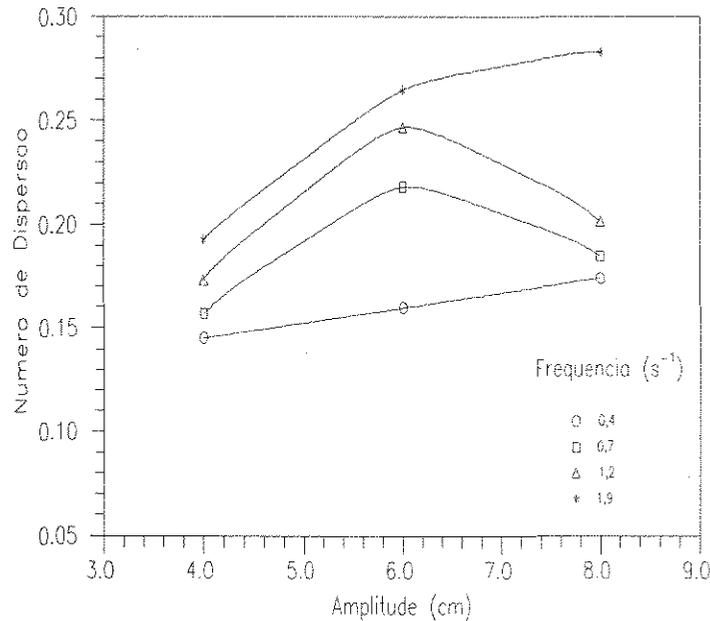


Figura 3.12 - Gráfico Número de Dispersão vs. Amplitude  
 área livre 20% - Vazão 10,0 ml/s

Pode-se notar que a maioria das curvas representadas em todos estes gráficos exibem uma tendência à passagem por um máximo, com exceção das curvas correspondentes à frequência de  $0,4 \text{ s}^{-1}$ . Nestes casos, a operação mostra-se estável, com o Número de Dispersão aumentando com a amplitude de pulsação, o que não ocorre nos demais casos, onde a presença do máximo produz indícios de um regime de operação instável. Esta instabilidade deve-se ao fato de que para elevados valores de amplitudes de pulsação o deslocamento do traçador é muito rápido, o qual conduz a um escoamento empistonado, prejudicial ao grau de mistura no interior da coluna.

Então, quanto à influência da amplitude de pulsação, constata-se a existência de uma faixa de operação ótima para a coluna, em que o Número de Dispersão aumenta proporcionalmente com a amplitude. Esta tendência atinge um limite, a partir do qual, os índices de mistura passam a decrescer. Este comportamento pode vir a ser verificado com maior segurança, desde que se amplie a faixa de amplitudes utilizada. Nos estudos posteriores, relacionados com retenção de fase dispersa e transferência de massa, este fenômeno será observado com maiores detalhes.

### 3.5 - MODELAGEM MATEMÁTICA PARA DISPERSÃO AXIAL

A presente seção tem como objetivo a determinação de uma correlação empírica de modelagem que possibilite a determinação do coeficiente de dispersão axial,  $E$ , ou do Número de Dispersão,  $E/V.L$ , a partir dos dados operacionais e geométricos obtidos dos experimentos realizados no extrator estudado.

O estudo de modelagem envolve a aplicação da técnica da análise dimensional, onde são determinados os grupos adimensionais, com conhecido significado físico, para que seja estabelecida a correlação desejada.

No conjunto de grupos adimensionais determinados devem estar envolvidos todos os parâmetros que possam influenciar no comportamento relacionado com a dispersão axial, no interior da coluna.

Através do método da iteração linear multivariável, os grupos adimensionais são agrupados em uma correlação, cujos coeficiente são determinados através do método dos mínimos quadrados.

Após encontrada a correlação é feita uma comparação entre os valores do Número de Dispersão, obtidos com a utilização da correlação encontrada, e os valores experimentais. Com isso, determina-se um erro médio a fim de que seja constada a eficiência da correlação determinada.

Analisando-se os parâmetros que influenciaram diretamente no coeficiente de dispersão axial,  $E$ , pode-se escrever a seguinte relação funcional:

$$E = \tau(L, f, \rho, h, D, A, \mu, g, V, \varepsilon). \quad (3.24)$$

Aplicando-se os conceitos da análise dimensional na equação descrita acima, obtêve-se os seguintes grupos adimensionais:

$$\pi_1 = \frac{E}{V.h} \quad \text{inverso do Número de Peclét ou Número de Dispersão por estágio de coluna}$$

$$\pi_2 = \varepsilon \quad \text{fração de área livre de escoamento}$$

$$\pi_3 = \frac{\mu}{\rho.V.L} \quad \text{inverso do Número de Reynolds}$$

$$\pi_4 = \frac{L.g}{(A.f)^2} \quad \text{relação entre a energia de pulsação e a energia gravitacional}$$

$$\pi_5 = \frac{V}{A.f} \quad \text{razão entre a velocidade superficial e a velocidade de pulsação dos pratos}$$

Conforme observado o grupo adimensional  $\pi_1$  aparece como o Número de Dispersão por Estágio de coluna, o que é também perfeitamente aceitável e utilizável nas equações de cálculos de coeficientes de dispersão axial.

Utilizando-se o método da iteração linear, os grupos adimensionais expressos acima podem ser agrupados através da seguinte correlação:

$$\frac{E}{V.h} = C_1 (\varepsilon)^{C_2} \left( \frac{\mu}{\rho.V.L} \right)^{C_3} \left( \frac{L.g}{(A.f)^2} \right)^{C_4} \left( \frac{V}{A.f} \right)^{C_5} \quad (3.25)$$

Aplicando-se a técnica da regressão linear multivariável, foram determinados os coeficientes  $C_1$  a  $C_5$ . No Apêndice B, é listado o programa DISPERSA que tem como objetivo a determinação destes coeficientes.

Substituindo-se os coeficientes encontrados na equação 3.25, obtêve-se então a correlação desejada, sendo ela a seguinte:

$$\frac{E}{V.h} = 1,0045 \left( \frac{\mu}{\rho.V.L} \right)^{0,00394} \left( \frac{L.g}{(A.f)^2} \right)^{-0,40016} \left( \frac{V}{A.f} \right)^{0,41191}$$

Na Figura 3.13 desta seção é mostrado um gráfico em que são comparados os valores do Número de Dispersão por Estágio, obtidos experimentalmente,

$\left( \frac{E}{V.h} \right)_{\text{experimental}}$ , com os valores deste grupo encontrados com a utilização da equação

3.25,  $\left(\frac{E}{V \cdot h}\right)_{\text{calculado}}$ . Comparando-se estes dois valores chegou-se a um erro médio de aproximadamente 25,65%, o que comprova a eficiência da aplicabilidade da correlação obtida.

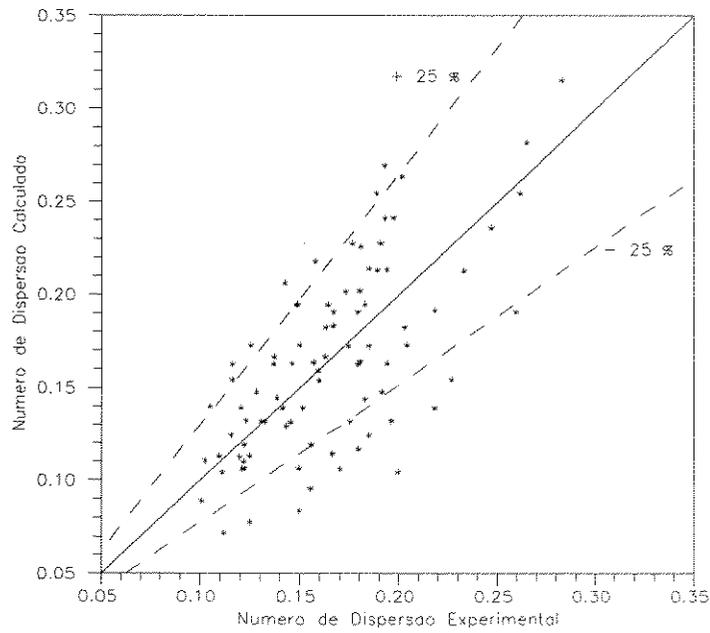


Figura 3.13 - Grafico Numero de Dispersao Experimental vs. Numero de Dispersao Calculado

## **CAPÍTULO 4**

### **RETENÇÃO DA FASE DISPERSA**

## **4.1 - INTRODUÇÃO**

No presente capítulo é apresentada uma abordagem sobre o desempenho do extrator de pratos pulsantes com relação à retenção da fase dispersa. Este estudo difere um pouco do que foi apresentado no capítulo 3, sobre dispersão axial, principalmente no que diz respeito a quantidade de fases, ou das correntes que são contactadas na coluna, pois nos experimentos de retenção adotou-se o escoamento bifásico.

O parâmetro experimental determinado neste estudo foi a fração de retenção da fase dispersa, obtida através da relação entre o volume retido desta fase e o volume total da coluna.

Através dos dados da fração de retenção, é mostrada uma análise das influências das variáveis geométricas e de operação e correlações de modelagem para a fração de retenção, obtidas para duas faixas de vazão distintas.

Um estudo referente à velocidade característica também é apresentado, aplicando-se o modelo proposto por Baird e Shen (1984) aos dados da fração de retenção obtidos experimentalmente. Neste estudo determina-se uma correlação empírica para a velocidade característica em função da fração de retenção e das velocidades superficiais das fases.

Além das equações empíricas para a fração de retenção e para a velocidade característica, apresenta-se também, neste capítulo, uma correlação para a fração de retenção na condição de inundação, baseada no modelo proposto por Thornton (1957), utilizando-se os dados experimentais de fração de retenção e os obtidos para a velocidade característica.

Vale ressaltar que na fase inicial do presente estudo tentou-se também determinar experimentalmente os pontos ou as faixas de inundação deste extrator. Entretanto isto não foi possível de ser realizado, devido às dificuldades encontradas quanto à visualização do ponto de inundação (interface formada na base da coluna, pelas duas fases presentes), decorrente da intensa agitação da massa líquida, provocada pelo movimento de pulsação dos pratos.

## **4.2 - ANÁLISE DA LITERATURA**

A transferência de massa entre as fases líquidas em escoamento numa coluna de extração, depende, dentre outros fatores, da área interfacial de contato entre as fases, contínua e dispersa. A área interfacial, por sua vez, está relacionada com a distribuição do tamanho de gotas e com a retenção da fase dispersa que acontece no interior da coluna. A retenção da fase dispersa é expressa pela fração volumétrica da fase dispersa contida no volume total da coluna, e portanto representa um parâmetro de grande importância no dimensionamento de colunas de extração líquido-líquido, pois influencia diretamente no transporte de massa entre as fases.

A maioria dos trabalhos publicados sobre a retenção da fase dispersa se resume na apresentação de modelos ou correlações empíricas, para a determinação da fração de retenção da fase dispersa e da velocidade característica. As correlações normalmente são obtidas para faixas ou regiões definidas que representam comportamentos distintos para a operação destas colunas.

Nas seções seguintes do presente trabalho, primeiramente será apresentado um estudo descritivo sobre as regiões de operação existentes em colunas pulsadas. Serão abordados os conceitos fundamentais referentes à fração de retenção da fase dispersa e analisados os estudos encontrados na literatura relacionados com este parâmetro individualmente.

Como o estudo da retenção também está intimamente ligado aos conceitos de velocidade característica e da velocidade relativa, também será mostrada uma descrição dos conceitos destes dois parâmetros, bem como uma análise dos estudos publicados sobre eles com relação às colunas pulsadas em geral.

Como na análise da dispersão axial, vista no capítulo 3, as publicações existentes na literatura, com relação à retenção, são quase todas referentes às colunas com fluxo pulsado, enquanto que poucos estudos se referem às colunas com pratos pulsantes.

### **4.2.1 - AS REGIÕES DE OPERAÇÃO**

A literatura define as regiões de operação em colunas pulsadas, como sendo faixas de operação bem definidas, baseadas nos comportamentos apresentados pelas colunas, devido ao contato entre as fases presentes.

Sege e Woodfield (1954) foram os primeiros autores a descreverem as regiões de operação em colunas pulsadas. Para isso, estes autores construíram gráficos em que foram relacionados a carga total de alimentação ( $V_c + V_d$ ), com a frequência de pulsação e definiram a existência de zonas ou regiões de operação distintas. As regiões definidas por estes autores foram as seguintes: região de completa inundação, região de inundação por pulsação insuficiente, região de mistura-decantação, região de emulsão e a região instável. Na figura 4.1 é mostrado um exemplo dos gráficos apresentados por estes autores, com as identificações das respectivas regiões de operação.

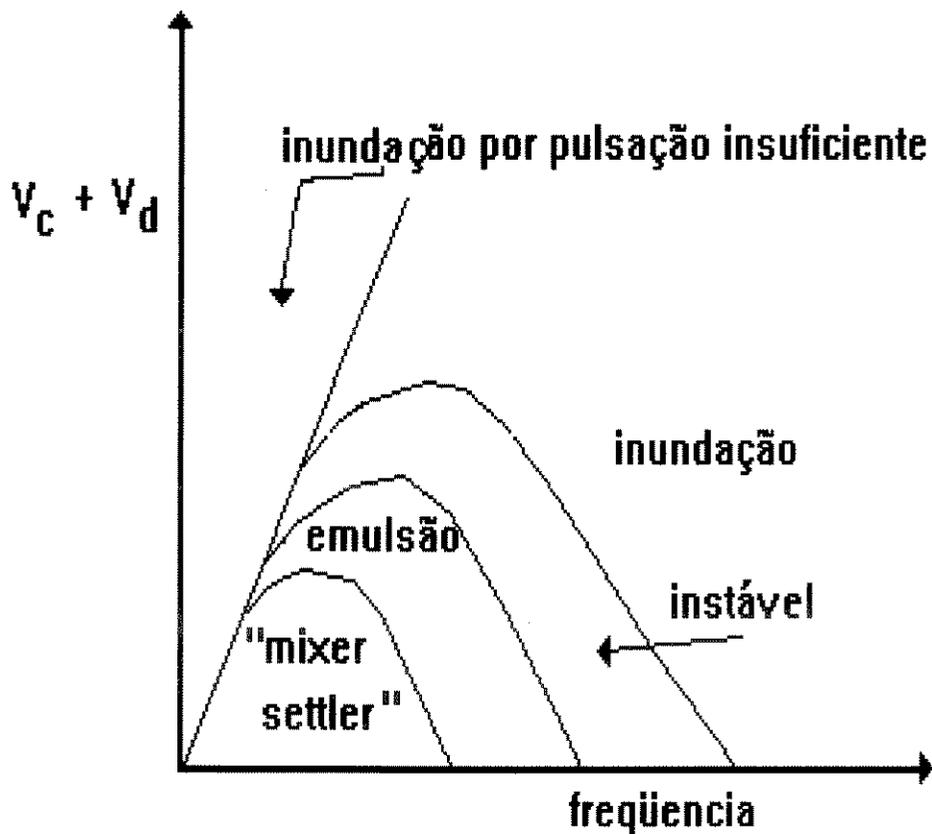


Figura 4.1 - As regiões de operação no extrator pulsado segundo Sege e Woodfield (1954)

Nos itens seguintes do presente trabalho é apresentada a descrição de cada uma região de operação individualmente, segundo Sege e Woodfield (1954).

#### 4.2.1.1 - Região de operação de completa inundação

Sege e Woodfield (1954) definiram o fenômeno da inundação como sendo a condição de operação em que as correntes de alimentação da coluna, são impossibilitadas de escoarem em contracorrente (figura 4.2). Ou seja, as correntes entram e saem da coluna por uma mesma extremidade, sem que possa acontecer o melhor contato entre elas. Este tipo de operação é totalmente indesejável não só em colunas de extração, mas em qualquer equipamento de contato contínuo.

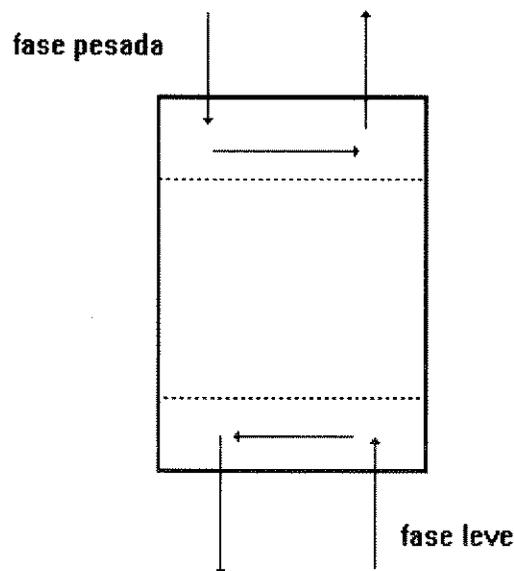


Figura 4.2 - Esquema do fenômeno da inundação

#### 4.2.1.2 - Região de operação de inundação por pulsação insuficiente

A região de operação de inundação por pulsação insuficiente é bem parecida com a anteriormente descrita, já que também se trata de uma região de operação de inundação. Porém esta operação apresenta como detalhe, o fato da inundação ser causada pela baixa quantidade de energia que é fornecida aos pratos da coluna. As correntes líquidas não conseguem ultrapassar os furos dos pratos e retornam pela mesma extremidade que ingressaram na coluna.

#### 4.2.1.3 - Região de operação de mistura-decantação (“mixer-settler”)

A operação mistura-decantação, segundo Sege e Woodfield (1954), ocorre a baixas cargas e frequências, sendo caracterizada pela separação das duas fases (leve e pesada), sob forma de camadas distintas entre os pratos, durante o pulso (figura 4.3.a). Quando o movimento do pulso é descendente (figura 4.3.b), a fase leve, inicialmente sob o prato, é forçada através dos furos, fazendo surgir glóbulos de fase leve no interior da fase pesada que está logo acima do prato. Similiarmente, para o movimento ascendente (figura 4.3.d), a fase pesada desce também sob a forma de glóbulos, penetrando na fase leve, situada logo abaixo do prato. Este tipo de operação é altamente estável, porém relativamente insuficiente quando comparada com a operação da mesma coluna em condições de emulsão, que será visto a seguir.

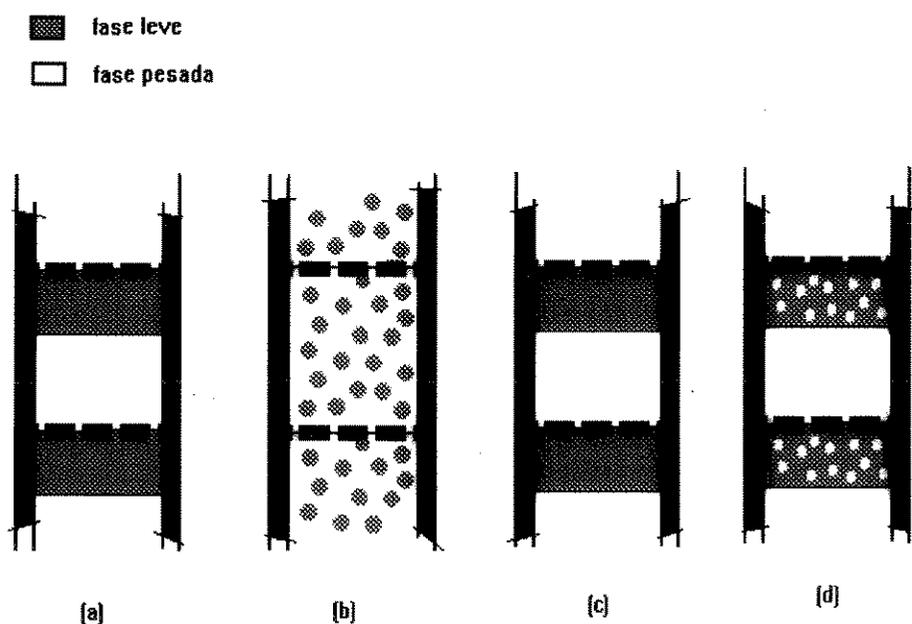


Figura 4.3 - Operação tipo mistura-decantação (“mixer-settler”)

#### 4.2.1.4 Região de operação de emulsão

A operação tipo emulsão (Figura 4.4), ocorre a cargas e frequências mais elevadas que a da operação mistura-decantação, sendo caracterizada pelo pequeno tamanho de gota produzido. É uma dispersão uniforme da fase leve na fase pesada, apresentando portanto

pequena variação no curso do pulso. O alto contato interfacial por unidade de volume, torna este tipo de operação mais eficiente que a anterior.

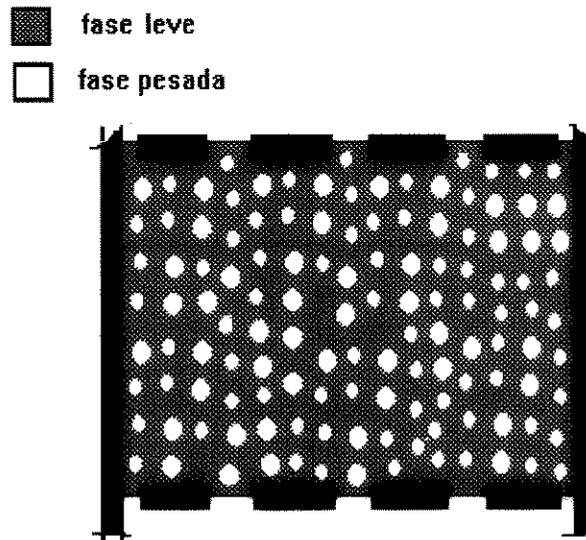


Figura 4.4 - Operação tipo emulsão

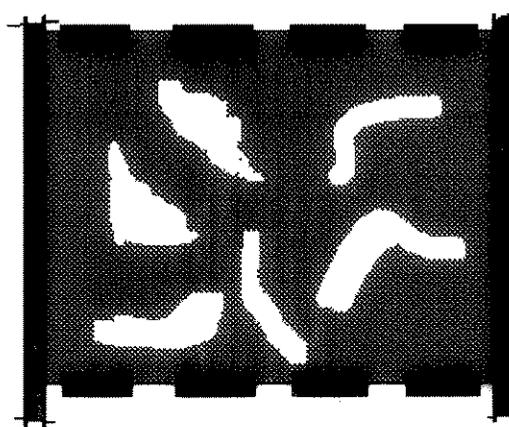


Figura 4.5 - Operação tipo instável

#### 4.2.1.5 - Região de operação instável

A operação instável (Figura 4.5), ocorre a cargas e frequências ainda mais elevadas que a do tipo emulsão, sendo caracterizada pela mistura de gotas grossas e distintas. Esta mistura forma glóbulos com forma irregular, devido principalmente a coalescência das gotas da fase dispersa. Os conceitos de coalescência serão descritos na seção 4.3 quando tratada a análise dos resultados experimentais.

#### 4.2.2 - A FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DE RETENÇÃO DA FASE DISPERSA

A literatura classifica a fração de retenção da fase dispersa, como sendo a fração volumétrica desta fase retida no interior de um equipamento. Esta fração pode ser representada pela seguinte expressão:

$$\phi = \frac{\text{volume da fase dispersa}}{\text{volume total da coluna}} \quad (4.1)$$

Griffith et al (1952) foram os primeiros autores a sugerirem uma correlação para a retenção da fase dispersa em colunas pulsadas. A correlação proposta por estes autores, válida somente para a região de mistura-decantação, foi obtida a partir da consideração de que o volume da fase dispersa que ingressa em cada estágio da coluna é igual ao volume transportado pelo pulso, por unidade de tempo. Assim, de acordo com Griffith et al (1952), a fração de retenção da fase dispersa pode ser expressa da seguinte forma:

$$\phi = \frac{V_d}{f.h} \quad (4.2)$$

A correlação proposta por Griffith et al (1952), para colunas com fluxo pulsado, é inclusive citada em trabalhos mais recentes, como o apresentado por Kumar e Hartland (1988). Porém, observa-se que nesta correlação, a fração de retenção não é afetada por parâmetros como a amplitude de pulsação ou pelas propriedades físicas do sistema líquido utilizado.

Uma outra correlação para a determinação da fração de retenção da fase dispersa, é a proposta por Crico (1955). Nesta correlação a fração de retenção é baseada na *Lei de*

*Stokes* para a sedimentação, substituindo-se a velocidade relativa das fases pela *velocidade de Stokes* e a viscosidade da fase contínua pela viscosidade da fase dispersa. Assim, a correlação apresentada por Crico (1955) foi a seguinte:

$$\phi = \frac{18 \cdot \mu_d \cdot V_d}{g \cdot d^2 \cdot |\rho_c - \rho_d| - 18 \cdot \mu_d \cdot V_c} \quad (4.3)$$

Hartland et al (1988) entretanto, fizeram alguns comentários a respeito da correlação 4.3, proposta por Grico (1955). Estes autores questionaram a substituição do  $\mu_c$  por  $\mu_d$ , criticaram o fato de não ter sido feita nenhuma restrição à movimentação das gotas e afirmaram que a expressão 4.3 só poderia ser utilizada para baixas faixas de fração de retenção.

Em seguida, Miyauchi e Oya (1965), desenvolveram correlações baseadas em dados experimentais de retenção da fase dispersa em uma coluna com fluxo pulsado, existindo ou não transferência de massa e chegaram às seguintes correlações:

$$\phi = 4,93 \times 10^2 \cdot \chi^{0,84} \cdot V_d^{2/3} \quad (4.4)$$

para  $\chi < 0,0031 \text{ m}^{11/12} \text{ s}^{-1}$  e

$$\phi = 3,42 \times 10^6 \cdot \chi^{2,4} \cdot V_d^{2/3} \quad (4.5)$$

para  $\chi \geq 0,0031 \text{ m}^{11/12} \text{ s}^{-1}$

onde o termo,  $\chi$ , que representa a dissipação de energia por unidade de massa, é definido através da seguinte equação:

$$\chi = \frac{A}{(\xi \cdot h)^{1/2}} \cdot \left[ \frac{\mu_d^2}{\nu \cdot \Delta \rho} \right]^{1/2} \quad (4.6)$$

$\xi$ , segundo estes autores, representa uma função da área livre de escoamento, sendo definida da seguinte forma:

$$\xi = \frac{\varepsilon^2}{(1-\varepsilon)(1-\varepsilon^2)} \quad (4.7)$$

Segundo Miyauchi e Oya (1965), a relação de não linearidade da fração de retenção da fase dispersa,  $\phi$ , com a velocidade da fase dispersa,  $V_d$ , nas equações 4.4 e 4.5, é atribuída à variação do tamanho das gotas ao longo da coluna ou ao efeito da coalescência. Porém, Burkhardt et al (1979), criticaram as expressões propostas por Miyauchi e Oya (1965), afirmando que elas não reproduziam bem os dados experimentais de fração de retenção encontrados.

Miyanami et al (1975) estudaram a retenção da fase dispersa, em uma coluna com pratos pulsantes, utilizando três diferentes formas de ondas de pulsação, a triangular, a senoidal e a trapezoidal. Estes autores levaram em consideração a influência da turbulência na região adjacente aos pratos e a tensão de cisalhamento existente devido às forças de empuxo. A correlação obtida neste trabalho foi portanto a seguinte:

$$\ln \left[ \frac{\phi}{\phi_0} \right] = 2,17 \left[ 1 - \exp(-0,8N_0) \right] \quad (4.8)$$

onde,  $\phi_0$ , fração de retenção na ausência de pulsação, pode ser obtido, segundo os autores, através da seguinte correlação:

$$\phi_0 = K.V_d \quad (4.9)$$

sendo,  $K$ , uma constante de proporcionalidade que depende da configuração geométrica da coluna e das propriedades físicas do sistema líquido utilizado.

Segundo este mesmo autor,  $N_0$ , na equação 4.8, pode ser definido pela seguinte relação:

$$N_0 = \left( \frac{\rho}{\Delta\rho} \right) We^{3/5} Fr \quad (4.10)$$

Esta equação envolve portanto grupos adimensionais já bastante conhecidos na literatura, sendo eles definidos da seguinte forma:

$$We = \left( \frac{\rho}{\nu} \right) (p \cdot A \cdot f)^2 \quad (4.11)$$

e

$$Fr = \frac{4 \cdot p \cdot (A \cdot f)^2}{g \cdot D_d} \quad (4.12)$$

O parâmetro,  $p$ , destas duas equações, caracteriza a forma de pulsação dos pratos da coluna, tendo o ser valor igual a  $2\pi$  para o caso mais comum, ou o caso da pulsação do tipo senoidal.

Miyanami et al (1975) constataram também que o mecanismo de quebra de gotas pelos pratos pulsantes era dominado pela velocidade instantânea máxima de pulsação dos mesmos. Vale salientar entretanto que a configuração da coluna empregada por estes autores foi um pouco diferente da utilizada no presente trabalho. Pois, além dos pratos serem compactos, entre eles existiam anéis circulares, o que não acontece com a coluna aqui estudada.

O tipo de coluna estudada por Miyanami et al (1975) também foi utilizada por estes mesmos autores, em um outro trabalho [Miyanami et al (1980)], cuja análise da dispersão axial se encontra descrita no capítulo 3 da presente pesquisa.

Baird e Lane (1973) concluíram que a fração de retenção da fase dispersa crescia com o aumento das vazões das fases e com a viscosidade da fase contínua, e decrescia com o aumento da tensão interfacial, com a diferença de densidades entre as fases e com o diâmetro das perfurações dos pratos. Baird e Lane (1973) deduziram então uma equação a partir de um balanço de forças nos estágios da coluna, utilizando a condição de que o peso líquido das gotas da fase dispersa era contrabalanceado pela força de arraste que atuava sobre as mesmas. Além dessa consideração, estes autores fizeram a suposição de que as gotas se comportavam como esferas rígidas de tamanho uniforme. A correlação proposta neste trabalho foi a seguinte:

$$\frac{(1-\phi)^2 \cdot g \cdot d \cdot \Delta\rho}{\rho_c \cdot V_s^2} = \frac{150 \cdot \phi}{Re} + 1,75 \quad (4.13)$$

sendo,  $Re$ , o Número de Reynolds modificado e  $V_s$ , a velocidade relativa entre as fases. O Número de Reynolds modificado é definido neste trabalho da seguinte forma:

$$Re = \frac{\rho_c \cdot V_s \cdot D}{\mu_c} \quad (4.14)$$

Enquanto que o conceito de velocidade relativa,  $V_s$ , bem como o da velocidade característica,  $V_o$ , será abordado com detalhes na seção 4.2.3 do presente capítulo.

Os resultados obtidos por Baird e Lane (1973), quando comparados com o de outros autores, apresentaram uma mesma tendência, porém com desvios relativamente elevados. O maior inconveniente no uso da equação 4.13 reside na necessidade do conhecimento prévio do diâmetro médio das gotas e da velocidade relativa entre as fases, para que se possa avaliar a retenção da fase dispersa.

Rama Rao et al (1983) constataram que o extrator de pratos pulsantes por eles utilizados apresentava um comportamento similar ao dos extratores de fluxo pulsado, quando analisadas as curvas  $V_c + V_d$  "versus"  $A.f$ . Estes autores observaram a existência dos regimes de mistura-decantação e emulsão, semelhantes aos que tinham sido encontrados por Sege e Woodfield (1954), em colunas com fluxo pulsado.

As correlações encontradas nesse estudo e as suas respectivas faixas de validade, foram então as seguintes:

Regime de mistura-decantação ( $Fr^{0,16} Re^{0,8} < 280$ )

$$\phi = 0,335 We^{0,37} Re^{-0,145} \left( \frac{D}{D_h} \right)^{0,43} N^{0,4} \left[ \frac{V_c}{V_w - V_d} \right]^{-0,4} \quad (4.15)$$

Regime de emulsão ( $Fr^{0,16} Re^{0,8} > 280$ )

$$\phi = 0,003 We^{0,37} Fr^{0,16} Re^{0,66} \left( \frac{D}{D_h} \right)^{0,85} N^{0,4} \left[ \frac{V_c}{V_w - V_d} \right]^{-0,15} \quad (4.16)$$

Os grupos adimensionais presentes nas correlações acima foram assim definidos pelos autores

$$Re = \frac{\Delta\rho.(A.f).D}{\varepsilon.\mu_c} \quad (4.17)$$

$$Fr = \frac{(A.f)^2}{g.D} \quad (4.18)$$

$$We = \frac{\Delta\rho.D.V_d^2}{\nu} \quad (4.19)$$

Das equações 4.15 e 4.16 observa-se que a fração de retenção depende fortemente da vazão da fase dispersa, do número de pratos e da velocidade de pulsação ( $A.f$ ), mostrando-se, no entanto, pouco influenciada pela vazão da fase contínua e pela geometria dos pratos, principalmente nos casos do regime de operação de emulsão que é o de maior interesse prático nos estudos de retenção em colunas pulsadas.

Mais recentemente, Kumar e Hartland (1983) estudaram a fração de retenção em uma coluna de fluxo pulsado, na ausência da transferência de massa. Eles encontraram três diferentes regimes de operação: mistura-decantação, dispersão e emulsão, e estabeleceram correlações para cada um destes regimes. Como critério de transição entre os regimes de dispersão e de emulsão estes autores utilizaram um parâmetro de dissipação de energia por unidade de massa da mistura líquida,  $\eta$ , dado por:

$$\eta = \frac{(A.f)^3}{\varepsilon.h} \frac{\rho_c}{\Delta\rho^{3/4} \nu^{1/4} . g^{5/4}} \quad (4.20)$$

Assim, para o regime de dispersão ( $\eta < 0,05$ )

$$\phi = 6,91 \left[ \frac{(A.f)^3 \cdot \rho_c^{1/4}}{\varepsilon.h \cdot \nu^{1/4} \cdot g^{5/4}} \right]^{0,12} \left[ \frac{V_d^4 \cdot \rho_c}{g \cdot \nu} \right]^{0,30} \left[ 1 + \frac{V_c}{V_d} \right]^{0,14} \left[ \frac{\Delta\rho}{\rho_c} \right]^{-0,75} \left[ \frac{\mu_d \cdot g}{\rho_c^3 \cdot \nu} \right]^{-0,01} \quad (4.21)$$

e para o regime de emulsão ( $\eta \geq 0,05$ )

$$\phi = 3,73 \times 10^{-3} \left[ \frac{(A \cdot f)^4 \cdot \rho_c}{g \cdot v} \right]^{0,62} \left[ \frac{V_d^4 \cdot \rho_c}{g \cdot v} \right]^{0,31} \left[ 1 + \frac{V_c}{V_d} \right]^{0,45} \left[ \frac{\mu_d^4 \cdot g}{\rho_c \cdot v^3} \right]^{0,29} \left[ \frac{\Delta \rho}{\rho_c} \right]^{-2,20} \quad (4.22)$$

Para o regime de mistura-decantação, os autores propuseram a seguinte correlação

$$\phi = 3,91 \times 10^{-3} \left[ \frac{A^2 \cdot \rho_c \cdot g}{v} \right]^{-0,26} \left[ \frac{f^4 \cdot v}{\rho_c \cdot g^3} \right]^{-0,19} \left[ 1 + \frac{V_c}{V_d} \right]^{0,19} \left[ \frac{\mu_d^4 \cdot g}{\rho_c \cdot v^3} \right]^{-0,13} \left[ \frac{\Delta \rho}{\rho_c} \right]^{-0,81} \left[ \frac{V_d^4 \cdot \rho_c}{g \cdot v} \right]^{0,28} \quad (4.23)$$

As correlações apresentadas por Kumar e Hartland (1983) envolvem um grande número de variáveis, sendo obtidas a partir de resultados próprios e de um apanhado de resultados experimentais encontrados por outros autores. Estas equações são válidas para vários sistemas líquidos e portanto, suas faixas de aplicabilidade são bem mais amplas que as encontradas nos trabalhos anteriores.

As correlações apresentadas e discutidas na presente seção, sobre a retenção da fase dispersa, foram selecionadas como sendo as mais importantes encontradas na literatura. Procurou-se dar ênfase aos trabalhos dos precursores e citar aquelas correlações que poderiam servir como parâmetros de comparação em vários trabalhos publicados sobre este assunto.

#### 4.2.3 - A VELOCIDADE RELATIVA E A VELOCIDADE CARACTERÍSTICA

No presente item é apresentado um estudo sobre a velocidade característica e a velocidade relativa, bem como as relações existentes entre estes dois parâmetros com a fração de retenção e o fenômeno da inundação. Este estudo envolve a importância dos parâmetros citados, seus conceitos fundamentais e a descrição dos principais modelos utilizados.

O conceito de velocidade relativa foi primeiramente abordado por Dell e Pratt (1951), para um escoamento bifásico em contracorrente, através da seguinte correlação:

$$V_s = \frac{V_d}{\phi} + \frac{V_c}{(1-\phi)} \quad (4.24)$$

Nesta correlação a velocidade relativa (“*slip velocity*”),  $V_s$ , é o resultado da ação de forças externas e internas sobre as fases contínua e dispersa, sujeitas ao campo gravitacional [Heyberger et al (1983)]. O parâmetro  $V_s$ , é, portanto, de grande importância no estudo da transferência de massa entre fases, pois o mesmo tem grande influência sobre o coeficiente de transferência de massa [Kumar e Hartland (1989)].

Já a velocidade característica,  $V_o$ , também segundo Heyberger et al (1983) é derivada da velocidade relativa, na condição em que a fração de retenção tende a zero. Assim, pode-se interpretá-la como sendo a velocidade de sedimentação ou ascensão de gotas da fase dispersa, no seio da fase contínua, desconsiderando quaisquer efeitos de interações envolvendo as gotas como, por exemplo, a coalescência.

Um outro conceito também de grande importância neste estudo, é o que foi apresentado por Logsdail (1957). Este autor definiu a velocidade característica como sendo o componente médio vertical da velocidade das gotas da fase dispersa com relação à fase contínua.

Seguindo a definição de Heyberger et al (1983), a relação existente entre a velocidade relativa e a velocidade característica pode ser dada pela seguinte expressão:

$$V_s = V_o \cdot \delta(\phi, \rho_d, \rho_c, \mu_c, d/D) \quad (4.25)$$

sendo  $\delta$ , uma função que obedece a seguinte expressão:

$$\lim_{\phi \rightarrow 0} \delta = 1 \quad (4.26)$$

Uma série de relações já foram propostas por outros autores para a função  $\delta$ , dentre as mais importantes pode-se citar as seguintes:

i - Relação de Richardson e Zaki (1954)

$$\delta = (1 - \phi)^s \quad (4.27)$$

onde o termo “ $s$ ” é uma constante que depende das condições operacionais.

ii - Relação de Misek (1953)

$$\delta = (1 - \phi) \cdot \exp(b \cdot \phi) \quad (4.28)$$

onde o termo “ $b$ ” deve ser ajustado a partir de dados experimentais.

iii - Relação de Ishii e Zuber (1979)

$$\delta = \frac{(1 - \phi)^{\varphi_1(\mu_c, \mu_d)}}{1 + c \left[ (1 - \phi)^{\varphi_2(\mu_c, \mu_d)} - 1 \right]} \quad (4.29)$$

onde

$$\varphi_1(\mu_c, \mu_d) = 1 + 2,5 \left[ \frac{\mu_d + 0,4 \mu_c}{\mu_d + \mu_c} \right] \quad (4.30)$$

$$\varphi_2(\mu_c, \mu_d) = \frac{6}{7} \left[ \frac{1}{2} + 2,5 \left( \frac{\mu_d + 0,4 \mu_c}{\mu_d + \mu_c} \right) \right] \quad (4.31)$$

$$c = \frac{\varphi(r^*)}{1 + \varphi(r^*)} \quad (4.32)$$

sendo

$$\varphi(r^*) = 0,55 \left[ (1 + 0,08 \cdot r^{*3}) - 1 \right]^{\frac{1}{4}} \quad (4.33)$$

com

$$r^* = \frac{d}{2} \left[ \rho_c \cdot g \frac{\mu_c^2}{\Delta \rho} \right]^{\frac{1}{5}} \quad (4.34)$$

iv - Relação proposta por Thornton (1957)

Este autor baseou-se na equação 4.27, obtendo um valor para “ $s$ ” igual à unidade.

Desta forma,

$$\delta = (1 - \phi) \quad (4.35)$$

As relações (i) a (iv) foram utilizadas em estudos experimentais com colunas de fluxo pulsado e maiores detalhes sobre estes estudos encontram-se no trabalho publicado por Heyberger et al (1983). Para colunas com pratos pulsantes a relação encontrada na literatura para a função  $\delta$  foi a proposta por Baird e Shen (1984). Ou seja:

$$\delta = \frac{(1-\phi)}{\phi^{1/3}} \quad (4.36)$$

Por uma questão de compatibilidade, esta última equação (equação 4.36), será a utilizada no presente estudo, para a avaliação da velocidade característica,  $V_0$ . Assim, uma combinação das expressões (4.24), (4.25) e (4.36) fornece uma expressão mais adequada para o cálculo da velocidade característica em função da fração de retenção e das velocidades superficiais das fases, em colunas com pratos pulsantes. Desta forma,

$$\frac{V_d}{\phi} + \frac{V_c}{1-\phi} = V_0 \frac{(1-\phi)}{\phi^{1/3}} \quad (4.37)$$

Esta última equação será utilizada na seção 4.3 onde será descrito detalhadamente o procedimento para a determinação da velocidade característica,  $V_0$ , a partir dos dados experimentais da fração de retenção e das velocidades superficiais de escoamento das fases. Após a determinação de  $V_0$ , tomando-se por base a equação 4.37, será abordado um tópico relativo ao fenômeno de inundação, utilizando-se alguns recursos analíticos associados com as condições fenomenológicas do problema.

#### **4.2.4 - CONCLUSÕES REFERENTES AOS ESTUDOS ENCONTRADOS NA LITERATURA SOBRE A RETENÇÃO DA FASE DISPERSA**

Como conclusões encontradas a respeito da análise da literatura sobre a retenção da fase dispersa, pode-se citar as seguintes:

- 1 - Como no estudo da dispersão axial, a maioria das publicações tratam das colunas com fluxo pulsado.
- 2 - Os trabalhos geralmente constam de estudos da fração de retenção da fase dispersa, da velocidade característica e das condições de inundação.

3 - A fração de retenção normalmente é medida pelo método da interrupção instantânea das correntes de entrada e de saída da coluna. A velocidade característica, através dos dados de fração de retenção aplicados a modelos e definições matemáticas, enquanto que as condições de inundação através do ajuste da vazão da fase dispersa até a visualização de um “selo interfacial” na base da coluna.

4 - Os estudos da inundação se baseiam na construção de curvas de inundação onde são medidas e definidas várias regiões de operação. Estas curvas são construídas através dos dados de carga de alimentação ( $V_c + V_d$ ) “versus” frequência  $f$ , ou “versus” o produto frequência.amplitude,  $A.f$ , obtidos na condição de inundação. Um exemplo destes gráficos foi mostrado na Figura 4.1 do presente capítulo.

5 - Quanto aos estudos sobre a velocidade característica, cita-se como trabalho mais interessante, o publicado por Baird e Shen (1984), onde é apresentado um modelo para a determinação da velocidade característica em função dos dados de fração de retenção para colunas com pratos pulsantes. Este modelo é bem mais completo que os publicados pelos demais autores e o que mais aproxima do estudo aqui apresentado, sendo portanto o modelo utilizado para o cálculo da velocidade característica do presente trabalho.

Portanto, baseado nos trabalhos já existentes na literatura, na presente pesquisa é apresentado um estudo sobre a retenção da fase dispersa para uma coluna com pratos pulsantes, onde são determinados dados da fração de retenção. Uma análise das influências dos vários parâmetros na retenção é feita e duas correlações de modelagem são determinadas. Em seguida, utilizando-se o modelo proposto por Baird e Shen (1984), chega-se aos resultados de velocidade característica e da fração de retenção na condição de inundação.

#### **4.3 - ANÁLISE DOS RESULTADOS EXPERIMENTAIS OBTIDOS REFERENTES À RETENÇÃO DA FASE DISPERSA**

Da mesma forma com que foi tratado o estudo da dispersão axial, visto no capítulo 3 deste trabalho, aqui também serão analisadas as influências dos vários parâmetros, operacionais e geométricos, agora com relação à retenção da fase dispersa. Portanto, nos itens seguintes da presente seção, serão mostrados gráficos e tabelas que identificarão as influências destes parâmetros individualmente.

### 4.3.1 - ESTUDO DA INFLUÊNCIA DA FREQUÊNCIA DE PULSAÇÃO NA RETENÇÃO DA FASE DISPERSA

Antes de analisar a influência da frequência de pulsação na retenção, é importante fazer uma breve consideração a respeito do fenômeno da coalescência, fenômeno este que se opõe a geração de gotas no interior da coluna. A coalescência consiste na recombinação de gotas, originando gotas maiores, ou verdadeiras porções de fase dispersa nos estágios da coluna. Este fenômeno está relacionado com a quantidade de gotas presente na mistura, pois, dentre outros fatores, a frequência de colisão das gotas é um dos pontos importantes na coalescência.

Por outro lado, se a agitação imposta às fases é pouco intensa, a coalescência também poderá ocorrer, desde que não haja o fornecimento de energia suficiente para promover a fragmentação do líquido em gotas.

Observando-se as Figuras 4.6 e 4.7, verifica-se que a fração de retenção cresce com o aumento da frequência de pulsação. Pode-se observar ainda que este crescimento é menos intenso para baixas vazões da fase dispersa. O comportamento exibido nessas Figuras dá indícios de um regime de operação estável, onde a retenção mostra-se crescente tanto com a frequência quanto com a vazão da fase dispersa

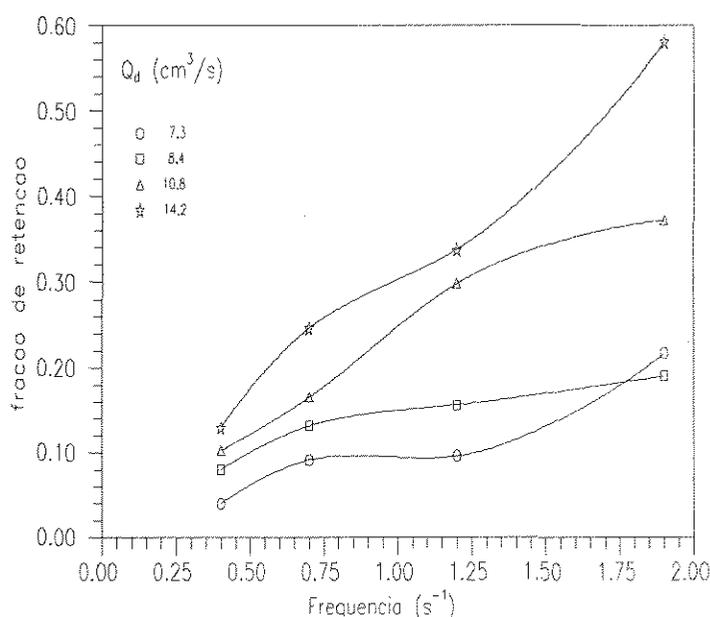


Figura 4.6 – Gráfico fração de retenção vs. frequência  
Área livre 20%, 7 pratos, Amplitude 4 cm, Q<sub>c</sub> = 10.0 cm<sup>3</sup>/s

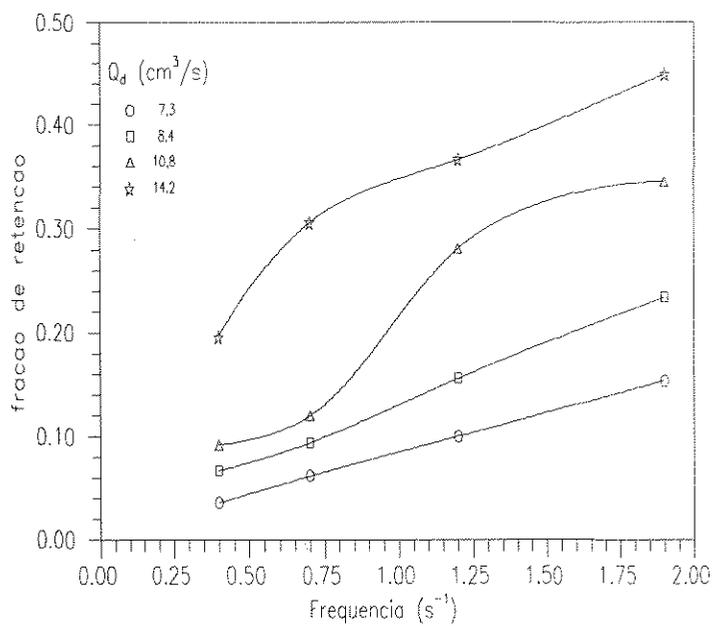


Figura 4.7 - Gráfico fração de retenção vs. frequência  
 Área livre = 20%, N = 7, A = 4 cm,  $Q_c = 11,2$  cm<sup>3</sup>/s

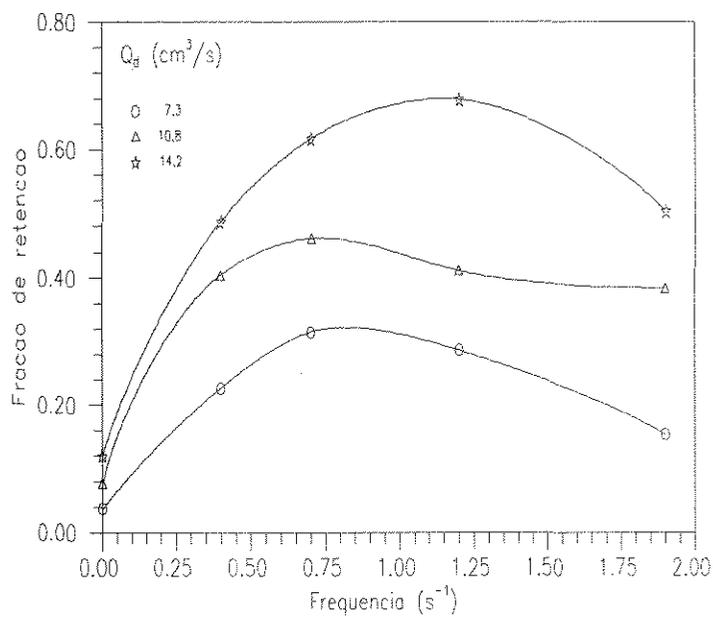


Figura 4.8 - Gráfico fração de retenção vs. frequência  
 Área livre = 20%, N = 7, A = 6 cm,  $Q_c = 10,0$  cm<sup>3</sup>/s

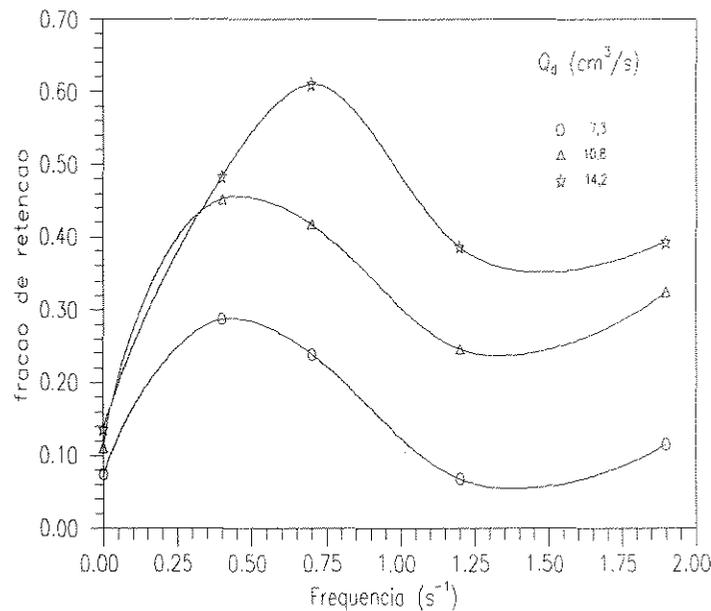


Figura 4.9 - Gráfico fração de retenção vs. frequência  
 Área livre = 20%, N = 7, A = 6 cm, Q<sub>c</sub> = 11,2 cm<sup>3</sup>/s

Os gráficos mostrados nas Figuras 4.8 e 4.9 apresentam como alteração principal, com relação aos mostrados nas Figuras 4.6 e 4.7, o valor da amplitude de pulsação ter variado de 4,0 para 6,0 cm. As curvas presentes nessas Figuras exibem um máximo atribuído, muito provavelmente, ao fenômeno do arraste da fase dispersa pela fase contínua. Este fenômeno deve então provocar uma redução na quantidade desta fase no interior da coluna, quando a frequência de pulsação atinge níveis mais elevados.

O fenômeno do arraste é indesejável nas operações de contato entre fases líquidas, pois o mesmo provoca a perda da eficiência da operação exigindo um processo de separação adicional, sob pena de causar problemas nas operações que se sucedem. O mecanismo do arraste consiste basicamente na incorporação de material de uma fase líquida na corrente de saída, reservada à outra fase. Assim, no caso que se discute, isto equivale à corrente aquosa arrastar uma quantidade significativa do n-butanol, através da saída de extrato da coluna.

Ainda com relação às modificações apresentadas pelas curvas mostradas nas Figuras 4.6 e 4.8 ou 4.7 e 4.9, atribui-se também como causas destas modificações o aumento da amplitude de pulsação da coluna.

Associando-se os efeitos da amplitude e da frequência, pode-se interpretá-los em termos da energia de pulsação, que em certos casos pode favorecer à intensificação do fenômeno do arraste. Estes casos normalmente acontecem quando a frequência de pulsação ultrapassa valores considerados como críticos, provocando assim uma redução da fração de retenção

O gráfico da Figura 4.10 também enfatiza a redução da retenção da fase dispersa com o aumento da frequência. Novamente, suspeita-se que o arraste tenha provocado este comportamento. As evidências são reforçadas pelo fato da amplitude (e conseqüentemente a energia de pulsação) ter aumentado e, também, a vazão da fase contínua ter sido elevada de 10,0 para 11,2 cm<sup>3</sup>/s.

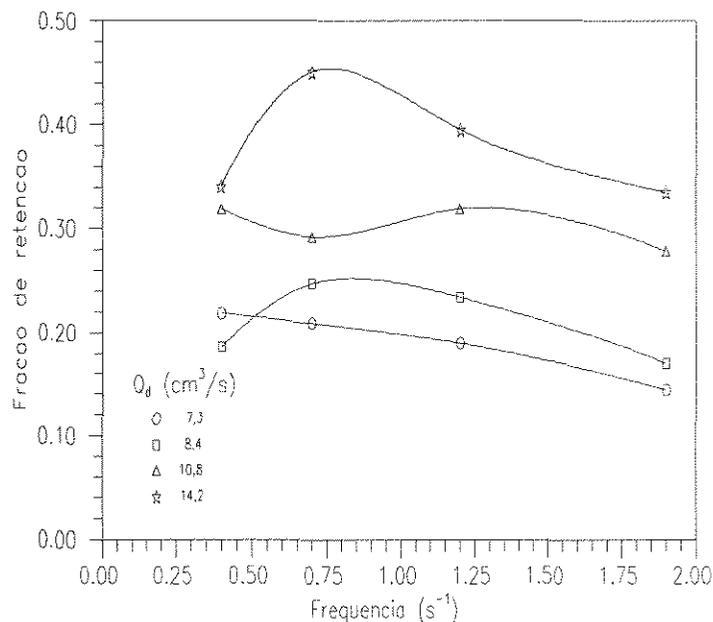


Figura 4.10 - Gráfico fração de retenção vs. frequência  
 Área livre = 20%, N = 7, A = 8 cm, Q<sub>c</sub> = 11,2 cm<sup>3</sup>/s

Os resultados experimentais analisados nas Figuras 4.6 a 4.10 mostram as tendências gerais do comportamento da retenção da fase dispersa em função da frequência de pulsação. Nota-se a existência de faixas de frequências onde seria indesejável operar o equipamento, visto que se estaria reduzindo a eficiência do mesmo, pois este parâmetro está ligado à retenção da fase dispersa.

É preciso levar-se também em consideração o efeito combinado frequência-amplitude, já que a combinação destas duas variáveis pode ser interpretada em termos da

energia de pulsação. Assim, talvez seja conveniente afirmar que o aumento da energia de pulsação, além de um certo limite, pode provocar uma queda na fração de retenção. No item seguinte desta seção será abordado o efeito da amplitude de pulsação sobre a fração de retenção, onde esta última observação deverá ser reforçada

#### 4.3.2 - INFLUÊNCIA DA AMPLITUDE DE PULSAÇÃO NA RETENÇÃO DA FASE DISPERSA

A amplitude de pulsação pode ser definida como sendo a máxima diferença de cotas atingida pelos pratos da coluna ao longo de um ciclo de pulsação completo, correspondendo, portanto, ao curso total do eixo vertical pulsante.

O tipo de pulsação escolhido para a realização dos experimentos do presente trabalho foi o senoidal, cuja expressão matemática para o deslocamento do eixo pulsante, em função do tempo, pode ser escrita na seguinte forma:

$$Y(t) = \frac{A}{2} \text{sen}(\omega.t) \quad (4.38)$$

onde,  $Y(t)$ , é a posição de um dado ponto do eixo pulsante em um tempo,  $t$ ;  $A$ , a amplitude de pulsação, já definida,  $\omega$ , dada pela equação abaixo

$$\omega = 2.\pi.f \quad (4.39)$$

e " $f$ " a frequência de pulsação.

A partir da equação 4.38 pode-se deduzir uma expressão para a velocidade instantânea de pulsação, aplicando-se a derivação em relação ao tempo na equação 4.38. Assim, para uma dada frequência de pulsação, obtém-se a seguinte equação.

$$V_p(t) = \frac{\omega.A}{2} \cos(\omega.t) \quad (4.40)$$

Substituindo-se a expressão 4.39 na equação 4.40, obtém-se,

$$V_p(t) = (\pi \cdot f \cdot A) \cos(2 \cdot \pi \cdot f \cdot t) \quad (4.41)$$

Levando-se em consideração que a velocidade de pulsação dos pratos é um dos fatores responsáveis pela transformação da fase dispersa em gotas, e que, de acordo com a equação 4.41, há uma dependência desta variável com o produto,  $A \cdot f$ , verifica-se claramente a influência da amplitude de pulsação sobre a retenção da fase dispersa.

Dentro da faixa de amplitudes utilizada nos experimentos (4 a 8 cm), constata-se, observando-se as Figuras 4.11 a 4.13, uma tendência predominante da presença de pontos de máximos nos gráficos da fração de retenção “versus” amplitude de pulsação. A princípio, pode-se verificar este aspecto observando-se as Figuras 4.11 e 4.12, que representam situações experimentais semelhantes. Observa-se, nestas Figuras que, para a menor frequência de pulsação,  $0,4 \text{ s}^{-1}$ , a presença do máximo não é tão evidente. Neste caso, o aumento da amplitude contribui para o aumento da fração de retenção.

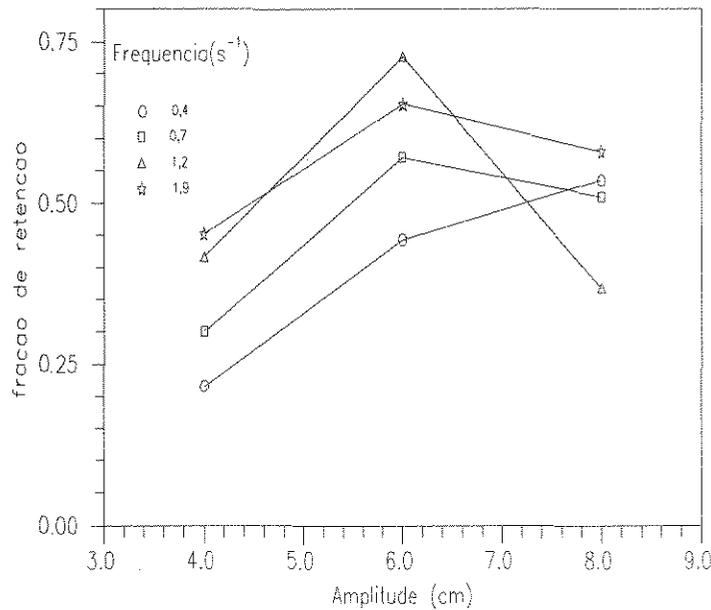


Figura 4.11 - Gráfico fração de retenção vs. amplitude  
 Área livre = 208, N = 7,  $Q_c = 3,8 \text{ cm}^3/\text{s}$ ,  $Q_d = 14,2 \text{ cm}^3/\text{s}$

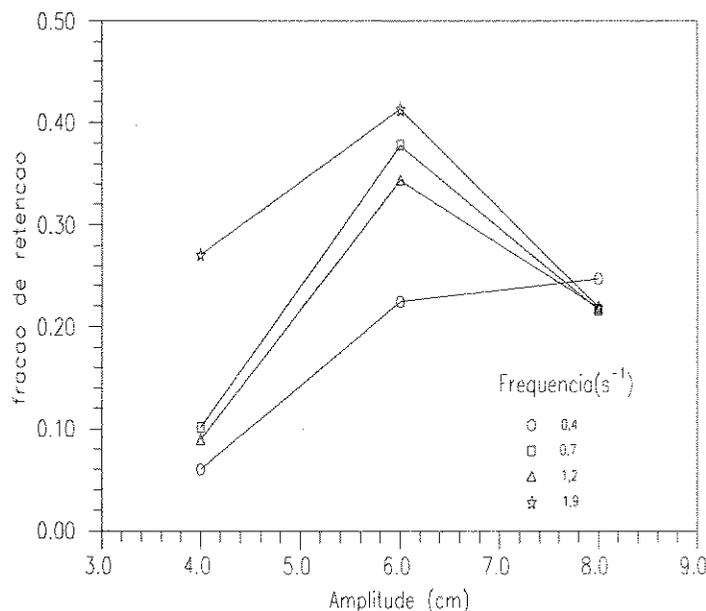


Figura 4.12 - Gráfico fração de retenção vs. amplitude  
 Área livre = 20%,  $N = 7$ ,  $Q_c = 3,8 \text{ cm}^3/\text{s}$ ,  $Q_d = 7,3 \text{ cm}^3/\text{s}$

O comportamento exibido pelos gráficos das Figuras 4.11 e 4.12 também pode ser interpretado em termos da energia de pulsação fornecida à massa líquida. Como já fora citado anteriormente, a energia transferida ao líquido depende fortemente das variáveis, amplitude e frequência de pulsação, cujo produto representa a velocidade de pulsação. Quanto maior for essa velocidade, maior é a energia transferida ao sistema líquido. A absorção dessa energia na fragmentação de gotas não é ilimitada e portanto, deve existir uma condição, além da qual, o fornecimento desta energia torna-se indesejável

Ainda com referência às Figuras 4.11 e 4.12, percebe-se que a máxima fração de retenção da fase dispersa está associada à amplitude intermediária, correspondente a 6,0 cm. Isto não quer dizer que esta amplitude seja a amplitude ótima de pulsação, nem muito menos, que o máximo valor da fração de retenção ocorra exatamente a esta frequência e amplitude, já que neste trabalho foram testadas somente três valores de amplitude de pulsação. Sabe-se sim, que, quando a amplitude passa de intermediária (6,0 cm) para a máxima (8,0 cm), a retenção sofre um decréscimo, exceto no caso da frequência igual a 0,4 s<sup>-1</sup>. A causa desta redução deve ser o arraste da fase dispersa, em concordância com o efeito causado pelo aumento da frequência de pulsação.

A Figura 4.13 representa uma situação experimental similar à do gráfico da Figura 4.11, porém com a ressalva de que o valor da vazão da fase contínua ter sido alterado de 3,8 para 10,0 cm<sup>3</sup>/s. Neste caso, pode-se verificar com mais evidência, o efeito do

fenômeno do arraste da fase dispersa, principalmente na situação correspondente à frequência máxima ( $1,9 \text{ s}^{-1}$ ), onde a retenção mostra-se decrescente em toda faixa de amplitude estudada. Isto vem reforçar as evidências que foram anteriormente discutidas, em relação a excessiva agitação da massa líquida, proporcionada pela alta frequência de pulsação. Acredita-se que esta excessiva agitação possa causar a formação de uma dispersão muito fina, facilitando o transporte das gotas da fase dispersa pela corrente aquosa. Além disso, o fato da vazão da fase contínua ter aumentado pode também ter favorecido o mecanismo do arraste

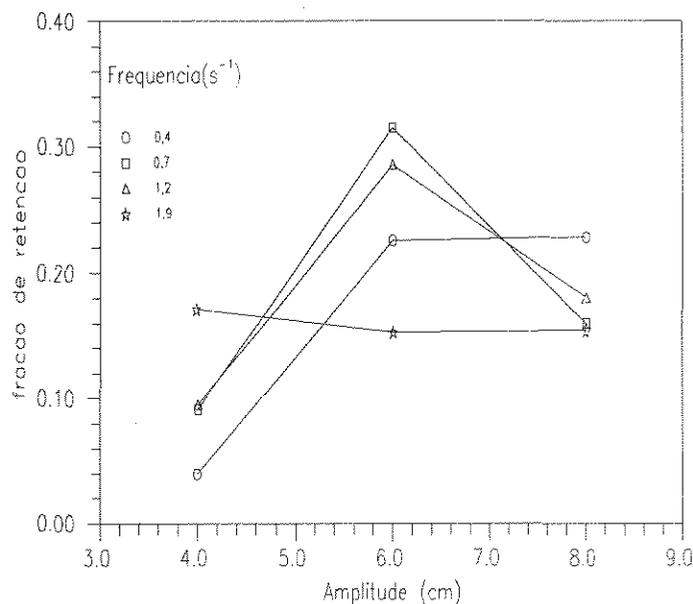


Figura 4.13 Gráfico fração de retenção vs. amplitude  
 Área livre = 20%,  $N = 7$ ,  $Q_c = 10,0 \text{ cm}^3/\text{s}$ ,  $Q_d = 7,3 \text{ cm}^3/\text{s}$

Outras situações experimentais, como as representadas nas Figuras 4.14 e 4.15, vêm reforçar as observações anteriores. Nesses casos, a carga líquida da coluna, ou seja, a soma das vazões de ambas as fases, é superior a dos casos anteriores. Nestas Figuras, provavelmente, devido à influência da maior carga líquida da coluna, observa-se um achatamento da curva correspondente à frequência de  $1,2 \text{ s}^{-1}$ , não apresentando portanto esta curva o ponto de máximo, como nos outros casos. Atribui-se o ocorrido ao excesso de energia de pulsação e a maior velocidade de escoamento das fases, devido ao aumento da carga líquida.

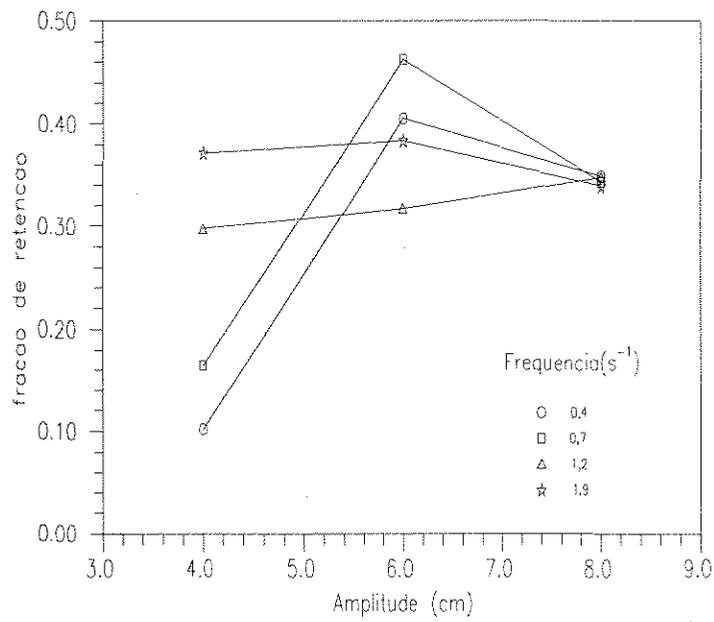


Figura 4.14 - Gráfico fração de retenção vs. amplitude  
 Área livre = 20%, N = 7, Q<sub>c</sub> = 10,0 cm<sup>3</sup>/s, Q<sub>d</sub> = 10,8 cm<sup>3</sup>/s

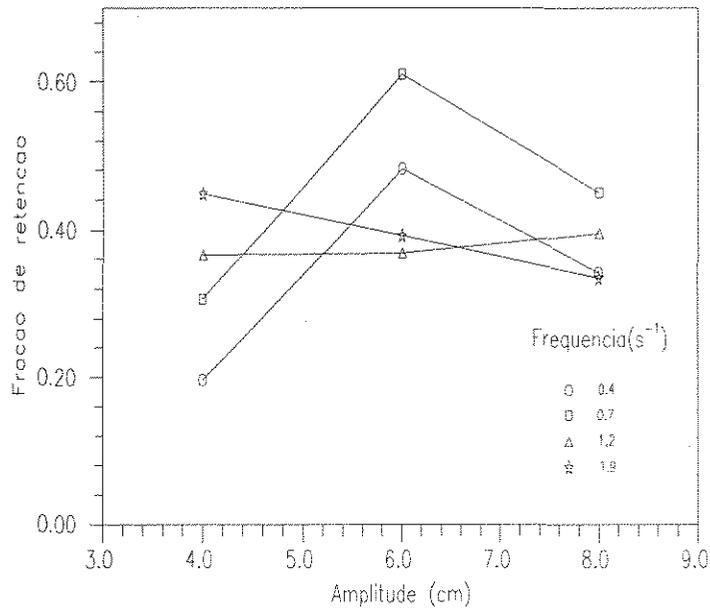


Figura 4.15 - Gráfico fração de retenção vs. amplitude  
 Área livre = 20%, N = 7, Q<sub>c</sub> = 11,2 cm<sup>3</sup>/s, Q<sub>d</sub> = 14,2 cm<sup>3</sup>/s

A análise do efeito da amplitude de pulsação sobre a retenção confirma as observações feitas durante o estudo da influência da frequência de pulsação. Consta-se que a energia de pulsação é um fator determinante no comportamento da fração de retenção.

### **4.3.3 - ANÁLISE DA INFLUÊNCIA DA VAZÃO DA FASE DISPERSA SOBRE A RETENÇÃO DA FASE DISPERSA**

A fase líquida escolhida para ser a dispersa é geralmente aquela que possui maior tensão interfacial e, na grande maioria dos casos, também a que possui menor densidade. No procedimento experimental utilizado neste trabalho, conforme já descrito no capítulo 2, o n-butanol atuou como a fase dispersa, escoando ascendentemente na coluna, em contracorrente com a água (fase contínua).

Como é objetivo do presente trabalho o estudo do comportamento da fração da fase dispersa retida no equipamento, então, é de se esperar que a vazão volumétrica desta fase seja uma variável de bastante influência no desempenho do extrator.

Em condições normais de operação, espera-se que a retenção seja diretamente proporcional à vazão da fase dispersa. Por outro lado, sabe-se que existem limitações no que diz respeito às vazões das fases que são alimentadas na coluna, pois, sabe-se também que, nas operações em contracorrente, o escoamento de uma fase pode impor certa restrição ao escoamento da outra. O limite desta restrição seria a inundação total do equipamento.

Conforme o previsto, a tendência geral dos resultados obtidos via análise do comportamento da fração de retenção, em função da vazão volumétrica da fase dispersa, revelou em efeito positivo; ou seja, o aumento da vazão da fase dispersa contribui para o crescimento da retenção desta fase. Isto pode ser observado, por exemplo analisando-se as situações representadas nas Figuras 4.16 e 4.17, válidas para diferentes vazões da fase contínua.

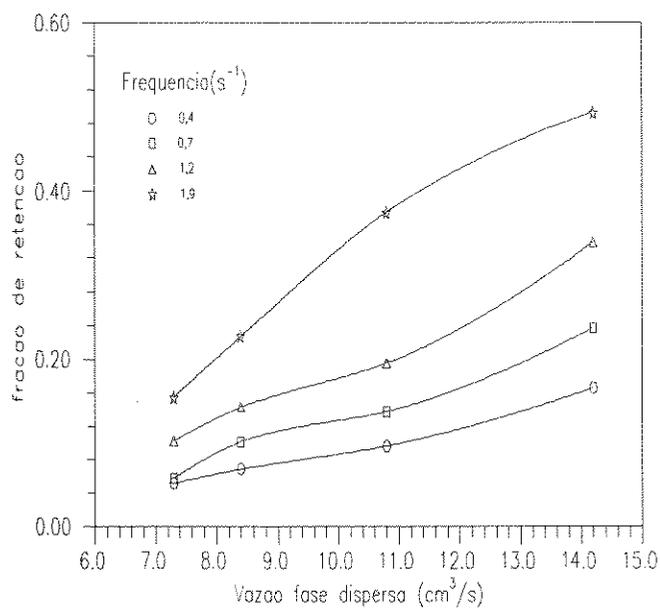


Figura 4.16 - Gráfico fração de retenção vs. vazão da fase dispersa  
 Área livre = 20%, N = 4, A = 4 cm,  $Q_c = 10,0 \text{ cm}^3/\text{s}$

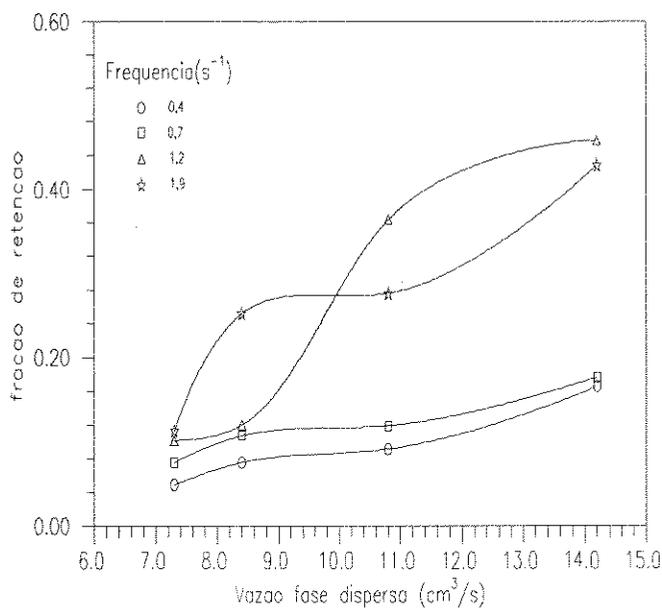


Figura 4.17 - Gráfico fração de retenção vs. vazão da fase dispersa  
 Área livre = 20%, N = 4, A = 4 cm,  $Q_c = 11,2 \text{ cm}^3/\text{s}$

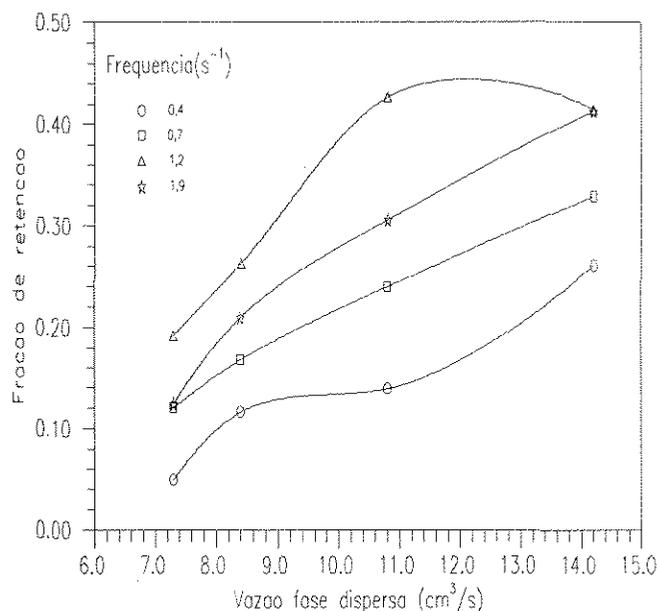


Figura 4.18 - Gráfico fração de retenção vs. vazão da fase dispersa  
 Área livre = 20%,  $N = 4$ ,  $A = 6$  cm,  $Q_c = 10,0$  cm³/s

Dessas Figuras, torna-se evidente que, na maioria das situações, a retenção mostra-se crescente com a frequência de pulsação, a menos da situação representada pela curva referente à frequência de  $1,9 \text{ s}^{-1}$  na Figura 4.17. Levando-se em conta a outra condição mostrada no gráfico da Figura 4.18, constata-se que há uma tendência à inversão da posição relativa das curvas correspondentes às frequências de  $1,2$  e  $1,9 \text{ s}^{-1}$ . Mais uma vez depara-se com uma situação onde a possível explicação para tal comportamento pode ser dada em termos do excesso de energia de pulsação. É importante também salientar que a amplitude teve uma variação de 4 para 6 cm nas Figuras 4.17 e 4.18, respectivamente, o que deve ter contribuído ainda mais para o aumento da energia de pulsação. A manifestação do aumento excessivo da energia de pulsação seria então através da produção de uma fina dispersão, portanto mais susceptível ao transporte.

Ainda analisando-se o efeito da vazão da fase dispersa, porém utilizando-se um arranjo de 7 pratos pulsantes, nota-se uma mudança mais marcante no comportamento das curvas. A princípio, as Figuras 4.19 e 4.20, válidas para uma mesma amplitude e diferentes vazões da fase contínua, exibem as características de uma operação estável, onde a capacidade de retenção aumenta com o crescimento da vazão da fase dispersa. Apenas a curva relativa à frequência máxima, na Figura 4.19, exibe uma maior ascensão do que a sua correspondente na Figura 4.20. Isto deve-se, possivelmente, à mudança sofrida pela vazão

da fase contínua, pois suspeita-se que esta variável influencie negativamente na retenção da fase dispersa

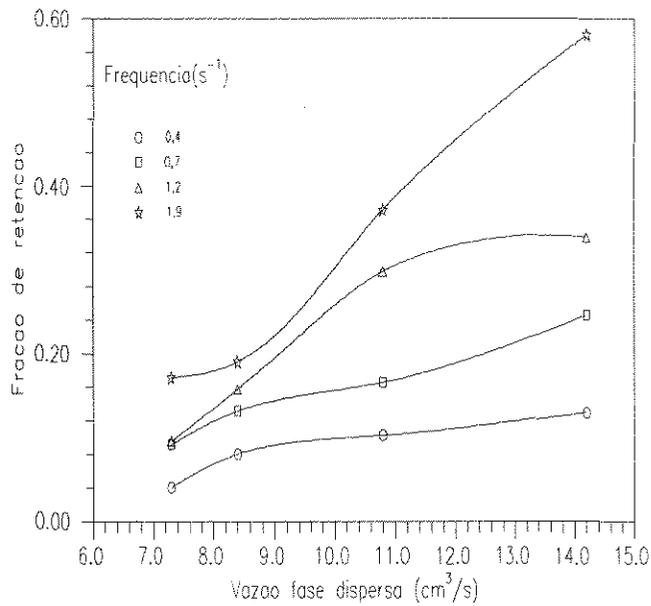


Figura 4.19 - Gráfico fração de retenção vs. vazão da fase dispersa  
 Área livre = 20%, N = 7, A = 4 cm, Q<sub>c</sub> = 10,0 cm³/s

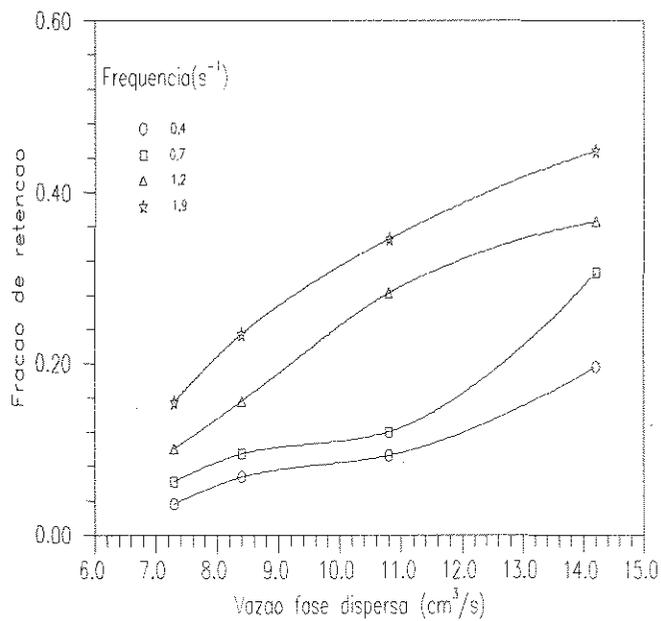


Figura 4.20 - Gráfico fração de retenção vs. vazão da fase dispersa  
 Área livre = 20%, N = 7, A = 4 cm, Q<sub>c</sub> = 11,2 cm³/s

De acordo com os resultados apresentados nesta análise, constata-se que a vazão da fase dispersa é uma variável que exerce grande influência sobre a quantidade relativa desta fase na coluna, em toda a faixa de vazões estudada.

#### 4.3.4 - ANÁLISE DA INFLUÊNCIA DA VAZÃO DA FASE CONTÍNUA SOBRE A RETENÇÃO DA FASE DISPERSA

Do ponto de vista da contribuição para a carga líquida total, seria esperado que a influência da vazão da fase contínua sobre o comportamento da retenção da fase dispersa fosse tão marcante quanto a da vazão da fase dispersa. No entanto, na faixa de vazões da fase aquosa estudada no presente trabalho, isto não foi verificado.

As Figuras 4.21 e 4.22 demonstram que as variações sofridas pela fração de retenção da fase dispersa, devido às mudanças provocadas na vazão da fase contínua, não são tão notáveis.

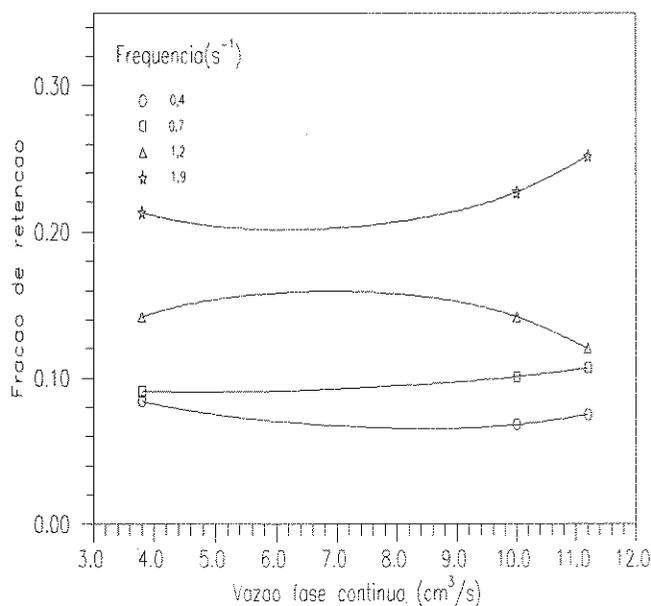


Figura 4.21 - Gráfico fração de retenção vs. vazão da fase contínua  
Área livre = 20%, N = 4, A = 4 cm, Q<sub>d</sub> = 8,4 cm³/s

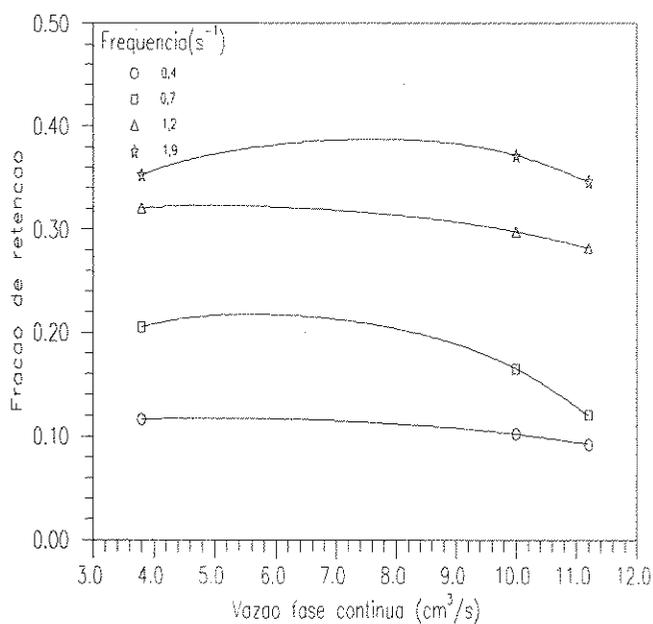


Figura 4.22 - Gráfico fração de retenção vs. vazão da fase contínua  
 Área livre = 20%, N = 7, A = 4 cm,  $Q_d = 10,8 \text{ cm}^3/\text{s}$

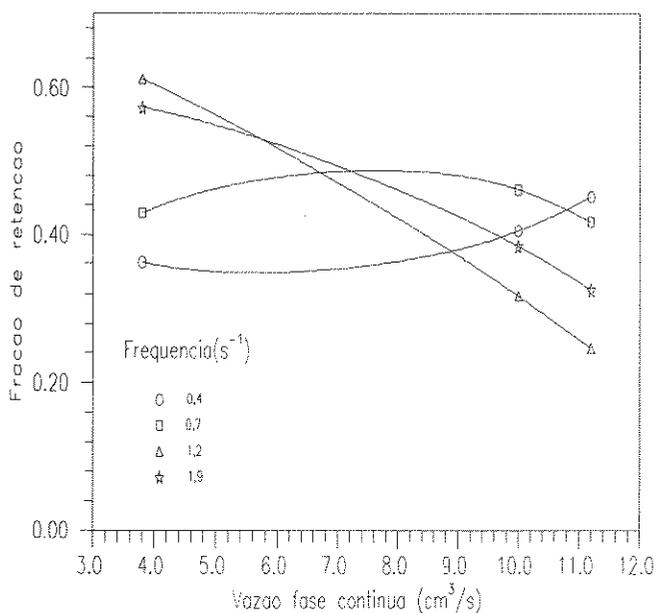


Figura 4.23 - Gráfico fração de retenção vs. vazão da fase contínua  
 Área livre = 20%, N = 7, A = 6 cm,  $Q_d = 10,8 \text{ cm}^3/\text{s}$

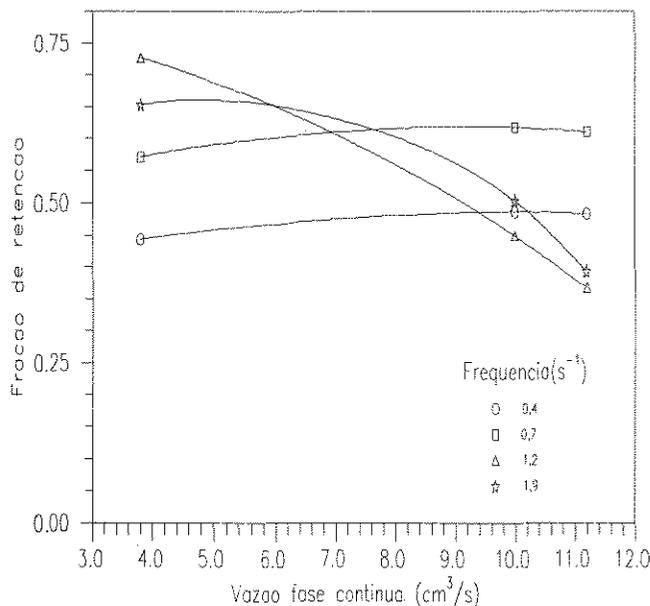


Figura 4.24 - Gráfico fração de retenção vs. vazão da fase contínua  
 Área livre = 20%, N = 7, A = 6 cm, Q<sub>d</sub> = 14,2 cm³/s

Para as condições experimentais representadas nas Figuras 4.21 e 4.22 pode-se afirmar que, praticamente, não existe variação na retenção da fase dispersa, já que as curvas apresentam-se com poucas variações. No entanto, observando-se mais cuidadosamente a Figura 4.22, nota-se uma tendência sistemática ao decréscimo da fração de retenção, à medida que a vazão da fase contínua aumenta. Este comportamento pode ser atribuído à ocorrência de pequeno arraste da fase dispersa devido ao aumento da vazão da fase contínua

Analisando-se os gráficos das Figuras 4.23 e 4.24, nota-se uma mudança de comportamento em relação aos resultados apresentados nas Figuras 4.21 e 4.22. Levando-se em conta que a amplitude sofreu uma variação de 50%, o que implica na elevação da energia de pulsação, observa-se claramente que a explicação recai no mesmo aspecto já abordado, que é supostamente o principal responsável pela redução da fase dispersa, ou seja, o arraste promovido pela excessiva agitação da massa líquida

#### 4.3.5 - ANÁLISE DA INFLUÊNCIA DO NÚMERO DE PRATOS SOBRE A RETENÇÃO DA FASE DISPERSA

O número de pratos pulsantes da coluna é também uma variável de grande importância no estudo da fração de retenção, uma vez que a efetividade da agitação está intrinsicamente ligada à quantidade e à geometria dos pratos utilizados nos experimentos.

A transferência da energia de pulsação à massa líquida é realizada por meio do movimento alternativo dos pratos no interior da coluna. Conforme já citado em itens anteriores, a manifestação da agitação se reflete na formação de gotas da fase dispersa que são contactadas com as da fase contínua. Sabe-se também que o mecanismo de geração de gotas depende, dentre outros fatores, da passagem do líquido através dos furos dos pratos. Assim, é de se esperar que uma maior quantidade de pratos no equipamento aumente significativamente a retenção da fase dispersa, devido à maior eficiência de agitação conferida à massa líquida.

Nas Tabelas 4.1 e 4.2, são comparados os resultados experimentais obtidos para a fração de retenção em colunas com 4 e 7 pratos pulsantes. Estes resultados são referentes a geometrias de coluna com 20% de área livre e amplitude de pulsação de 6,0 cm. Na Tabela 4.1, são mostrados os dados para baixas frequências de pulsação (0,4 e 0,7 s<sup>-1</sup>), enquanto que na Tabela 4.2, para frequências mais elevadas (1,2 e 1,9 s<sup>-1</sup>).

Analisando-se primeiramente os resultados mostrados na Tabela 4.1, observa-se que em todos os experimentos, melhores resultados foram obtidos para as colunas com 7 pratos que nas com 4 pratos. O comportamento é portanto crescente para todos os arranjos analisados, o que permite concluir que para valores de frequências de pulsação mais reduzidos, o aumento do número de pratos eleva significativamente a capacidade da coluna em reter a fase dispersa.

Nos experimentos mostrados na Tabela 4.2, em que utilizou-se frequências de pulsação mais elevadas (1,2 a 1,9 s<sup>-1</sup>), observa-se que a tendência de serem obtidos maiores valores para a fração de retenção nas colunas com 7 pratos, também é verificada. Exceção se faz aos casos em que são utilizadas vazões de fase contínua mais elevadas (11,2 ml/s). Nestes casos o comportamento é invertido, obtendo-se valores de fração de retenção mais elevados nas colunas com 4 pratos. Este comportamento é justificado levando-se em consideração de que o aumento da carga líquida da coluna deve favorecer ao arraste das

gotas de fase dispersa formadas. Este arraste deve ser ainda mais intenso nos casos em que utiliza frequências mais elevadas, devido ao pequeno tamanho de gotas formadas

Tabela 4.1 - Influência do número de pratos na fração de retenção

área livre 20% - amplitude 6,0 cm - frequência 0,2 a 0,7 s<sup>-1</sup>

Vazão água (ml/s)	Vazão butanol (ml/s)	Frequência (s <sup>-1</sup> )	$\phi$ 4 pratos	$\phi$ 7 pratos
3,80	7,30	0,4	0,157	0,224
3,80	8,40	0,4	0,132	0,214
3,80	10,80	0,4	0,143	0,362
3,80	14,20	0,4	0,292	0,444
10,00	7,30	0,4	0,050	0,226
10,00	8,40	0,4	0,116	0,373
10,00	10,80	0,4	0,164	0,405
10,00	14,20	0,4	0,261	0,478
11,20	7,30	0,4	0,059	0,287
11,20	8,40	0,4	0,086	0,218
11,20	10,80	0,4	0,146	0,452
11,20	14,20	0,7	0,313	0,483
3,83	7,30	0,7	0,109	0,378
3,83	8,40	0,7	0,201	0,467
3,83	10,80	0,7	0,240	0,429
3,83	14,20	0,7	0,356	0,571
10,00	7,30	0,7	0,119	0,315
10,00	8,40	0,7	0,168	0,216
10,00	10,80	0,7	0,240	0,462
10,00	14,20	0,7	0,329	0,618
11,20	7,30	0,7	0,094	0,239
11,20	8,40	0,7	0,170	0,227
11,20	10,80	0,7	0,406	0,417
11,20	14,20	0,7	0,347	0,610

Tabela 4.2 - Influência do número de pratos na fração de retenção

área livre 20% - amplitude 6,0 cm - frequência 1,2 a 1,9 s<sup>-1</sup>

Vazão água (ml/s)	Vazão butanol (ml/s)	Frequência (s <sup>-1</sup> )	$\phi$ 4 pratos	$\phi$ 7 pratos
3,80	7,30	1,2	0,219	0,344
3,80	8,40	1,2	0,243	0,489
3,80	10,80	1,2	0,352	0,612
3,80	14,20	1,2	0,583	0,727
10,00	7,30	1,2	0,192	0,286
10,00	8,40	1,2	0,263	0,300
10,00	10,80	1,2	0,427	0,421
10,00	14,20	1,2	0,415	0,679
11,20	7,30	1,2	0,136	0,067
11,20	8,40	1,2	0,247	0,276
11,20	10,80	1,2	0,281	0,246
11,20	14,20	1,2	0,476	0,368
3,83	7,30	1,9	0,185	0,413
3,83	8,40	1,9	0,230	0,444
3,83	10,80	1,9	0,350	0,573
3,83	14,20	1,9	0,620	0,653
10,00	7,30	1,9	0,124	0,372
10,00	8,40	1,9	0,210	0,461
10,00	10,80	1,9	0,306	0,384
10,00	14,20	1,9	0,413	0,503
11,20	7,30	1,9	0,122	0,115
11,20	8,40	1,9	0,316	0,162
11,20	10,80	1,9	0,378	0,325
11,20	14,20	1,9	0,488	0,393

Baseando-se nas justificativas aqui descritas, pode-se concluir que a quantidade de pratos existentes na coluna deve favorecer a retenção da fase dispersa. Porém deve-se salientar que nos casos em que se dispõe de frequências de pulsação e vazões de fase contínua mais elevadas, este comportamento pode vir a ser invertido, devido a ocorrência do fenômeno do arraste da fase dispersa. Este fenômeno já foi descrito nos itens anteriores e deve ser provocado tanto pelo pequeno tamanho de gota de fase dispersa formado, devido a elevada frequência de pulsação utilizada, como pela elevação da carga líquida da coluna, provocada pela vazão de fase contínua elevada.

#### **4.3.6 - ANÁLISE DA INFLUÊNCIA DA ÁREA LIVRE DE ESCOAMENTO SOBRE A RETENÇÃO DA FASE DISPERSA**

A área livre de escoamento dos pratos é uma variável também de caráter geométrico que, de modo análogo ao número de pratos, desempenha um importante papel no mecanismo de agitação da massa líquida e que, conseqüentemente, exerce influência sobre a geração de gotas e a retenção da fase dispersa na coluna.

A natureza do fenômeno de escoamento das fases através dos pratos é bastante complexa, pois, além de ser utilizado o fluxo em contracorrente, deve-se levar em conta o movimento dos pratos em relação ao líquido. A combinação das forças associadas ao movimento do dispositivo de pulsação e ao escoamento das fases forçam a passagem do líquido através das perfurações dos pratos. No momento em que os líquidos atravessam os pratos, ocorre uma intensa dispersão nos estágios da coluna, que é influenciada pelo diâmetro das perfurações dos mesmos. Assim, em condições normais de operação, quanto menor este diâmetro, mais fina tende a ser a dispersão formada.

Nos experimentos referentes a área livre de escoamento foram utilizados dois tipos de configurações de pratos. A primeira configuração constou de pratos com furos de 0,3 cm de diâmetro enquanto que a segunda com furos de 0,9 cm de diâmetro. Estas configurações inclusive já foram descritas com detalhes no capítulo 2 do presente trabalho.

Analisando-se os resultados apresentados na tabela 4.3, observa-se que o aumento na área livre dos pratos de 20 para 38% reflete na diminuição da retenção da fase dispersa. Este comportamento pode ser atribuído à formação de uma dispersão mais grosseira, a medida que a área livre dos pratos é aumentada. Isto deve ocorrer devido ao aumento do

diâmetro dos furos dos pratos, já que sabe-se o aumento do tamanho das gotas da fase dispersa influi na redução da retenção desta fase na coluna.

Tabela 4.3 - Influência da área livre de escoamento na fração de retenção da fase dispersa  
7 pratos - Amplitude 6,0 cm

$Q_c$ (ml/s)	$Q_d$ (ml/s)	$Q_c + Q_d$ (ml/s)	Frequência (s <sup>-1</sup> )	$\phi$ 20%	$\phi$ 38%
3,83	7,30	11,30	0,4	0,224	0,073
10,00	8,40	18,40	0,4	0,370	0,126
10,00	14,20	24,20	0,4	0,487	0,178
11,20	7,30	18,50	0,4	0,287	0,107
11,20	14,20	25,40	0,4	0,483	0,210
3,83	7,30	11,13	0,7	0,378	0,138
10,00	8,40	18,40	0,7	0,216	0,132
10,00	14,20	24,20	0,7	0,616	0,243
11,20	7,30	18,50	0,7	0,239	0,088
11,20	14,20	25,40	0,7	0,610	0,420
3,83	7,30	11,13	1,2	0,344	0,138
10,00	8,40	18,40	1,2	0,300	0,268
10,00	14,20	24,20	1,2	0,679	0,442
11,20	7,30	18,50	1,2	0,067	0,128
11,20	14,20	25,40	1,2	0,368	0,393
3,83	7,30	11,13	1,9	0,413	0,140
10,00	8,40	18,40	1,9	0,461	0,187
10,00	14,20	24,20	1,9	0,503	0,377
11,20	7,30	18,50	1,9	0,115	0,130
11,20	14,20	25,40	1,9	0,393	0,380

Nas situações onde se dispõe de cargas líquidas ( $Q_c + Q_d$ ) mais elevadas (24,2 e 25,4 ml/s) e baixos valores de frequência de pulsação (0,4 e 0,7 s<sup>-1</sup>), observa-se uma redução mais acentuada nos valores da fração de retenção com o aumento da área livre de escoamento. Já para valores de frequências de pulsação mais elevadas, a redução nos

valores da fração de retenção não ocorre tão significativamente. A mais provável explicação para o ocorrido é que o aumento da energia de pulsação deva produzir uma dispersão mais fina, com o fenômeno de geração de gotas se tornando menos sensível à geometria dos pratos. Nestes casos, além da quebra de gotas devido a turbulência na região próxima aos pratos ser mais intensa, adiciona-se também o efeito causado na massa líquida no momento em que ela atravessa as perfurações dos pratos. Estes dois fenômenos devem contribuir para contrabalancear, em parte, o aumento da fração de área livre sobre a fração de retenção.

Assim, de uma maneira geral, com relação à área livre de escoamento dos pratos, os resultados obtidos da fração de retenção apresentaram uma tendência de redução com o aumento da área livre. Este comportamento está portanto em pleno acordo com o que fora anteriormente previsto.

#### 4.4 - ANÁLISE DA VELOCIDADE CARACTERÍSTICA A PARTIR DA VELOCIDADE RELATIVA E DA INUNDAÇÃO

Na seção 4.2.3 do presente capítulo, foi feita uma abordagem sobre a velocidade relativa e a velocidade característica, sendo apresentadas as principais correlações existentes na literatura sobre este assunto. Analisando-se os estudos encontrados, concluiu-se que o modelo proposto por Baird e Shen (1984), (equação 4.37), aplicado ao conceito de velocidade relativa descrito por Dell e Pratt (1951), (equação 4.24), era o que mais se aproximava das condições experimentais utilizadas no presente trabalho. Utilizando-se estes conceitos, obteve-se então a equação 4.37, válida portanto, para colunas com pratos pulsantes, ou seja:

$$\frac{V_d}{\phi} + \frac{V_c}{1-\phi} = V_o \frac{(1-\phi)}{\phi^{1/3}} \quad (4.37)$$

Analisando-se a equação 4.37, observa-se que é necessário o conhecimento das velocidades de escoamento das fases e da fração de retenção da fase dispersa, para a avaliação da velocidade característica. Para a determinação das velocidades de escoamento das fases necessita-se de uma consideração adicional, para que as mesmas possam ser avaliadas. Esta consideração está baseada no fato de se desprezar o fenômeno da

incorporação de material de uma fase na corrente da outra fase, ou seja do arraste da fase dispersa. Utilizando-se esta consideração, as velocidades “ $V_c$  e  $V_d$ ” podem ser calculadas de acordo com a seguinte expressão:

$$V_i = \frac{Q_i}{S} \quad (4.41)$$

A divisão de  $V_i$  pelos termos que envolvem a fração de retenção,  $\phi$ , na equação 4.37, corrige estas velocidades para seus valores reais.

Utilizando-se os valores encontrados das velocidades de escoamento,  $V_c$  e  $V_d$ , através da equação 4.41, e os valores experimentais da fração de retenção,  $\phi$ , determina-se então a velocidade característica,  $V_o$ , para cada experimento através da equação 4.37. Os valores obtidos para este parâmetro, se encontram listados no Apêndice C-2 do presente trabalho.

Uma outra forma de determinação da velocidade característica, pode ser obtida através da aplicação da linearização à equação 4.37. Com a aplicação da linearização, o parâmetro  $V_o$ , seria então a inclinação da curva obtida de um gráfico  $X$  “versus”  $Y$ , onde:

$$X = \frac{1 - \phi}{\phi^{1/3}} \quad (4.42)$$

$$Y = \frac{V_d}{\phi} + \frac{V_c}{1 - \phi} \quad (4.43)$$

A Figura 4.26 representa o resultado do procedimento da linearização aplicado à equação 4.37, englobando todos os experimentos realizados. Os valores de  $X$  e  $Y$  foram calculados através do programa VCARACT, elaborado por Marques (1994) e descrito no Apêndice B-3 do presente trabalho.

Partindo-se do princípio de ter-se aplicado a linearização na equação 4.37, era de se esperar que o comportamento do gráfico da Figura 4.26 fosse mais ou menos linear. No entanto, a Figura apresenta os pontos experimentais distribuídos de tal forma, que observa-se uma clara tendência dos mesmos serem melhor ajustados por uma função exponencial crescente, ou por um polinômio em  $X$  de terceiro grau.

Neste caso,  $V_0$ , pode ainda ser interpretado como sendo a inclinação da curva encontrada, desde que se aplique uma diferenciação, envolvendo  $X$  e  $Y$ , já que a inclinação irá variar de ponto a ponto. Logo  $V_0$  pode ser expresso da seguinte forma:

$$V_0 = \frac{dY}{dX} \quad (4.44)$$

A Figura 4.26 mostra também o ajuste dos pontos experimentais por um polinômio de grau 3, obtido diretamente através do “software” GRAPHER. Este ajuste foi a melhor aproximação dentre uma série de possibilidades estudadas. O polinômio ajustado foi portanto, o seguinte:

$$Y = 0,213X^3 + 0,312X^2 + 0,311X + 1,746 \quad (4.45)$$

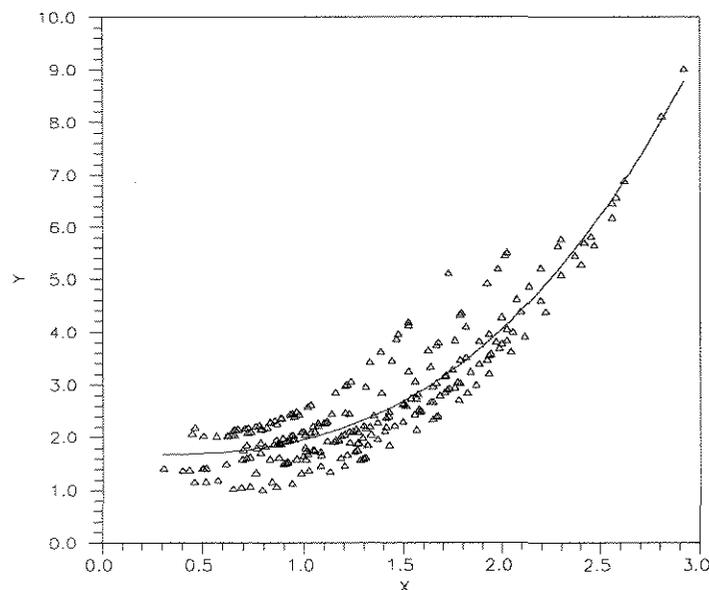


Figura 4.26 - Gráfico da Velocidade Característica  $V_0$ .  
Aproximação polinomial

Aplicando-se a condição dada pela equação 4.44 na equação 4.45, pode-se obter a seguinte expressão para a velocidade característica:

$$V_0(X) = 0,639X^2 + 0,624X - 0,311 \quad (4.46)$$

Esta é, portanto, a equação para o cálculo da velocidade característica em função da fração de retenção da fase dispersa, que está implícita na variável  $X$ .

Segundo Baird e Shen (1984), a velocidade característica é um parâmetro que depende do diâmetro das gotas e das propriedades físicas do sistema líquido utilizado. Desta forma, pode-se interpretar o comportamento não linear apresentado nas Figuras 4.26 em termos da influência dos fenômenos da coalescência das gotas e do arraste da fase dispersa que devem ocorrer no interior da coluna.

Aplicando-se uma regressão linear aos pontos mostrados na Figura 4.26, pode-se ainda, complementando este estudo, obter também um valor médio para a velocidade característica, levando-se em conta todos os experimentos realizados. O resultado encontrado deste procedimento está exposto na Figura 4.27 e a equação que melhor ajusta estes pontos a uma reta é a seguinte:

$$Y = 2,095X - 0,062 \quad (4.47)$$

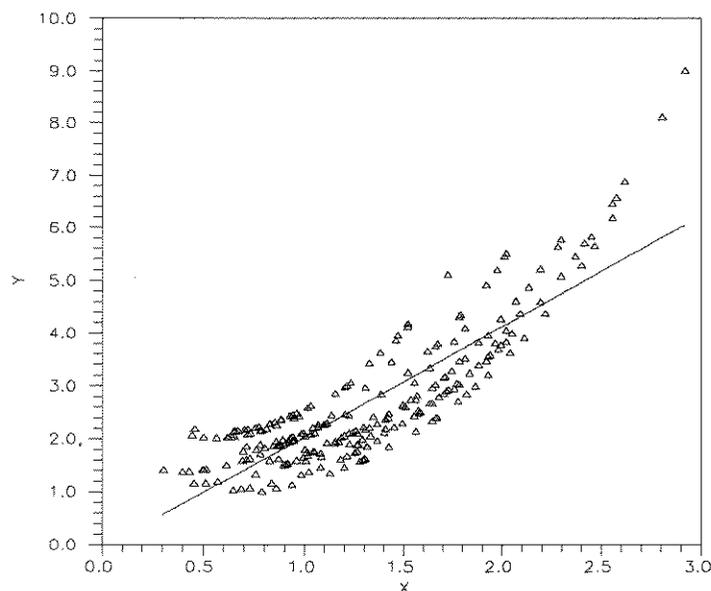


Figura 4.27 - Gráfico da Velocidade Característica  $V_0$  Aproximação Polinomial.

A partir desta última equação, deduz-se que a velocidade característica média,  $\bar{V}_0$ , pode ser obtida pelo coeficiente de  $X$ , que é a própria inclinação da reta. Assim,

$$\bar{V}_0 \cong 2,1 \text{ cm/s}$$

Este resultado está bastante coerente com o que foi apresentado por Baird e Shen (1984), autores do modelo utilizado no presente trabalho. Este modelo foi obtido para o sistema água-querosene, que possui propriedades físicas que se assemelham às do sistema n-butanol-água. Para efeito de ilustração, a Tabela 4.4, a seguir, apresenta uma comparação entre os valores da velocidade característica média, obtido no presente trabalho e o apresentado por Baird e Shen (1984), observando-se os dois sistemas líquidos utilizados.

Tabela 4.4 - comparação dos resultados da velocidade característica média

sistema líquido	$\bar{V}_0$
Querosene-água [Baird e Shen (1984)]	2,12
n-butanol-água [presente trabalho (1995)]	2,10

Analisando-se os dados mostrados na Tabela 4.4, verifica-se grande aproximação entre os resultados obtidos. Isto vem a comprovar a coerência dos resultados encontrados para velocidade característica média no presente trabalho.

A substituição do valor de  $\bar{V}_0$  na equação 4.37 resulta então na seguinte equação:

$$\frac{V_d}{\phi} + \frac{V_c}{1-\phi} = 2,1 \frac{(1-\phi)}{\phi^{1/3}} \quad (4.48)$$

Analisando-se a equação encontrada, pode-se ainda determinar a condição de inundação da coluna, utilizando-se a condição proposta por Thornton (1957), ou seja:

$$\left[ \frac{\partial \mathcal{N}_c}{\partial \phi} \right]_{V_d, V_c} = 0 \quad (4.49)$$

Desta forma, fazendo-se  $T=V_d/V_c$  na equação 4.37, pode-se explicitar  $V_c$  da seguinte forma

$$V_c = \frac{(1-\phi)^2 V_c}{\phi^{1/3}(1-T) + T \cdot \phi^{-1/3}} \quad (4.50)$$

Aplicando-se a condição 4.49 na equação 4.50 e rearranjando-se os termos, chega-se a,

$$\phi_f = \frac{(9T^2 + 54T + 1)^{1/2} - 7T - 1}{10(1-T)} \quad (4.51)$$

onde o índice “ $f$ ” refere-se à condição de inundação da coluna

A última equação possibilita a determinação da fração de retenção da fase dispersa no limiar da inundação total. Para tanto, é necessário, apenas, o conhecimento da razão entre as vazões volumétricas das fases.

É importante salientar que o tratamento da velocidade relativa e da velocidade característica envolve equações de modelagem propostas para outros sistemas líquidos, sob diferentes condições experimentais. Portanto, a validade destas equações, para as condições experimentais nas quais são levantados os dados para o presente trabalho, deve ser testada, o que deve exigir um estudo adicional.

#### **4.5 - MODELAGEM MATEMÁTICA PARA A RETENÇÃO DA FASE DISPERSA**

Na seção anterior foi abordada uma análise sistemática do efeito das variáveis operacionais sobre a fração de retenção da fase dispersa. Essa análise consistiu basicamente na observação das tendências exibidas pela fração de retenção, quando representada em função de cada uma das variáveis operacionais. Além disso, foi feito um estudo sobre a velocidade relativa entre as fases utilizando-se o modelo de Baird e Shen (1984) para a determinação da velocidade característica.

Na presente seção são desenvolvidas correlações empíricas para a fração de retenção, utilizando-se a técnica da análise dimensional. O procedimento utilizado é idêntico ao adotado na seção 3.5, quando tratados os dados de dispersão axial, e consta basicamente da determinação de correlações empíricas que possam expressar a fração de retenção em função dos vários parâmetros avaliados. Os resultados obtidos a partir das correlações empíricas encontradas foram submetidos a uma comparação com aqueles obtidos diretamente através das medidas experimentais e verificado o erro existente entre os dois resultados.

Assim, analisando-se os parâmetros que influenciam diretamente na fração de retenção da fase dispersa,  $\phi$ , pode-se escrever a seguinte relação funcional:

$$\phi = \gamma(L, D, \varepsilon, N, Q_c, Q_d, \mu_c, A, f, \Delta\rho, \nu, g) \quad (4.52)$$

Aplicando-se os conceitos da análise dimensional, são determinados 7 grupos adimensionais, cujos significados físicos são descritos a seguir.

$$\pi_1 = \frac{A \cdot f \cdot L^2}{Q_d} \quad \text{Relação entre o volume pulsado e o volume da fase dispersa}$$

$$\pi_2 = \frac{Q_c}{Q_d} \quad \text{Relação entre as vazões das fases contínua e dispersa}$$

$$\pi_3 = \frac{A \cdot f \cdot \Delta\rho \cdot L}{\mu_c} \quad \text{Número de Reynolds modificado}$$

$$\pi_4 = \frac{(A \cdot f)^2}{g \cdot L} \quad \text{Número de Froude modificado}$$

$$\pi_5 = \frac{(A \cdot f)^2 \cdot \Delta\rho \cdot L}{\nu} \quad \text{Número de Weber}$$

$$\pi_6 = N \quad \text{Número de pratos pulsantes}$$

$$\pi_7 = \varepsilon \quad \text{Área livre de escoamento}$$

Utilizando-se o método da iteração linear, os grupos adimensionais encontrados podem ser relacionados entre si, através da seguinte correlação:

$$\phi = C_1 \cdot [\varepsilon]^{C_2} [N]^{C_3} \left[ \left( \frac{A \cdot f}{Q_d} \right)^{1/2} L \right]^{C_4} \left[ \frac{Q_c}{Q_d} \right]^{C_5} \left[ \frac{A \cdot f \cdot \Delta\rho \cdot L}{\mu_c} \right]^{C_6} \left[ \frac{(A \cdot f)^2}{g \cdot L} \right]^{C_7} \left[ \frac{(A \cdot f)^2 \cdot \Delta\rho \cdot L}{\nu} \right]^{C_8} \quad (4.53)$$

Após uma série de tentativas para obter a melhor maneira de correlacionar os resultados experimentais obtidos na equação 4.53, constatou-se que a melhor alternativa encontrada para proceder o ajuste era a divisão dos resultados encontrados, seguindo-se faixas de operação da vazão da fase dispersa, pois observou-se que, para dados níveis de valores dessa variável, havia uma certa regularidade no comportamento da fração de retenção. Desta forma, os dados foram divididos em dois conjuntos: o primeiro deles construído por todos os resultados experimentais obtidos para vazões da fase dispersa de 7,3 a 8,4 cm<sup>3</sup>/s, e o outro para resultados obtidos para a faixa de vazões entre 10,8 e 14,2 cm<sup>3</sup>/s.

Assim para o conjunto de resultados experimentais correspondente à faixa inferior da vazão da fase dispersa (7,3 a 8,4 cm<sup>3</sup>/s), foi encontrada a seguinte correlação:

$$\phi = 0,997 [\varepsilon]^{-0,00268} [N]^{-0,00041} \left[ \left( \frac{A \cdot f}{Q_d} \right)^{1/2} L \right]^{-0,00148} \left[ \frac{(A \cdot f)^2}{g \cdot L} \right]^{0,22942} \left[ \frac{(A \cdot f)^2 \cdot \Delta\rho \cdot L}{\nu} \right]^{0,00607} \quad (4.54)$$

A Figura 4.28 faz uma comparação entre os valores da fração de retenção obtidos experimentalmente e os calculados a partir da correlação empírica dada pela equação 4.54. Pode-se notar que a grande maioria dos valores da fração de retenção são menores que 0,30, com um erro relativo médio de 39,7%.

Para as vazões da fase dispersa compreendidas entre 10,8 e 14,2 cm<sup>3</sup>/s, utilizando-se o mesmo procedimento adotado para a faixa anterior de vazão da fase dispersa, obteve-se a seguinte expressão:

$$\phi = 0,998 [\varepsilon]^{-0,00151} [N]^{-0,00066} \left[ \left( \frac{A \cdot f}{Q_d} \right)^{1/2} L \right]^{-0,00132} \left[ \frac{(A \cdot f)^2}{g \cdot L} \right]^{0,7207} \left[ \frac{(A \cdot f)^2 \cdot \Delta\rho \cdot L}{\nu} \right]^{0,05118} \quad (4.55)$$

De modo análogo ao caso anterior, a Figura 4.29 faz uma comparação dos resultados experimentais da fração de retenção com os calculados a partir da equação 4.55.

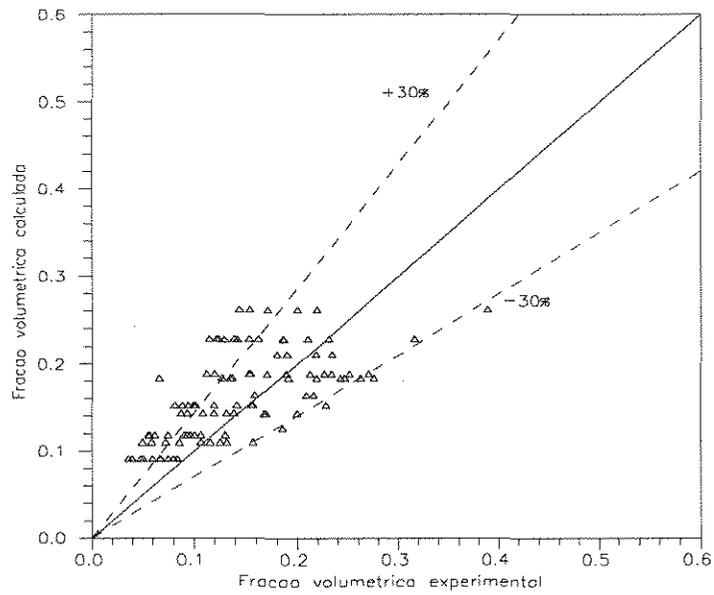


Figura 4.28 - Gráfico da retenção calculada x retenção experimental para  $Q_d = 7.3 - 8.4 \text{ cm}^3/\text{s}$

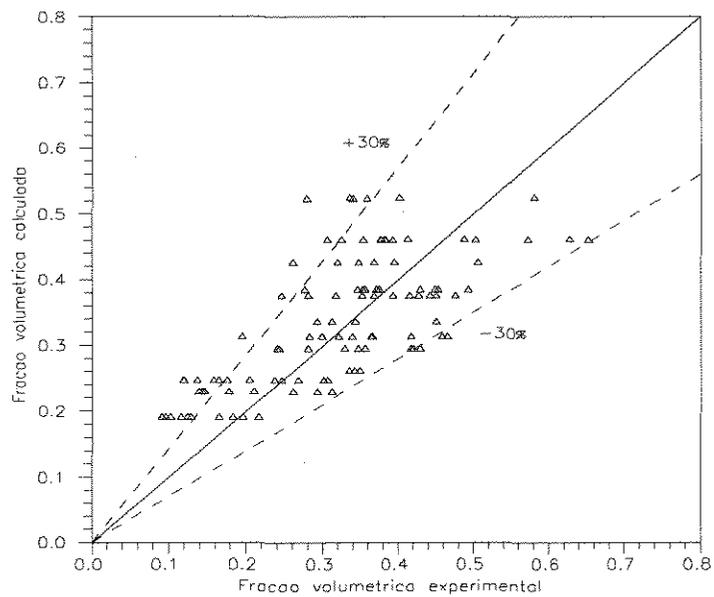


Figura 4.29 - Gráfico da retenção calculada x retenção experimental para  $Q_d = 10.8 - 14.2 \text{ cm}^3/\text{s}$

Do exposto na Figura 4.29, observa-se que os pontos apresentam-se melhor distribuídos em toda a faixa de valores da fração de retenção. Além disso, nota-se também que esta correlação é válida para uma faixa de valores mais ampla da fração de retenção, onde predominam valores deste parâmetro superiores a 0,30; ou seja, a correlação reproduz melhor os valores elevados da fração de retenção. Para efeito de comparação com o caso anterior é importante salientar que o erro relativo médio para esta última correlação foi de 28,1%.

A primeira correlação, definida pela equação 4.54, apresentou portanto, um erro relativo médio maior do que o da segunda. Este comportamento deve ser atribuído à grande irregularidade apresentada pelos resultados experimentais correspondentes à faixa de vazões da fase dispersa situada entre 7,3 e 8,4 cm<sup>3</sup>/s. Já para a faixa de vazões de 10,8 a 14,2 cm<sup>3</sup>/s, a correlação correspondente demonstrou ser mais aproximada na determinação da fração de retenção.

Assim, no estudo da retenção da fase dispersa, apresentado no presente capítulo, em função dos dados experimentais da fração de retenção, foram analisadas as influências de cada parâmetro individualmente. Obteve-se uma correlação empírica para a velocidade característica, uma equação para a inundação da coluna em função de um valor de uma velocidade característica média e, por fim, obteve-se duas equações empíricas para a fração de retenção, observando-se duas faixas distintas de vazão da fase dispersa.

Existem ainda outros parâmetros e estudos que devem ser analisados para uma mais completa avaliação deste tipo de extrator, com relação à retenção da fase dispersa. Porém, estes estudos poderão vir a fazer parte de trabalhos futuros. Sugestões a este respeito estão listadas no capítulo 7 do presente trabalho.

## **CAPÍTULO 5**

### **TRANSFERÊNCIA DE MASSA**

## **5.1 - INTRODUÇÃO**

No presente capítulo é apresentado um outro estudo para o extrator de pratos pulsantes, só que desta vez, além do sistema ser bifásico existe ainda a transferência de massa de um terceiro componente entre as duas correntes. O estudo é baseado nos dados de eficiência de separação obtidos, utilizando-se o sistema líquido n-butanol-ácido acético água. Da mesma forma dos estudos anteriores, foram efetuadas modificações na geometria e na operação da coluna e analisadas as influências de cada um dos parâmetros individualmente, através dos resultados obtidos para a eficiência.

No estudo da influência dos parâmetros também foram levados em conta as conclusões observadas sobre o comportamento de cada um deles nas análises relacionadas com a dispersão axial e a retenção, vistas nos capítulos 3 e 4 respectivamente.

Os dados de eficiência de separação foram obtidos através dos dados de concentração de soluto nas correntes de saída da coluna, extrato e refinado, utilizando-se para isso o modelo proposto por Kawase (1990), onde a eficiência é dada como a fração de recuperação de soluto na corrente de extrato da coluna. Deve-se salientar, no entanto, que toda a descrição do equipamento, assim como todo o procedimento utilizado para a coleta dos dados experimentais, necessários a este estudo, se encontram descritos no capítulo 2 deste trabalho.

Como nos estudos anteriores, uma correlação de modelagem para a transferência de massa é também apresentada no presente capítulo.

## 5.2 - ANÁLISE DA LITERATURA

A maioria dos trabalhos existentes na literatura que tratam da transferência de massa em colunas de extração, normalmente se referem ao desempenho dessas colunas com relação ao transporte de um determinado soluto entre duas correntes, ou fases distintas (contínua e dispersa). Este desempenho, geralmente, é avaliado em função da determinação de alguns coeficientes, cujos significados são de grande importância nos cálculos e projetos de equipamentos de contato contínuo, utilizados nos processos de separação em geral. O coeficiente de transferência de massa,  $k$ , o número de unidades de transferência,  $NUT$ , a altura equivalente de estágios teóricos,  $HETS$ , ou as medidas da eficiência de separação,  $\lambda$ , podem ser citados como os principais parâmetros determinados.

Além dos parâmetros descritos, existem ainda outros, como a fração de retenção e o coeficiente de dispersão axial, que não são envolvidos diretamente nos cálculos de taxas de transferência de massa, pois não são obtidos de experiências com sistemas de três componentes, porém, mesmo assim, também são de grande importância na avaliação de desempenhos de colunas de extração.

A determinação dos parâmetros relacionados com o estudo de transferência de massa, por sua vez, envolve o conhecimento de dados que são obtidos diretamente de experiências realizadas. Dentre estes dados podem ser destacados como principais os seguintes: perfis de concentração de soluto ao longo dos equipamentos, distribuições de tamanhos de gotas e dados de concentração de equilíbrio de sistemas líquidos, sendo todos eles obtidos através da utilização de diversas técnicas, inerentes portanto a cada tipo de experimento que venha a ser adotado.

Com relação às colunas pulsadas, vários autores já publicaram estudos sobre a transferência de massa nestes extratores. Porém, como na dispersão axial e na retenção da fase dispersa, quase todos eles se detiveram às colunas com fluxo pulsado, enquanto que muito pouco tem sido publicado, nos últimos anos, sobre transferência de massa em colunas com pratos pulsantes.

Os trabalhos encontrados normalmente constam da determinação de alguns parâmetros experimentais relacionados com transferência de massa (na maioria das vezes o Número de Unidades de Transferência,  $NUT$  ou a Altura Equivalente dos Estágios Teóricos,  $HETS$ ), estudos das influências destes parâmetros no desempenho das colunas e apresentação de equações empíricas de modelagem para os equipamentos estudados.

Thornton (1957), foi quem primeiro estudou a transferência de massa em colunas pulsadas. Este autor apresentou uma correlação para a determinação das Alturas de Unidades de Transferência, *HTU*, baseado em dados experimentais obtidos de uma coluna com fluxo pulsado, utilizando dois sistemas líquidos diferentes. Este autor partiu da definição de alturas de unidades de transferência descrita por Chilton (1935) em que,

$$HTU = \frac{V_c}{K \cdot a} \quad (5.1)$$

considerou as gotas formadas no interior da coluna como sendo esféricas e detêve-se a uma faixa de operação em que o Número de Reynolds (*Re*) variava entre 20 e 500. Desta forma este autor chegou a seguinte correlação empírica:

$$\left( \frac{HTU}{\frac{\mu^2}{g \cdot \rho_c^2}} \right)^{1/3} = K \left[ \frac{\mu_c \cdot g}{V_0^3 \cdot (1 - \phi)^3 \cdot \rho_c} \right]^{2m/3} \left[ \frac{\Delta \rho}{\rho_c} \right]^{2(m-1)/3} \left[ \frac{V_c^3 \cdot \rho_c}{g \cdot \mu_c \cdot \phi^3} \right]^{1/3} \left[ \frac{V_d}{V_c} \right]^{0.5} \quad (5.2)$$

Nesta equação os termos *K* e *m* foram obtidos experimentalmente enquanto que, segundo o autor, o último grupo da correlação,  $\left( \frac{V_d}{V_c} \right)^{0.5}$ , era o termo que corrigia os efeitos da mistura axial na fase contínua.

O estudo apresentado por Thornton (1957) é ainda bastante citado na literatura atual, como sendo um dos primeiros trabalhos em que foi apresentada uma correlação para o cálculo da Altura de Unidades de Transferência, *HTU*, em colunas pulsadas. Porém a equação proposta, apesar de abranger um número bem razoável de parâmetros experimentais, se refere a transferência de massa em colunas com fluxo pulsado, e não com pratos pulsantes como é o caso da coluna aqui estudada. O efeito da dispersão axial, segundo o autor, é representado pelo termo  $\left( \frac{V_d}{V_c} \right)^{0.5}$  da equação, sem que seja apresentada nenhuma justificativa teórica para este fato. Além disso, para a utilização desta equação, necessita-se de dados da velocidade característica, *V<sub>0</sub>*, e da fração de retenção, *φ*, o que torna a equação proposta mais susceptível a erros.

Smoot et al (1959), através de dados experimentais de transferência de massa obtidos de outros autores, dentre eles Thornton (1957), Newman (1952) e Li (1957), propuseram uma nova correlação para a determinação de  $HTU$  em colunas com fluxo pulsado. A equação encontrada por estes autores foi a seguinte:

$$HTU = 10,4 \frac{V_c^{0,539} D^{0,32} h^{0,68} v^{0,099} \Delta\rho^{1,04}}{D_v^{0,865} \left(\frac{f \cdot A}{\varepsilon}\right)^{0,43} D_h^{0,43} \rho_d^{2,34} \mu_d^{3,27} V_d^{0,64}} \quad (5.3)$$

Além desta equação os autores apresentaram monogramas, onde era possível a determinação dos valores para  $HTU$  graficamente.

A equação proposta por Smoot et al (1959), além de ser uma correlação utilizada para colunas com fluxo pulsado, portanto diferente da utilizada no presente trabalho, não leva em conta a dispersão axial, que segundo Pratt (1973) tem um efeito significativo na transferência de massa entre fases.

Além disso, segundo Logsdail e Slater (1983) a correlação 5.3, apresentada por Smoot et al (1959), é aplicável somente à colunas com pratos de aço, utilizando-se a região de emulsão e que a transferência de massa ocorra sempre de uma fase solvente dispersa para uma fase aquosa contínua.

Smoot e Babb (1962), mediram perfis de concentração ao longo de uma coluna com fluxo pulsado e determinaram valores para  $NTU$ , a partir dos perfis encontrados. Segundo estes autores, existem 3 tipos diferentes de  $NTU$ , que podem ser determinados em colunas de extração. O  $NTU$  verdadeiro,  $NTU$ , o  $NTU$  medido,  $(NTU)_m$  e o  $NTU$  aparente  $(NTU)_{ap}$ .

O Número de Unidades de Transferência Medido,  $(NTU)_m$  segundo os autores é definido por

$$(NTU)_m = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x^* - x} \quad (5.4)$$

sendo  $x_1$  e  $x_2$ , as concentrações de soluto na fase contínua nos pontos limitantes (entrada e saída) do equipamento.

De acordo com a equação 5.4, o  $(NTU)_m$  pode então ser determinado graficamente ou por alguma técnica de integração, desde que seja conhecido o perfil de concentração de

soluto ao longo da coluna e os dados de equilíbrio do sistema ternário. Porém, o uso desta correlação é limitada somente aos casos em que os solventes são totalmente imiscíveis e as soluções relativamente diluídas. Além disso, segundo Smoot e Babb (1962), a expressão 5.4 é baseada no modelo empistonado para ambas as fases, o que também não leva em conta os efeitos causados pela mistura axial existente no interior da coluna.

No mesmo trabalho, Smoot e Babb (1962), mostraram que o Número de Unidades de Transferência Verdadeiro, *NTU*, pode ser calculado a partir de um balanço de massa em uma seção transversal de um elemento de área, *dA*, com altura *dz*, de uma coluna, conforme mostrado na Figura 5.1.

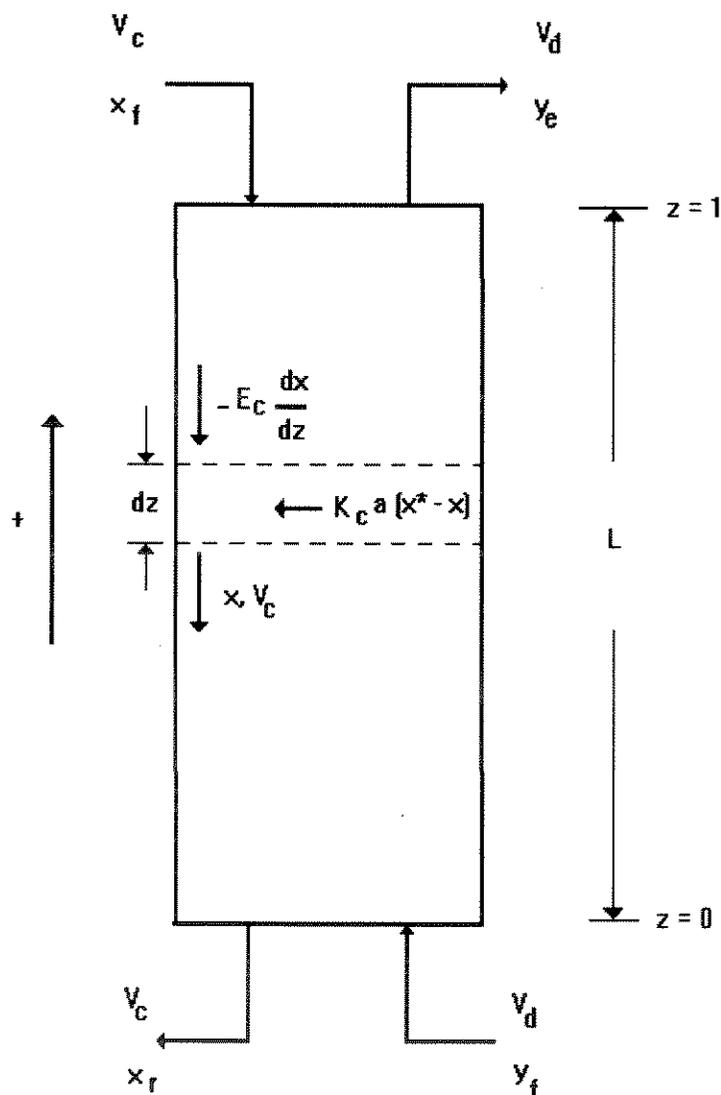


Figura 5.1 - Desenho esquemático da transferência de massa do soluto entre as duas correntes líquidas em uma coluna de contato contínuo.

Do balanço de massa para ambas as fases pode-se chegar, segundo estes autores, nas duas correlações mostradas a seguir:

$$E_c \frac{d^2 x}{dz^2} + V_c \frac{dx}{dz} + K_c \cdot a \cdot (x^* - x) = 0 \quad (5.5)$$

$$E_d \frac{d^2 y}{dz^2} - V_d \frac{dy}{dz} - K_d \cdot a \cdot (x^* - x) \quad (5.6)$$

Para a fase contínua integrando-se a equação 5.5 pode-se obter a seguinte expressão:

$$\frac{K_c \cdot a}{V_c} \int_0^L dz = \int_{x_f}^{x_i} \frac{dx}{x^* - x} + \frac{E_c}{V_c} \int_0^L \frac{1}{1 - x^*} \frac{d^2 x}{dz^2} dz \quad (5.7)$$

que quando comparada com a equação 5.4, toma a seguinte forma:

$$NTU = (NTU)_m + \text{termo de correção} \quad (5.8)$$

A equação 5.8 mostra portanto que, para obter-se valores verdadeiros para o  $NTU$ , deve-se adicionar um termo de correção à equação 5.4. Neste termo, segundo Smoot e Babb (1959), são considerados os efeitos causados pela mistura axial e, para determiná-lo, necessita-se de uma avaliação numérica da derivada segunda,  $d^2 x / dz^2$ . A avaliação deste termo, segundo estes autores, torna-se muito difícil devido a ocorrência de elevados erros experimentais, principalmente no topo da coluna.

Assim, Smoot e Babb (1962) determinaram os valores de  $HTU$  utilizando as equações 5.5 e 5.6, através de procedimentos iterativos, de onde foram obtidos perfis teóricos de concentração para cada valor de  $HTU$  estimado. Comparando-se os perfis teóricos encontrados e os perfis experimentais foram determinados os valores do  $HTU$  neste trabalho.

Através de modelagem matemática, os autores apresentaram a seguinte correlação empírica para o cálculo do  $HTU$ .

$$\frac{HTU}{h} = 504 \left[ \frac{f \cdot A \cdot D_h \cdot \rho_d}{V_d} \right]^{-0,40} \left[ \frac{V_c}{f \cdot A} \right]^{0,43} \left[ \frac{V_c}{V_d} \right]^{0,56} \left[ \frac{D_h}{h} \right]^{0,62} \quad (5.9)$$

sendo  $HTU = NTU \cdot L$

O estudo apresentado por Smoot e Babb (1962), é bem interessante, já que nele é mostrado um método mais preciso para a avaliação da transferência de massa em colunas pulsadas. Porém a análise realizada por estes autores também se refere a uma coluna com fluxo pulsado. Apesar disso, não deixa de ser uma perspectiva interessante, a determinação de  $NTU$ , em colunas com pratos pulsantes, utilizando-se o método proposto neste trabalho.

Os trabalhos descritos até agora, tratam todos de estudos de transferência de massa em colunas com fluxo pulsado, através de resultados e correlações empíricas encontradas para o cálculo das Alturas de Unidades de Transferência. Porém, a literatura cita outros autores como Landau et al (1964), Prochazka et al (1965) e Lo e Karr (1972), que desenvolveram seus estudos, utilizando colunas com pratos pulsantes. Todos estes se basearam na correlação proposta por Treybal (1959), em que a eficiência global,  $\lambda$ , é descrita pela relação entre a carga total introduzida na coluna e a Altura Equivalente dos Estágios Teóricos,  $HETS$ , existentes, ou seja:

$$\lambda = \frac{V_c + V_d}{HETS} \quad (5.10)$$

As influências dos parâmetros geométricos e operacionais, também foram analisadas nestes trabalhos, só que desta vez, com relação a  $HETS$  e não a  $HTU$ , como nos anteriores.

Entretanto, sabe-se que o cálculo dos valores das Alturas dos Estágios Teóricos,  $HETS$ , está relacionado com o Número Equivalente de Estágios Teóricos,  $NETS$ , através da seguinte correlação:

$$HETS = \frac{L}{NETS} \quad (5.11)$$

Isto faz com que seja necessário o conhecimento dos valores do *NETS*, para se obter dados de eficiência de separação mediante a utilização da equação 5.10. Porém, sabe-se da literatura, que os métodos normalmente empregados na determinação deste parâmetro, são gráficos, que nem sempre são muito precisos.

Um outro detalhe, com relação aos estudos apresentados por estes últimos autores, é que em nenhum deles são mostradas correlações de modelagem, que possam ser comparadas com as apresentadas nas outras publicações, referentes às colunas com fluxo pulsado.

Tojo et al (1975), também desenvolveram estudos de transferência de massa em uma coluna com pratos pulsantes. Estes autores encontraram valores para o produto,  $K_c \cdot a_v$ , identificado como o coeficiente de capacidade de transferência de massa, utilizando o sistema MIBK-ácido acético-água, e chegaram a seguinte correlação.

$$K_c \cdot a_v = \frac{V_c}{L} \frac{1}{1-F} \ln \frac{X_s \cdot F - 1}{X_s - 1} \quad (5.12)$$

A concentração adimensional de soluto na saída do extrator,  $X_s$ , para a fase contínua, foi definida, por estes autores, da seguinte forma:

$$X_s = \frac{m \cdot x_s}{y_s} \quad (5.13)$$

enquanto que  $F$ , o fator de extração dado por

$$F = \frac{V_c}{m \cdot V_d} \quad (5.14)$$

Com a utilização destas equações, os autores analisaram os efeitos causados pelas variações das vazões de alimentação e da velocidade de pulsação, na transferência de massa.

O estudo apresentado por Tojo et al (1975) é de grande importância para a análise aqui apresentada, principalmente porque além deste trabalho se tratar de um estudo em uma coluna com pratos pulsantes estes autores apresentaram uma correlação para a determinação do coeficiente de capacidade de transferência de massa, portanto diferente

dos apresentados nos demais outros que são todos baseados em cálculos de valores para *HETS* ou *HTU*.

Como restrição a este trabalho, vale-se salientar que a equação 5.12 foi obtida com a condição do escoamento ser empistonado, ou seja, não levando em conta os efeitos da mistura axial. Além disso, esta equação só pode ser utilizada nos casos em que os dados de equilíbrio do sistema líquido utilizado podem ser representados por uma linha reta, o que certamente a impossibilita de ser utilizada para operações com vários outros tipos de sistemas líquidos.

Apesar das restrições citadas quanto a equação utilizada no estudo apresentado por Tojo et al (1975), não deixa de ser uma alternativa a utilização da equação 5.12 aos dados de concentração obtidos em futuros trabalhos.

Tojo et al (1980), estudaram a transferência de massa em uma coluna com pratos pulsantes, só que os pratos eram compactos e alternados entre si, por anéis circulares. O equipamento utilizado por estes autores, conhecido por MVDC (“Multistage Vibrating Disk Column”), já foi descrito com mais detalhes no capítulo 3 do presente trabalho. Os autores utilizaram neste trabalho o sistema líquido MIBK-acido acético-água e a eficiência de separação,  $\lambda$ , foi medida seguindo-se o mesmo procedimento adotado por Landau et al (1964), Prochazka et al (1965) e Lo e Karr (1972). Ou seja, através da utilização da correlação 5.10, proposta por Treybal (1959), em que a eficiência de separação,  $\lambda$ , é dada pela razão entre a carga total introduzida na coluna e a Altura Equivalente dos Estágios Teóricos, *HETS*, encontrada. A diferença básica deste trabalho com relação aos outros, para colunas com pratos pulsantes, é no que diz respeito ao cálculo dos valores das *HETS*, que neste foi determinado através da seguinte correlação,

$$HETS = \frac{V_c}{K_c \cdot a} \frac{\ln F}{F - 1} \quad (5.15)$$

portanto diferente da equação 5.11, utilizada pelos outros autores.

Assim, Tojo et al (1980), mediram a eficiência de separação em função dos valores obtidos para *HETS*, através das equações citadas e constataram que o extrator por eles utilizado (MVDC) apresentava um melhor desempenho, quando comparados os seus resultados com os encontrados por Karr (1959), utilizando também uma coluna com pratos pulsantes.

No trabalho publicado por Tojo et al (1980), foi proposto um novo modelo de coluna com pratos pulsantes. O estudo de transferência de massa realizado neste trabalho, está relacionado com a análise obtida para a Altura Equivalente de Estágios Teóricos, através da equação 5.14. Nesta equação, o cálculo do termo  $K_c$  é baseado na Teoria de Renovação da Superfície e a área interfacial de contato,  $a$ , calculada através da correlação 5.16, com a condição das gotas formadas serem esféricas.

$$a = \frac{6 \cdot \phi}{d_{vs}} \quad (5.16)$$

A equação 5.14 utilizada para o cálculo da *HETS*, é idêntica a utilizada por estes mesmos autores, em outro trabalho [Tojo et al (1975)], e por isso, não devem ter sido considerados os efeitos da mistura axial que acontece no interior da coluna. Além disso, a consideração de que as linhas de operação e de equilíbrio serem retas, também é uma restrição utilizada na equação. Uma análise mais aprofundada da equação 5.14 não pôde ser apresentada no presente trabalho, já que os autores, em nenhum dos dois trabalhos, mostraram a origem da equação utilizada.

Chen e Liu (1992), utilizando o sistema querosene-ácido benzóico-água mediram o coeficiente global de transferência de massa, identificado neste trabalho pelo termo,  $K_c \cdot a$ , em uma coluna com fluxo pulsado, através da média logarítmica das diferenças de concentrações de saída, considerando as linhas de operação e de equilíbrio como retas e desprezando os efeitos da mistura axial.

Baird et al (1992), estudaram a transferência de massa em uma coluna com pratos pulsantes, através da análise dos dados de concentração de soluto obtidos em três pontos distintos da coluna, para dois sistemas líquidos diferentes. O tipo de coluna estudada por estes autores, apresenta como característica principal o fato da distribuição dos pratos pulsantes ser alternada e, portanto, diferente das configurações de colunas com pratos pulsantes encontrados na literatura.

Valores para *NTU* foram determinados neste trabalho, de duas formas diferentes. A primeira baseada na equação descrita por Treybal (1980), na condição em que os dados de equilíbrio dos sistemas líquidos utilizados eram representados por retas. Esta equação foi descrita da seguinte forma:

$$NTU = \ln \left[ \frac{\frac{x_f - x_e^*}{x_e - x_e^*}}{\left(1 - \frac{1}{F}\right) + \frac{1}{F}} \right] \quad (5.17)$$

Na segunda, para os sistemas em que os dados de equilíbrio não eram representados por retas, através da mesma equação utilizada por Smoot e Babb (1962) (equação 5.4), em colunas com fluxo pulsado. Ou seja:

$$NTU)_m = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x^* - x} \quad (5.4)$$

Para ambas as correlações descritas nos trabalhos apresentado por Baird et al (1992), não são levados em conta os efeitos causados pela mistura axial nos valores encontrados para *HTU*. Ou seja, o modelo empistonado é considerado. Porém, em uma outra análise, no mesmo trabalho, os autores corrigem os dados de *HTU*, através do modelo descrito por Pratt (1975), e constatam que a mistura axial tem um efeito significativo nos cálculos deste parâmetro.

O modelo proposto por Pratt (1975), também é utilizado somente para sistemas líquidos em que os dados de equilíbrio são expressos por funções lineares. Nele são empregadas as mesmas equações de balanço de massa, equações 5.5 e 5.6, utilizadas por Smoot e Babb (1962), no cálculo de *HTU*. A diferença básica deste trabalho, com relação aos dois outros, consta da utilização de dados experimentais dos coeficientes de dispersão axial para ambas as fases, nas equações empregadas. Com isso, são corrigidos os efeitos causados pela mistura axial na transferência de massa.

O método proposto por Pratt (1975) portanto, deve produzir resultados bem mais precisos que os citados anteriormente, para o cálculo de transferência de massa tanto nas colunas pulsadas com nas colunas de extração em geral. Porém, como restrições principais quanto a utilização deste método podem ser citadas a necessidade da disponibilidade dos dados experimentais dos coeficientes de dispersão axial em ambas as fases e o sistema de equilíbrio ter que ser representado por uma função linear.

Com relação aos dados de equilíbrio do sistema ser representado por uma função linear, desde que se possa escolher o sistema a ser empregado, este fato pode não

apresentar problemas quanto a utilização do modelo. Porém com relação a necessidade da disponibilidade dos dados experimentais dos coeficientes de dispersão axial para as fases contínua e dispersa, os procedimentos encontrados na literatura para a obtenção destes dados envolve sempre uma margem de erro bastante elevada, já que nas técnicas adotadas, necessita-se dos dados de concentrações de soluto nas duas fases distintas.

Vale salientar que no capítulo 3 do presente trabalho, determinou-se o coeficiente de dispersão axial na avaliação do desempenho da coluna com relação à mistura axial. Porém neste estudo, utilizou-se somente uma fase em escoamento (fase contínua). A técnica experimental envolvida no processo foi baseada em perfis de concentração para um escoamento monofásico, sendo portanto bem mais simples que as utilizadas nos escoamentos bifásicos. Isto permite então uma maior precisão nos resultados obtidos para este estudo.

Todos os trabalhos analisados até o presente, constaram basicamente de métodos que avaliam a transferência de massa de um soluto entre duas fases distintas, para colunas de extração pulsadas. Porém existem na literatura, outros métodos para o cálculo da eficiência,  $\lambda$ , bem mais simples que os anteriores, que também pode ser analisados neste trabalho.

A correlação adotada por Murphree (1925), por exemplo, define a eficiência de separação,  $\lambda$ , através de uma relação em que são comparadas as frações de soluto, de entrada e saída, para uma determinada fase, com as composições de equilíbrio do sistema utilizado. Utilizando-se a nomenclatura adotada na Figura 5.1 deste capítulo, o modelo proposto por Murphree (1925) pode ser expresso da seguinte forma:

$$\lambda = \frac{x_f - x_r}{x_f - x_r^*} \quad \text{ou} \quad \lambda = \frac{y_e - y_f}{y_e^* - y_f} \quad (5.18)$$

Assim, quanto mais próximas das concentrações de equilíbrio forem as concentrações de saída (de extrato ou de refinado), melhores valores de eficiência são obtidos para a operação.

Uma outra correlação existente na literatura para eficiência de separação, e que também pode ser utilizada é a proposta por Kawase (1990). Esta correlação é bem mais simples que a anterior, já que, para a sua utilização, não são necessários os dados de equilíbrio do sistema líquido.

Utilizando-se também a Figura 5.1, a equação proposta por Kawase (1990) pode ser descrita da seguinte forma:

$$\lambda = \frac{x_f - y_r}{x_f} \quad (5.19)$$

sendo a eficiência,  $\lambda$ , interpretada como sendo a fração de recuperação de soluto na corrente de extrato.

Com relação aos dois últimos trabalhos analisados, verifica-se que em ambos são apresentados métodos para o cálculo da eficiência de separação bem mais simples que os anteriormente mostrados. O método proposto por Kawase (1989), além de ser mais recente, parece ser mais fácil de ser utilizado que o proposto por Murphree (1925), já que nele não são necessários os dados de equilíbrio do sistema líquido para a sua aplicação, dependendo somente das concentrações do soluto nas correntes de alimentação.

Finalmente, com relação à eficiência de separação em colunas de extração, pode-se citar ainda o trabalho publicado por Coimbra (1990). Neste trabalho, a autora comparou os dados de eficiência obtidos através das duas últimas correlações citadas (5.18 e 5.19), na extração do ácido láctico, utilizando um extrator de discos rotativos, e mostrou que os valores da eficiência obtidos através da correlação proposta por Kawase (1989), eram bem mais precisos que os obtidos com a utilização da correlação proposta por Murphree (1925)

A comparação apresentada por Coimbra (1990), pode vir portanto confirmar a precisão do modelo proposto por Kawase (1989), nas medidas dos dados da eficiência de separação em colunas de extração.

Diante da análise dos estudos sobre transferência de massa em coluna pulsadas encontrados na literatura aqui descrita, faz-se necessário a apresentação de algumas conclusões obtidas com respeito a este assunto, sendo elas:

1 - Da mesma forma que nos estudos apresentados nos capítulos 3 e 4 do presente trabalho, sobre dispersão axial e retenção da fase dispersa, a maioria dos trabalhos publicados na literatura, referentes a transferência de massa, dizem respeito à colunas com fluxo pulsado, enquanto que poucos autores se detiveram ao estudo das colunas com pratos pulsantes.

2 - Os estudos normalmente constam da determinação de dados de eficiência de separação,  $\lambda$ , das Alturas das Unidades de Transferência, *HTU*, das Alturas Equivalentes dos Estágios Teóricos, *HETS*, ou das constantes de transferência de massa, *K*. Esses dados são obtidos

através de medidas experimentais referentes a concentrações das entradas e saídas, perfis das concentrações ao longo de colunas, diâmetros médios de gotas e frações de retenção em fase dispersa. Com isso, são analisadas as influências dos parâmetros geométricos e operacionais, e apresentadas correlações de modelagem.

3 - Em alguns trabalhos utilizando-se colunas com pratos pulsantes, os valores da eficiência de separação,  $\lambda$ , são obtidos através dos cálculos de *HETS*. Estes dados, por sua vez, estão relacionados com os valores encontrados para o Número Equivalente de Estágios Teóricos, *NETS*, que são determinados através de procedimentos gráficos.

4 - Nos trabalhos em que os autores apresentam métodos para a determinação de *HTU*, em colunas com pratos pulsantes, não são levados em consideração os efeitos causados pela mistura axial. Além disso, os métodos utilizados são válidos somente para os casos em que os dados de equilíbrio do sistema líquido utilizado, pode ser representado por funções lineares.

5 - O método descrito no trabalho apresentado por Baird et al (1992), destaca-se como um dos mais interessantes com relação ao equipamento estudado na presente pesquisa. Este método, além de se tratar da análise da eficiência em uma coluna com pratos pulsantes, também leva em conta os efeitos causados pela mistura axial. Porém, além das restrições quanto a distribuição dos pratos no interior da coluna ser diferente da utilizada no presente trabalho, e dos dados de equilíbrio do sistema utilizado ser descrito por uma função linear, o método proposto pelos autores necessita dos dados de dispersão axial, para as duas fases. A avaliação destes dados normalmente, envolve uma margem de erro elevada e, por esta razão, não foi realizada no presente trabalho.

6 - Existem ainda outros métodos para a avaliação da transferência de massa em colunas pulsadas, com os que foram utilizados por Smoot e Babb (1962), para colunas com fluxo pulsado na determinação de *HTU*, e o proposto por Tojo et al (1975), para colunas com pratos pulsantes na determinação do coeficiente de capacidade de transferência de massa. Só que a utilização destes dois métodos envolve um estudo bem mais complexo que o apresentado por Kawase (1990) e Murphree (1925), sendo portanto necessário uma investigação mais detalhada destes dois métodos que poderá vir a ser objeto de futuros trabalhos nesta área.

7 - Diante das várias conclusões obtidas, com a análise dos estudos de transferência de massa existentes na literatura, a proposta do presente trabalho é realizar um estudo, com respeito a transferência de massa, em uma coluna de extração com pratos pulsantes,

utilizando para isso, o sistema líquido n-butanol-ácido acético-água, cujas propriedades físicas, assim como os dados de interesse são bem conhecidos da literatura. Este estudo se baseia nos dados de eficiência de separação,  $\lambda$ , obtidos por meio da correlação proposta por Kawase (1990). Da mesma forma que nos estudos vistos nos capítulos anteriores, são analisadas as influências dos parâmetros, geométricos e operacionais, no desempenho da coluna, através dos dados de eficiência encontrados, e uma correlação de modelagem para  $\lambda$ , é proposta.

### **5.3 - ANÁLISE E INTERPRETAÇÃO DOS RESULTADOS EXPERIMENTAIS REFERENTES À TRANSFERÊNCIA DE MASSA**

#### **5.3.1 - INTRODUÇÃO**

A interpretação dos resultados experimentais de transferência de massa, apresentada na presente seção, foi baseada na análise dos valores encontrados para a eficiência de separação,  $\lambda$ , observando-se o efeito provocado pelas modificações introduzidas na operação e na geometria da coluna. Os valores de  $\lambda$  foram calculados seguindo-se o modelo adotado por Kawase (1990), já descrito na seção anterior. Deve-se ressaltar que neste estudo também foi testado o método proposto por Murphree (1925), para o cálculo da eficiência entretanto, para a faixa de valores de concentração de alimentação, utilizada no presente trabalho, a correlação proposta por Murphree (1925) (equação 5.12), apresentou grande sensibilidade com relação às variações nos valores das concentrações. Ou seja, pequenas faixas de erro nas concentrações de soluto, o que é perfeitamente admissível, em função da técnica experimental empregada, repercutiam em variações muito elevadas nos valores encontrados para  $\lambda$ . Este fato tornou-se assim mais uma justificativa para a utilização do modelo proposto por Kawase (1990) nos cálculos da eficiência.

As variações operacionais utilizadas neste estudo constaram de modificações na vazão da fase contínua (3,8 e 11,2 ml/s), na frequência de pulsação (0,4 e 1,2 s<sup>-1</sup>) e na amplitude (4,0 e 6,0 cm), sendo mantida fixa a vazão de alimentação da fase dispersa em 7,3 ml/s.

As variações introduzidas nos parâmetros geométricos foram feitas no número de pratos pulsantes e na área livre de escoamento. Foram realizados experimentos adotando-se

geometrias de coluna com 4 e 7 pratos e áreas livres de escoamento de 20 e 38%, sendo que para as colunas com 4 pratos só foi utilizada a área livre de 20%. Isto deveu-se ao fato de já ter sido constatado, nos estudos anteriores (dispersão axial e retenção da fase dispersa), que melhores resultados de mistura, para as colunas com 4 pratos serem obtidos para áreas livres de escoamento de 20%. No Apêndice C do presente trabalho, estão listados todos os dados experimentais obtidos para transferência de massa que foram utilizados nesta análise.

Adotando-se o mesmo procedimento utilizado nos capítulos anteriores, a seguir serão descritas as influências de cada uma das variáveis estudadas na eficiência de separação, tomando-se como base tabelas de dados onde estão relacionados a eficiência de separação,  $\lambda$ , com o parâmetro selecionado.

### 5.3.2 - INFLUÊNCIA DA FREQUÊNCIA DE PULSAÇÃO

O estudo da influência da frequência de pulsação na transferência de massa é apresentado na presente seção, através da análise dos dados mostrados na Tabela 5.1, onde são mostradas as variações da eficiência,  $\lambda$ , com a frequência. Observa-se também nesta tabela, os efeitos causados devido às alterações introduzidas nos demais parâmetros analisados tais com a área livre de escoamento, o número de pratos, a amplitude de pulsação e a vazão da fase contínua.

Observando-se os resultados apresentados na tabela verifica-se primeiramente, na maioria deles, uma tendência de crescimento da eficiência com a frequência o que de fato já era esperado tendo-se em vista os resultados obtidos nos estudos de dispersão axial e retenção. Esta tendência é justificada em função de que nos experimentos com frequências mais elevadas deve ocorrer uma maior intensidade de quebra de gotas no interior da coluna, e facilitar o transporte de soluto entre as duas fases, devido ao aumento da área interfacial de contato.

Analisando-se os resultados, quando utilizadas áreas livres de 38%, percebe-se uma tendência de ocorrência de pontos de máximo para valores intermediários da frequência de pulsação. Ou seja, valores de eficiência mais elevados obtidos para a frequência de  $0,4 \text{ s}^{-1}$ . Enquanto que nos casos em que a área livre é de 20%, os comportamentos apresentados pelos pontos mostram um crescimento proporcional da eficiência com a frequência de pulsação.

Tabela 5.1 - Influência da frequência de pulsação na eficiência

n.pratos	área livre %	$Q_c$ ml/s	amplitude cm	$\lambda_{0,0}$	$\lambda_{0,4}$	$\lambda_{1,2}$
7	38	3,80	4,0	0,20	0,369	0,390
7	38	11,20	4,0	0,22	0,313	0,250
7	38	3,80	6,0	0,20	0,837	0,144
7	38	11,20	6,0	0,22	0,720	0,694
7	20	3,80	4,0	0,32	0,367	0,472
7	20	11,20	4,0	0,59	0,720	0,887
7	20	3,80	6,0	0,32	0,412	0,538
7	20	11,20	6,0	0,59	0,800	0,813
4	20	3,80	4,0	0,39	0,459	0,531
4	20	11,20	4,0	0,74	0,773	0,853
4	20	3,80	6,0	0,39	0,380	0,400
4	20	11,20	6,0	0,74	0,780	0,849

$\lambda_{0,0}$  - eficiência para frequência de  $0,0 \text{ s}^{-1}$

$\lambda_{0,4}$  - eficiência para frequência de  $0,4 \text{ s}^{-1}$

$\lambda_{1,2}$  - eficiência para frequência de  $1,2 \text{ s}^{-1}$

O comportamento dos resultados apresentados na Tabela 5.1, com relação à área livre de 38% também vêm a confirmar o que já tinha sido observado nos estudos da dispersão axial e da retenção, vistos nos capítulos 3 e 4 respectivamente. Ou seja, a existência de uma frequência de pulsação, de onde, a partir dela, as gotas da fase dispersa tornam-se muito pequenas, sendo mais facilmente ou mais rapidamente, conduzidas por todo o comprimento da coluna, sem haver no entanto, o contato necessário entre as fases presentes para uma boa transferência de massa. Este comportamento deve também ter sido influenciado pela quantidade de pratos existentes na coluna, já que com uma maior área livre, mais facilmente as gotas escoam entre os pratos reduzindo assim o tempo de contato entre as fases, e com uma maior quantidade de pratos na coluna, mais facilitado é o transporte. Estes dois fenômenos devem então contribuir para que o contato entre as fases presentes seja reduzido, baixando assim os valores da eficiência nos casos de frequência de  $1,2 \text{ s}^{-1}$ .

### 5.3.3 - INFLUÊNCIA DA AMPLITUDE DE PULSAÇÃO

Como já visto nos capítulos anteriores, o estudo da influência da amplitude de pulsação está bem relacionado com o da frequência, já que o produto,  $A.f$ , conhecido como velocidade de pulsação, é um parâmetro de grande importância nos estudos de desempenhos de extratores pulsados. Na presente seção esta influência é percebida através da análise dos dados mostrados na Tabela 5.2.

Analisando-se os dados apresentados na tabela, observa-se dois comportamentos distintos, quanto tratadas as colunas com 7 e com 4 pratos respectivamente.

Tabela 5.2 - influência da amplitude de pulsação na eficiência

n.pratos	f s <sup>-1</sup>	área livre %	Q <sub>c</sub> ml/s	$\lambda_{0,0}$	$\lambda_{4,0}$	$\lambda_{6,0}$
7	0,4	38	3,80	0,20	0,369	0,381
7	0,4	38	11,20	0,22	0,313	0,720
7	1,2	38	3,80	0,20	0,390	0,338
7	1,2	38	11,20	0,22	0,250	0,694
7	0,4	20	3,80	0,32	0,367	0,412
7	0,4	20	11,20	0,59	0,720	0,800
7	1,2	20	3,80	0,32	0,472	0,538
7	1,2	20	11,20	0,59	0,887	0,813
4	0,4	20	3,80	0,39	0,459	0,380
4	0,4	20	11,20	0,74	0,773	0,780
4	1,2	20	3,80	0,39	0,531	0,400
4	1,2	20	11,20	0,74	0,853	0,849

$\lambda_{0,0}$  - eficiência para amplitude de 0,0 cm

$\lambda_{4,0}$  - eficiência para amplitude de 4,0 cm

$\lambda_{6,0}$  - eficiência para amplitude de 6,0 cm

Nas colunas com 7 pratos verifica-se novamente o mesmo comportamento observado na análise da amplitude com relação a retenção da fase dispersa, visto na seção 5.3.2. Ou seja, constata-se, nestes casos, uma tendência de crescimento da eficiência com o aumento da amplitude. Este crescimento é justificado pelo aumento do caminho percorrido pelos pratos, no movimento de pulsação, que deve proporcionar uma maior agitação e

maior mistura entre as fases presentes na coluna. Porém, ainda com relação às colunas com 7 pratos, em alguns casos de frequências ou vazões de fase contínua mais elevadas ( $1,2 \text{ s}^{-1}$  e  $11,2 \text{ ml/s}$ , respectivamente), a eficiência tende a decrescer. Este fenômeno deve estar associado, muito provavelmente, ao arraste da fase dispersa pela base da coluna e foi também constatado no estudo da influência da amplitude na retenção da fase dispersa

Nas colunas em que foram utilizados 4 pratos, em quase todos os casos observa-se também o fenômeno já constatado na análise da retenção. Ou seja, com exceção do caso da frequência de  $0,4 \text{ s}^{-1}$  e vazão  $11,2 \text{ ml/s}$ , uma tendência de crescimento, e posterior decrescimento. Este fenômeno também é justificado com base na ocorrência do arraste da fase dispersa pela fase contínua.

O comportamento de arraste apresentado desta vez é um pouco diferente do descrito na seção anterior, quando tratadas as colunas com 38% de área livre. Na seção anterior o arraste foi processado pelo topo da coluna devido a área livre dos pratos ser mais elevada e a coluna possuir um maior número de pratos pulsantes. Já o arraste, verificado nesta seção, para as colunas com 4 pratos deve ocorrer na base da coluna devido tanto a quantidade de pratos não ser suficiente para o transporte, como a área livre reduzida fazer com que as gotas não ascendam na coluna.

Nesta análise pode-se então concluir que normalmente se obtém maiores valores de eficiência de separação em experiências com amplitudes de pulsação mais elevadas. Apesar de que deve-se levar em conta a existência de faixas de energia de agitação que, acima das quais, os níveis de eficiência tendem ao decrescimento. Estas faixas estão relacionadas a frequência, a amplitude e ao número de pratos, entre outros.

Estudos para a determinação destas faixas de agitação, assim como a determinação de correlações empíricas que possibilitem a obtenção de valores para estes dados, são também de importância no estudo do desempenho do equipamento e sugere-se que venha a ser objeto de pesquisas futuras.

#### **5.3.4 - INFLUÊNCIA DO NÚMERO DE PRATOS PULSANTES**

Conforme descrito no início do presente capítulo, nas colunas com 4 pratos pulsantes, só foi utilizada a área livre de escoamento de 20%. Portanto o número de dados experimentais existentes nesta análise é mais reduzida que nas outras análises, sem entretanto haver prejuízo quanto a qualidade do estudo.

Seguindo-se o mesmo modelo de apresentação, já adotado nas seções anteriores, a Tabela 5.3 da presente seção, relaciona os dados de eficiência com a quantidade de pratos pulsantes existentes na coluna.

Esta avaliação é bem semelhante a já feita para a amplitude e a frequência de pulsação vistas nas seções anteriores, já que a dimensão do caminho percorrido pelos pratos e a quantidade de pratos presentes são fatores que estão intrinsicamente ligados ao tratamento da agitação da coluna.

Assim, conforme já esperado, em função das análises anteriores, observa-se a existência de dois grupos de dados distintos. Um grupo para amplitudes na faixa de 0,0 a 4,0 cm e um outro para a amplitude de 6,0 cm. Nos casos de experiências com colunas com amplitudes de 0,0 a 4,0 cm, melhores resultados foram obtidos nas colunas com 4 pratos que nas com 7 pratos. Exceção sendo feita para o caso dos dados com vazão de 11,2 ml/s e a frequência de 1,2 s<sup>-1</sup>. Enquanto que nos casos de experiências com amplitudes de 6,0 cm melhores resultados foram obtidos para colunas com 7 pratos. Exceção novamente sendo feita no caso da vazão de 11,2 ml/s e frequência de 1,2 s<sup>-1</sup>.

Tabela 5.3 - Influência da quantidade de pratos na eficiência

área livre %	Q <sub>c</sub> ml/s	amplitude cm	frequência s <sup>-1</sup>	λ <sub>7 pratos</sub>	λ <sub>4 pratos</sub>
20	3,80	0,0	0,0	0,320	0,390
20	11,20	0,0	0,0	0,590	0,740
20	3,80	4,0	0,4	0,367	0,459
20	11,20	4,0	0,4	0,720	0,773
20	3,80	4,0	1,2	0,472	0,531
20	11,20	4,0	1,2	0,887	0,853
20	3,80	6,0	0,4	0,412	0,380
20	11,20	6,0	0,4	0,800	0,780
20	3,80	6,0	1,2	0,538	0,400
20	11,20	6,0	1,2	0,813	0,849

λ<sub>7 pratos</sub> - eficiência para colunas com 7 pratos

λ<sub>4 pratos</sub> - eficiência para colunas com 4 pratos

Estes resultados contrariam também as expectativas de que com taxas de agitação elevadas, tem-se maior quebra de gotas e elevadas áreas interfaciais de contato.

Nos casos em que se dispôs de amplitudes mais baixas (0,0 a 4,0 cm), o caminho percorrido pelos pratos é mais curto, o que deve ter favorecido às configurações com 4 pratos, devido ao tempo de permanência das fases nos estágios se mais elevado. Nas configurações com 7 pratos este tempo deve ter sido menor diante da maior facilidade ocorrida no transporte do soluto entre os estágios da coluna.

Na outra faixa de amplitude (6,0 cm), o caminho percorrido é maior e, neste caso, obteve-se melhores resultados para as configurações com 7 pratos devido a maiores taxas de agitação terem sido atingidas.

Na análise da influência da quantidade de pratos conclui-se que o efeito deste parâmetro na eficiência está diretamente condicionado às variações da amplitude de pulsação.

Com base nos experimentos realizados obteve-se as justificativas para esta análise em função do tempo de permanência das fases nos estágios da coluna. Porém este estudo pode vir a ser mais aprofundado desde que se disponha de dados experimentais de eficiência para colunas com outras áreas livres de escoamento.

### **5.3.5 - INFLUÊNCIA DA ÁREA LIVRE DE ESCOAMENTO**

O estudo da influência da área livre de escoamento na transferência de massa foi realizado somente para colunas com 7 pratos, já que as colunas com geometrias de 4 pratos e 38% de área livre de escoamento, não apresentaram bons resultados com relação aos estudos referentes a dispersão axial e retenção da fase dispersa, vistos nos capítulos 3 e 4, respectivamente. Os resultados encontrados estão mostrados através dos dados apresentados na Tabela 5.4.

Analisando-se os valores da eficiência de separação mostrados, observa-se claramente que melhores valores de eficiências são obtidos para as colunas com áreas livres de escoamento de 20%, sendo o fenômeno observado em praticamente todas as experiências.

O fato tem justificativa semelhante a apresentada nos estudos descritos nos capítulos 2 e 3 do presente trabalho. Ou seja, nos casos em que a coluna apresenta área livre de escoamento de 20%, o tempo de permanência de ambas as fases no interior do estágio é

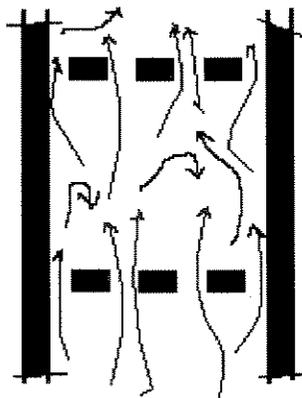
bem mais elevado. Enquanto que nas colunas com 38% de área livre, existe uma maior facilidade da massa líquida escoar entre os estágios, o que deve fazer com que o contato entre as fases seja mais reduzido. Assim, desde que aconteça uma maior contato entre as fases, certamente maiores valores para a eficiência,  $\lambda$ , devam vir a ser obtidos. Nas Figuras 5.2 e 5.3 são ilustradas as prováveis movimentações das fases em um compartimento de mistura, observando-se as duas áreas livres de escoamento adotadas no presente trabalho.

Tabela 5.4 - influência da área livre de escoamento na eficiência

n. pratos	$Q_c$ ml/s	amplitude cm	frequência $s^{-1}$	$\lambda_{38\%}$	$\lambda_{20\%}$
7	3,80	0,0	0,0	0,200	0,320
7	11,20	0,0	0,0	0,220	0,590
7	3,80	4,0	1,2	0,390	0,472
7	11,20	4,0	1,2	0,250	0,887
7	3,80	6,0	0,4	0,837	0,412
7	11,20	6,0	0,4	0,720	0,800
7	3,80	6,0	1,2	0,144	0,538
7	11,20	6,0	1,2	0,694	0,813

$\lambda_{38}$  - eficiência para colunas com 38% de área livre

$\lambda_{20}$  - eficiência para colunas com 20% de área livre



Figuras 5.2

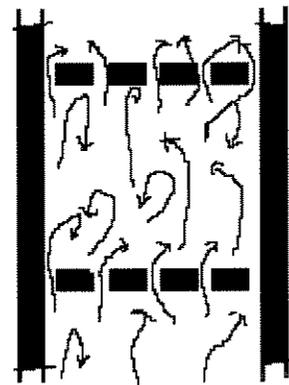


Figura 5.3

De todos os parâmetros analisados neste capítulo, a área livre de escoamento foi o que apresentou maior nitidez quanto a sua influência, já que os dados de eficiência se apresentaram bem distintos quando comparados os para 20% e 38%. Quanto a existência da presença de arraste neste estudo não foi observado nesta faixa de operação e geometria porém, se forem utilizadas faixas intermediárias de áreas livres este fenômeno poderá vir a ser percebido.

### **5.3.6 - INFLUÊNCIA DA VAZÃO DA FASE CONTÍNUA**

A influência da vazão da fase contínua na transferência de massa, está relacionada com as condições de inundação da coluna, o que não deixa de ser condições em que acontece arraste de uma das fases pela outra. Assim, conforme já descrito anteriormente, pode ocorrer a existência de uma mistura rica em fase contínua na saída de refinado, devido ao arraste da fase contínua pela fase dispersa. Da mesma forma, também pode ocorrer a presença de uma mistura rica em fase dispersa na saída de extrato, devido ao arraste da fase dispersa pela fase contínua. Estes detalhes já foram também descritos no capítulo 4 referente à retenção. Portanto, desde que aconteça a inundação da coluna, os dados de eficiência de separação não devem ser satisfatórios, visto que o contato entre as fases é afetado.

Conforme já previsto na seção referente à análise da frequência de pulsação, observa-se na Tabela 5.5 a existência de 3 grupos distintos de dados. O primeiro grupo em que a área livre é de 38% e se dispõe de 7 pratos, um segundo para área livre de 20% e 7 pratos e, por último, um terceiro para área livre de 20% e 4 pratos.

Analisando-se primeiramente o caso em que se dispôs de dados para 7 pratos e área livre de 38%, observa-se com apenas uma exceção, que a eficiência decresce com o aumento da vazão da fase contínua. Seguindo-se os mesmos princípios utilizados nas análises anteriores, este é um caso típico de arraste da fase dispersa pela base da coluna, provocado pela facilidade com que acontece o escoamento da fase contínua no sentido descendente, tanto devido a grande área livre de escoamento como pela elevada quantidade de pratos presentes

Com relação ao segundo grupo de dados, ou seja o que a área livre é de 20% e se dispôs de 7 pratos, o comportamento apresentado já é invertido com relação ao do primeiro

grupo, ou seja: melhores resultados foram obtidos para a vazão de 11,2 ml/s que para a de 3,8 ml/s.

Tabela 5.5 - Influência da vazão da fase contínua na eficiência

n.pratos	área livre %	frequência s <sup>-1</sup>	amplitude cm	$\lambda_{3,8}$	$\lambda_{11,2}$
7	38	0,00	0,0	0,200	0,220
7	38	0,40	4,0	0,369	0,313
7	38	1,20	4,0	0,390	0,210
7	38	0,40	6,0	0,837	0,720
7	38	1,20	6,0	0,144	0,694
7	20	0,40	4,0	0,367	0,720
7	20	1,20	4,0	0,472	0,887
7	20	0,40	6,0	0,412	0,800
7	20	1,20	6,0	0,538	0,813
4	20	0,00	0,0	0,390	0,740
4	20	0,40	4,0	0,459	0,773
4	20	1,20	4,0	0,531	0,853
4	20	0,40	6,0	0,380	0,780
4	20	1,20	6,0	0,400	0,849

$\lambda_{3,8}$ - eficiência para vazão de 3,8 ml/s

$\lambda_{11,2}$  - eficiência para vazão de 11,2 ml/s

Comparando-se os dois casos vistos, observa-se nitidamente a grande relação existente entre a influência da vazão da fase contínua e a área livre de escoamento, na eficiência. Ou seja, no caso da área livres de 38% a fase contínua, como escoar bem mais facilmente, consegue arrastar grande parte da fase dispersa pela base da coluna. O mesmo não acontecendo nos casos em que a área livre é de 20%, já que com esta área a fase contínua não tem a mesma facilidade de escoamento, o arraste é bem mais reduzido e os níveis de eficiência melhores

Na análise do terceiro grupo de dados, ou o em que se dispôs da área livre de 20% e 4 pratos, observa-se novamente uma tendência crescente da eficiência com a vazão da fase contínua. Esta tendência também deve estar associada com o nível reduzido do arraste da

fase dispersa que deve acontecer nestes casos, devido a influência marcante da área livre de escoamento mesmo com a quantidade de pratos reduzida.

Observa-se que a tendência natural dos dados seria a do aumento da eficiência com o aumento deste parâmetro, devido a agitação imposta pelo aumento da vazão, só que para os casos da área livre de 38% esta tendência não foi verificada devido a ocorrência do arraste da fase dispersa pela base da coluna.

#### 5.4 - MODELAGEM MATEMÁTICA PARA TRANSFERÊNCIA DE MASSA

Na análise apresentada na seção 5.2 do presente trabalho, relacionada com os estudos encontrados na literatura referentes a transferência de massa em colunas pulsadas, verifica-se que, na maioria deles, os autores adotam sempre um mesmo procedimento na busca do desenvolvimento deste tipo de equipamento. Ou seja, primeiramente são realizadas análises das influências de vários parâmetros, individualmente, com relação ao desempenho do extrator e, em seguida, baseados nestas análises, são apresentadas as correlações de modelagem que possibilitem a determinação de dados de eficiência em função dos parâmetros estudados. A utilização deste procedimento também foi observado nos estudos relacionados com dispersão axial e retenção da fase dispersa, mostrados nos capítulos 3 e 4, do presente trabalho.

Com relação às correlações de modelagem encontradas na literatura para a transferência de massa em extratores pulsados, foi mostrado também na seção 5.2 deste capítulo, que estas correlações são sempre relacionadas com os dados das Alturas das Unidades de Transferência, *HTU*, ou dos Números de Unidades de Transferência, *NTU*. Dentre as equações encontradas, destacam-se como as mais importantes as publicadas por Thornton (1957) e por Smoot e Babb (1962), cuja análise já foi apresentada no início deste capítulo. Porém, observando-se os trabalhos destes autores, nota-se que as equações são baseadas em estudos para colunas com fluxo pulsado e, portanto, diferente do tipo de coluna estudado no presente trabalho. Do que se conclui que correlações de modelagem para transferência de massa em colunas com pratos pulsantes não devem ser facilmente encontradas na literatura.

Na presente seção portanto é apresentado um estudo de modelagem relacionado com a transferência de massa para o extrator de pratos pulsantes, com o objetivo da

determinação de uma correlação empírica para a eficiência de separação,  $\lambda$ . Nesta correlação a variável  $\lambda$ , é relacionada com todos os outros parâmetros, cujas influências com relação à transferência de massa, foram descritas na seção anterior deste capítulo.

A técnica empregada para a obtenção da correlação para  $\lambda$ , foi a mesma que foi utilizada nos capítulos 3 e 4, para as equações do coeficiente de dispersão axial e da fração de retenção da fase dispersa, respectivamente. Ou seja, primeiramente, seguindo-se os princípios da análise dimensional determinou-se os grupos adimensionais que iriam compor a equação. Encontrados os grupos, obteve-se os coeficientes da correlação, utilizando-se, para isso, o método da regressão linear multivariável.

Após ser encontrada a equação, foi feita uma comparação entre os valores da eficiência de separação determinados com a utilização da correlação obtida,  $\lambda_{calc}$ , e os encontrados a partir dos valores experimentais das concentrações de entrada e de saída do equipamento,  $\lambda_{exp}$ . Estes resultados foram comparados entre si, a fim de que fosse determinado o erro médio obtido.

A seguir serão mostradas todas as etapas envolvidas no desenvolvimento deste estudo.

Primeiramente, analisando-se as variáveis que influenciam diretamente na transferência de massa, ou nos dados de eficiência de separação,  $\lambda$ , pode-se escrever a seguinte relação funcional:

$$\lambda = \xi(x_f, x_r, y_e, y_r, f, D, L, N, Q_d, Q_f, \rho_c, \mu_c, g) \quad (5.20)$$

Aplicando-se os conceitos da análise dimensional, obteve-se 7 grupos adimensionais,  $\pi$ , sendo eles os seguintes:

$$\pi_1 = \frac{x_f - y_r}{x_f} \quad \text{eficiência de separação, dada pelo índice de recuperação de soluto na corrente de extrato}$$

$$\pi_2 = \frac{D \cdot f \cdot \rho_c}{\mu_c} \quad \text{Número de Reynolds da agitação}$$

$$\pi_3 = \frac{N}{N+1} \quad \text{relação entre o número de pratos e o número de compartimentos do extrator}$$

$$\pi_4 = \frac{Q_f}{Q_r} \quad \text{razão entre as vazões de alimentação e de saída do refinado}$$

$$\pi_5 = \varepsilon \quad \text{área livre de escoamento}$$

$$\pi_6 = \frac{\mu_c}{g \cdot \rho_c^2 \cdot L^3} \quad \text{Número de Escoamento, relação entre as forças viscosas e as forças gravitacionais}$$

$$\pi_7 = \frac{f^2 \cdot A}{g} \quad \text{Número de Froude modificado, relação entre as forças inerciais e as forças gravitacionais}$$

Seguindo-se a mesma metodologia empregada nos estudos anteriores, os grupos adimensionais podem ser relacionados entre si através da seguinte correlação:

$$\lambda = \pi_1 = C_1 (\pi_2)^{C_2} (\pi_3)^{C_3} (\pi_4)^{C_4} (\pi_5)^{C_5} (\pi_6)^{C_6} (\pi_7)^{C_7} \quad (5.21)$$

ou, substituindo-se os grupos  $\pi$ , obtêm-se que

$$\lambda = \frac{x_f - y_r}{x_f} = C_1 \left[ \frac{D \cdot f \cdot \rho_c}{\mu_c} \right]^{C_2} \left[ \frac{N}{N+1} \right]^{C_3} \left[ \frac{Q_f}{Q_r} \right]^{C_4} [\varepsilon]^{C_5} \left[ \frac{\mu_c}{g \cdot \rho_c^2 \cdot L^3} \right]^{C_6} \left[ \frac{f^2 \cdot A}{g} \right]^{C_7} \quad (5.22)$$

onde  $C_1, C_2, C_3, \dots, C_7$  são as constantes a serem ajustadas.

Para o ajuste das constantes,  $C_i$ , utilizou-se o método da regressão linear multivariável. Uma listagem completa do programa computacional, elaborado em FORTRAN, juntamente com os arquivos de entrada e saída, que foram empregados nesta análise, são mostrados no Apêndice B-4, do presente trabalho.

Os valores obtidos para as constantes,  $C_i$ , foram os seguintes

$$\begin{aligned}
 C_1 &= 5,287 \\
 C_2 &= -0,907 \\
 C_3 &= -2,15 \\
 C_4 &= 0,097 \\
 C_5 &= -0,465 \\
 C_6 &= 0,24296 \\
 C_7 &= 0,4992
 \end{aligned}$$

Substituindo-se os valores encontrados das constantes na equação 5.22, obteve-se a seguinte correlação:

(5.23)

$$\lambda = \frac{x_f - x_r}{x_f} = 5,287 \left[ \frac{D \cdot f \cdot \rho_c}{\mu_c} \right]^{-0,907} \left[ \frac{N}{N+1} \right]^{-2,15} \left[ \frac{Q_f}{Q_r} \right]^{0,097} [\varepsilon]^{-0,4695} \left[ \frac{\mu_c}{g \cdot \rho_c^2 \cdot L^3} \right]^{0,24296} \left[ \frac{f^2 \cdot A}{g} \right]^{0,4992}$$

que foi a correlação de modelagem encontrada para a transferência de massa.

Na Figura 5.5 é mostrada uma comparação entre os resultados obtidos através da correlação 5.23,  $\lambda_{calc}$ , e os encontrados com os valores experimentais das concentrações de soluto,  $x_f$  e  $y_e$ , ou seja,  $\lambda_{exp}$ , através da equação 5.18. Foi encontrado, com isso, um erro médio na faixa de 25,65%, o que permite afirmar que a correlação 5.23, encontrada no presente trabalho, descreve satisfatoriamente os resultados obtidos nos experimentos, com relação a transferência de massa, no extrator estudado.

Deve-se salientar também que os dados de eficiência obtidos para os experimentos sem nenhuma agitação ( $f=0$  e  $A=0$ ), não foram incluídas no ajuste da equação.

Infelizmente, devido a inexistência de outros estudos sobre a transferência de massa em extratores similares ao aqui analisado, não foi possível a realização de uma comparação entre os resultados obtidos no presente trabalho com os resultados obtidos por outros pesquisadores.

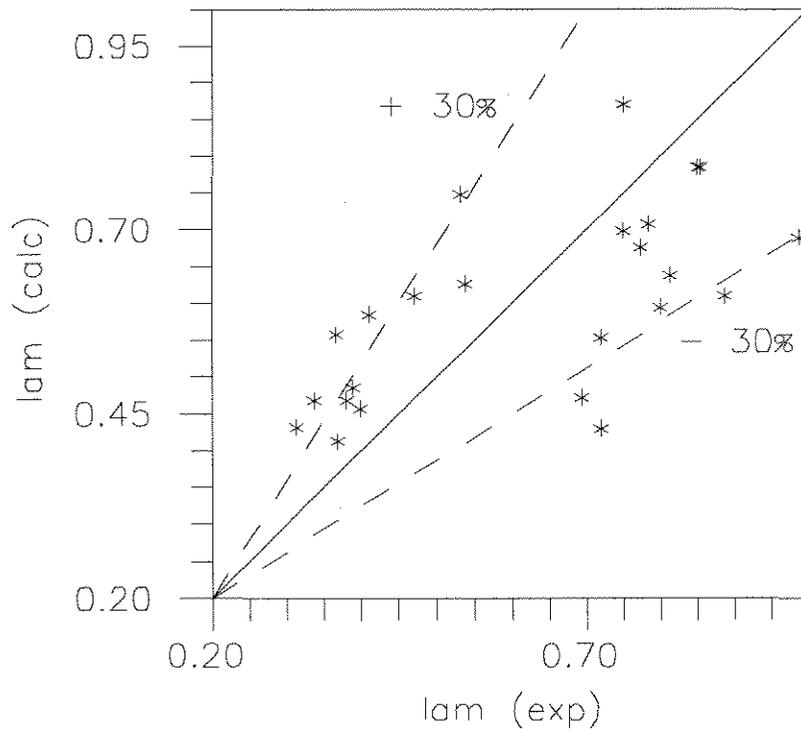


Figura 5.4 – eficiência experimental vs. eficiência calculada

## **CAPÍTULO 6**

## **CONCLUSÕES**

Diante do que foi mostrado nos capítulos anteriores, sobre o extrator de pratos pulsantes, desenvolvido no presente trabalho, nesta seção é apresentada uma análise conclusiva a respeito do desempenho deste equipamento, com relação aos parâmetros que foram analisados. Este desempenho está associado aos comportamentos apresentados pela coluna com relação a dispersão axial, retenção da fase dispersa e transferência de massa. As conclusões descritas devem ser consideradas para as faixas de operação que foram testadas. Vale-se salientar entretanto, que existem ainda outros estudos, que não foram aqui testados, mas que podem vir futuramente a complementar a presente pesquisa.

Primeiramente, com relação ao efeito da frequência e a amplitude de pulsação, observou-se que o efeito da combinação destes dois parâmetros está associado à intensidade de energia de pulsação que é fornecida aos pratos da coluna. Desta forma, o melhor desempenho do equipamento, normalmente deve acontecer com maiores valores destes parâmetros. Porém, verifica-se a existência de uma condição de agitação, representada pela combinação destas variáveis, além da qual, qualquer aumento na intensidade da energia de pulsação, pode provocar uma queda no desempenho da coluna.

No caso da vazão da fase contínua verificou-se que no estudo da dispersão axial, esta variável mostrou melhores resultados para valores mais elevados. Porém, pode-se prever que o comportamento de mistura com vazões superiores às utilizadas nestes experimentos, deva ser reduzido, principalmente nos casos em que se disponha de áreas de escoamento maiores, o que deve conduzir ao escoamento empistonado. Quanto à transferência de massa, este fato também foi observado. Apesar da quantidade de experimentos realizados para eficiência de separação, ter sido mais reduzida que a dos de dispersão e de retenção, o estudo da transferência de massa veio confirmar os resultados verificados na análise da mistura axial. Ou seja, melhores resultados de eficiência para maiores vazões. Isto, é claro, dentro da faixa estudada, já que para vazões maiores deve ocorrer a inundação da coluna e, portanto, redução da eficiência. Quanto à retenção da fase dispersa, observou-se que este parâmetro é pouco influenciado pela variação da vazão da fase contínua. Provavelmente, com variações na geometria ou na operação do extrator, este parâmetro deva vir a ser influenciado diretamente na retenção, visto que na transferência de massa e na dispersão esta influencia não ocorre.

O efeito da vazão da fase dispersa, só pôde ser observado no estudo da fração de retenção, já que no da dispersão axial foi utilizado somente o escoamento monofásico e no da transferência de massa, o valor deste parâmetro não foi modificado. O efeito da vazão da

fase dispersa portanto, influencia positivamente na retenção, conforme o esperado. Ou seja, o aumento desta variável reflete no crescimento da quantidade da fase dispersa que é retida na coluna. Este comportamento se verificou em toda a faixa de operação estudada.

No caso particular do número de pratos pulsantes, apesar de em algumas situações experimentais observadas esta variável ter mostrado uma influência marcante no desempenho do extrator, diante da análise dos 3 estudos, conclui-se que a quantidade de pratos é fortemente influenciada tanto pela área livre como pelas vazões de entrada da coluna. Modificações neste parâmetro devem portanto respeitar certas limitações na operação devido a possibilidade da ocorrência de arraste nas saídas da coluna.

Com relação à área livre de escoamento este parâmetro sim, mostrou grande influência nos 3 estudos aqui realizados, do que pode-se concluir que com áreas livres mais reduzidas o desempenho do extrator pode vir a ser aumentado devido principalmente a ocorrência de um maior tempo de contacto entre as fases nos estágios da coluna. Entretanto sugere-se que novos estudos venham a ser realizados neste tipo de equipamento, com outras áreas livres de escoamento, diferentes das aqui utilizadas, para que este fato possa vir a ser confirmado.

Uma outra conclusão importante obtida no presente trabalho é no que diz respeito à influência da coalescência das gotas e do arraste da fase dispersa, nos dados de retenção. Isto foi verificado devido ao formato da curva apresentada na figura 4.26, em que esperava-se um comportamento linear. Nota-se também que, coincidentemente, a redução da inclinação corresponde ao aumento da fração de retenção. Isso aumenta a possibilidade das gotas da fase dispersas coalescerem, o que também é bastante coerente.

Além de serem analisadas as influências de vários parâmetros no desempenho do extrator, levando-se em conta 3 estudos distintos no presente trabalho, foram apresentadas 5 correlações empíricas para o equipamento, sendo duas delas para a retenção da fase dispersa, uma para a dispersão axial, uma para eficiência de separação e uma outra para a velocidade característica.

Com todo este estudo pode-se então dispor de uma maior gama de conhecimentos a respeito do extrator de pratos pulsantes, o que não deixa de ser o objetivo inicial do trabalho.

A perspectiva, ou objetivo inicial da obtenção do melhor contato entre as fases ser obtido neste tipo de equipamento, devido a agitação interna se processar na direção vertical,

foi também confirmada tendo-se em vista os índices satisfatórios obtidos do desempenho do extrator nos 3 estudos.

Vale-se salientar também que este é um estudo inicial para este tipo de equipamento e que para uma avaliação mais ampla de desempenho, torna-se necessário alguns outros estudos que devem completar a presente pesquisa. Sugestões a este respeito se encontram listadas no capítulo seguinte.

Analisando-se todos os comportamentos e detalhes apresentados pelo extrator estudado, conclui-se que a utilização deste equipamento pode ser perfeitamente viável em processos industriais de extração, podendo também inclusive, vir a tornar-se uma nova alternativa com relação aos equipamentos convencionais que são utilizados atualmente na separação líquido-líquido.

## **CAPÍTULO 7**

### **SUGESTÕES PARA FUTUROS TRABALHOS**

Como sugestões para futuras pesquisas que possam vir a surgir com relação ao estudo da coluna de extração aqui apresentado pode-se destacar os seguintes:

- 1 - Ampliação da faixa de operação. Pode-se testar colunas com outros diâmetros e outras geometrias de áreas livres de escoamento, inclusive com pratos compactos. Colunas com maior quantidade de pratos pulsantes. Na operação propõe-se que sejam feitas mais algumas variações na vazão da fase dispersa e testes com vazões de fase contínua mais elevadas, principalmente no estudo da transferência de massa.
- 2 - Testar outros tipos de sistemas líquidos para retenção da fase dispersa e para a transferência de massa.
- 3 - Testar outros tipos de forma de onda de pulsação (trapezoidal, por exemplo).
- 4 - Estudar o desempenho deste equipamento com relação ao diâmetro médio de gota e Alturas de Unidades de Transferência.
- 5 - Determinar correlações empíricas que envolvam os 3 parâmetros que foram estudados no presente trabalho (dispersão axial, fração de retenção e a eficiência de separação), mesmo observando-se faixas de utilização.
- 6 - Estudar a dispersão axial em escoamentos bifásicos e a utilização do modelo de fluxo reverso, para a determinação do coeficiente de dispersão axial.
- 7 - Estudar e determinar o Número de Unidades de Transferência, utilizando-se para isso os modelos descritos por Baird et al (1992) e por Smoot e Babb (1962).
- 8 - Determinar equações para a determinação das faixas de operação críticas, a partir das quais o desempenho da coluna tende ser reduzido. Este estudo tanto pode ser feito com relação aos parâmetros aqui estudados como com relação a outros que não foram testados na presente pesquisa
- 9 - Utilizar a mesma metodologia aqui apresentada em uma coluna com fluxo pulsado e comparar os resultados com os aqui determinados
- 10 - Testar o método de Smoot e Babb (1962) para a determinação do HTU e o de Tojo et al (1975) para a determinação do coeficiente de capacidade de transferência de massa aos dados aqui encontrados.

Além destas sugestões, pode-se fazer ainda algumas outras com relação à modificações no desenho da coluna como por exemplo a adaptação de chicanas entre os pratos da coluna. Porém estas modificações devem ser feitas de modo a não descaracterizar o tipo de extrato estudado.

## **CAPÍTULO 8**

### **NOMENCLATURA UTILIZADA**

- $A$  - amplitude de pulsação (cm)
- $a$  - área interfacial de contato ( $\text{cm}^2$ )
- $a_v$  - área interfacial de contato por unidade de volume ( $\text{cm}^2/\text{cm}^3$ )
- $b$  - constante definida na equação 4.28
- $c$  - constante definida na equação 4.32
- $C$  - concentração de traçador - dispersão axial (g/ml)
- $D$  - diâmetro interno da coluna (cm)
- $D_v$  - difusividade do soluto na fase dispersa
- $D_h$  - diâmetro dos furos dos pratos (cm)
- $D_d$  - diâmetro dos pratos (cm)
- $d$  - diâmetro médio de gotas (cm)
- $d_{vs}$  - diâmetro médio de superfície (cm)
- $E_i$  - coeficiente de dispersão axial da fase  $i$  ( $\text{cm}^2/\text{s}$ )
- $E_c$  - coeficiente de dispersão axial para a fase contínua ( $\text{cm}^2/\text{s}$ )
- $E_d$  - coeficiente de dispersão axial para a fase dispersa ( $\text{cm}^2/\text{s}$ )
- $e$  - constante definida na equação 4.27
- $f$  - frequência de pulsação (ciclos/s ou  $\text{s}^{-1}$ )
- $f_t$  - frequência de pulsação de transição (ciclos/s ou  $\text{s}^{-1}$ )
- $F$  - fator de extração - definido na equação 5.14
- $g$  - aceleração da gravidade ( $\text{cm}^2/\text{s}$ )
- $h$  - altura de um compartimento ou estágio (cm)
- $H$  - altura de um compartimento idealmente misturado (cm)
- $HTU$  - Altura de Unidade de Transferência (cm)
- $HETS$  - Altura Equivalente de Estágios Teóricos (cm)
- $K$  - coeficiente global de transferência de massa (m/s)
- $K_c$  - coeficiente global de transferência de massa para a fase contínua (m/s)
- $K_d$  - coeficiente global de transferência de massa para a fase dispersa (m/s)
- $L$  - comprimento total da coluna (cm)
- $m$  - constante de equilíbrio
- $n_p$  - número de compartimentos da coluna
- $n$  - número de estágios ideais da coluna
- $N$  - número de pratos da coluna
- $N_0$  - constante definida na equação 4.10

*NETS* - Número Equivalente de Estágios Teóricos

*NTU* - Número de Unidades de Transferência

*NTU*<sub>m</sub> - Número de Unidades de Transferência Medido

*NTU*<sub>ap</sub> - Número de Unidades de Transferência Aparente

*p* - fator de caracterização da forma de onda [Miyachi et al (1975)]

*q* - coeficiente de “backmixing” - definido na equação 3.8

*Q<sub>i</sub>* - vazão volumétrica da fase “i” (cm<sup>3</sup>/s)

*Q<sub>c</sub>* - vazão volumétrica da fase contínua (cm<sup>3</sup>/s)

*Q<sub>d</sub>* - vazão volumétrica da fase dispersa (cm<sup>3</sup>/s)

(*Q<sub>b</sub>*)<sub>i</sub> - vazão volumétrica de fluxo reverso da fase *i* (cm<sup>3</sup>/s)

(*Q<sub>b</sub>*)<sub>c</sub> - vazão volumétrica de fluxo reverso da fase contínua (cm<sup>3</sup>/s)

(*Q<sub>b</sub>*)<sub>d</sub> - vazão volumétrica de fluxo reverso da fase dispersa (cm<sup>3</sup>/s)

$\bar{Q}_c$  - vazão volumétrica líquida da fase contínua (cm<sup>3</sup>/s)

$\bar{Q}_d$  - vazão volumétrica líquida da fase dispersa (cm<sup>3</sup>/s)

*Q<sub>f</sub>* - vazão volumétrica de alimentação (n-butanol + ácido acético) (cm<sup>3</sup>/s)

*Q<sub>e</sub>* - vazão volumétrica de extrato (cm<sup>3</sup>/s)

*Q<sub>r</sub>* - vazão volumétrica de refinado (cm<sup>3</sup>/s)

*r\** - constante definida na equação 4.34

*s* - termo definido na equação 4.27

*S<sub>d</sub>* - área do prato (cm<sup>2</sup>)

*S<sub>h</sub>* - área de perfuração dos pratos (cm<sup>2</sup>)

*S* - área da seção transversal da coluna (cm<sup>2</sup>)

*t* - tempo (s)

*T* - termo definido na equação 4.50

$\bar{t}$  - tempo médio de residência - definido na equação 3.16 (s)

*V<sub>T</sub>* - volume total da coluna (cm<sup>3</sup>)

*V* - velocidade superficial de escoamento (cm/s)

*V<sub>i</sub>* - velocidade superficial de escoamento da fase “i”(cm/s)

*V<sub>c</sub>* - velocidade superficial de escoamento da fase contínua (cm/s)

*V<sub>d</sub>* - velocidade superficial de escoamento da fase dispersa (cm/s)

*V<sub>0</sub>* - velocidade característica (cm/s)

$\bar{V}_0$  - velocidade característica média (cm/s)

*V<sub>s</sub>* - velocidade relativa entre as fases (cm/s)

$V_p$  - velocidade de pulsação (cm/s)

$x_f$  - concentração molar de soluto na alimentação - fase contínua (mol/cm<sup>3</sup>)

$x_r$  - concentração molar de soluto na corrente de refinado (mol/cm<sup>3</sup>)

$x^*$  - concentração molar de soluto na condição de equilíbrio - fase contínua (mol/cm<sup>3</sup>)

$X_s$  - concentração adimensional de soluto na saída do extrator - fase contínua  
- definido na equação 5.13

$y^*$  - concentração molar de soluto na condição de equilíbrio - fase dispersa (mol/cm<sup>3</sup>)

$y_i$  - concentração molar de soluto na fase dispersa - dispersão axial (mol/cm<sup>3</sup>)

$y_f$  - concentração molar de soluto na alimentação - fase dispersa (mol/cm<sup>3</sup>)

$y_e$  - concentração molar de soluto na corrente de extrato (mol/cm<sup>3</sup>).

$Y(t)$  - termo definido na equação 4.38

$z$  - medida de comprimento (cm)

$Z$  - comprimento adimensional - definido na equação 3.16

### Letras Gregas

$\alpha$  - termo definido na equação 3.10

$\beta$  - número de estágios idealmente misturados por compartimento de coluna

$\theta$  - tempo adimensional - definido na equação 3.15

$\theta_m$  - termo definido na equação 3.18

$\varepsilon$  - fração de área livre

$\rho$  - densidade (g/cm<sup>3</sup>)

$\mu$  - viscosidade absoluta (g.cm/s)

$\lambda$  - eficiência de separação

$\lambda_{calc}$  - eficiência de separação calculada através da equação 5.22

$\lambda_{exp}$  - eficiência de separação experimental

$\Delta\rho$  - diferença entre densidades

$\psi$  - termo definido na equação 3.12

$\phi$  - fração de retenção da fase dispersa

$\phi_i$  - fração de retenção da fase  $i$

$\phi_0$  - fração de retenção da fase dispersa na ausência de pulsação

$\nu$  - tensão interfacial ( $\text{g/cm}^2$ )

$\nu_c$  - tensão superficial da fase contínua ( $\text{g/cm}^2$ )

$\nu_d$  - tensão superficial da fase dispersa ( $\text{g/cm}^2$ )

$\nu_w$  - tensão superficial da água ( $\text{g/cm}^2$ )

$\sigma^2$  - variância (curva concentração vs.  $\theta$ )

$\sigma_t^2$  - variância (curva concentração vs.  $t$ )

$\eta$  - termo definido na equação 4.20

$\delta$  - termo definido na equação 4.25

$\omega$  - termo definido na equação 4.39

$\theta$  - tempo adimensional - definido na equação 3.16

$\theta_m$  - média da distribuição - definido na equação 3.18

$\gamma$  - termo definido na equação 4.52

$\chi$  - termo definido na equação 4.6

$\varphi$  - termo definido nas equações 4.30, 4.31 e 4.32

$\xi$  - termo definido na equação 4.7

### **Subscriptos**

$c$  - fase contínua

$d$  - fase dispersa

$i$  - fase

$k$  - estágio

$e$  - entrada

$s$  - saída

$f$  - alimentação

$r$  - refinado

$e$  - extrato

$f$  - condição de inundação

\* - condição de equilíbrio

## **CAPÍTULO 9**

### **REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS**

- Baird, M. H. I. e Lane, S. J., "Drop Size and Holdup in a Reciprocating Plate Extraction Column", *Chem. Eng. Sci.*, V.28, 947-957 (1973).
- Baird, M. H. I. e Shen, Z. J., "Holdup and Flooding in Reciprocating Plate Extraction Columns", *Can. J. Chem. Eng.*, V.62, 218-227 (1984).
- Baird, M. H. I. et al, "Axial Mixing and Mass Transfer in a Vibrating Perforated Plate Extraction Column", *Can. J. Chem. Eng.* V.70, 69-76 (1992).
- Burkhart, L., "A Survey of Simulation Methods for Modelling Pulsed Sieve-Plate Extraction Columns", (1979), in Kumar, A. e Hartland, S., *Chem. Eng. Proc.*, V.23, 41-59 (1988).
- Chen, B. H. e Liu, C. H., "Liquid-Liquid Extraction in a Reciprocating Screen Plate Column", *Can. J. Chem. Eng.*, V.69, 300-307 (1991).
- Chilton, T. H. e Colburn, A. P., "Distillation and Absorption in Packed Columns", *Ind. Eng. Chem.*, V.27, N.3, 225-262 (1935).
- Coimbra, J., "Purificação de Ácido Lático em uma Coluna de Discos Rotativos Perfurados", Tese de Mestrado, FEA/UNICAMP, (1991).
- Dell, F. R. e Pratt, H. R. C., "Liquid-Liquid Extraction: Part I - Flooding Rates for Packed Columns", *Trans. Inst. Chem. Eng.*, V.29, 89-109 (1951).
- Crico, A., "L'Extraction par Solvent au Moyen de Columns Pulsantes", (1955), in Kumar, e Hartland, *Chem. Eng. Proc.*, V.23, 41-59 (1988).
- Griffith, W. L. et al, "The Extraction of Cobalt from Nickel in a Pulse Column", (1952), in Kumar, A. e Hartland, S., *Chem. Eng. Proc.*, V.23, 41-59 (1988).
- Hafez, M. M. et al, "Flooding and Axial Dispersion in Reciprocating Plate Extraction Columns", *Can. J. Chem. Eng.*, V.57, 150, 150-157 (1979)
- Heyberger, A. et al, "Holdup and Flooding in a Vibrating Plate Extractor", *Col. Cze. Chem. Com.*, V.48, 989-100 (1983).
- Ishii, M. e Zuber, N., in Heyberger, A. et al, *Col. Cze. Chem. Com.*, V.48, 989-100 (1983).
- Karr, A. E., "Performance of Reciprocating Plate Extraction Column", *AIChE J.*, V.5, 446 (1959).
- Kawase, Y., "Dispersed-Phase Holdup and Mass Transfer in a Rotating Disc Contactor with Perforated Skirts", *J. Chem. Tech. Biotechnol.*, V.48, 247-260 (1990)
- Kim, S. D. e Baird, H. I., "Axial Dispersion in a Reciprocating Plate Extraction Column", *Can. J. Chem. Eng.*, V.54, 81-89 (1976).
- Kumar, A. e Hartland, S., "Correlations for Dispersed Phase Holdup in Pulsed Sieve-Plate

- Liquid-Liquid Extraction Columns”, *Chem. Eng. Res. Des.*, V.61, 248-250 (1983).
- Kumar, A. e Hartland, S., “Prediction of Dispersed Phase Holdup in Pulsed Perforated Extraction Columns”, *Chem. Eng. Proc.*, V.23, 41-59 (1988).
- Landau, J. et al, “Studies on Extraction II. Liquid-Liquid Extractor with Vibrating Plates”, *Col. Cze. Chem. Commun.*, V.29, 3003-3019 (1964).
- Levenspiel, O., “Chemical Reaction Engineering”, John Wiley & Sons, New York, 242 (1962).
- Li, W. H. e Newton, W. M., in Smoot, L. D. e Babb, A. L., *Ind. Eng. Chem. Fund.*, V.1, N.2, 93-103 (1962).
- Lo, C. T. e Karr, A. E., “Development of a Laboratory-Scale Reciprocating Plate Extraction Column”, *Ind. Eng. Chem. Des. Dev.*, V.11, N.4, 495-501 (1972).
- Logsdail, D. H. e Slater, M. J., “Reciprocating Plate Extraction Columns”, in Lo, T. C. et al., “Handbook of Solvent Extraction”, 1<sup>o</sup> ed., New York, John Wiley & Sons (1983).
- Logsdail, D. H. et al, “Liquid-Liquid Extraction Part XII: Flooding Rates and Performance Data for Rotary Disc Contactor”, *Trans. Inst. Chem. Eng.* V.35, 301-315 (1957).
- Marques, J. J., “Estudo Teórico-Experimental da Fração de Retenção da Fase Dispersa numa Coluna de Pratos Pulsantes”, Tese de Mestrado, DESQ/FEQ/UNICAMP (1994).
- Misek, T. (1953), in Heyberger, A. et al, *Col. Cze. Chem. Com.*, V.48, 989-100 (1983).
- Miyayami, K. et al, “Drop Size Distribution and Holdup in Multistage Vibrating Disk Column”, *Chem. Eng. Sci.*, V.30, 1415-1420 (1975).
- Miyauchi, T. e Oya, H., “Longitudinal Dispersion in Pulsed Perforated-Plate Columns”, *AICHE J.*, V.11, N.3, 395-402 (1965).
- Miyauchi, T. e Vermeulen, T., “Diffusion and Backflow Models for Two-Phase Axial Dispersion”, *I&EC Fund.*, V.2, N.4, 304-309 (1963).
- Murphree, E. V., “Graphical Rectifying Column Calculations”, *Ind. Eng. Chem.*, V.17, N.9, 960-964 (1925).
- Newman, M. L., in Smoot, L. D. e Babb, A. L., *Ind. Eng. Chem. Fund.*, V.1, N.2, 93-103 (1962).
- Novontny, P. et al, “Longitudinal Mixing in Reciprocating and Sieve-Plate Column-Single Phase Flow”, *Cn. J. Chem. Eng.* V.48, 405-410 (1970).
- Pratt, H. R. C., “Simplified Analytical Design Method for Differential Extractors with Backmixing I. Linear Equilibrium Relationship”, *Ind. Chem. Proc. Des. Dev.*, V.14, N.1, 74-80 (1975).

- Prochazka, J. et al, "Studies on Extraction III. The action of a Single Plate in a Vibrating Plate Extractor", *Col Cze. Chem. Commun.*, V.30, 158-168 (1965).
- Prvcic et al, "Axial Dispersion in Pulsed-Perforated-Plate Extraction Columns", *AIChE J.*, V.35, N.11, 1845 (1989).
- Rama Rao, N. V. et al, "Dispersed Phase Holdup and Drop Size Distributions in Reciprocating Plate Columns", *Can. J. Chem. Eng.* V.61, 168-177 (1983).
- Richardson, J. F. e Zaki, W. N. (1954), in Heyberger, A. et al, *Col. Cze. Chem. Com.*, V.48, 989-100 (1983).
- Souza, J. R., "Estudo da Dispersão Axial numa Coluna de Extração de Pratos Alternativos", Tese de Mestrado, DESQ/FEQ/UNICAMP, março (1994).
- Sege, G. e Woodfield, F. W., "Pulsed Column Variables", *Chem. Eng. Prog.*, V.50, N.8, 396-402 (1954)
- Sehmel, G. A. e Babb, A. L., "Holdup Studies in a Pulsed Sieve-Plate Solvent Extraction Column", *I.& E.C. Proc. Des. Dev.*, V.2, N.1, 38-42 (1963).
- Sehmel, G. A. e Babb, A. L., "Longitudinal Mixing in a Pulsed Extraction Column", *I.& E.C. Proc. Des. Dev.*, V.3, N.3, 210-214 (1964).
- Sleicher, C. A., "Axial Mixing and Extraction Efficiency", *AIChE. J.*, V.5, N.2, 145-149 (1959).
- Smoot, L. D. e Babb, A. L., "Mass Transfer Studies in a Pulsed Extraction Column", *Ind. Eng. Chem. Fund.*, V.1, N.2, 93-103 (1962).
- Tojo, K. et al, "Liquid-Liquid Extraction in a Multistage Vibrating Disk Column", *J. Chem. Eng. Jpn.*, V.8, N.2, 122-126 (1975).
- Tojo, K. et al, "Design Method and Performance Characteristics of a Vibrating Disk Column (MVDC) Extractor", *Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.*, V.19, N.3, 459 (1980).
- Tojo, K. et al, "Axial Mixing in a Multistage Vibrating Disc Column with Countercurrent Liquid-Liquid flow", *Chem. Eng. J.*, V.11, 101-104 (1976).
- Thornton, "Liquid-Liquid Extraction Part XIII - The Effect of Wave-Form and Plate Geometry on the Performance and Throughput of a Pulsed Column", *Trans. Inst. Chem. Eng.*, V.35, 316 (1957).
- Treybal, R. E., (1959), in Lo, C. T. e Karr, A. E., *Ind. Eng. Chem. Des. Dev.*, V.11, N.4, 495-501 (1972).
- Treybal, R. E., "Mass Transfer Operation", 3rd Edn. MacGraw-Hill, New York, 551 (1980).

Van der Lann (1958), in Levenspiel, O., "Chemical Reaction Engineering", John Wiley & Sons, New York, 242 (1962).

Van Dijck, W. J. O., U.S. Patent 2,001,1986 (1935).

## **CAPÍTULO 10**

## **APÊNDICES**

Neste capítulo são apresentados os apêndices referentes ao estudo do extrator desenvolvido no presente trabalho. São mostrados todos os resultados experimentais obtidos, os programas de computador elaborados, os dados de calibração dos equipamentos utilizados e todas as medidas determinadas que foram necessárias ao estudo.

Os apêndices são portanto apresentados obedecendo a seguinte disposição:

- Apêndice A - calibração dos equipamentos
- Apêndice B - programas de computador desenvolvidos
- Apêndice C - resultados experimentais

Sendo que em cada um dos apêndices são ilustrados os dados ou as medidas referentes aos 3 estudos distintos, que foram descritos nos capítulos anteriores (dispersão axial, retenção e transferência de massa).

### APÊNDICE A - Calibração dos equipamentos

Os equipamentos utilizados que necessitaram de calibração, foram dois rotômetros e um espectofotômetro (PROCION-SC-90). As curvas e os dados de calibração destes equipamentos são mostradas a seguir.

A calibração dos rotômetros foi feita de forma manual, ou seja, através de várias medidas de volumes e tempos de coleta de amostras, para cada posição adotada nos equipamentos. Enquanto que a calibração do espectofotômetro através das medidas das transmitâncias das várias amostras de traçador (alaranjado de metila), com concentrações conhecidas, adotando-se o comprimento de onda de 550 Å.

Vale-se salientar que foram construídas mais de uma curva de calibração para cada aparelho a fim de que se pudesse obter melhores índices de confiabilidade nos resultados experimentais encontrados.

Tabela 10.1 - dados de calibração do rotômetro 1

posição do flutuador	volume ml	tempo s	vazão ml/s
1	40	60	0,67
2	50	60	0,83
3	205	60	3,41
4	230	60	3,83
5	330	60	5,50
6	410	60	6,83
7	505	60	8,42
8	300	30	10,00
9	350	30	11,67
10	400	30	13,33
11	295	20	14,75
12	330	20	16,50

Tabela 10.2 - dados de calibração do rotâmetro 2

posição do flutuador	volume ml	tempo s	vazão ml/s
2	59	10	5,90
3	64	10	6,40
4	78	10	7,80
5	88	10	8,80
6	100	10	10,00
7	120	10	12,00
8	132	10	13,20
9	150	10	15,00

Curva de calibração do espectrofotômetro

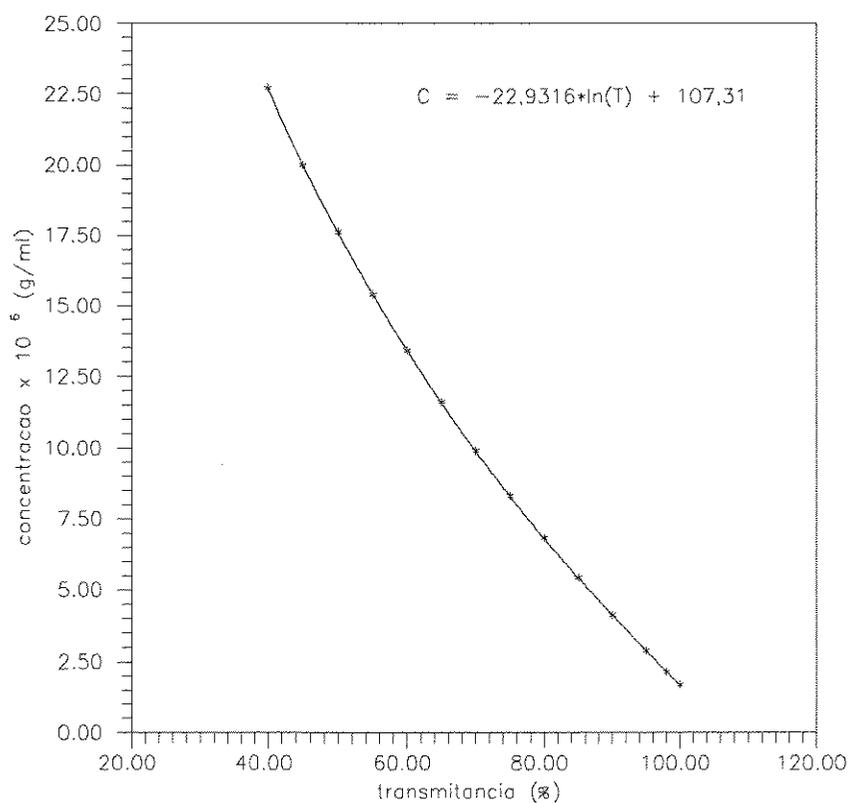


Figura 10-1 - Curva de Calibração do Espectrofotômetro

## APÊNDICE B - Programas de computador

Neste apêndice são mostradas as listagens dos programas de computador desenvolvidos, assim como os arquivos de dados, subrotinas, etc., necessários para a execução dos programas.

Vale-se salientar entretanto que também foram utilizados programas desenvolvidos por outros autores, em cujos trabalhos as características são totalmente semelhantes as encontradas no presente estudo. Estes programas foram os seguintes:

- Programa GAUSS, desenvolvido por Souza, J. R. (1994)
- Programa VCARACT, desenvolvido por Marques, J. J. (1994)

O primeiro programa apresentado no presente apêndice, programa DISPERSA, foi desenvolvido em linguagem PASCAL, e tem como objetivo principal a determinação dos valores do coeficiente de dispersão axial, para cada experimento realizado, referente ao estudo da mistura axial. Nele são introduzidos como dados de entrada, perfis de transmitância (transmitância “versus” tempo), obtidos de cada experimento. Estes dados foram convertidos a valores de concentração, via equação de calibração e, em seguida, através do modelo diferencial da dispersão, calculado o coeficiente de dispersão axial,  $E$ , e o Número de Dispersão,  $E/V.L$ , necessários na avaliação da intensidade de mistura que ocorre no interior da coluna.

No programa seguinte, VCARACT, desenvolvido por Marques, J. J. (1994), são calculados os valores de  $X$  e  $Y$  (equações 4.42 e 4.43), baseados nos dados experimentais de fração de retenção da fase dispersa,  $\phi$ , e das velocidades superficiais de escoamento,  $V_c$  e  $V_d$ . A determinação dos valores de  $X$  e  $Y$  é necessária, visto que estes dados são utilizados no processo de linearização da equação 4.37, no que possibilita o cálculo dos valores da velocidade característica,  $V_o$ .

O programa seguinte, programa GAUSS, resolve um sistema de equações lineares, utilizando o método de GAUSS, com o objetivo da determinação das constantes que são substituídas na equação empírica (equação 3.24), para o cálculo do Número de Dispersão da coluna.

Identicamente ao programa GAUSS, o programa HOLDUP, codificado em linguagem PASCAL, determina também constantes que são utilizadas na equação 4.53, com a finalidade da obtenção das correlações de modelagem para a fração de retenção da fase dispersa.

Finalmente, o programa EFIC, codificado em FORTRAN, calcula as constantes utilizadas na correlação de modelagem para a eficiência de separação (equação 5.22), utilizando o mesmo procedimento adotado nos outros estudos. São utilizados na execução deste programa os arquivos de entrada e de saída, identificados por Lu1.dat e Lu2.dat respectivamente, que também estão listados no presente capítulo.

#### APÊNDICE B-1 - Listagem do Programa DISPERSA

```

PROGRAM DISPERSA;
{ Este programa permite o cálculo do Coeficiente de Dispersão
Axial,
  a partir dos dados da transmitância, utilizando-se as
equações do
  Modelo da Dispersão }
USES CRT, PRINTER;
{ Definição das Variáveis }
TYPE VETOR = ARRAY [0..10] OF REAL;
CONST
  A = -0.0001;
  B = 0.0003;
  ALTURA = 97;           { cm }
  AREACOL = 23.758; { cm2 }
  D = 5.5;               { cm }
VAR
  CONC, TEMPO, TRANSMIT           : VETOR;
  I, N, OPCA0, AMPL, DISCOS, VAZAO : INTEGER;
  S1, S2, S3, SIGMAT2, SIGMA2, AREA : REAL;
  FREQ, DISP, VELOC, DVL, Q, T2BARRA : REAL;
  AUX                                : CHAR;
{ Funções Desenvolvidas }
FUNCTION SOMA1(CONC : VETOR; N : INTEGER) : REAL;
{ Calcula o somatório da concentração }
  VAR
    I : INTEGER;
  BEGIN
    S1 := 0;
    FOR I := 0 TO (N-1) DO
      S1 := S1 + CONC[I];
    SOMA1 := S1;
  END;
FUNCTION SOMA2(CONC, TEMPO : VETOR; N : INTEGER) : REAL;
{ Calcula o somatório da concentração vezes o tempo }
  VAR
    I : INTEGER;
  BEGIN
    S2 := 0;
    FOR I := 0 TO (N-1) DO
      S2 := S2 + TEMPO[I] * CONC[I];
    SOMA2 := S2;
  END;

```

```

END;
FUNCTION SOMA3(CONC, TEMPO : VETOR; N : INTEGER) : REAL;
{ Calcula o somatório da concentração vezes o tempo ao
quadrado }
VAR
  I : INTEGER;
BEGIN
  S3 := 0;
  FOR I := 0 TO (N-1) DO
    S3 := S3 + SQR(TEMPO[I]) * CONC[I];
  SOMA3 := S3;
END;
FUNCTION COEFICIENTE (SIGMA2 : REAL) : REAL;
{ Calcula por tentativa e erro o coeficiente de dispersão }
VAR
  AUX, EXPRESSAO, COEF : REAL;
BEGIN
  COEF := SIGMA2 / 2;
  EXPRESSAO := 0;
  WHILE ABS(EXPRESSAO - SIGMA2) > 0.001 DO
  BEGIN
    EXPRESSAO := 2 * COEF - 2 * SQR(COEF) *
      (1 - EXP(-1/COEF));
    IF (EXPRESSAO > SIGMA2 + 0.001) OR
      (EXPRESSAO < SIGMA2 - 0.001) THEN
    BEGIN
      IF EXPRESSAO < SIGMA2 THEN
        COEF := COEF + COEF / 10;
      IF EXPRESSAO > SIGMA2 THEN
        COEF := COEF - COEF / 10;
    END;
    COEFICIENTE := COEF;
  END;
END;
FUNCTION CURVA(TRANSMIT : VETOR; I : INTEGER) : REAL;
{ Calcula as concentrações adimensionais através da curva de
calibração }
VAR
  AUX : REAL;
BEGIN
  AUX := (- LN(TRANSMIT[I]) + 4.67859) / 43499.8;
  CURVA := AUX / 0.005;
END;
{ INICIO DO PROGRAMA PRINCIPAL }
BEGIN
  { Entrada de Dados }
  CLRSCR;
  WRITELN;
  WRITE('Indique o Numero de Dados de Entrada = ');
  READLN(N);
  FOR I := 0 TO (N-1) DO
  BEGIN
    TEMPO[I] := 60 * I;           { Tempo em Segundos }
    WRITE('Tempo[' , I, ']'      Transmitancia[' , I, ' ] = ');
    READLN(TRANSMIT[I]);
  END;

```

```

{ Calculo da Concentração Adimensional }
FOR I := 0 TO (N-1) DO
  CONC[I] := CURVA(TRANSMIT, I);
{ Início do Cálculo do Coeficiente de Dispersão }
SIGMAT2 := SOMA3(CONC, TEMPO, N-1)/SOMA1(CONC, N-1) -
  SQR(SOMA2(CONC, TEMPO, N-1)/SOMA1(CONC, N-1));
T2BARRA := SQR(SOMA2(CONC, TEMPO, N-1)/
  SOMA1(CONC, N-1));
SIGMA2 := (SIGMAT2 / T2BARRA);
{ Entrada de Parâmetros }
WRITELN;
WRITE('QUAL O NUMERO DE DISCOS           = ');
READLN(DISCOS);
WRITE('QUAL A AREA LIVRE DE ESCOAMENTO (%) = ');
READLN(AREA);
REPEAT
BEGIN
  WRITELN('AMPLITUDES: 1 - MINIMA (4 cm),
    2 - INTERMEDIARIA (6 cm), 3 - MAXIMA (8 cm)');
  WRITE('QUAL A AMPLITUDE DE PULSACAO     = ');
  READLN(AMPL);
END;
UNTIL (AMPL = 1) OR (AMPL = 2) OR (AMPL = 3);
WRITE('QUAL A FREQUENCIA DE PULSACAO     = ');
READLN(FREQ);
REPEAT
BEGIN
  WRITELN('VAZOES: 2 = 0,83 ml/s, 4 = 3,83ml/s,
    6 = 6,83 ml/s, 8 = 10,0 ml/s');
  WRITE('QUAL A VAZAO DE ESCOAMENTO       = ');
  READLN(VAZAO);
  IF (VAZAO <> 2) AND (VAZAO <> 4) AND (VAZAO <> 6)
    AND (VAZAO <> 8) THEN
    WRITELN(' VAZAO INEXISTENTE !! ');
END;
UNTIL (VAZAO = 2) OR (VAZAO = 4) OR (VAZAO = 6)
  OR (VAZAO = 8);
IF VAZAO = 2 THEN
  Q := 0.83           { ml/s }
ELSE
  IF VAZAO = 4 THEN
    Q := 3.83        { ml/s }
  ELSE
    IF VAZAO = 6 THEN
      Q := 6.83      { ml/s }
    ELSE
      IF VAZAO = 8 THEN
        Q := 10.0;   { ml/s }
      { Cálculo da Velocidade do Fluido }
      VELOC := Q / AREACOL;
      { Cálculo do Coeficiente de Dispersão }
      DVL := COEFICIENTE(SIGMA2);
      DISP := DVL * VELOC * ALTURA;
      WRITELN;
      WRITELN('VALOR DO NUMERO DE DISPERSAO = ',DVL:1:5);

```

```
WRITELN;
WRITELN('COEFICIENTE DE DISPERSAO          = ', DISP:3:4);
REPEAT UNTIL KEYPRESSED;
{ Saída dos Dados para Impressora }
WRITELN(LST);
WRITELN(LST, ' ':10, 'CONDICOES DE OPERACAO');
WRITELN(LST);
WRITELN(LST, ' ':15, DISCOS, 'DISCOS');
WRITELN(LST, ' ':15, AREA:2:1, '% AREA LIVRE');
IF AMPL = 1 THEN
    WRITELN(LST, ' ':15, AMPLITUDE MINIMA');
ELSE
    IF AMPL = 2 THEN
        WRITELN(LST, ' ':15, AMPLITUDE INTERMEDIARIA');
    ELSE
        IF AMPL = 3 THEN
            WRITELN(LST, ' ':15, AMPLITUDE MAXIMA');
WRITELN(LST, ' ':15, 'FREQUENCIA = ', FREQ:1:1);
WRITELN(LST, ' ':15, 'VAZAO = ', Q:4:2, 'ml/s');
WRITELN(LST);      WRITELN(LST);
WRITELN(LST, 'VALOR DO NUMERO DE DISPERSAO = ', DVL:1:5);
WRITELN(LST);
WRITELN(LST, 'COEFICIENTE DE DISPERSAO AXIAL = ', DISP:3:4);
END.
```

## APÊNDICE B-2 - Listagem do Programa GAUSS

```

PROGRAM GAUSS;
{ Programa para Resolver um Sistema de Equações Lineares
  pelo Método de Gauss, Calculando os Parâmetros de uma
  Correlação Empírica e Determinando o Coeficiente de
  Correlação e o Erro Relativo Médio }
USES CRT, PRINTER;
{ Definição das Variáveis }
TYPE
  REGISTRO = RECORD E      : REAL;
                  DVL     : REAL;
                  H       : REAL;
                  L       : REAL;
                  D       : REAL;
                  A       : REAL;
                  N       : REAL;
                  RO      : REAL;
                  G       : REAL;
                  MI      : REAL;
                  AM      : REAL;
                  Q       : REAL;
                  F       : REAL;
                END;
  ARQUIVO = FILE OF REGISTRO;
  VETOR = ARRAY[1..5] OF DOUBLE;
  MATRIZ = ARRAY[1..5,1..6] OF DOUBLE;
VAR
  I, J, N, NS                : INTEGER;
  AREAC, SX, SY, SXY, SX2, SY2, CC,ERROIMP : DOUBLE;
  ERROMA, ERRROME, ERROPARC, EREL, AUX1    : DOUBLE;
  T1, T2, T3, T4, T5, ECALC, AUX1, ERROAUX : DOUBLE;
  B                                          : VETOR;
  M                                          : MATRIZ;
  NOMEGER, NOMEAUX                          : STRING[13];
  TEXTO                                      : TEXT;
  REG                                        : REGISTRO;
  REGIS                                      : ARQUIVO;
{ Rotina do Método da Eliminação de Gauss }
PROCEDURE GAUSS(N, NS : INTEGER; VAR A : MATRIZ);
VAR
  I, N1, NT, IP, J, K, I1 : INTEGER;
  X                        : EXTENDED;
BEGIN
  N1 := N + 1;
  NT := N + NS;
  IF N <> 1 THEN
    BEGIN
      FOR I := 2 TO N DO
        BEGIN
          IP := I - 1;
          I1 := IP;

```

```

X := ABS(A[I1, I1]);
FOR J := 1 TO N DO
BEGIN
  IF ABS(A[J, I1]) >= X THEN
  BEGIN
    X := ABS(A[J, I1]);
    IP := J;
  END;
END;
IF IP <> I1 THEN
BEGIN
  FOR J := I1 TO NT DO
  BEGIN
    X := A[I1, J];
    A[I1, J] := A[IP, J];
    A[IP, J] := X;
  END;
END;
FOR J := I TO N DO
BEGIN
  X := A[J, I1] / A[I1, I1];
  FOR K := 1 TO NT DO
    A[J, K] := A[J, K] - X * A[I1, K];
  END;
END;
END;
FOR IP := 1 TO N DO
BEGIN
  I := N1 - IP;
  FOR K := N1 TO NT DO
  BEGIN
    A[I, K] := A[I, K] / A[I, I];
    IF I <> 1 THEN
    BEGIN
      I1 := I - 1;
      FOR J := 1 TO I1 DO
        A[J, K] := A[J, K] - A[I, K] * A[J, I];
      END;
    END;
  END;
END;
END;
END;
{ INICIO DO PROGRAMA PRINCIPAL }
BEGIN
  CLRSCR;
  WRITELN; WRITELN;
  { Abertura dos Arquivos }
  WRITELN(' ':20, 'DIGITE OS NOMES DOS ARQUIVOS');
  WRITELN; WRITELN;
  WRITE(' ':5, 'Nome do Arquivo Tipo Registro = ');
  READLN(NOMEGER);
  WRITELN;
  WRITE(' ':5, 'Nome do Arquivo a ser Criado = ');
  READLN(NOMEAUX);
  WRITELN;
  ASSIGN(REGIS, NOMEGER);

```

```

ASSIGN (TEXTO, NOMEAUX);
RESET (REGIS);
REWRITE (TEXTO);
{ Inicialização das Variáveis }
N := 5;
NS := 1;
SX := 0;
SY := 0;
SXY := 0;
SX2 := 0;
SY2 := 0;
CC := 0;
ERROMA := -9999;
ERROME := 99999;
ERROPARC := 0;
ERROIMP := 0;
EREL := 0;
FOR I := 1 TO N DO
BEGIN
  FOR J := 1 TO (N + 1) DO
    M[I, J] := 0;
  B[I] := 0;
END;
{ Calculos Iniciais - Formação da Matriz }
AREAC := (3.14 * SQR(5.5)) / 4;
M[1, 1] := FILESIZE (REGIS);
REPEAT
BEGIN
  READ (REGIS, REG);
  M[1, 2] := M[1, 2] + LN (REG.A);
  M[1, 3] := M[1, 3] + LN (REG.MI / (REG.RO *
    (REG.Q / AREAC) * REG.L));
  M[1, 4] := M[1, 4] + LN ((REG.L * REG.G) /
    (SQR (REG.AM * REG.F)));
  M[1, 5] := M[1, 5] + LN ((REG.Q / AREAC) / (REG.AM *
    REG.F));
  B[1] := B[1] + LN (REG.DVL);
  M[2, 2] := M[2, 2] + LN (REG.A) * LN (REG.A);
  M[2, 3] := M[2, 3] + LN (REG.A) * LN (REG.MI / (REG.RO *
    (REG.Q / AREAC) * REG.L));
  M[2, 4] := M[2, 4] + LN (REG.A) * LN ((REG.L * REG.G) /
    (SQR (REG.AM * REG.F)));
  M[2, 5] := M[2, 5] + LN (REG.A) * LN ((REG.Q / AREAC) /
    (REG.AM * REG.F));
  B[2] := B[2] + LN (REG.A) * LN (REG.DVL);
  M[3, 3] := M[3, 3] + LN (REG.MI / (REG.RO *
    (REG.Q / AREAC) * REG.L)) * LN (REG.MI / (REG.RO *
    (REG.Q / AREAC) * REG.L));
  M[3, 4] := M[3, 4] + LN (REG.MI / (REG.RO *
    (REG.Q / AREAC) * REG.L)) * LN ((REG.L *
    REG.G) / (SQR (REG.AM * REG.F)));
  M[3, 5] := M[3, 5] + LN (REG.MI / (REG.RO *
    (REG.Q / AREAC) * REG.L)) * LN ((REG.Q / AREAC) /
    (REG.AM * REG.F));
  B[3] := B[3] + LN (REG.MI / (REG.RO * (REG.Q / AREAC) *

```

```

        REG.L) * LN(REG.DVL);
M[4,4] := M[4,4] + LN((REG.L * REG.G)/(SQRT(REG.AM *
        REG.F)) * LN((REG.L * REG.G)/(SQRT(REG.AM *
        REG.F)));
M[4,5] := M[4,5] + LN((REG.L * REG.G)/(SQRT(REG.AM *
        REG.F)) * LN((REG.Q/AREAC)/(REG.AM * REG.F)));
B[4] := B[4] + LN((REG.L * REG.G)/(SQRT(REG.AM *
        REG.F)) * LN(REG.DVL);
M[5,5] := M[5,5] + LN((REG.Q/AREAC)/(REG.AM *
        REG.F)) * LN((REG.Q/AREAC)/(REG.AM * REG.F)));
B[5] := B[5] + LN((REG.Q/AREAC)/(REG.AM *
        REG.F)) * LN(REG.DVL);
END;
UNTIL EOF(REGIS);
CLOSE(REGIS);
FOR I := 1 TO N DO
BEGIN
    FOR J := I TO N DO
        M[J,I] := M[I,J];
    M[I,(N + 1)] := B[I];
END;
M[N,(N + 1)] := B[N];
GAUSS(N, NS, M);
CLRSCR;
WRITELN(' ':20,'PARAMETROS DA CORRELACAO');
WRITELN;
WRITELN(' ':25,'W[1] = ', EXP(M[1,(N + 1)]):7:5);
WRITELN;
WRITELN(' ':25,'W[2] = ', EXP(M[2,(N + 1)]):7:5);
WRITELN;
WRITELN(' ':25,'W[3] = ', EXP(M[3,(N + 1)]):7:5);
WRITELN;
WRITELN(' ':25,'W[4] = ', EXP(M[4,(N + 1)]):7:5);
WRITELN;
WRITELN(' ':25,'W[5] = ', EXP(M[5,(N + 1)]):7:5);
{ Impressão no Arquivo Tipo Texto }
WRITELN(TEXTO,'Eexperi',' ',Ecalcul',' ', 'Erro %',' ',
        ' T1      T2      T3      T4      T5');
WRITELN(TEXTO);
{ Calculos Estatísticos }
RESET(REGIS);
REPEAT
BEGIN
    READ(REGIS,REG);
    T1 := EXP(M[1,6]);
    T2 := EXP(M[2,6] * LN(REG.A));
    T3 := EXP(M[3,6] * LN(REG.MI/(REG.RO *
        (REG.Q/AREAC) * REG.L)));
    T4 := EXP(M[4,6] * LN((REG.L * REG.G)/SQRT(REG.AM *
        REG.F)));
    T5 := EXP(M[5,6] * LN((REG.Q/AREAC)/(REG.AM *
        REG.F)));
    ECALC := (T1 * T2 * T3 * T4 * T5);
    SX := SX + REG.DVL;
    SY := SY + ECALC;

```

```

SXY := SXY + REG.DVL * ECALC;
SX2 := SX2 + SQR(REG.DVL);
SY2 := SY2 + SQR(ECALC);
ERROAUX := ((ECALC - REG.DVL)/REG.DVL);
IF ERROAUX > ERROMA THEN
    ERROMA := ERROAUX
ELSE
    IF ERROAUX < ERROME THEN
        ERROME := ERROAUX;
    ERROPARC := ERROPARC + ABS((ECALC - REG.DVL)/
        REG.DVL);
    ERROIMP := 100 * (ECALC - REG.DVL)/REG.DVL;
    WRITELN(TEXT0, REG.DVL:7:5, ' ', ECALC:7:5, ' ',
        ERROIMP:6:2, ' ', T1:6:4, ' ', T2:6:4,
        ' ', T3:6:4, ' ', T4:6:4, ' ', T5:6:4);
END;
UNTIL EOF(REGIS);
{ Cálculo do Coeficiente de Correlação }
AUX1 := SXY - ((SX * SY)/FILESIZE(REGIS));
AUX2 := (SX2 - (SQR(SX)/FILESIZE(REGIS))) *
    (SY2 - (SQR(SY)/FILESIZE(REGIS)));
CC := AUX1 / SQR(AUX2);
{ Cálculo do Erro Relativo }
EREL := (100 * ERROPARC)/FILESIZE(REGIS);
CLOSE(REGIS);
CLOSE(TEXT0);
{ Impressão dos Resultados Estatísticos }
WRITELN; WRITELN;
WRITELN(' ':20, 'Coeficiente de Correlacao = ', CC:7:5);
WRITELN(' ':20, 'Erro Relativo Medio (%) = ', EREL:9:4);
WRITELN(' ':20, 'Maior Erro (%) = ', 100*ERROMA:9:4);
WRITELN(' ':20, 'Menor Erro (%) = ', 100*ERROME:9:4);
REPEAT UNTIL KEYPRESSED;
END.

```

**APÊNDICE B-3 - Listagem do Programa VCARACT**

```

PROGRAMA VELOC_CARACT;
( PROGRAMA PARA GERAR UMA ARQUIVO DE DADOS PARA AVALIAÇÃO DA
VELOCIDADE CARACTERÍSTICA, UTILIZANDO-SE O ARQUIVO GERAL)
USES CRT;
TYPE REGISTRO = RECORD HDP : REAL;

                                ALF : REAL;
                                N      :
SHORTINT;
                                A      :
SHORTINT;
                                F      :
REAL;
                                QC   : REAL;
                                QD   : REAL;

                                END
                                REGISTR1 = RECORD X : REAL;
                                Y      : REAL;
                                ARQUIVO = FILE OF REGISTRO
                                ARQUIV1 = FILE OF REGISTR1;
CONST
    S = 3.141592654*5.5/4;
VAR
    REG          : REGISTRO;
    REG1         : REGISTR1;
    DAD          : ARQUIVO;
    V0           : ARQUIV1;
    VCARACT      : TEXT;
    X, Y, YC     : REAL;
BEGIN
    ASSIGN(DAD, 'RESTESTE, DAD');
    ASSIGN('VCARACT, 'VCARACT2.DAT');
    ASSIGN(V0, 'V0.DAT');
    RESET(DAD);
    REWRITE(VCARACT);
    REWRITE(V0);
    REPEAT
    BEGIN
        READ(DAD, REG)
        X:= (1-REG.HDP); REG1.X:=;
        Y = (REG.QD/REG.HDP+REG.QC/(1-REG.HDP))/S;
    REG1.Y:=Y;
                                YC:= 5.923259-
11.86710*SQR(X)+11.57168*X*SQR(X);
        WRITELN(VCARACT, X:5:3, ' ':5, YC:6:4);
        WRITE(V0, REG1);
    END;
    UNTIL EOF(DAD);
    CLOSE(DAD);
    CLOSE(V0);
    CLOSE(VCARACT);
END.

```

## APÊNDICE B-4

## PROGRAMA EFIC

PROGRAMA TESTE6.FOR

```

c      implicit real*(a-h,o-z)
      dimension pi(10), b(10), a(10,11)
      double precision pi, a, b, c, xteor, pteor, delta, ermax
      double precision erro
      integer m, n, hkont, i, j, w, y
      dimension pi(10), b(10, a(10,11)), c(10,11)
      open (unit = 3,file = 'lu0.dat',status = 'new')
      open (unit = 7,file = 'lu2.dat',status = 'new')
      open (unit = 9 file = 'lu2.dat',status = 'new')
      write(*.*)
      write(*.10)
10     format (5x, 'ANALISE DIMENSIONAL PARA A EFICIENCIA',
1////,3x,'Entre com o numero de gupos adimensionais - 2 a
27 ',//,3x, 'm = ')
      read(*,*)m
      do 30 i = 1,m
      pi(i) = 0,0
      b(i) = 0,0
      do 30 j = 1, m+1
      a(i,j) = 0,0
30     continue
      read (9,*) n,l,dp,ro,xmi,g
      write (3,*), n,l,dp,ro,xmi,g
      hkont = 0
      do 60 kont = 1,n
      read (9,*) cd,cr,cre,lam,nd,al,xn,amp,qr,qd
      write (3,*) cd,cr,cre,lam,nd,al,xn,amp,qr,qd
40     call adim (pi,l,dp,ro,xmi,g,cd,cr,cre,nd,al,xn,amp,qr,
1qgd)
      hkont = hkont + 1
      do 50 i = 2,m
      a(i,1) = a(i,1) + dlog10(pi(i))
      a(1,i) = a(i,1)
      b(i) = b(i) + dlog10(pi(i))*dlog10(pi(1))
      do 50 j = 2,m
      a(i,j) = a(i,j) + log10(pi(i)*dlog(pi(j)))
50     continue
      b1) = b(1) + dlog10(pi(1))
      do 222 y = 1,6
222    write(3,1818) (a(y,w), w=1,6), b(y)
1818   format(7(e10.3,3x))
      write(3,*)
60     continue
70     a(1,1) = hkont
      do 80 i = 1,m
80     a(i,m+1) = b(i)

```

```

do 90 i = 1,m
do 90 j = 1,m+1
90 c(i,j) = a(i,j)
write(3,2828)
2828 format ('a matriz antes de gauss ')
do 333 y = 1,7
333 format (7(E10.3,3x))
write(3,*)
call gauss(m,1,a)
do 444 y=1,7
444 write(3,5858) (a(y,w),w=1,8)
5858 format (7(E10,3,3x))
write (3,*)
do 110 i = 1,m
s = 0
do 100 j = 1,m
100 s = s + c(i,j)*a(j,m+1)
dif = s - c(i,m+1)
write(*,105)
105 format(/,'COEFICIENTES RESULTANTES',/)
write(*,107) i,a(i,m+1),dif
107 format( /,'C(',i3, ') = ',f20.10,5x, 'dif = ',f20.10,/)
110 continue
do 120 i = 1,m
120 b(i) = a(i,m+1)
write(*,130)b(1)
130 format(2x,/,1x, 'teste = ',e12.5,/)
b(1) = 10**b(1)
write(7,140)
write(7,*)
140 format(///,3x,'COEFICIENTES RESULTANTES DA EQUAÇÃO',/)
write(7,150)b(1)
150 format(1x, 'X(1) = ',F50.10/)
write(7,160) (i,b(i),i = 2,m)
160 format(1x, ',x(',i2, ') = ',f20.10,/)
write(7,170)
170 format(/,3x, 'COMPARANDO TEORIA E EXPERIMENTA',/)
close(unit = 9)
open(unit = 10,file = 'lul.dat',status = 'old')
read(10,*)n,l,dp,ro,xmi,g
hkont = 0
erro = 0
ermax = 0

do 200 i = 1,n
read(10,*)cd,cr,cre,lam,nd,al,xn,qr,qd
call adim (pi,l,dp,ro,xmi,g,cd,cr,cre,nd,al,xn,amp,qr,
1qd)
hkont = hkont + 1
pteor = xteor(m,pi,b)
delta = 100.0*(pi(1) - pteor)/pi(1)
ermax = dmax1(ermax,dabs(delta))

```

```

    erro = erro + dabs(delta)
    write(7,190)I,pteor,pi(1),delta
190   format(5x,i3,1x, '\,lam(calc) = ',f10.3x, '\lam(exp) =
1   'f10.3,3x, '\,er = ',f7.2, '%')
200   continue
    erro = erro/hkont
    write(7,210)erro,ermax
210   format(//,1x, '\erro medio = ',f7.2,1x, '%',2x, '\erro
1maximo = ',f7.2, '%')
    close(unit = 7)
    close(unit = 10)
    stop
    end

c
c   Subrotina para os números adimensionais
c
    subroutine adim (pi,l,dp,ro,xmi,g,cd,cr,cre,nd,al,xn,
1amp,qr,qd)
    implicit real*8(a-h,0-z)
    double precision l,dp,ro,xmi,g,cd,cr,cre,nd,al,xn,
2amp,qr,qd,pi)
    dimension pi(10)
    pi(1) = (cd-cr)/cd
    pi(2) = (dp**2*xn*ro)/xmi
    pi(3) = nd*1./(nd+1.0)
    pi(4) = qr/qd
    pi(5) = al
    pi(6) = (g*ro**2.0*1**3.0)/xmi**2
    pi(7) = xn*amp*xn/g
    write(3,1616) (pi(i),i=1,7)
1616  format('Os pi(i) em adim',/,7(E10.3,3x))
    write(3,x)
    return
    end

c
c   Calculo de Lamb pela equação adimensional obtida
c
    function xteor(m.pi,b)
    double precision pi,b,s,xteor
    integer m,i
    real s
    dimension pi(10),b(10)
    s = 1.0
    write(3,1717)
1717  format('Os pi(i),b(i) e os s em xteor')
    do 10 i = 2,m
    s = s*pi(i)**b(i)
    write(3.7878)pi(i),b(i),s
7878  format(3(E10.3,3x))
10   continue

    write(3,*)
    write(3,*)b(1)

```

```

write(3,*)
xteor = s*b(1)
return
end

```

C  
C A SUBROTINA GAUSS RESOLVE SISTEMA DE EQUAÇÕES ALGÉBRICAS LINEARES PELO MÉTODO DE ELIMINAÇÃO DE GAUSS COM PIVOTAÇÃO DE LINHA PARA RESOLVER O PROBLEMA  $QX=U$  ONDE  $Q$  É UMA MATRIZ  $(N \times N)$  E  $U$   $(N \times NS)$ , O PROGRAMA USA UMA MATRIZ  $A$  QUE É FORMADA POR  $Q$  NAS SUAS PRIMEIRAS  $N$  COLUNAS E POR  $U$  NAS SEGUINTE  $NS$  COLUNAS. A SOLUÇÃO DO SISTEMA RETORNA NA POSIÇÃO DE  $U$  NA MATRIZ  $A$ . ENTRAR COM O VALOR DE  $ND$  QUE É O NÚMERO DE LINHAS DA MATRIZ  $A$  ( $=N0$  E  $NCOL$  O NÚMERO DE COLUNAS DA MATRIZ  $A$  QUE  $E=A$   $N+NS$ )

```

C
C SUBROUTINE GAUSS (N,NS,A)
C
C   implicit real*8(A-H,o-z)
   integer n1,n,nt,ip,il,ns,i,j,k
   double precision A,x
   dimension A(10,11)
   N1 = N+1
   NT = N+NS
   if (n.eq.1)go to 50
   do 40 I = 2,N
   IP = I-1
   I1 = IP
   X = dabs(a(I1,I1))
   do 10 J=I,N
   if (dabs(A(j,I1)),lt.X) go to 10
   X = dabs(A(J,I1))
   IP = J
10  CONTINUE
   IF(IP.EQ.I1)GOTO30
   DO 20 J = I1,NT
   X = A(I1,J)
   A(I,J,) = A(IP,J)
20  A(IP,J) = X
30  DO 40 J = I,N
   X = A(J,I1)/A(I1,I1)
   DO 40 K = I,NT
40  A(J,K) = A(J,K) - X*A(I1,K)
50  DO 70 IP = 1,N
   I = N1 - IP
   DO 70 K = N1,NT
   A(I,K) = A(I,K)/A(I,I)
   IF (I.EQ.1)GOTO 70
   I1 = I-1
   DO 60 J = 1,I1
60  A(J,K) = A(J,K) - A(I,K) * A(J,I)
70  CONTINUE
   RETURN
   END

```

## APÊNDICE B-5 ARQUIVO DE DADOS DE SAÍDA

Arquivo de dados de saída - Lu2.dat

## COEFICIENTES RESULTANTES DA EQUAÇÃO

```

x(1) - 11561.5798368530
x(2) -   -.8821395715
x(3) -  -2.1651046934
x(4) -   .1023155113
x(5) -  -.4568435285
x(6) -   .0181298592
x(70) -  .4884221699

```

## Comparando Teoria e Experimental

1	Lam(Cal) =	.413	lam(EXP) =	.369	er =	-11.94%
2	Lam(Cal) =	.432	Lam(EXP) =	.313	er =	-37.78%
3	Lam(Cal) =	.489	Lam(EXP) =	.390	er =	-25.35%
4	Lam(Cal) =	.471	Lam(EXP) =	.381	er =	-23.56%
5	Lam(Cal) =	.430	Lam(EXP) =	.720	er =	40.31%
6	Lam(Cal) =	.469	Lam(EXP) =	.338	er =	-38.76%
7	Lam(Cal) =	.474	Lam(EXP) =	.694	er =	31.63%
8	Lam(Cal) =	.553	Lam(EXP) =	.367	er =	-50.45%
9	Lam(Cal) =	.548	Lam(EXP) =	.720	er =	23.91%
10	Lam(Cal) =	.605	Lam(EXP) =	.472	er =	-28.30%
11	Lam(Cal) =	.606	Lam(EXP) =	.887	er =	31.66%
12	Lam(Cal) =	.581	Lam(EXP) =	.412	er =	-41.05%
13	Lam(Cal) =	.590	Lam(EXP) =	.800	er =	26.21%
14	Lam(Cal) =	.624	Lam(EXP) =	.538	er =	-15.83%
15	Lam(Cal) =	.635	Lam(EXP) =	.813	er =	21.87%
16	Lam(Cal) =	.685	Lam(EXP) =	.459	er =	-49.27%
17	Lam(Cal) =	.669	Lam(EXP) =	.773	er =	13.44%
18	Lam(Cal) =	.745	Lam(EXP) =	.531	er =	-40.43%
19	Lam(Cal) =	.782	Lam(EXP) =	.853	er =	8.26%
20	Lam(Cal) =	.693	Lam(EXP) =	.750	er =	7.58%
21	Lam(Cal) =	.703	Lam(EXP) =	.784	er =	10.29%
22	Lam(Cal) =	.873	Lam(EXP) =	.750	er =	-16.34%
23	Lam(Cal) =	.784	Lam(EXP) =	.849	er =	7.72%

## APÊNDICE B-4 - ARQUIVO DE DADOS DE ENTRADA

Arquivo Lul.dat

23	100.0	5.0	0.001	981.0							
0.04136	0.02610	0.02725	1.0815	7.0	0.38	0.4	4.0	9.4	7.2		
0.212	0.00824	0.00484	0.52514	7.0	0.38	0.4	4.0	6.1	7.2		
0.02	0.0122	0.01321	1.14875	7.0	0.38	1.2	4.0	5.0	7.2		
0.032	0.0198	0.0211	1.11927	7.0	0.38	0.4	6.0	3.9	7.2		
0.0186	0.0052	0.00749	1.2062	7.0	0.38	0.4	6.0	9.5	7.2		
0.0207	0.0137	0.01367	0.42674	7.0	0.38	1.2	6.0	11.2	7.2		
0.0234	0.00717	0.00941	1.16011	7.0	0.38	1.2	6.0	10.1	7.2		
0.02988	0.0189	0.01971	1.07966	7.0	0.20	0.4	4.0	9.55	7.2		
0.3503	0.00981	0.01406	1.20256	7.0	0.20	0.4	4.0	10.45	7.2		
0.03264	0.01725	0.02153	1.38486	7.0	0.20	1.2	4.0	10.95	7.2		
0.02883	0.00326	0.01159	1.48258	7.0	0.20	1.2	4.0	10.75	7.2		
0.02669	0.0157	0.01761	1.21089	7.0	0.20	0.4	6.0	8.85	7.2		
0.02935	0.00587	0.01179	1.33713	7.0	0.20	0.4	6.0	7.55	7.2		
0.03877	0.0179	0.02555	1.57891	7.0	0.20	1.2	6.0	12.55	7.2		
0.03716	0.00695	0.01491	1.35757	7.0	0.20	1.2	6.0	10.20	7.2		
0.02245	0.01215	0.01482	1.35047	4.0	0.20	0.4	4.0	7.85	7.2		
0.03178	0.0072	0.01276	1.29226	4.0	0.20	0.4	4.0	9.80	7.2		
0.0277	0.013	0.01828	1.5603	4.0	0.20	1.2	4.0	9.5	7.2		
0.02441	0.00359	0.00982	1.42652	4.0	0.20	1.2	4.0	5.9	7.2		
0.03165	0.00791	0.02088	1.14638	4.0	0.20	0.4	6.0	10.45	7.2		
0.0234	0.00506	0.00941	1.31094	4.0	0.20	0.4	6.0	9.1	7.2		
0.02172	0.00543	0.01434	1.18189	4.0	0.20	1.2	6.0	3.05	7.2		
0.02954	0.00445	0.01187	1.41968	4.0	0.20	1.2	6.0	8.7	7.2		

## APÊNDICE C RESULTADOS EXPERIMENTAIS

Os resultados obtidos das corridas experimentais realizadas no presente trabalho, são ilustrados neste apêndice. No apêndice C.1 são mostrados os resultados referentes a mistura axial, através dos dados do Número de Dispersão por comprimento total do extrator e do coeficiente de dispersão axial. No apêndice C.2, são apresentados os dados da fração de retenção da fase dispersa, enquanto que no apêndice C-3, os dados referentes a transferência de massa, através dos valores das concentrações de soluto nas correntes de entrada e de saída do extrator e dos dados de eficiência de separação.

Os resultados referentes a dispersão axial foram determinados através de perfis de concentração de soluto (alaranjado de metila), obtidos no topo da coluna, mediante a utilização da técnica de testes tracador tipo pulso. Em cada experiência de dispersão axial realizada, foram obtidos 7 valores de transmitância, que eram posteriormente convertidas a concentração, para cada tempo correspondente. Com estes dados eram construídas as curvas D.T.R. e calculados valores do coeficiente de dispersão axial. Para efeito de simplificação, no Apêndice C-1 são mostrados já os valores do coeficiente de dispersão obtidos, e não os da transmitância extraídos diretamente do extrator. Este procedimento consta então da aplicação dos dados de transmitância e do tempo ao programa DISPERSA, ilustrados no apêndice B-1 do presente capítulo. Além dos dados de coeficiente de dispersão são listados também neste apêndice, os valores obtidos para o grupo,  $E/V.L$ , o Número de Dispersão por comprimento de coluna.

Os resultados referentes à retenção foram encontrados em função dos valores da fração volumétrica da fase dispersa retida na coluna, após a interrupção instantânea dos fluxos das correntes de entrada e de saída da coluna. O apêndice C-2 mostra então os valores da fração de retenção obtidos para cada experiência realizada.

Já os resultados referentes à transferência de massa, foram encontrados através das medidas das concentrações mássicas de soluto (ácido acético), nas correntes de entrada e saída da coluna (alimentação, extrato e refinado). Portanto, o apêndice C-3 mostra os valores destas concentrações e os demais parâmetros empregados nos experimentos. Deve-se salientar entretanto, que os valores utilizados para a vazão de refinado ( $Q_r$ ), foram obtidos da equação do balanço de massa global aplicado à coluna, já que os valores experimentais deste parâmetro variavam muito devido a não ocorrência de um sifão permanente, no topo da coluna, no decorrer das experiências.

APÊNDICE C.1 - RESULTADOS EXPERIMENTAIS REFERENTES A DISPERSÃO  
AXIAL

$N$	$\varepsilon$	$f$ ( $s^{-1}$ )	$A$ ( $cm$ )	$Q_c$ ( $ml/s$ )	$E$ ( $cm^2/s$ )	$E/V.L$
4	20	0,4	6,0	10,00	7,5369	0,18460
4	20	0,7	6,0	10,00	9,2546	0,22667
4	20	1,2	6,0	10,00	10,5937	0,25947
4	20	1,9	6,0	10,00	7,7733	0,19039
4	20	0,4	6,0	6,83	4,1703	0,14955
4	20	0,7	6,0	6,83	5,4681	0,19609
4	20	1,2	6,0	6,83	5,4057	0,19385
4	20	1,9	6,0	6,83	5,0833	0,18247
4	20	0,4	6,0	3,83	2,3403	0,14966
4	20	0,7	6,0	3,83	3,1198	0,19951
4	20	1,2	6,0	3,83		
4	20	1,9	6,0	3,83		
7	20	0,4	4,0	10,00	5,9332	0,14532
7	20	0,7	4,0	10,00	6,4003	0,15676
7	20	1,2	4,0	10,00	7,0588	0,17289
7	20	1,9	4,0	10,00	7,8664	0,19267
7	20	0,4	4,0	6,83	3,3357	0,11962
7	20	0,7	4,0	6,83	2,9227	0,10481
7	20	1,2	4,0	6,83	3,4882	0,12509
7	20	1,9	4,0	6,83	3,9701	0,14237
7	20	0,4	4,0	3,83	1,5726	0,10057
7	20	0,7	4,0	3,83	1,6019	0,10244
7	20	1,2	4,0	3,83		
7	20	1,9	4,0	3,83	1,8147	0,11605
7	20	0,4	6,0	10,00	6,5138	0,15954
7	20	0,7	6,0	10,00	8,8981	0,21794
7	20	1,2	6,0	10,00	10,0728	0,24671
7	20	1,9	6,0	10,00	10,8032	0,26460

## Cont.1 - APÊNDICE C-1

$N$	$\varepsilon$	$f$ ( $s^{-1}$ )	$A$ ( $cm$ )	$Q_c$ ( $ml/s$ )	$E$ ( $cm^2/s$ )	$E/V.L$
7	20	0,4	6,0	6,83	3,6355	0,13037
7	20	0,7	6,0	6,83	5,0250	0,18020
7	20	1,2	6,0	6,83	5,0169	0,17991
7	20	1,9	6,0	6,83	5,4966	0,19711
7	20	0,4	6,0	3,83	1,7354	0,11098
7	20	0,7	6,0	3,83	2,2393	0,14320
7	20	1,2	6,0	3,83	2,4895	0,15920
7	20	1,9	6,0	3,83	2,6081	0,16679
7	20	0,4	8,0	10,00	7,1090	0,17412
7	20	0,7	8,0	10,00	7,5377	0,18462
7	20	1,2	8,0	10,00	8,2228	0,20140
7	20	1,9	8,0	10,00	11,5458	0,28279
7	20	0,4	8,0	6,83		
7	20	0,7	8,0	6,83	4,6477	0,16667
7	20	1,2	8,0	6,83	5,0259	0,18023
7	20	1,9	8,0	6,83	5,3714	0,19262
7	20	0,4	8,0	3,83		
7	20	0,7	8,0	3,83	2,1676	0,13862
7	20	1,2	8,0	3,83		
7	20	1,9	8,0	3,83	3,0280	0,19364
7	20	0,4	8,0	0,83		
7	20	0,7	8,0	0,83	0,4228	0,12478
7	20	1,2	8,0	0,83	0,5263	0,15531
7	20	1,9	8,0	0,83	0,5634	0,16627
4	38	0,4	8,0	10,00	6,1830	0,15144
4	38	0,7	8,0	10,00	6,1206	0,14991
4	38	1,2	8,0	10,00	7,7129	0,18891
4	38	1,9	8,0	10,00	7,6912	0,18838

## Cont.2 - APÊNDICE C-1

$N$	$\varepsilon$	$f$ ( $s^{-1}$ )	$A$ ( $cm$ )	$Q_c$ ( $ml/s$ )	$E$ ( $cm^2/s$ )	$E/V.L$
4	38	0,4	8,0	6,83	3,4029	0,12203
4	38	0,7	8,0	6,83	3,5716	0,12808
4	38	1,2	8,0	6,83	4,5484	0,16311
4	38	1,9	8,0	6,83	4,3942	0,15758
4	38	0,4	4,0	10,00	4,9390	0,12097
4	38	0,7	4,0	10,00	5,4024	0,13232
4	38	1,2	4,0	10,00	5,5849	0,13679
4	38	1,9	4,0	10,00	6,6424	0,14860
4	38	0,4	4,0	6,83		
4	38	0,7	4,0	6,83	3,0518	0,10944
4	38	1,2	4,0	6,83	3,3558	0,12034
4	38	1,9	4,0	6,83	4,1438	0,16269
4	38	0,4	6,0	10,00	4,7157	0,11550
4	38	0,7	6,0	10,00	4,7410	0,11612
4	38	1,2	6,0	10,00	7,3075	0,17898
4	38	1,9	6,0	10,00	7,1935	0,17619
4	38	0,4	6,0	6,83	1,0932	0,12203
4	38	0,7	6,0	6,83	3,4258	0,12285
4	38	1,2	6,0	6,83	4,0747	0,1412
4	38	1,9	6,0	6,83	4,1444	0,14862
4	20	0,4	8,0	10,00	8,9002	0,21799
4	20	0,7	8,0	10,00	8,3261	0,20393
4	20	1,2	8,0	10,00	9,5044	0,23279
4	20	1,9	8,0	10,00	10,6705	0,26135
4	20	0,4	8,0	6,83	4,3421	0,15571
4	20	0,7	8,0	6,83	5,3342	0,19129
4	20	1,2	8,0	6,83	5,6527	0,20271
4	20	1,9	8,0	6,83		

## Cont.3 - APÊNDICE C-1

$N$	$\varepsilon$	$f$ ( $s^{-1}$ )	$A$ ( $cm$ )	$Q_c$ ( $ml/s$ )	$E$ ( $cm^2/s$ )	$E/V.L$
4	20	0,4	8,0	3,83		
4	20	0,7	8,0	3,83	2,8036	0,17929
4	20	1,2	8,0	3,83	2,8561	0,18265
4	20	1,9	8,0	3,83	2,8868	0,18461
4	20	0,4	4,0	10,00	6,9433	0,17006
4	20	0,7	4,0	10,00	7,1490	0,17510
4	20	1,2	4,0	10,00	7,3079	0,17899
4	20	1,9	4,0	10,00	6,6942	0,16396
4	20	0,4	4,0	6,83		
4	20	0,7	4,0	6,83	3,4762	0,12466
4	20	1,2	4,0	6,83	3,9442	0,14144
4	20	1,9	4,0	6,83	3,8229	0,13709
4	20	0,4	4,0	3,83	1,7478	0,11177
4	20	0,7	4,0	3,83		
4	20	1,2	4,0	3,83	1,9032	0,12171
4	20	1,9	4,0	3,83		

APÊNDICE C-2 - RESULTADOS EXPERIMENTAIS REFERENTES A RETENÇÃO  
DA FASE DISPERSA

$N=7$ ;  $\varepsilon=38\%$ ;  $A=6,0$

$f (s^{-1})$	$Q_c (ml/s)$	$Q_d (ml/s)$	$\phi$
0,4	3,8	7,3	0,073
0,4	10,0	8,4	0,126
0,4	10,0	14,2	0,178
0,4	11,2	7,3	0,107
0,4	11,2	14,2	0,210
0,7	3,8	7,3	0,139
0,7	10,0	8,4	0,132
0,7	10,0	14,2	0,243
0,7	11,2	7,3	0,088
0,7	11,2	14,2	0,420
1,2	3,8	7,3	0,138
1,2	10,0	8,4	0,263
1,2	10,0	14,2	0,442
1,2	11,2	7,3	0,128
1,2	11,2	14,2	0,393
1,9	3,8	7,3	0,142
1,9	10,0	8,4	0,187
1,9	10,0	14,2	0,377
1,9	11,2	7,3	0,130
1,9	11,2	14,2	0,382

## Cont.1 - APÊNDICE C-2

 $N=4$ ;  $\varepsilon=20\%$ ;  $A=4,0$  cm

$f$ ( $s^{-1}$ )	$Q_c$ (ml/s)	$Q_d$ (ml/s)	$\phi$
0,4	3,8	7,3	0,051
0,4	3,8	8,4	0,084
0,4	3,8	10,8	0,124
0,4	3,8	14,2	0,183
0,4	10,0	7,3	0,051
0,4	10,0	8,4	0,068
0,4	10,0	10,8	0,096
0,4	10,0	14,2	0,165
0,4	11,2	7,3	0,048
0,4	11,2	8,4	0,075
0,4	11,2	10,8	0,091
0,4	11,2	14,2	0,165
0,7	3,8	7,3	0,056
0,7	3,8	8,4	0,091
0,7	3,8	10,8	0,158
0,7	3,8	14,2	0,268
0,7	10,0	7,3	0,057
0,7	10,0	8,4	0,101
0,7	10,0	10,8	0,137
0,7	10,0	14,2	0,237
0,7	11,2	7,3	0,075
0,7	11,2	8,4	0,107
0,7	11,2	10,8	0,119
0,7	11,2	14,2	0,176

## Cont. 2 - APÊNDICE C-2

 $N=4$ ;  $\varepsilon=20\%$ ;  $A=4,0\text{cm}$ 

$f (s^{-1})$	$Q_c (ml/s)$	$Q_d (ml/s)$	$\phi$
1,2	3,8	7,3	0,082
1,2	3,8	8,4	0,142
1,2	3,8	10,8	0,299
1,2	3,8	14,2	0,465
1,2	10,0	7,3	0,102
1,2	10,0	8,4	0,142
1,2	10,0	10,8	0,195
1,2	10,0	14,2	0,339
1,2	11,2	7,3	0,101
1,2	11,2	8,4	0,120
1,2	11,2	10,8	0,364
1,2	11,2	14,2	0,458
1,9	3,8	7,3	0,121
1,9	3,8	8,4	0,213
1,9	3,8	10,8	0,359
1,9	3,8	14,2	0,371
1,9	10,0	7,3	0,154
1,9	10,0	8,4	0,227
1,9	10,0	10,8	0,375
1,9	10,0	14,2	0,493
1,9	11,2	7,3	0,113
1,9	11,2	8,4	0,252
1,9	11,2	10,8	0,276
1,9	11,2	14,2	0,429

## Cont.3 - APÊNDICE C-2

$N=4$ ;  $\varepsilon=20\%$ ;  $A=6,0\text{ cm}$

$f\text{ (s}^{-1}\text{)}$	$Q_c\text{ (ml/s)}$	$Q_d\text{ (ml/s)}$	$\phi$
0,4	3,8	7,3	0,157
0,4	3,8	8,4	0,132
0,4	3,8	10,8	0,144
0,4	3,8	14,2	0,292
0,4	10,0	7,3	0,050
0,4	10,0	8,4	0,116
0,4	10,0	10,8	0,139
0,4	10,0	14,2	0,261
0,4	11,2	7,3	0,059
0,4	11,2	8,4	0,086
0,4	11,2	10,8	0,146
0,4	11,2	14,2	0,312
0,7	3,8	7,3	0,109
0,7	3,8	8,4	0,200
0,7	3,8	10,8	0,240
0,7	3,8	14,2	0,356
0,7	10,0	7,3	0,120
0,7	10,0	8,4	0,168
0,7	10,0	10,8	0,240
0,7	10,0	14,2	0,329
0,7	11,2	7,3	0,094
0,7	11,2	8,4	0,170
0,7	11,2	10,8	0,281
0,7	11,2	14,2	0,347

## Cont. 4 - APÊNDICE C-2

 $N=4$ ;  $\varepsilon=20\%$ ;  $A=6,0\text{cm}$ 

$f (s^{-1})$	$Q_c (ml/s)$	$Q_a (ml/s)$	$\phi$
1,2	3,8	7,3	0,219
1,2	3,8	8,4	0,243
1,2	3,8	10,8	0,352
1,2	3,8	14,2	0,584
1,2	10,0	7,3	0,192
1,2	10,0	8,4	0,263
1,2	10,0	10,8	0,427
1,2	10,0	14,2	0,415
1,2	11,2	7,3	0,136
1,2	11,2	8,4	0,247
1,2	11,2	10,8	0,281
1,2	11,2	14,2	0,476
1,9	3,8	7,3	0,186
1,9	3,8	8,4	0,231
1,9	3,8	10,8	0,354
1,9	3,8	14,2	0,628
1,9	10,0	7,3	0,124
1,9	10,0	8,4	0,210
1,9	10,0	10,8	0,306
1,9	10,0	14,2	0,413
1,9	11,2	7,3	0,122
1,9	11,2	8,4	0,316
1,9	11,2	10,8	0,378
1,9	11,2	14,2	0,488

## Cont.5 - APÊNDICE C-2

$N=7$ ;  $\varepsilon=20\%$ ;  $A=4,0$  cm

$f$ ( $s^{-1}$ )	$Q_c$ (ml/s)	$Q_d$ (ml/s)	$\phi$
0,4	3,8	7,3	0,060
0,4	3,8	8,4	0,142
0,4	3,8	10,8	0,116
0,4	3,8	14,2	0,216
0,4	10,0	7,3	0,040
0,4	10,0	8,4	0,080
0,4	10,0	10,8	0,102
0,4	10,0	14,2	0,129
0,4	11,2	7,3	0,036
0,4	11,2	8,4	0,067
0,4	11,2	10,8	0,092
0,4	11,2	14,2	0,196
0,7	3,8	7,3	0,101
0,7	3,8	8,4	0,097
0,7	3,8	10,8	0,205
0,7	3,8	14,2	0,301
0,7	10,0	7,3	0,091
0,7	10,0	8,4	0,131
0,7	10,0	10,8	0,165
0,7	10,0	14,2	0,246
0,7	11,2	7,3	0,062
0,7	11,2	8,4	0,094
0,7	11,2	10,8	0,120
0,7	11,2	14,2	0,306

## Cont. 6 - APÊNDICE C-2

 $N=7$ ;  $\varepsilon=20\%$ ;  $A=4,0\text{cm}$ 

$f (s^{-1})$	$Q_c (ml/s)$	$Q_a (ml/s)$	$\phi$
1,2	3,8	7,3	0,089
1,2	3,8	8,4	0,228
1,2	3,8	10,8	0,321
1,2	3,8	14,2	0,417
1,2	10,0	7,3	0,095
1,2	10,0	8,4	0,157
1,2	10,0	10,8	0,298
1,2	10,0	14,2	0,339
1,2	11,2	7,3	0,100
1,2	11,2	8,4	0,156
1,2	11,2	10,8	0,282
1,2	11,2	14,2	0,366
1,9	3,8	7,3	0,271
1,9	3,8	8,4	0,287
1,9	3,8	10,8	0,353
1,9	3,8	14,2	0,453
1,9	10,0	7,3	0,171
1,9	10,0	8,4	0,190
1,9	10,0	10,8	0,372
1,9	10,0	14,2	0,581
1,9	11,2	7,3	0,155
1,9	11,2	8,4	0,234
1,9	11,2	10,8	0,346
1,9	11,2	14,2	0,449

## Cont. 7 - APÊNDICE C-2

 $N=7$ ;  $\varepsilon=20\%$ ;  $A=6,0$  cm

$f$ ( $s^{-1}$ )	$Q_c$ (ml/s)	$Q_a$ (ml/s)	$\phi$
0,4	3,8	7,3	0,224
0,4	3,8	8,4	0,214
0,4	3,8	10,8	0,362
0,4	3,8	14,2	0,444
0,4	10,0	7,3	0,226
0,4	10,0	8,4	0,373
0,4	10,0	10,8	0,405
0,4	10,0	14,2	0,486
0,4	11,2	7,3	0,287
0,4	11,2	8,4	0,218
0,4	11,2	10,8	0,452
0,4	11,2	14,2	0,483
0,7	3,8	7,3	0,378
0,7	3,8	8,4	0,467
0,7	3,8	10,8	0,429
0,7	3,8	14,2	0,571
0,7	10,0	7,3	0,315
0,7	10,0	8,4	0,216
0,7	10,0	10,8	0,462
0,7	10,0	14,2	0,618
0,7	11,2	7,3	0,239
0,7	11,2	8,4	0,229
0,7	11,2	10,8	0,417
0,7	11,2	14,2	0,610

## Cont. 8 - APÊNDICE C-2

$N=7$ ;  $\varepsilon=20\%$ ;  $A=6,0\text{cm}$

$f (s^{-1})$	$Q_c (ml/s)$	$Q_a (ml/s)$	$\phi$
1,2	3,8	7,3	0,344
1,2	3,8	8,4	0,490
1,2	3,8	10,8	0,612
1,2	3,8	14,2	0,727
1,2	10,0	7,3	0,286
1,2	10,0	8,4	0,300
1,2	10,0	10,8	0,317
1,2	10,0	14,2	0,450
1,2	11,2	7,3	0,067
1,2	11,2	8,4	0,276
1,2	11,2	10,8	0,246
1,2	11,2	14,2	0,368
1,9	3,8	7,3	0,413
1,9	3,8	8,4	0,444
1,9	3,8	10,8	0,573
1,9	3,8	14,2	0,653
1,9	10,0	7,3	0,153
1,9	10,0	8,4	0,139
1,9	10,0	10,8	0,384
1,9	10,0	14,2	0,503
1,9	11,2	7,3	0,115
1,9	11,2	8,4	0,162
1,9	11,2	10,8	0,325
1,9	11,2	14,2	0,393

## Cont.9 - APÊNDICE C-2

$N=7$ ;  $\varepsilon=20\%$ ;  $A=8,0$  cm

$f$ ( $s^{-1}$ )	$Q_c$ (ml/s)	$Q_d$ (ml/s)	$\phi$
0,4	3,8	7,3	0,247
0,4	3,8	8,4	0,253
0,4	3,8	10,8	0,335
0,4	3,8	14,2	0,535
0,4	10,0	7,3	0,228
0,4	10,0	8,4	0,256
0,4	10,0	10,8	0,349
0,4	10,0	14,2	0,417
0,4	11,2	7,3	0,220
0,4	11,2	8,4	0,186
0,4	11,2	10,8	0,342
0,4	11,2	14,2	0,342
0,7	3,8	7,3	0,216
0,7	3,8	8,4	0,309
0,7	3,8	10,8	0,312
0,7	3,8	14,2	0,510
0,7	10,0	7,3	0,159
0,7	10,0	8,4	0,314
0,7	10,0	10,8	0,343
0,7	10,0	14,2	0,539
0,7	11,2	7,3	0,209
0,7	11,2	8,4	0,247
0,7	11,2	10,8	0,292
0,7	11,2	14,2	0,450

## Cont. 10 - APÊNDICE C-2

N=7;  $\varepsilon=20\%$ ; A=8,0cm

$f (s^{-1})$	$Q_c (ml/s)$	$Q_a (ml/s)$	$\phi$
1,2	3,8	7,3	0,218
1,2	3,8	8,4	0,325
1,2	3,8	10,8	0,261
1,2	3,8	14,2	0,368
1,2	10,0	7,3	0,180
1,2	10,0	8,4	0,394
1,2	10,0	10,8	0,348
1,2	10,0	14,2	0,506
1,2	11,2	7,3	0,190
1,2	11,2	8,4	0,234
1,2	11,2	10,8	0,320
1,2	11,2	14,2	0,395
1,9	3,8	7,3	0,219
1,9	3,8	8,4	0,389
1,9	3,8	10,8	0,358
1,9	3,8	14,2	0,580
1,9	10,0	7,3	0,154
1,9	10,0	8,4	0,200
1,9	10,0	10,8	0,339
1,9	10,0	14,2	0,401
1,9	11,2	7,3	0,144
1,9	11,2	8,4	0,171
1,9	11,2	10,8	0,278
1,9	11,2	14,2	0,335

## APÊNDICE C-3 - RESULTADOS EXPERIMENTAIS REFERENTES A T. MASSA

 $Q_d = 7,2 \text{ ml/s} - 7 \text{ pratos}$ 

$\varepsilon$	$f(\text{s}^{-1})$	$A \text{ (cm)}$	$Q_c \text{ (ml/s)}$	$Q_e \text{ (ml/s)}$	$Q_r \text{ (ml/s)}$	$x_f$	$x_e$	$x_r$	$\lambda$
38	0,4	4,0	3,80	3,68	7,32	0,0414	0,0230	0,0261	0,369
38	0,4	4,0	11,2	15,62	2,78	0,0120	0,0053	0,0082	0,313
38	1,2	4,0	3,80	4,00	5,00	0,0200	0,0138	0,0122	0,390
38	1,2	4,0	11,2	10,07	8,00	0,0220	0,0062	0,0165	0,400
38	0,4	6,0	3,80	7,44	3,56	0,0320	0,0107	0,0052	0,381
38	0,4	6,0	11,2	13,21	5,19	0,0186	0,0107	0,0052	0,720
38	1,2	6,0	3,80	2,60	7,60	0,0207	0,0242	0,0177	0,338
38	1,2	6,0	11,2	9,65	8,75	0,0234	0,0160	0,0072	0,694
38	0,0	0,0	3,80	4,05	6,95	0,0257	0,0105	0,0205	0,200
38	0,0	0,0	11,2	13,63	4,77	0,0312	0,0080	0,0243	0,220
20	0,4	4,0	3,80	3,27	7,73	0,0299	0,0179	0,0189	0,367
20	0,4	4,0	11,2	9,91	8,49	0,0350	0,0151	0,0098	0,720
20	1,2	4,0	3,80	3,29	7,71	0,0326	0,0256	0,0172	0,427
20	1,2	4,0	11,2	9,93	8,47	0,0288	0,0183	0,0033	0,887
20	0,4	6,0	3,80	3,14	7,86	0,0267	0,0199	0,0157	0,412
20	0,4	6,0	3,80	11,61	6,79	0,0294	0,0130	0,0059	0,800
20	1,2	6,0	11,2	0,676	17,72	0,0388	0,0217	0,0179	0,538
20	1,2	6,0	3,80	10,09	9,10	0,0372	0,0209	0,0069	0,813
20	0,0	0,0	11,2	8,47	2,53	0,0216	0,0140	0,0146	0,320
20	0,0	0,0	3,80	9,69	8,71	0,0292	0,0110	0,0119	0,590
20	0,4	4,0	11,2	5,13	5,87	0,02245	0,0131	0,0121	0,459
20	0,4	4,0	3,80	11,10	7,23	0,03178	0,0116	0,0072	0,773
20	1,2	4,0	11,2	2,76	8,55	0,0277	0,0160	0,0130	0,531
20	1,2	4,0	3,80	11,47	6,92	0,0244	0,0117	0,0036	0,853
20	0,4	6,0	11,2	2,97	8,03	0,0316	0,0220	0,0193	0,750
20	0,4	6,0	3,80	12,96	5,44	0,0234	0,0101	0,0051	0,884

## Cont.1 - APÊNDICE C-3

 $Q_{\bar{a}} = 7,2 \text{ ml/s} - 7 \text{ pratos}$ 

$\varepsilon$	$f \text{ (s}^{-1}\text{)}$	$A \text{ (cm)}$	$Q_c \text{ (ml/s)}$	$Q_e \text{ (ml/s)}$	$Q_r \text{ (ml/s)}$	$x_f$	$x_e$	$x_r$	$\lambda$
20	1,2	6,0	11,2	8,88	8,29	0,0217	0,0174	0,0130	0,750
20	1,2	6,0	3,80	8,24	7,30	0,0295	0,0156	0,0045	0,849
20	0,0	0,0	11,2	3,60	7,40	0,0205	0,0153	0,0125	0,390
20	0,0	0,0	3,80	5,85	12,55	0,0312	0,0210	0,0081	0,740