

**ESTUDO E DESENVOLVIMENTO DE UM
EXTRATOR DE PALHETAS ROTATIVAS**

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

ESTUDO E DESENVOLVIMENTO DE UM
EXTRATOR DE PALHETAS ROTATIVAS

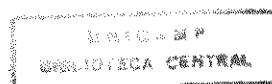
Autor: Roberto Rodrigues de Souza

Orientador: Prof. Dr. Elias Basile Tambourgi

Tese submetida à comissão de Pós-Graduação da Faculdade de Engenharia Química da Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP) como parte dos requisitos exigidos para obtenção do Título de Doutor em Engenharia Química.

Janeiro - 1997

Campinas - São Paulo - Brasil



CM-00 098038-0

So89e Souza, Roberto Rodrigues de
Estudo e desenvolvimento de um extrator de palhetas
rotativas / Roberto Rodrigues de Souza.--Campinas, SP:
[s.n.], 1997.

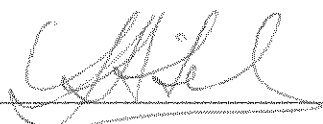
Orientador: Elias Basile Tambourgi.
Tese (doutorado) - Universidade Estadual de Campinas,
Faculdade de Engenharia Química.

1. Separação (Tecnologia). 2. Extração por solventes. 3. Extração (Química) - Equipamentos e acessórios. I. Tambourgi, Elias Basile. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. III. Título.

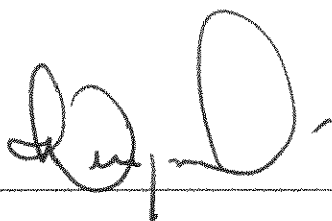
Tese defendida e aprovada, em 31 de janeiro de 1997, pela banca examinadora constituída pelos professores:



Prof. Dr. Elias Basile Tambourgi
Orientador



Prof. Dr. Gil Anderi da Silva



Prof. Dr. Luiz Mário Nelson de Góis



Prof.ª, Dr.ª, Ana Maria Frattini Fileti



Prof.ª, Dr.ª, Elizabete Jordão

Esta versão corresponde a redação final da Tese de Doutorado, defendida pelo Engenheiro Roberto Rodrigues de Souza, e aprovada pela Comissão julgadora em 31 de janeiro de 1997.



Prof. Dr. Elias Basile Tambourgi

Orientador

Aos meus pais,

José Rodrigues de Souza

e

Araci de Souza Gouveia Rodrigues

AGRADECIMENTOS

Ao Professor Doutor Elias Basile Tambourgi, pela orientação, pela amizade e pelo apoio prestado durante a realização deste trabalho.

Ao Professor Doutor João Alexandre F. R. Pereira pelas contribuições prestadas a este trabalho.

Aos amigos Luiz Mário Nelson de Góis, Elvira Cândida Cerdeira Silva e Ana Paula Brescancini Rabelo, pela contribuição dada durante a execução deste trabalho.

Aos Professores do Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de Sergipe, pelo incentivo dado a realização deste curso de pós-graduação.

Aos alunos de iniciação científica, pelo auxílio dado durante a execução deste trabalho.

A todos da Faculdade de Engenharia Química da Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP), em especial a área de concentração: Engenharia de Processos Químicos e Informática, que direta ou indiretamente, contribuíram para a realização deste trabalho.

A todos que direta ou indiretamente tornaram possível a realização deste trabalho.

Ao CNPq pela ajuda financeira concedida.

RESUMO

A necessidade cada vez maior de se obter altas eficiências de separação em menor espaço, tem levado os pesquisadores a desenvolver novos tipos de equipamentos.

Os extratores mais utilizados para a realização do processo de extração líquido-líquido são os mecanicamente agitados, pois estes apresentam um melhor desempenho.

Existem diversos tipos de equipamentos citados na literatura os quais tem sua utilização limitada devido as suas baixas eficiências proporcionadas. Tentando resolver estas limitações, neste trabalho é proposto um novo tipo de coluna de extração líquido-líquido, o qual é denominado de Extrator de Palhetas Rotativas.

No presente trabalho é mostrado todo o procedimento realizado para a construção do Extrator de Palhetas Rotativas proposto. Também é feita uma avaliação da influência das diversas variáveis operacionais e geométricas estudadas nos fenômenos da dispersão axial, da fração de retenção da fase dispersa ("holdup") e da transferência de massa.

No equipamento proposto, o comportamento da dispersão axial será avaliado com base nos dados experimentais obtidos do perfil de concentração do traçador em função do tempo de residência. A determinação da fração de retenção da fase dispersa foi realizada em conjunto com a transferência de massa. Após o sistema alcançar o estado estacionário coletavam-se amostras nas correntes de saída, para posterior determinação das concentrações. Os fluxos eram bloqueados e deixava-se em repouso, medindo-se em seguida os volumes das fases.

ABSTRACT

The growth necessity to get higher separation efficiencies in the minimum space has incentivated the researchers to develop new kinds of equipment.

The most employed equipment to carry out liquid-liquid extraction processes are the mechanically agitated ones because they provide better performances.

Many other types of equipment are presented in the literature. However, they have limited usage because of their low efficiencies.

Trying to solve this problem the present work discuss about a new kind of liquid-liquid extraction column denominated Rotary Pallets Extractor. In addition, the procedure to arrange the experimental aparatus is shown. The influence of the operational and geometric parameters on the axial dispersion, the dispersed phase holdup and mass transfer phenomena are also studied.

In the studied situations the behaviour of axial dispersion was evaluated take in account the variations of the tracer concentration with the residence time. The dispersed phase holdup and the mass transfer data were obtained in simultaneous runs. After the sistem reach the steady state, samples were collected in the outlet streams. At this time, the system was closed down and the volumes of the phases were taken by direct measurement.

The main objective of the present work was the attainment of the operational and geometric conditions that could provide higher separation efficiency and lower costs associated to the equipment reduction size.

Todo o estudo teve como objetivo principal a identificação das melhores condições operacionais e geométricas que permitissem uma elevada eficiência de separação com menores custos associados à redução do tamanho dos equipamentos.

ÍNDICE

	Página
Nomenclatura	XIII
Lista de Figuras	XVI
Lista de Tabelas	XXII
Capítulo I - Introdução	1
Capítulo II - Análise da Literatura	8
II.1 - Introdução	9
II.2 - Estudo da Dispersão Axial	11
II.3 - Estudo da Fração de Retenção da Fase Dispersa	20
II.4 - Estudo da Transferência de Massa	27
Capítulo III - Procedimento Experimental	33
III.1 - Introdução	34
III.2 - Construção do Equipamento	35
III.3 - Variáveis Estudadas	42
III.4 - Obtenção dos Dados Experimentais da Dispersão Axial	44
III.5 - Obtenção dos Dados Experimentais da Fração de Retenção da Fase Dispersa ("holdup")	46

III.6 - Obtenção dos Dados Experimentais da Transferência de Massa	48
Capítulo IV - Resultados e Discussão Referentes a Dispersão Axial	51
IV.1 - Introdução	52
IV.2 - Influência da Velocidade de Rotação	53
IV.3 - Influência da Vazão de Escoamento	57
IV.4 - Influência do Comprimento da Coluna	61
IV.5 - Influência da Área Livre das Palhetas	65
Capítulo V - Resultados e Discussão Referentes a Fração de Retenção da Fase Dispersa (“holdup”)	71
V.1 - Introdução	72
V.2 - Influência da Velocidade de Rotação	73
V.3 - Influência da Vazão Total de Alimentação	77
V.4 - Influência da Razão de Alimentação	81
V.5 - Influência da Área Livre das Palhetas	85
Capítulo VI - Resultados e Discussão Referentes a Transferência de Massa	90
VI.1 - Introdução	91
VI.2 - Índice de Recuperação do Solute	95
VI.2.1 - Influência da Velocidade de Rotação	95
VI.2.2 - Influência da Vazão Total de Alimentação	98
VI.2.3 - Influência da Razão de Alimentação	100
VI.2.4 - Influência da Área Livre das Palhetas	102

VI.3 - Eficiência de Separação ou Eficiência de Murphree	104
VI.3.1 - Influência da Velocidade de Rotação	105
VI.3.2 - Influência da Vazão Total de Alimentação	107
VI.3.3 - Influência da Razão de Alimentação	109
VI.3.4 - Influência da Área Livre das Palhetas	110
 Capítulo VII - Conclusões e Sugestões	 112
 Capítulo VIII - Referências Bibliográficas	 117
 Apêndice A - Curvas de Calibração	 A.1
 Apêndice B - Resultados Obtidos	 B.1
 Apêndice C - Descrição do Modelo Diferencial da Dispersão	 C.1

NOMENCLATURA

Letras Normais

- a - Amplitude (cm);
- a_I - Constante;
- a_{II} - Constante;
- $(a.f)_m$ - Velocidade de pulsação para o mínimo da fração de retenção da fase;
- A - Área livre das palhetas rotativas (%);
- A_d - Área do disco vibratório (cm^2);
- A_p - Fração de área livre de escoamento;
- A_h - Área do furo do prato (cm^2);
- A_i - Área da seção da coluna (cm^2);
- C_e - Concentração de entrada do soluto (fração molar);
- C_s - Concentração de saída do soluto (fração molar);
- C_s^* - Concentração de saída em equilíbrio com a concentração de entrada do soluto (fração molar);
- C_I - Constante;
- C_{II} - Constante;
- d - Diâmetro das gotas (cm);
- d_r - Diâmetro do rotor (cm);
- D - Diâmetro da coluna (cm);
- D_s - Diâmetro dos furos dos discos (cm);
- D_r - Diâmetro do disco (cm);
- DE - Dissipação de energia;
- E - Coeficiente de dispersão axial (cm^2/s);

E_c	- Coeficiente de dispersão axial da fase contínua (cm^2/s);
E_f	- Eficiência de extração;
E_t	- Coeficiente de difusão turbulenta (cm^2/s);
E_s	- Número de estágios da coluna;
f	- Frequência de pulsação (s^{-1});
Fr	- Número de Froude;
g	- Aceleração da gravidade (cm/s^2);
h	- Distância entre os discos (cm);
h^*	- Distância padrão dos discos (igual a 5,0 cm);
H	- Altura da coluna (cm);
H_e	- Altura do estágio (cm);
H_w	- Altura da zona de trabalho (cm);
k_1	- Constante;
k_2	- Constante;
L	- Comprimento da coluna (cm);
n	- Número de rotações;
N_d	- Número de discos rotativos
P	- Potência (watt)
Q	- Vazão de escoamento (ml/s);
Q_c	- Vazão da fase contínua (ml/s);
Q_d	- Vazão da fase dispersa (ml/s);
Q_t	- Vazão volumétrica total de alimentação (ml/s);
Re	- Número de Reynolds;
t_{RM}	- Tempo de residência médio (s);
t	- Tempo (s);
u	- Razão entre as velocidades da fase contínua e da fase dispersa;
v	- Velocidade superficial de escoamento (cm/s);

- V - Velocidade de rotação (rps);
 V_c - Velocidade da fase contínua (cm/s);
 V_d - Velocidade da fase dispersa (cm/s);
 V_s - Velocidade característica (cm/s);
 y_1 - Fração em peso do soluto na alimentação da fase contínua;
 y_2 - Fração em peso do soluto na saída da fase contínua;
 We - Número de Weber;

Letras Gregas

- θ - Tempo adimensional;
 β - Variável dada por uma expressão;
 μ - Viscosidade absoluta do fluido (g/cm.s);
 μ_c - Viscosidade da fase contínua (g/cm.s);
 μ_d - Viscosidade da fase dispersa (g/cm.s);
 ρ - Massa específica (g/cm³);
 ρ_* - Massa específica da água a 20 °C (igual a 998 Kg/m³);
 ρ_c - Massa específica da fase contínua (g/cm³);
 ρ_d - Massa específica da fase dispersa (g/cm³);
 $\overline{\rho_d}$ - Massa específica média da fase dispersa (g/cm³);
 $\Delta\rho$ - Diferença da massa específica entre as fases (g/cm³);
 ϕ - Fração de retenção da fase dispersa (“Holdup”);
 ϕ_i - Fração de retenção da fase dispersa na inundação;
 Ψ - Grupo de agitação (adimensional)
 σ - Variância;
 σ_0 - Variância inicial;
 τ - Tensão interfacial (dyn/cm);

LISTA DE FIGURAS

	Página
Figura I.01 - Extrator em estágios discretos	4
Figura I.02 - Extratores diferenciais que atuam sob ação da gravidade	5
Figura I.03 - Extratores diferenciais mecanicamente agitados	7
Figura II.01 - Curvas obtidas para um recipiente fechado (Bischoff e Levenspiel (1962))	13
Figura II.02 - Regimes de operação (Sege e Woodfield (1954))	21
Figura II.03 - Esquema representativo do regime de inundação total (Sege e Woodfield (1954))	21
Figura III.01 - Montagem experimental (para avaliação do comportamento da dispersão axial)	38
Figura III.02 - Montagem experimental (para avaliação da fração de retenção da fase dispersa e da transferência de massa)	39
Figura III.03 - Detalhe da Palheta Compacta (Área Livre de 0,0 %)	40
Figura III.04 - Detalhe da Palheta Perfurada (Área Livre de 14,0 %)	40
Figura III.05 - Detalhe da Leitura da Velocidade de Rotação das Palhetas	41
Figura III.06 - Detalhe dos Pontos de Coleta das Amostra na Coluna	45

Figura III.07 - Corrente Envolvidas em um Extrator de Contato Contínuo Operando em Contra Corrente	49
Figura IV.01 - Número de Dispersão vs Velocidade de Rotação ($Q = 3,02 \text{ ml/s}$; $L = 51 \text{ cm}$)	54
Figura IV.02 - Número de Dispersão vs Velocidade de Rotação ($Q = 7,73 \text{ ml/s}$; $L = 17 \text{ cm}$)	54
Figura IV.03 - Número de Dispersão vs Velocidade de Rotação ($A = 0,0 \%$; $Q = 12,45 \text{ ml/s}$)	55
Figura IV.04 - Número de Dispersão vs Velocidade de Rotação ($A = 14,0 \%$; $Q = 5,37 \text{ ml/s}$)	55
Figura IV.05 - Número de Dispersão vs Velocidade de Rotação ($L = 34 \text{ cm}$; $A = 0,0 \%$)	56
Figura IV.06 - Número de Dispersão vs Velocidade de Rotação ($L = 34 \text{ cm}$; $A = 14,0 \%$)	56
Figura IV.07 - Número de Dispersão vs Vazão de Escoamento ($V = 1 \text{ rps}$; $L = 17 \text{ cm}$)	58
Figura IV.08 - Número de Dispersão vs Vazão de Escoamento ($V = 3 \text{ rps}$; $L = 34 \text{ cm}$)	58
Figura IV.09 - Número de Dispersão vs Vazão de Escoamento ($A = 0,0 \%$; $V = 2 \text{ rps}$)	59
Figura IV.10 - Número de Dispersão vs Vazão de Escoamento ($A = 14,0 \%$; $V = 4 \text{ rps}$)	59
Figura IV.11 - Número de Dispersão vs Vazão de Escoamento ($L = 34 \text{ cm}$; $A = 0,0 \%$)	60
Figura IV.12 - Número de Dispersão vs Vazão de Escoamento ($L = 34 \text{ cm}$; $A = 14,0 \%$)	60

Figura IV.13 - Número de Dispersão vs Comprimento da Coluna ($V = 2$ rps ; $Q = 5,37$ ml/s)	62
Figura IV.14 - Número de Dispersão vs Comprimento da Coluna ($V = 4$ rps ; $Q = 10,09$ ml/s)	62
Figura IV.15 - Número de Dispersão vs Comprimento da Coluna ($A = 0,0\%$; $V = 1$ rps)	63
Figura IV.16 - Número de Dispersão vs Comprimento da Coluna ($A = 14,0\%$; $V = 5$ rps)	63
Figura IV.17 - Número de Dispersão vs Comprimento da Coluna ($A = 0,0\%$; $Q = 7,73$ ml/s)	64
Figura IV.18 - Número de Dispersão vs Comprimento da Coluna ($A = 14,0\%$; $Q = 12,45$ ml/s)	64
Figura V.01 - Fração de Retenção da Fase Dispersa vs Velocidade de Rotação ($A = 0,0\%$; $Q_c/Q_d = 3$)	74
Figura V.02 - Fração de Retenção da Fase Dispersa vs Velocidade de Rotação ($A = 14,0\%$; $Q_c/Q_d = 1$)	74
Figura V.03 - Fração de Retenção da Fase Dispersa vs Velocidade de Rotação ($A = 0,0\%$; $Q_c + Q_d = 7,0$ ml/s)	75

Figura V.04	- Fração de Retenção da Fase Dispersa vs Velocidade de Rotação ($A = 0,0 \%$; $Q_c + Q_d = 8,5 \text{ ml/s}$)	75
Figura V.05	- Fração de Retenção da Fase Dispersa vs Velocidade de Rotação ($Q_c/Q_d = 1$; $Q_c + Q_d = 5,5 \text{ ml/s}$)	76
Figura V.06	- Fração de Retenção da Fase Dispersa vs Velocidade de Rotação ($Q_c/Q_d = 1$; $Q_c + Q_d = 8,5 \text{ ml/s}$)	76
Figura V.07	- Fração de Retenção da Fase Dispersa vs Vazão Total de Alimentação ($A = 0,0 \%$; $Q_c/Q_d = 3$)	78
Figura V.08	- Fração de Retenção da Fase Dispersa vs Vazão Total de Alimentação ($A = 14,0 \%$; $Q_c/Q_d = 9$)	78
Figura V.09	- Fração de Retenção da Fase Dispersa vs Vazão Total de Alimentação ($A = 0,0 \%$; $V = 2 \text{ rps}$)	79
Figura V.10	- Fração de Retenção da Fase Dispersa vs Vazão Total de Alimentação ($A = 14,0 \%$; $V = 2 \text{ rps}$)	79
Figura V.11	- Fração de Retenção da Fase Dispersa vs Vazão Total de Alimentação ($Q_c/Q_d = 9$; $V = 2 \text{ rps}$)	80
Figura V.12	- Fração de Retenção da Fase Dispersa vs Vazão Total de Alimentação ($Q_c/Q_d = 3$; $V = 4 \text{ rps}$)	80

Figura V.13	- Fração de Retenção da Fase Dispersa vs Razão de Alimentação ($A = 0,0 \%$; $V = 1$ rps)	82
Figura V.14	- Fração de Retenção da Fase Dispersa vs Razão de Alimentação ($A = 14,0 \%$; $V = 2$ rps)	82
Figura V.15	- Fração de Retenção da Fase Dispersa vs Razão de Alimentação ($A = 0,0 \%$; $Q_c + Q_d = 7,0$ ml/s)	83
Figura V.16	- Fração de Retenção da Fase Dispersa vs Razão de Alimentação ($A = 14,0 \%$; $Q_c + Q_d = 5,5$ ml/s)	83
Figura V.17	- Fração de Retenção da Fase Dispersa vs Razão de Alimentação ($V = 1$ rps ; $Q_c + Q_d = 5,5$ ml/s)	84
Figura V.18	- Fração de Retenção da Fase Dispersa vs Razão de Alimentação ($V = 3$ rps ; $Q_c + Q_d = 7,0$ ml/s)	84
Figura VI.01	- Fluxograma do Procedimento de Cálculo Realizado pelo Programa	94
Figura VI.02	- Gráfico do Índice de Recuperação do Solute vs Velocidade de Rotação ($A = 14 \%$; $Q_c + Q_d = 5,5$ ml/s)	97
Figura VI.03	- Gráfico do Índice de Recuperação do Solute vs Velocidade de Rotação ($A = 0,0 \%$; $Q_c + Q_d = 7,0$ ml/s)	97

Figura VI.04 - Gráfico do Índice de Recuperação do Solute vs Vazão Total de Alimentação ($A = 14\%$; $Q_c/Q_d = 9$)	99
Figura VI.05 - Gráfico do Índice de Recuperação do Solute vs Vazão Total de Alimentação ($A = 14\%$; $V = 2$ rps)	99
Figura VI.06 - Gráfico do índice de Recuperação do Solute vs Razão de Alimentação ($Q_c+Q_d = 5,5$ ml/s ; $V = 2$ rps)	101
Figura VI.07 - Gráfico do Índice de Recuperação do Solute vs Razão de Alimentação ($Q_c+Q_d = 5,5$ ml/s ; $V = 3$ rps)	101
Figura VI.08 - Gráfico do Índice de Recuperação do Solute vs Vazão Total de Alimentação ($Q_c/Q_d = 9$; $V = 2$ rps)	103
Figura VI.09 - Gráfico da Eficiência de Murphree vs Velocidade de Rotação ($A = 14\%$; $Q_c+Q_d = 5,5$ ml/s)	106
Figura VI.10 - Gráfico da Eficiência de Murphree vs Velocidade de Rotação ($Q_c/Q_d = 6$; $Q_c+Q_d = 7,0$ ml/s)	106
Figura VI.11 - Gráfico da Eficiência de Murphree vs Vazão Total de Alimentação ($Q_c/Q_d = 9$; $A = 14\%$)	108
Figura VI.12 - Gráfico da Eficiência de Murphree vs Vazão Total de Alimentação ($Q_c/Q_d = 9$; $V = 1$ rps)	111

LISTA DE TABELAS

	Página
Tabela III.01 - Variáveis Estudadas e suas Faixas de Operação no Estudo da Dispersão Axial	42
Tabela III.02 - Variáveis Estudadas e suas Faixas de Operação no Estudo da Fração de Retenção da Fase Dispersa e no Estudo da Transferência de Massa	43
Tabela IV.01 - Influência da Área Livre das Palhetas no Número de Dispersão Axial	66
Tabela V.01 - Influência da Área Livre das Palhetas na Fração de Retenção da Fase Dispersa	87

CAPÍTULO I

INTRODUÇÃO

O processo onde um componente é separado de uma mistura de líquidos através da adição de um outro componente líquido, denomina-se Extração Líquido-Líquido.

Inicialmente, esta técnica de separação era bastante usada em escala de laboratório. Posteriormente, iniciou-se a busca por um método de separação que permitisse a remoção de hidrocarbonetos aromáticos do querosene. Com isto, a utilização industrial da extração líquido-líquido começou a ter grande desenvolvimento.

Atualmente a utilização da extração líquido-líquido envolve diversos setores, tais como: a produção de cobre, purificação de antibióticos, desidratação de ácido acético, purificação do ácido láctico, purificação do ácido fosfórico, entre outros.

Este método de separação é mais complicado e mais caro que outros processos, pois o soluto obtido através do processo de extração faz parte de uma nova solução, da qual, muitas vezes necessita ser separado, por outro método, para se obter a pureza desejada.

A associação deste inconveniente com as dificuldades de selecionar um ótimo solvente, com falta de um maior conhecimento sobre o projeto dos equipamentos de extração e com a não possibilidade em muitos casos de prever o desempenho do equipamento em termos da sua capacidade e eficiência, faz com que a extração líquido-líquido não seja uma operação largamente empregada em muitos processos industriais. Como consequência, esta operação até o momento é empregada para os casos em que a destilação é anti-econômica e/ou impraticável.

Nos equipamentos industriais, procura-se obter uma alta taxa de transferência do soluto para o solvente. Isto, em geral se consegue com a utilização de um solvente que seja insolúvel ou pouco solúvel no diluente

que constitui a carga, bem como através da introdução de mecanismos que proporcionem um aumento da superfície de contato entre as fases, permitindo uma difusão rápida do soluto no solvente, para formar o extrato.

Para que tenhamos uma elevada superfície de contato entre as fases, é necessário que um dos líquidos seja disperso sob a forma de pequenas gotas no outro, e, que sob esta condição permaneça por um intervalo de tempo suficiente para permitir a difusão do soluto no solvente. Quanto menor forem as gotas da fase dispersa e quanto maior for o seu número, maior será a área interfacial produzida, e mais rápida será a transferência de massa entre as fases, tendo como consequência a necessidade de um menor tempo de contato. Entretanto, é essencial que a dispersão não seja constituída por gotas muito pequenas, de modo que a sua coalescência e separação seja demasiadamente lenta.

Com a finalidade de tornar o processo de extração mais simples e eficiente, foram propostos diversos tipos de extratores nos últimos anos. O objetivo principal do desenvolvimento de novos equipamentos para efetuar a extração líquido-líquido, é tornar este método cada vez mais competitivo com relação aos outros processos de separação existentes. De acordo com a construção do equipamento utilizado para a realização da extração líquido-líquido, podemos classificá-los em extratores com estágios discretos e extratores diferenciais.

Um extrator com estágios discretos, de acordo com a Figura I.01, é um equipamento onde se coloca a carga em contato com um solvente, promovendo sucessivas misturas e decantações. Neste tipo de extrator, é desejável que as duas fases permaneçam no equipamento por um tempo necessário para se atingir as proximidades do equilíbrio, para, em seguida serem separadas. O número de estágios utilizados depende do grau de

separação desejado, apresentando a desvantagem de ocupar grandes volumes, impossibilitando seu uso para altas vazões.

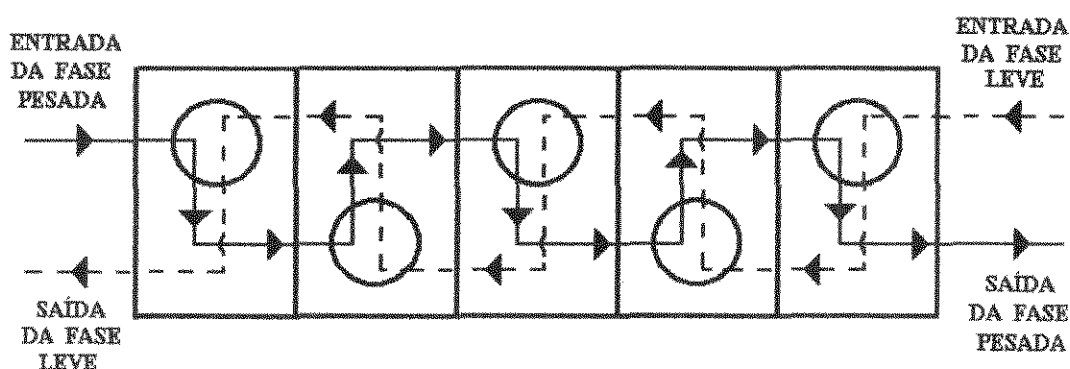
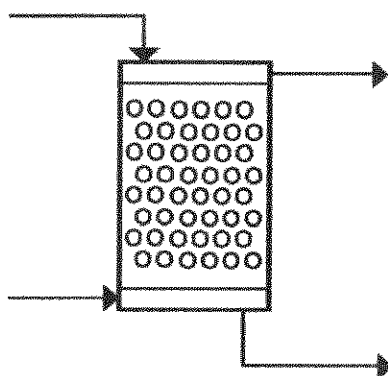


Figura I.01 - Extrator em estágios discretos

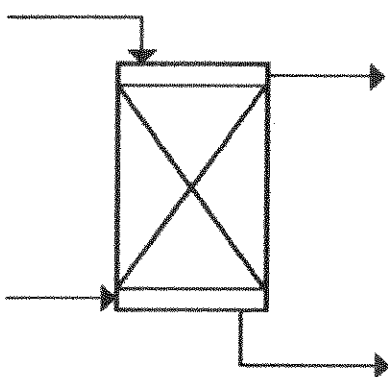
Os extratores diferenciais são construídos na forma de colunas, realizando a mistura e a decantação semelhante a um estágio dos extratores definidos anteriormente. Estes equipamentos, classificam-se em extratores que atuam sob ação da gravidade e extratores mecanicamente agitados, de acordo com a existência ou não de um mecanismo de agitação.

Na Figura I.02, temos alguns tipos de extratores que atuam sob ação da gravidade. Nestes, a fase dispersa é introduzida no topo ou fundo da coluna, movendo-se em contra-corrente no seio da fase contínua. Estes extratores possuem baixo custo de operação e manutenção, porém, as eficiências de extração são relativamente baixas quando comparada com as dos extratores mecanicamente agitados.

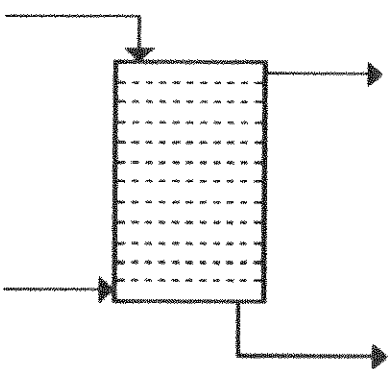
Nos extratores mecanicamente agitados, temos a presença de um mecanismo de agitação, utilizado para elevar a área interfacial através de



coluna spray



coluna de recheio



coluna com pratos perfurados fixos

Figura I.02 - Extratores diferenciais que atuam sob ação da gravidade

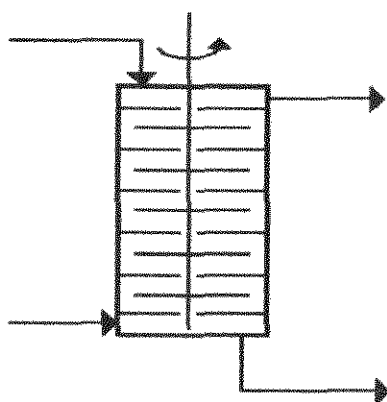
um aumento no número de gotas, tendo como consequência uma maior transferência de massa nestes equipamentos. A Figura I.03 apresenta alguns desses equipamentos.

No presente trabalho, iremos desenvolver um extrator de palhetas rotativas, ainda sem referência na literatura, de modo a propor um novo equipamento que permita obter elevadas eficiências de separação. O desempenho operacional deste equipamento será realizado com base na caracterização de sua hidrodinâmica, através do estudo da dispersão axial, da fração de retenção da fase dispersa (holdup) e da transferência de massa.

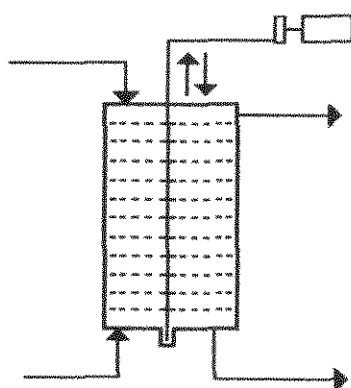
Com este propósito, no Capítulo II tem-se um breve estudo sobre o atual desenvolvimento das pesquisas realizadas no campo da extração líquido-líquido, para os diversos tipos de equipamentos. Já no Capítulo III, descreve-se o procedimento utilizado para a construção do equipamento, o princípio de funcionamento e a metodologia adotada para a obtenção dos dados experimentais, possibilitando a caracterização da hidrodinâmica deste equipamento.

Por sua vez, nos Capítulos IV, V e VI, é apresentado uma análise dos parâmetros geométricos e das variáveis operacionais, em função das diversas situações experimentais estudadas, permitindo uma avaliação mais realística do fenômeno da dispersão axial, da fração de retenção da fase dispersa e da transferência de massa, os quais são de fundamental importância no estudo da hidrodinâmica.

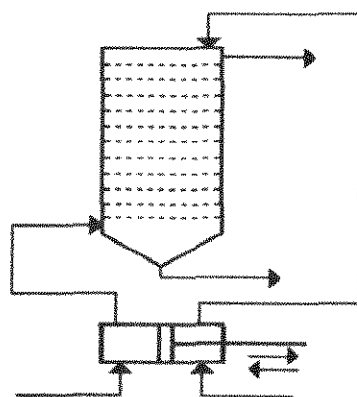
Finalmente, no Capítulo VII são apresentadas as diversas conclusões obtidas ao longo deste estudo, bem como algumas sugestões para trabalhos posteriores.



coluna de discos rotativos



coluna de pratos pulsantes



coluna de fluxo pulsado

Figura I.03 - Extratores diferenciais mecanicamente agitados

CAPÍTULO II

ANÁLISE DA LITERATURA

II.1 - INTRODUÇÃO

Um dos grandes problemas enfrentados pelas indústrias químicas é a separação de misturas homogêneas, geralmente decorrentes de alguma etapa do processo. Entre os diversos processos de separação existentes, destacam-se a destilação e a extração líquido-líquido.

Com a modernização dos processos industriais, a extração líquido-líquido mostra-se ser um campo tecnológico extremamente interessante. Isto leva a busca de novos equipamentos e de um aperfeiçoamento dos existentes, tendo como consequência o surgimento de extratores com maior desempenho operacional e menor custo de manutenção.

A caracterização da hidrodinâmica dos equipamentos desenvolvidos para a realização da separação utilizando a extração líquido-líquido, é determinada, através da identificação da influência de cada um dos fenômenos que a constituem. Alguns dos trabalhos apresentados na literatura para o estudo destes fenômenos em diversos equipamentos, serão descritos a seguir.

Com os estudos realizados por Tambourgi (1989), para um extrator de discos rotativos, e por Góis (1995), para um extrator de pratos pulsantes, observou-se uma melhoria na eficiência de separação. Isto deve-se ao fato de que nos extratores de discos rotativos temos a formação de “vortex” acima e abaixo de cada disco, enquanto nos extratores de pratos pulsantes temos uma maior formação de gotas, devido à movimentação dos pratos.

Tentando aumentar ainda mais a eficiência de separação, foi proposto o desenvolvimento do extrator de palhetas rotativas. O mesmo permitirá a formação de “vortex” acima e abaixo de cada palheta e a geração de gotas

através dos pratos que ficam entre os estágios. Assim, a revisão da literatura será realizada basicamente para as colunas de discos rotativos e de pratos pulsantes, os quais serviram de base para a construção deste novo extrator.

II.2 - ESTUDO DA DISPERSÃO AXIAL

A dispersão axial representa o grau de mistura que ocorre no interior de um equipamento na direção longitudinal. O escoamento de fluido na prática situa-se entre o tipo empistonado e o tipo mistura perfeita. Na dispersão axial normalmente considera-se um destes tipos de escoamento, simplificando os cálculos. Como consequência teremos cálculos baseados em condições não realistas.

Os principais modelos citados na literatura para a determinação do coeficiente de dispersão axial, são: o Modelo Diferencial da Dispersão, descrito por Bischoff e Levenspiel (1962), e o Modelo de 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, enquanto que o Modelo de Fluxo Reverso, baseia-se em balanços de massa nos vários estágios da coluna, considerando-se constante a fração de regresso (“backmixing”) de cada uma das fases.

Segundo Danckwerts (1953), dificilmente ocorrerá um escoamento do tipo mistura perfeita, em especial para fluidos newtonianos, pois existirá a presença da dispersão longitudinal, devido aos efeitos viscosos e molecular e/ou difusão turbilhonar. Neste trabalho, são apresentados alguns modelos que podem ser utilizados para a predição do comportamento de fluido através do equipamento em estudo. Estes modelos se baseiam na obtenção dos dados da distribuição do tempo de residência em dado ponto, pela injeção de um traçador na entrada do fluxo.

Diversos modelos têm sido utilizados para caracterizar o fenômeno da dispersão, e consequentemente, a determinação do coeficiente de

dispersão, que ocorre no interior dos equipamentos industriais, para os mais variados sistemas.

A técnica comumente empregada para determinar o coeficiente de dispersão, consiste na realização de experimentos com a injeção de traçadores considerando um pulso instantâneo. O método mais utilizado para a caracterização deste fenômeno baseia-se em modelos que usam as equações da difusão com coeficiente de difusão modificado, também denominado Modelo Diferencial da Dispersão.

Bischoff e Levenspiel (1962), realizaram uma generalização dos modelos matemáticos que utilizam a técnica de injeção do traçador. Para um recipiente fechado, estes autores apresentaram para o modelo diferencial da dispersão (mostrado no Apêndice C) as equações descritas abaixo, para a média e variância respectivamente:

$$\theta = \frac{t}{t_{RM}} = 1 \quad (\text{II.01})$$

$$\sigma_o^2 = \frac{\sigma^2}{t_{RM}^2} = 2 \left(\frac{E}{VH} \right) - 2 \left(\frac{E}{VH} \right)^2 \left(1 - e^{-\frac{VH}{E}} \right) \quad (\text{II.02})$$

Para a resolução destas equações, torna-se necessário o conhecimento do perfil de concentração do traçador em função do tempo que deve ser medida em dois pontos discretos (entrada e saída), obtendo-se uma família de curvas similares às apresentadas na Figura II.01. A resolução da equação II.02 deve ser feita numericamente, através de um programa utilizando um método adequado.

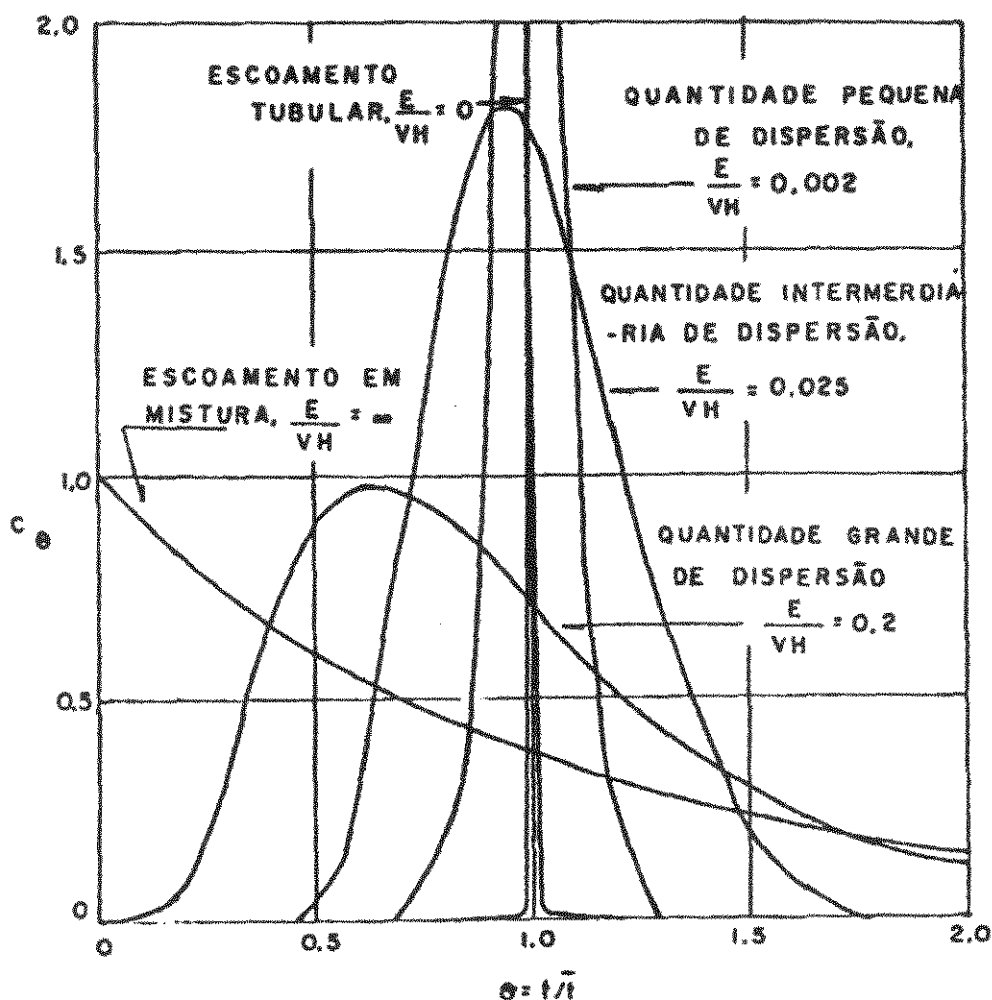


Figura II.01 - Curvas obtidas para um recipiente fechado
(Bischoff e Levenspiel (1962))

Para a caracterização detalhada da dispersão axial, torna-se necessário o conhecimento dos valores do coeficiente de dispersão axial e de difusão turbulenta, os quais podem ser determinados pelos vários métodos experimentais apresentados na literatura.

Aerov, Kagan, Volkova e Nikitin (1963), descreveram a mais completa forma para obtenção da dispersão axial em um extrator de discos rotativos, relacionando-o como coeficiente de difusão turbulenta.

A determinação do coeficiente de difusão turbulenta foi realizada através de uma alimentação contínua do traçador (azul de metileno) na corrente da fase contínua. As amostras foram realizadas em determinados pontos da coluna na direção axial, pois na direção radial a distribuição foi assegurada uniforme pela rotação dos discos.

Nos experimentos, foram determinadas a relação entre o coeficiente de difusão turbulenta e diversas variáveis estudadas por estes autores. A partir dos dados experimentais obtidos para o sistema líquido-líquido investigado, utilizou-se o métodos da adimensionalização para a obtenção de uma correlação generalizada que descreva o fenômeno:

$$\frac{E_t}{u \cdot h} = 0,56 \cdot 10^{-3} \cdot \left(\frac{n \cdot D_r^2 \cdot \rho_c}{\mu_c} \right) \left(\frac{u \cdot \rho_c \cdot D}{\mu_c} \right)^{-0,5} \cdot \left(\frac{Q_s + Q_d}{Q_s} \right)^2 \cdot \left(\frac{D_s}{D_r} \right)^2 \cdot \left(\frac{D^2 - D_r^2}{D^2} \right)^{0,5} \quad (\text{II.03})$$

Kagan, Aerov, Lonik e Volkova (1965), apresentaram estudos que permitiram a caracterização do coeficiente de dispersão longitudinal e de difusão turbulenta, em uma coluna de fluxo pulsado. Neste trabalho, os autores observaram experimentalmente os efeitos da carga da coluna, intensidade de pulsação e fluxo volumétrico da fase dispersa para a fase contínua.

Estes autores propuseram a seguinte correlação empírica, para o coeficiente de difusão turbulenta para o sistema querosene-água:

$$E_t = 1,2 \cdot 10^5 \cdot \left(\frac{a^{1,2} \cdot f^{1,35}}{Q_t^{1,4}} \right) \quad (\text{II.04})$$

A determinação quantitativa feita do coeficiente de dispersão longitudinal foi investigada na razão de transferência de massa. A caracterização experimental deste fenômeno foi observada através da análise de sua influência na razão de transferência.

Com base nos resultados observou-se que a dispersão longitudinal apresenta uma significativa extensão, resultante da intensidade de pulsação e da carga da coluna com respeito para ambas as fases.

Kim e Baird (1979), realizaram estudos para a medida do coeficiente de dispersão axial em função das diversas variáveis para uma coluna de pratos pulsantes, operando sob única fase e sob duas fases, nas condições de fluxo.

Os dados obtidos experimentalmente, foram expressos em termos do Modelo Diferencial da Dispersão, que é o mais apropriado. Estes dados foram correlacionados por regressão analítica, obtendo-se as seguintes equações:

$$E = 1,98.a^{1,74}.f^{-0,96}.h^{-0,69} \quad (\text{II.05})$$

para pratos de teflon, e:

$$E = 5,56.a^{1,77}.f^{1,00}.h^{-1,32} \quad (\text{II.06})$$

para pratos de aço inoxidável.

O tamanho dos furos e a percentagem de área livre permaneceram constantes em todo o estudo realizado por estes autores. Estes dados obtidos foram comparados com os dados existentes para uma coluna de fluxo pulsado e uma coluna de pratos pulsantes.

As características da dispersão axial da fase contínua em uma coluna de discos rotativos, utilizando um fluxo líquido-líquido em contracorrente, foi estudada por Tojo, Miyanami e Yano (1976). O procedimento experimental consistia da injeção de um traçador utilizando a técnica do pulso instantâneo, sendo a coleta das amostras realizadas em um determinado ponto acima do ponto de injeção, possibilitando o acompanhamento do perfil de concentração em função do tempo de residência.

Estes autores propuseram uma equação para a predição da dispersão axial neste tipo de equipamento, sendo que as constantes foram ajustadas pelo método dos mínimos quadrados:

$$\frac{E_c}{V_c \cdot H_c} = 0,258 + 0,503 \cdot \frac{A_d}{A_i} \cdot \frac{A_h}{A_i} \cdot \frac{a.f.(1 - \phi)}{V_c} \quad (\text{II.07})$$

As características do fenômeno da dispersão axial foram apresentadas por Hafez, Baird e Nirdosh (1979), para uma coluna de extração de pratos pulsantes. Estes autores utilizaram a equação (II.06) desenvolvida por Kim e Baird (1976), para uma coluna de pratos pulsantes, operando em única fase e com pratos de aço inoxidável. Observou-se que o coeficiente de dispersão axial neste equipamento tende a aumentar com o diâmetro da coluna devido aos efeitos de circulação.

No trabalho publicado por Góis (1987), são apresentados dois estudos distintos na avaliação do desempenho da coluna de discos rotativos - a dispersão axial e o consumo de energia - utilizando o sistema monofásico. Para a dispersão axial, este autor utilizou teste traçador tipo pulso e determinou valores do coeficiente de dispersão axial, empregando o

modelo diferencial da dispersão, proposto por Levenspiel (1962) para a obtenção das curvas de distribuição de tempos de residência encontradas com os valores experimentais de concentração no topo do equipamento. Para o consumo de energia a análise foi feita em função dos dados da potência consumida pelos discos, através das medidas da corrente e voltagem, fornecidas ao motor do agitador.

Com os dados do coeficiente de dispersão axial e da potência consumida pelos discos, Góis (1987), analisou as influências de vários parâmetros tanto na dispersão quanto no consumo de energia, e apresentou a seguinte correlação de modelagem:

$$\frac{E}{v.H} = \left(\frac{\mu}{R^2.V.\rho} \right)^{0,2704} \cdot \left(\frac{V^3.R^5.\rho}{P.g} \right)^{0,0127} \cdot \left(\frac{R.V}{v} \right)^{0,231} \cdot \left(\frac{L.N_d}{R} \right)^{0,637} \quad (\text{II.08})$$

Tambourgi (1989), foi além e, com uma coluna semelhante à utilizada por Góis (1987), realizou estudos relacionados com o escoamento bifásico, empregando o sistema n-butanol/água. Tambourgi (1989), determinou também os coeficientes de dispersão axial nos experimentos, só que desta vez, para as duas fases, contínua e dispersa, através de testes traçador tipo pulso.

Além da dispersão ele também mediu os pontos de inundação da coluna e determinou valores para a velocidade característica em cada experimento. Esta técnica consistiu do ajuste das vazões de alimentação até que o ponto de inundação viesse a ser visualizado. Através das vazões de inundação o autor obteve valores para a velocidade característica e, em seguida, para a fração de retenção na condição de inundação, seguindo o modelo descrito por Logsdail et. all. (1957).

Tambourgi (1989), analisou também as influências de vários parâmetros tanto na dispersão, quanto na inundação e apresentou a seguinte correlação de modelagem para a velocidade característica:

$$\frac{V_s}{L.V} = 0,151 \times 10 \cdot \left(\frac{\mu_c}{R^2.V.\rho_c} \right)^{0,856} \cdot (A_p)^{-0,018} \cdot \left(\frac{N_d}{N_d + 1} \right)^{-1,319} \cdot \left(\frac{h}{R} \right)^{-2,63} \cdot \left(\frac{g}{V^2.R} \right)^{0,142} \quad (\text{II.09})$$

Uma correlação para dispersão axial da fase contínua de uma coluna de extração de pratos pulsantes é apresentado por Kumar e Hartland (1989). Os autores utilizaram um sistema bifásico, e desta forma, os resultados da dispersão axial obtidos foram correlacionados em termos das propriedades físicas dos sistemas líquido-líquido estudados.

A correlação adimensional obtida para a dispersão axial é expressa como um produto de uma função exponencial e de uma simples função de potência, para cada uma das outras variáveis, podendo ser escrita como:

$$\frac{E_c \cdot \Delta \rho}{\mu_c} = k_1 \cdot \text{Exp}(k_2 \cdot \Psi) \cdot \left(\frac{V_d \cdot \mu_c}{\tau} \right)^{0,11} \cdot \left(\frac{\mu_c}{\mu_d} \right)^{-0,37} \cdot \left[\frac{\mu_c}{(\sigma \cdot \Delta \rho \cdot h)^{1/2}} \right]^{-0,61} \cdot \left(\frac{D_s}{h} \right)^{0,36} \cdot \left(\frac{\Delta \rho \cdot h}{\rho \cdot h_*} \right)^{1,05} \quad (\text{II.10})$$

onde:

$$k_1 = 46,15$$

$$\text{para } a.f < 2(a.f)_m \rightarrow k_2 = 0,80$$

$$\text{para } a.f > 2(a.f)_m \rightarrow k_2 = 0,34$$

Nesta equação observa-se que a dispersão axial é independente da velocidade superficial da fase contínua, bem como o efeito do diâmetro da coluna tende a ser insignificante.

No presente trabalho, é apresentado um estudo sobre a dispersão axial para a coluna de palhetas rotativas. Este estudo segue a mesma metodologia utilizada nas pesquisas com os outros tipos de colunas, como as colunas de discos rotativos e as colunas pulsadas. Primeiramente são determinados os valores do Coeficiente de Dispersão Axial, através de testes tipo pulso e utilizando o Modelo Diferencial da Dispersão (descrito no Apêndice C), e em seguida, são analisadas as influências de cada parâmetro separadamente na dispersão axial.

II.3 - ESTUDO DA FRAÇÃO DE RETENÇÃO DA FASE DISPERSA ("HOLDUP")

A fração de retenção da fase dispersa ("holdup") de um equipamento que trabalha com extração, é igual a razão do volume da fase dispersa pelo volume total do equipamento. Esta é uma das mais importantes características hidrodinâmicas. A importância deste fenômeno é determinada pelo fato do mesmo ser proporcional à área interfacial, e conseqüentemente a eficiência de transferência de massa é uma função da fração de retenção da fase dispersa.

Nos extratores mecanicamente agitados, deve-se levar em consideração a possibilidade de inundação do equipamento. O trabalho desenvolvido por Sege e Woodfield (1954), especialmente para colunas pulsadas, mostra as regiões onde pode haver uma diminuição do desempenho do extrator. Neste trabalho ele observou três tipos distintos de comportamento da fase dispersa neste equipamento, através da análise do fluxo total em função das condições de pulsação, mostrado na Figura II.02.

Nesta Figura, observamos a operação do tipo mistura-decantação ("mixer-settler") que ocorre nas situações de baixas vazões e baixas velocidades de pulsação; operação tipo emulsão, presente em alto fluxo total e alta velocidade de pulsação, e a operação do tipo instável, que começa a existir quando temos um fluxo total e uma velocidade de pulsação bastante elevada.

Estes autores observaram que nas condições operacionais do tipo instável, existia uma inundação local e que para condições acima das que definem este tipo de operação, tínhamos a inundação total do equipamento.

Na Figura II.03 temos a representação da definição apresentada por Sege e Woodfield (1954), para a inundação total, na qual, este fenômeno representa a condição de fluxo onde as correntes são impossibilitadas de escoarem em contra-corrente, ou seja, as correntes de alimentações entram e saem da coluna numa mesma extremidade.

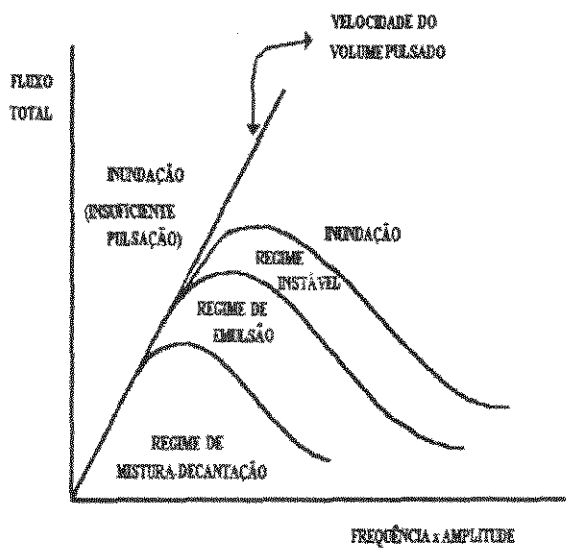


Figura II.02 - Regimes de operação
(Sege e Woodfield (1954))

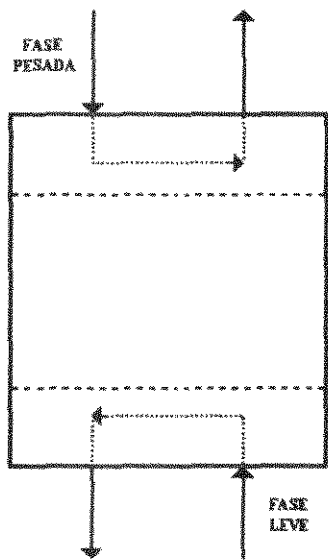


Figura II.03 - Esquema representativo do regime de inundação total
(Sege e Woodfield (1954))

As limitações do desempenho, caracterizada pela inundação do extrator, é determinada pelo grau de dispersão da fase dispersa na forma de gotas e a velocidade média com que as gotas atravessam a fase contínua, na zona de operação do equipamento.

A fração de retenção da fase dispersa de extratores tem sido estudada por um grande número de pesquisadores, sendo que a maioria destes estudos foram realizados para os extratores do tipo Spray e do tipo Recheio. Kasatkin, Kagan e Trukhanov (1962), realizaram um estudo da fração de retenção da fase dispersa de um extrator de disco rotativo para vários sistemas líquidos sobre uma larga faixa de condições do processo.

As variáveis estudadas nos diversos experimentos, foram as propriedades físicas do sistema, a velocidade de rotação, a razão de fluxo das duas fases, a razão de volume da fase contínua e fase dispersa, e as dimensões geométricas das partes internas do extrator. Estes autores utilizaram análise dimensional para correlacionar os dados experimentais. Neste foi assumido que a fração de retenção da fase dispersa, pode ser representado em termos da relação entre grupos de variáveis determinando o estado de inundação do equipamento.

A consideração básica para a obtenção da correlação assume que a inundação e a fração de retenção da fase dispersa são na análise final, determinadas pela quantidade de energia introduzida no líquido de saída, sendo que esta consideração tem o valor máximo no ponto de inundação. Estes autores mostram claramente que a inundação de um extrator de disco rotativo com dispersão da fase orgânica, é representado pela equação II.11.

Apesar da equação II.11 utilizar a influência de diversas variáveis, esta é de uso limitado, não podendo ser utilizado para outros sistemas com propriedades físicas e condições operacionais diferentes das estudadas.

$$\frac{n \cdot d_r}{Q_c} \cdot \left(\frac{Q_c}{Q_d} \right)^{-0,61} = 0,091 \cdot \left[\begin{array}{c} (Re)^{0,185} \cdot (We)^{0,35} \\ (Fr)^{1,37} \cdot \left(\frac{\Delta \rho}{\rho_c} \right)^{0,96} \\ \left(\frac{D}{H_w} \right)^{0,61} \cdot \left(\frac{d_o^2 - d_r^2}{d_c^2} \right)^{1,0} \end{array} \right]^{0,662} \quad (II.11)$$

No trabalho apresentado por Khemangkorn, Molinier e Angelino (1978), a fração de retenção da fase dispersa foi estudada para as duas direções de transferência de massa, observando-se que os valores obtidos para a amplitude e a frequência são pequenas, correspondendo assim a uma baixa velocidade de pulsação.

Observou-se que a fração de retenção da fase dispersa na direção da fase dispersa para a fase contínua (“d → c”), é maior em alta amplitude e frequência, que na direção oposta. Isto implica, que a velocidade verdadeira da fase dispersa é relativamente menor na direção de transferência, e o tamanho relativo das gotas decresce para que na outra direção possa causar esta redução.

Kumar e Hartland (1983), estudaram a fração de retenção numa coluna de fluxo pulsado, na ausência da transferência de massa. Eles constataram a ocorrência de 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, eles utilizaram um parâmetro de dissipação de energia (DE) por unidade de massa da mistura líquida, dado por:

$$DE = \frac{(a.f)^2}{\beta.h} \cdot \frac{\rho_c}{\Delta\rho^{3/4} \cdot \sigma^{1/4} \cdot g^{5/4}} \quad (\text{II.12})$$

Assim, para o regime de dispersão ($DE < 0,05$):

$$\phi = 6,91 \left(\frac{(a.f)^2 \cdot \rho_c^{1/4}}{\beta.h \cdot \sigma^{1/4} \cdot g^{5/4}} \right)^{0,31} \cdot \left(\frac{V_d^4 \cdot \rho_c}{g \cdot \sigma} \right)^{0,30} \cdot \left(1 + \frac{V_c}{V_d} \right)^{0,14} \cdot \left(\frac{\Delta\rho}{\rho_c} \right)^{-0,75} \cdot \left(\frac{\mu_d \cdot g}{\rho_c \cdot \sigma^3} \right)^{-0,01} \quad (\text{II.13})$$

para o regime de emulsão ($DE \geq 0,05$):

$$\phi = 3,73 \times 10^{-3} \cdot \left(\frac{(a.f)^4 \cdot \rho_c}{\sigma \cdot g} \right)^{0,62} \cdot \left(\frac{V_d^4 \cdot \rho_c}{g \cdot \sigma} \right)^{0,31} \cdot \left(1 + \frac{V_c}{V_d} \right)^{0,45} \cdot \left(\frac{\Delta\rho}{\rho_c} \right)^{-2,20} \cdot \left(\frac{\mu_d^4 \cdot g}{\rho_c \cdot \sigma^3} \right)^{-0,29} \quad (\text{II.14})$$

e para o regime de mistura-decantação, foi proposta a seguinte correlação:

$$\phi = 3,91 \times 10^{-3} \cdot \left(\frac{a^2 \cdot \rho_c \cdot g}{\sigma} \right)^{-0,26} \cdot \left(\frac{V_d^4 \cdot \rho_c}{g \cdot \sigma} \right)^{0,28} \cdot \left(1 + \frac{V_c}{V_d} \right)^{0,19} \cdot \left(\frac{\Delta\rho}{\rho_c} \right)^{-0,81} \cdot \left(\frac{\mu_d^4 \cdot g}{\rho_c \cdot \sigma^3} \right)^{-0,12} \cdot \left(\frac{f^4 \cdot \sigma}{\rho_c \cdot g^3} \right)^{-0,19} \quad (\text{II.15})$$

As correlações mostradas acima, envolvem um grande número de variáveis experimentais e foram obtidas a partir de resultados próprios e de um apanhado de resultados experimentais obtidos por outros autores e publicados na literatura, sendo portanto, válidas para diversos sistemas líquidos.

Uma das primeiras correlações proposta para Fração de Retenção da Fase Dispersa, foi desenvolvida por Griffith et. all. e apresentada por Kumar e Hartland (1988), valendo para a região de mistura-decantação. Segundo estes autores, o volume de líquido da fase dispersa que entra em cada seção da coluna, é igual ao volume transportado pelo pulso, por unidade de tempo, resultando na seguinte expressão:

$$\phi = \frac{V_d}{f \cdot h} \quad (\text{II.16})$$

Desta forma, a retenção não é afetada pela amplitude de pulsação, nem pelas propriedades físicas do sistema líquido.

Kumar e Hartland (1989), realizaram estudos para a predição da fração de retenção da fase dispersa e da velocidade característica das gotas da fase contínua, fenômenos estes que são de fundamental importância no projeto e operação de colunas de extração líquido-líquido. A velocidade característica controla o coeficiente de transferência de massa, onde um soluto é transferido entre as duas fases. A fração de retenção da fase dispersa, junto com o tamanho das gotas determina a área interfacial e também a transferência de massa total a ser obtida.

Para fluxo em contra-corrente a velocidade característica segundo estes autores, será dada pela razão dos fluxos das fases dispersa e contínua, e a fração de retenção da fase dispersa, representada pela seguinte equação:

$$V_s = \frac{V_d}{\phi} + \frac{V_c}{(1 - \phi)} \quad (\text{II.17})$$

Assumindo que as velocidades das fases são constantes, negligenciando os efeitos de circulação e conhecendo a fração de retenção da fase dispersa, pode-se estimar a velocidade característica.

Correlações prévias para a predição da velocidade característica em diferentes tipos de colunas, em termos das propriedades físicas e condições de operação invariáveis, incluem o efeito da fração de retenção da fase dispersa. Estas são extensamente discutidas por Kumar e Hartland (1985, 1987, 1988a, 1988b) para colunas Spray, colunas de discos rotativos e colunas de pratos pulsantes.

A fração de retenção da fase dispersa para uma coluna de discos rotativos com saia perfurada, foi estudada por Kawase (1990), em escala de planta piloto, onde verificou-se que este fenômeno apresenta um comportamento diferente em relação a outros tipos de colunas, observando um decréscimo com a velocidade de rotação até um mínimo, e mais adiante, aumenta com a velocidade de rotação. Conhecendo-se a fração de retenção da fase dispersa experimental, estes autores correlacionaram este fenômeno em termos dos vários parâmetros da coluna e características do líquido. Assim, baseando-se na determinação da velocidade característica pelas equações obtidas por outros autores, a seguinte equação foi proposta:

$$\phi = \frac{V_d}{V_s - V_c} \quad (\text{II.18})$$

As correlações apresentadas nesta seção foram selecionadas procurando dar ênfase aos trabalhos dos precursores, no entanto, muitas outras correlações estão disponíveis na literatura.

II.4 - ESTUDO DA TRANSFERÊNCIA DE MASSA

Murphree (1925), apresentou uma equação para a determinação da eficiência de separação, para uma mistura de diversos componentes, expressa da seguinte forma:

$$E_r = \frac{C_s - C_e}{C_s^* - C_e} \quad (\text{II.19})$$

Esta representa a relação entre a eficiência obtida no equipamento (eficiência prática), e a que seria obtida se o tempo fosse necessário para se atingir o equilíbrio (eficiência teórica). A equação II.19 é de fundamental importância na comparação e projeto dos equipamentos de separação.

Reman (1951), apresentou um trabalho sobre o contactor de discos rotativos, operando com vários sistemas líquidos, onde a eficiência global do processo foi obtida dividindo-se o número de estágios de equilíbrio pelo número de compartimentos, e multiplicando-se o resultado por cem.

Ele verificou que a eficiência era proporcional à velocidade do rotor, e que aumentava com o aumento do diâmetro dos discos rotativos. A eficiência também aumenta com o aumento da altura dos compartimentos e diminui com o aumento do diâmetro de abertura dos discos fixos. Pelos resultados obtidos, o autor concluiu que o contactor de discos rotativos (RDC) pode ser usado para vários sistemas líquidos mesmo aqueles com tendência a emulsificar.

Segundo Hanson (1968b), em extratores comerciais, a transferência de massa ocorre entre a fase contínua e as gotas. Experimentalmente, foi

verificado que o tamanho médio das gotas para sistemas aquosos-orgânicos normais, sob condições turbulentas é muito pequeno, estando entre 0,01 mm e 0,10 mm de diâmetro.

Este autor, mostrou que para sistemas líquido-líquido, o aumento da agitação, inicialmente causa um aumento da área interfacial (através da diminuição no tamanho das gotas) e assim, aumentando a taxa de transferência de massa. Porém, isso não acontece indefinidamente. Primeiramente, há um limite para o aumento da área interfacial que pode ser obtida. Em segundo lugar, abaixo de um certo tamanho de gotas, estas começam a se comportar como esferas rígidas sem circulação interna, resultando no fato que a transferência de massa nas gotas ocorre apenas pelo lento processo de difusão molecular. Em terceiro lugar, após um certo ponto, o aumento na agitação pode começar a suprimir a interação gota-gota, reduzindo a mistura na fase dispersa e também a taxa de transferência de massa.

Há, portanto, um grau ótimo de agitação que fornece a taxa de transferência de massa máxima. Isso sem considerar a subsequente separação das fases.

Hanson (1968a), diz que a coalescência das gotas da fase dispersa numa fase contínua, é fundamental para ocorrer a separação das fases. Em geral, quanto menor o tamanho das gotas, mais lenta é a coalescência. Quanto menores forem as gotas, maior será a tendência da solução emulsificar.

Smoot e Babb (1962), sugerem o uso do número de unidades de transferência para a avaliação da eficiência. O número de unidades de transferência é dado pela equação :

$$NUT = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x^* - x} \quad (II.20)$$

Se a mistura longitudinal for grande, o valor calculado pode não representar a realidade, já que essa equação foi derivada, com base num escoamento empistonado.

Iannou (1976), comparou os dados da transferência de massa e potência consumida, para uma coluna com pratos pulsantes de pequenos furos e pequena área livre, com os dados existente para outra com furos e área livre grandes.

Nos experimentos realizados por estes autores, foi utilizado o sistema água-ácido acético-metil isobutil cetona, no qual o ácido acético foi transferido da fase orgânica para a água. Os experimentos foram realizados, considerando numa primeira etapa o metil isobutil cetona como fase dispersa e numa segunda etapa a água como a fase dispersa.

Observou-se neste trabalho, que a altura equivalente para um estágio teórico (HETS) aumentava com o aumento da razão de fluxo da fase contínua e com o aumento de espaçamento entre os pratos. No entanto, este fenômeno decrescia com o aumento da razão de fluxo da fase dispersa. Resultados similares foram também obtidos com pratos de latão.

O trabalho apresentado por Khemangkorn, Molinier e Angelino (1978) foi para análise da influência da direção de transferência de massa em vários parâmetros, afetando o desempenho e a eficiência de uma coluna de fluxo pulsado.

A eficiência global foi determinada para algumas séries de experimentos, onde a concentração do soluto na entrada e saída da secção de extração, foram medidas depois do equilíbrio ter sido estabelecido.

Observou-se que a direção de transferência de massa tem muito pouco efeito sobre a altura de uma unidade de transferência (HTU).

Laddha, Degaleesan e Kannapan (1978) realizaram um estudo da transferência de massa e da hidrodinâmica num contactor de discos rotativos. Neste trabalho, foram apresentadas equações para o estudo da transferência de massa relacionadas ao diâmetro das gotas.

O desempenho de um extrator de discos rotativos foi realizada por Kawase (1990), em escala de planta piloto. Os dados obtidos para este equipamento foram examinados, usando a correlação proposta para um extrator de discos rotativos.

Neste trabalho, realizou-se estudos sobre a eficiência de extração, na qual as concentrações das fases no topo e fundo da coluna foram medidas. O cálculo da eficiência de extração neste equipamento, foi realizado usando a seguinte equação:

$$E_f = \frac{y_2 - y_1}{y_2} \quad (\text{II.21})$$

No estudo da eficiência de extração, Kawase (1990), observou que a influência da velocidade de rotação é bem mais significativa neste equipamento. Um estudo mais sistemático em diferentes tamanhos deste tipo de equipamento é desejável.

Coimbra (1991), realizou um estudo da eficiência de extração em colunas de discos rotativos na purificação do ácido láctico. O sistema usado foi água-ácido láctico-álcool isoamílico. Nos experimentos, foi analisada a influência da velocidade de rotação, do número de discos rotativos, da área

livre de escoamento e razão solvente/alimentação sobre a eficiência de extração.

A eficiência foi estudada através das equações propostas por Murphree e Kawase. A autora obteve os seguintes resultados : o aumento da eficiência com o aumento da velocidade de rotação, da área livre de escoamento e da razão solvente/alimentação, para as eficiências calculadas por ambas as equações. Quantitativamente, ela obteve para a eficiência de Murphree, valores de 30% a 85%, e para a eficiência de Kawase, valores de 15% a 40%. Os dados de equilíbrio foram obtidos experimentalmente.

Perazolli (1991), realizou o estudo de uma coluna de extração de discos rotativos, com variações na geometria, tais quais número de discos e área das perfurações e variações na velocidade de rotação e razão entre as vazões, para o sistema água-ácido acético-butanol.

O autor usou a definição da eficiência dada por Murphree (1925) nas análises. Os cálculos de equilíbrio foram realizados através de um programa de computador. Ele obteve maiores eficiências com maiores áreas livres de escoamento e também, aumento na eficiência com o aumento na velocidade de rotação até o ponto onde a resistência imposta ao escoamento pelos discos é tal que ocorre o retorno axial da fase contínua e a inundação. O valor máximo da velocidade situou-se em 200 rpm.

Foi observado que a eficiência aumenta com o aumento da razão entre as fases contínua e dispersa (contínua/dispersa). Quantitativamente, eficiências da ordem de 85% a 90% foram obtidas nas melhores condições operacionais.

O trabalho desenvolvido por Duarte, Malmay e Molinier (1992), para uma coluna pratos pulsantes, teve como objetivo estudar a eficiência, através da determinação da altura equivalente de um estágio teórico. O

sistema utilizado foi água-ácido málico-álcool amílico, sendo que a transferência de massa se realizou da fase contínua (água) para a fase dispersa (álcool amílico).

A eficiência de Murphree foi utilizada para avaliar o comportamento da transferência de massa na coluna, sendo que os dados de equilíbrio para este sistema foi determinado experimentalmente. O número de estágios teóricos, foi calculado através da expressão proposta por Treybal (1963). A mesma possibilitou também a determinação da altura equivalente a um estágio teórico.

CAPÍTULO III

PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

III.1 - INTRODUÇÃO

Com a finalidade de oferecer um equipamento para a realização do processo de extração líquido-líquido, que permita um aumento na eficiência de separação, foi proposta uma coluna de palhetas rotativas. Será realizado um estudo do seu comportamento hidrodinâmico frente as diversas condições operacionais e geométricas.

No capítulo I, apresenta-se uma descrição sobre os fundamentos gerais do processo de separação por extração líquido-líquido. Em seguida, foi realizado uma avaliação para os principais fenômenos que afetam a hidrodinâmica das colunas de extração líquido-líquido, nos diversos trabalhos apresentados na literatura, para os mais diferentes tipos de colunas de extração existente.

Neste capítulo, por sua vez, apresenta-se a descrição da montagem experimental da coluna de palhetas rotativas proposta, os parâmetros a serem estudados, a metodologia utilizada para coleta dos dados da dispersão axial, da fração de retenção da fase dispersa (“holdup”) e da transferência de massa, nas mais diferentes condições.

III.2 - CONSTRUÇÃO DO EQUIPAMENTO

A coluna de palhetas rotativas proposta no presente trabalho, mostrada nas Figuras III.01 e III.02, possui, depois de construída 85,0 cm de altura total e 5,6 cm de diâmetro interno. Ela é formada por 5 tubos de vidro de 5,6 cm de diâmetro interno e 6,0 cm de diâmetro externo. Cada tubo tem 15,7 cm de altura. Cada estágio da coluna ficou com uma altura de 17,0 cm.

Esses tubos são conectados através de flanges de PVC (Policloreto de Vinila) fixados em suas extremidades, que possuem 10,7 cm de diâmetro externo e 1,0 cm de espessura. Em uma das extremidades do tubo de vidro é conectado um dos flanges, o qual possui um furo com 6,0 cm de diâmetro a partir do centro que permite o encaixe do tubo. Na outra extremidade é feita no flange um furo com 6,0 cm de diâmetro a partir do centro, e uma profundidade de 0,5 cm, que permite o encaixe do tubo, bem como a atuação deste como distribuidor, pois num raio de 2,8 cm a partir do centro existem 18 furos, com 0,5 cm de diâmetro e 0,5 de espessura.

Em cada ponto de junção, colocou-se uma vedação de borracha entre os flanges a fim de melhorar a junção e com isso evitar vazamentos. Estas vedações de borracha possuem 10,7 cm de diâmetro e 0,8 cm de espessura. A partir do seu centro temos um furo com 6,0 cm de diâmetro. Os flanges e as vedações de borracha são unidos por meio de 6 parafusos.

A coluna é formada por 5 estágios, sendo os estágios superior e inferior, os de alimentação e retirada das correntes líquidas. Os demais estágios são os de mistura, e em um destes existe um conjunto de duas

palhetas, presas numa haste, formando entre elas um ângulo de 180° . Este é o sistema de agitação da coluna.

As palhetas e a haste são de PVC. As palhetas têm 10,0 cm de altura, 1,8 cm de largura e 0,6 cm de espessura. Possuem uma largura suficiente para que elas fiquem próximas às paredes da coluna, a fim de garantir que todo o líquido esteja sendo agitado, e com isso minimizar a formação de 'zonas mortas', próximas às paredes.

Uma das características geométricas que foi variada nos experimentos, é a área livre das palhetas. A primeira configuração usada possuía a área livre das palhetas igual a 0,0 %, ou seja, os agitadores eram formados por palhetas compactas, como mostra a Figura III.03. A segunda configuração possuía a área livre das palhetas igual a 14,0 %, ou seja, os agitadores eram formados por palhetas perfuradas, como mostra a Figura III.04. Cada palheta possuía 8 furos de 0,63 cm de diâmetro cada um, e a soma das áreas de cada furo dividido pela área total da palheta era de 14,0 %.

A haste, na qual as palhetas estão presas, é conectada a um motor de 12 volts, que proporciona a velocidade de rotação, o qual é controlado por um regulador de tensão ("dimmer"), e medida por meio de um tacômetro digital sem contato, como mostra a Figura III.05. A velocidade de rotação é transmitida para as palhetas através de duas roldanas com diferentes diâmetros, sendo a menor conectada ao motor, e a maior conectada à haste de PVC, a qual transmite a rotação às palhetas. A ligação entre as duas roldanas é feita por meio de uma correia de borracha. Este sistema permite o estudo de operações a baixas velocidades de rotação. A medida da velocidade de rotação é feita baseada na roldana de maior diâmetro, já que esta é a que realmente transmite a velocidade para as palhetas.

A alimentação da fase contínua (água) é realizada usando-se uma bomba, e a alimentação da fase dispersa (n-butanol) é realizada usando-se a força da gravidade. A medida das vazões de alimentação são realizadas através de rotâmetros previamente calibrados. As curvas de calibração são mostradas no Apêndice A.

A montagem experimental foi realizada objetivando a obtenção dos dados que permitisse uma avaliação do comportamento da dispersão axial, através da utilização de um equipamento semelhante ao mostrado na Figura III.01. Estes experimentos foram realizados utilizando-se uma única fase, ou seja, água, que era bombeada do reservatório, alimentando a coluna pelo fundo.

O estudo da fração de retenção da fase dispersa e da transferência de massa utilizou uma construção similar à representada na Figura III.02. Nestes experimentos foi utilizado o sistema água - ácido acético - butanol, escoando em contra corrente.

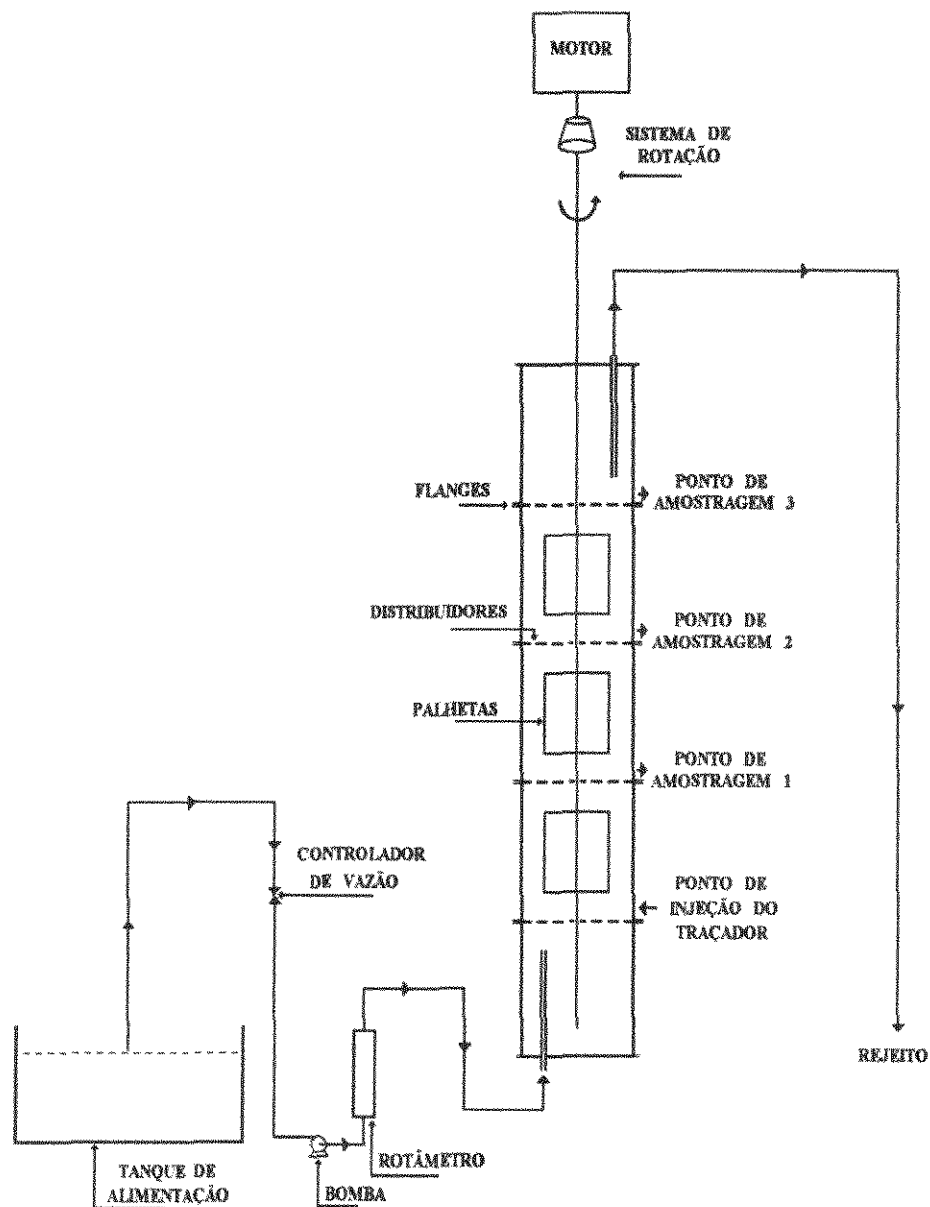


Figura III.01 - Montagem experimental
(para avaliação do comportamento da dispersão axial)

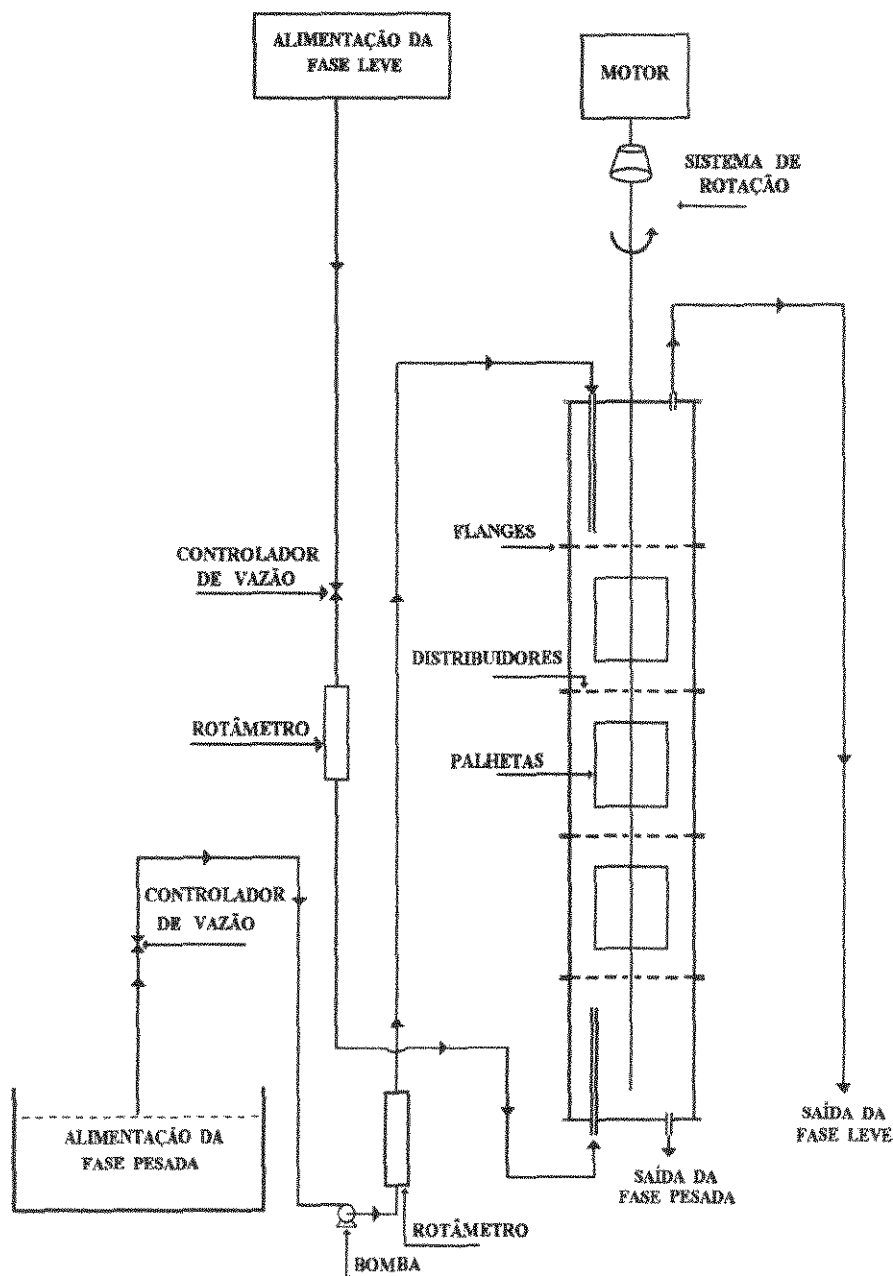


Figura III.02 - Montagem experimental
(para avaliação da fração de retenção da fase
dispersa e da transferência de massa)

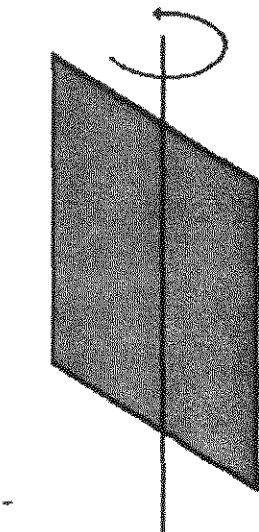


Figura III.03 - Detalhe da Palheta Compacta
(Área Livre de 0,0 %)

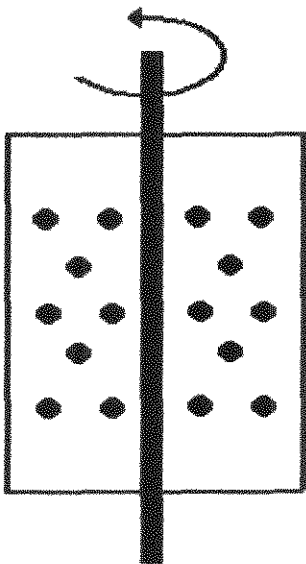


Figura III.04 - Detalhe da Palheta Perfurada
(Área Livre de 14,0 %)

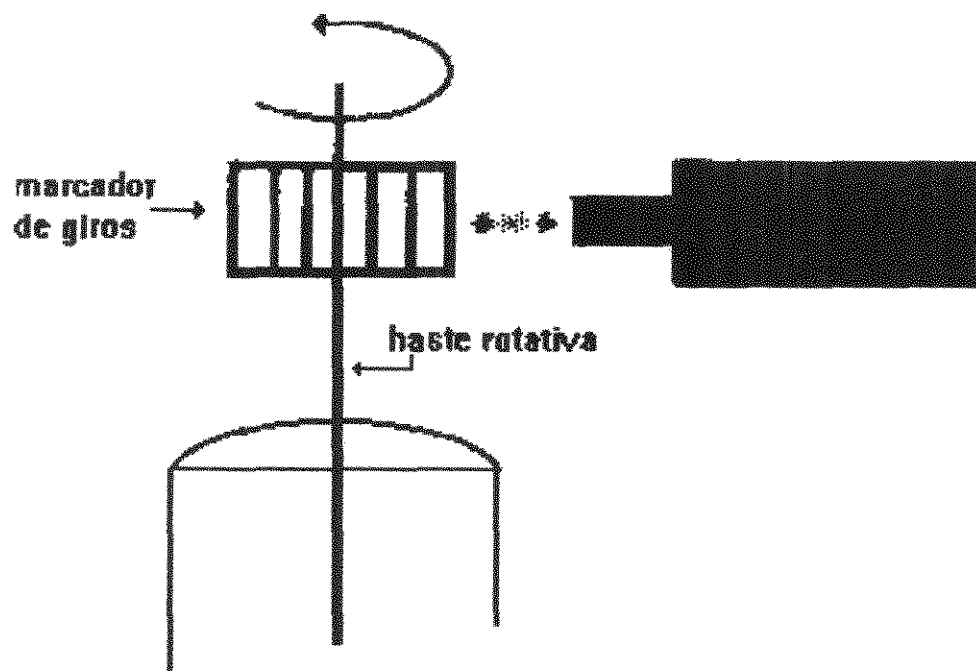


Figura III.05 - Detalhe da Leitura da Velocidade de Rotação das Palhetas

III.3 - VARIÁVEIS ESTUDADAS

Neste trabalho foi estudado a influência de algumas variáveis geométricas e operacionais, sobre os fenômenos da dispersão axial, da fração de retenção da fase dispersa e da transferência de massa.

A estratégia adotada envolveu um planejamento fatorial completo das variáveis envolvidas neste estudo. A finalidade principal das modificações realizadas, é permitir a análise da influência destes parâmetros no comportamento de cada fenômeno.

O comportamento da dispersão axial será avaliado em função das variáveis mostradas na Tabela III.01.

Tabela III.01 - Variáveis Estudadas e suas Faixas de Operação
no Estudo da Dispersão Axial

VARIÁVEIS	FAIXAS DE OPERAÇÃO
Velocidade de Rotação (rps)	0,0 ; 1,0 ; 2,0 ; 3,0 ; 4,0 ; 5,0
Vazão de escoamento (ml/s)	3,02 ; 5,37 ; 7,73 ; 10,09 ; 12,45
Comprimento da Coluna (cm)	17 ; 34 ; 51
Área Livre das Palhetas (%)	0,0 ; 14,0

Onde a velocidade de rotação representa o número de voltas por segundo das palhetas; a vazão de escoamento indica o volume ocupado em cada segundo; o comprimento da coluna representa a distância entre o ponto de amostragem e o ponto de injeção do traçador, e finalmente a área livre das palhetas, indica a divisão entre o somatório da área dos furos existente na palheta e a sua área total.

A influência das variáveis estudadas na fração de retenção da fase dispersa e na transferência de massa são mostradas na Tabela III.02.

Tabela III.02 - Variáveis Estudadas e suas Faixas de Operação
no Estudo da Fração de Retenção da Fase Dispersa
e no Estudo da Transferência de Massa

VARIÁVEIS	FAIXAS DE OPERAÇÃO
Velocidade de Rotação (rps)	0,0 ; 1,0 ; 2,0 ; 3,0 ; 4,0
Vazão Total de Alimentação (ml/s)	5,5 ; 7,0 ; 8,5
Razão de Alimentação	9 ; 6 ; 3 ; 1
Área Livre das Palhetas (%)	0,0 ; 14,0

Na tabela acima as variáveis velocidade de rotação e área livre das palhetas têm o seu significado igual ao descrito para o fenômeno da dispersão axial. Já a vazão total de alimentação e a razão de alimentação representam a soma e a divisão respectivamente entre as vazões da fase contínua e da fase dispersa. Os valores mostrados para a vazão total de alimentação e para a razão de alimentação são valores aproximados, ou seja, os valores realmente utilizados para as vazões das duas fases são listados no Apêndice B.

III.4 - OBTENÇÃO DOS DADOS EXPERIMENTAIS DA DISPERSÃO AXIAL

Para a caracterização do fenômeno da dispersão axial, diversos métodos já foram propostos na literatura. De maneira geral, todos estes se baseiam na determinação da distribuição de tempos de residência do traçador em escoamento no interior da coluna.

O estudo da dispersão axial foi realizado para o escoamento monofásico, utilizando-se como fase contínua a água. O traçador utilizado para a caracterização deste fenômeno foi o alaranjado de metila, que é solúvel na fase considerada. A técnica para injeção do traçador foi a do pulso instantâneo.

Inicialmente enchia-se a coluna com água e ajustava-se a vazão de escoamento, em seguida regulava-se a velocidade de rotação. Após controladas as condições de operação desejada, injetava-se com auxílio de uma seringa um pulso de 5 ml de traçador, com concentração igual a 0,005 g/ml, num ponto situado a 17,0 cm do fundo da coluna, ou seja, entre a junção do primeiro e segundo estágio.

Em seguida, foram coletadas as amostras a 17,0; 34,0 e 51,0 cm do ponto de injeção; ou seja, entre a junção do segundo e terceiro, do terceiro e quarto e do quarto e quinto estágio, respectivamente, como mostra a Figura III.06.

Estas amostras foram coletadas em intervalos de tempo de 30 segundos, até que não fosse mais detectável a presença de traçador no interior da coluna.

Para cada amostra é determinada a transmitância, utilizando-se um espectrofotômetro de marca “Procion Sc-90”, previamente calibrado. A concentração é conhecida através da curva de calibração construída experimentalmente, para diversas soluções com concentrações conhecidas do traçador a ser utilizado. A curva de calibração está mostrada no Apêndice A.

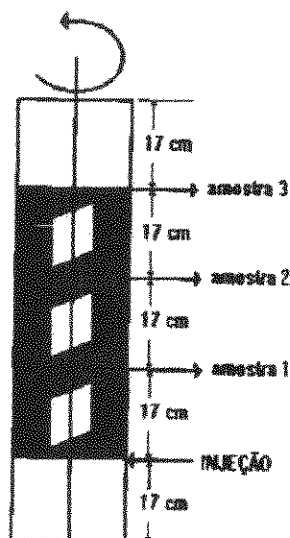


Figura III.06 - Detalhe dos Pontos de Coleta das Amostra na Coluna

Com base nestes dados experimentais obtidos, é possível uma avaliação do comportamento da dispersão axial em função das condições estudadas. Para isto utilizou-se a equação II.02, desenvolvida por Bischoff e Levenspiel (1962), para o Modelo Diferencial da Dispersão. Os resultados obtidos através deste procedimento constam no Apêndice B deste trabalho.

III.5 - OBTENÇÃO DOS DADOS EXPERIMENTAIS DA FRAÇÃO DE RETENÇÃO DA FASE DISPERSA ("HOLDUP")

O presente estudo foi desenvolvido na presença da transferência de massa, utilizando-se o sistema água - ácido acético - butanol.

Para a obtenção dos resultados experimentais, o seguinte procedimento foi empregado:

1 - Com as válvulas de alimentação do butanol e as de drenagem das fases fechadas, alimentava-se a coluna com água até enchê-la;

2 - Aciona-se o mecanismo de agitação, ajustando-se a velocidade de rotação desejada. Este ajuste é realizado através de um controlador de tensão ("dimmer") e medida pelo tacômetro digital;

3 - Em seguida, ajusta-se a vazão da fase contínua (água) através da regulagem do rotâmetro para a vazão desejada;

4 - Abre-se a válvula que alimenta a fase dispersa (butanol) e regula-se a sua vazão através do rotâmetro adequado;

5 - Após todos estes passos, espera-se até que a operação atinja o estado estacionário. Quando isto ocorre, interrompe-se a alimentação e a saída das duas fases. Simultaneamente, pára-se o mecanismo de agitação e deixa-se o conteúdo da coluna em repouso, até que ocorra a separação das fases.

O cálculo da fração de retenção da fase dispersa foi realizado medindo-se as quantidades da fase contínua (água) e da fase dispersa (butanol - ácido acético), através da drenagem do conteúdo da coluna.

Após a separação das fases, as mesmas são coletadas em cilindros graduados. A partir dos volumes de ambas as fases, calcula-se facilmente a fração de retenção da fase dispersa, de acordo com a seguinte expressão:

$$\text{Holdup} = \frac{\text{Volume Retido de Butanol}}{\text{Volume Total de Líquido na Coluna}} \quad (\text{III.01})$$

Determinada a fração de retenção da fase dispersa, os resultados obtidos são apresentados no Apêndice B, e analisados em Capítulos subsequentes.

III.6 - OBTENÇÃO DOS DADOS EXPERIMENTAIS DA TRANSFERÊNCIA DE MASSA

Nos experimentos para a obtenção dos dados da transferência de massa realizados neste trabalho, o soluto foi adicionado à fase dispersa. Optou-se por introduzir o soluto nesta fase devido às dificuldades na purificação e reaproveitamento do n-butanol, e também por facilitar a operação, já que esta fase não passa através de bombas para ser introduzida na coluna, pois o ácido é corrosivo ao material que constitui a bomba e isso afeta o funcionamento da mesma, após um certo período de operação.

A água foi utilizada como fase contínua, que foi alimentada no topo da coluna com vazão controlada, e a fase dispersa constituída por n-butanol e ácido acético, foi alimentada por meio da força da gravidade na base da coluna, também com vazão controlada. As fases contínua e dispersa, entram em contato no interior da coluna, onde ocorre a transferência de soluto entre as fases.

As fases que deixam a coluna são extrato e refinado. O extrato é constituído principalmente por água (solvente) e ácido acético (soluto), extraído da fase dispersa. Esta fase sai da coluna pela base e segue para um reservatório para posterior tratamento e eliminação. O refinado, que é a fase rica em n-butanol e que apresenta também o ácido acético que não foi extraído, deixa a coluna pelo topo e segue para outro reservatório para ser recuperado e em seguida armazenado. A Figura III.07, mostra todas as correntes envolvidas no processo de extração.

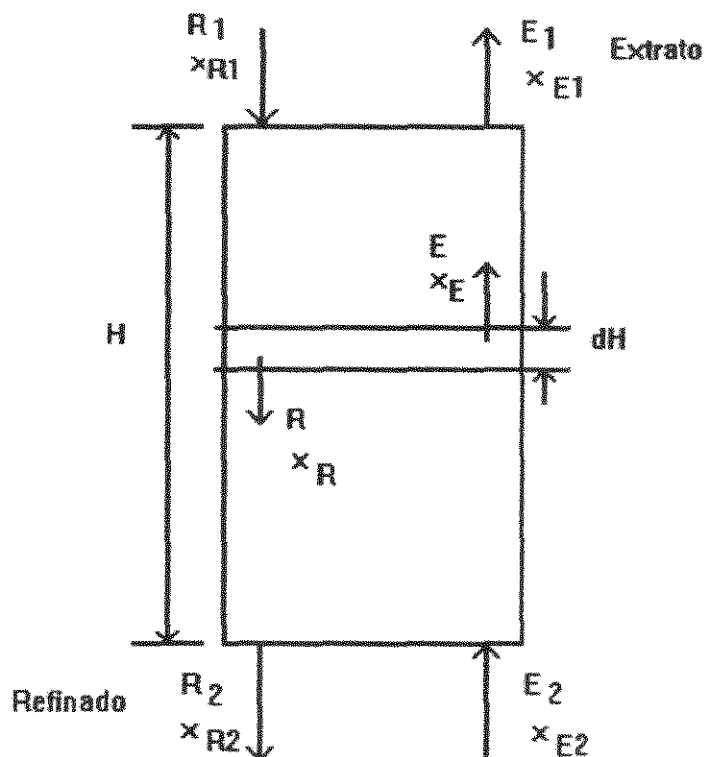


Figura III.07 - Corrente Envolvidas em um Extrator de Contato
Contínuo Operando em Contra Corrente

A concentração de ácido acético na alimentação (fase dispersa) se encontra na faixa de aproximadamente 2 % (em massa). A fase contínua (água) era isenta de ácido acético.

Para a operação da coluna, com a finalidade da obtenção de dados relativos à transferência de massa, deve-se seguir o procedimento descrito a seguir.

Primeiro, enche-se a coluna com a fase contínua (água). Depois da coluna cheia, ajusta-se a vazão, através da regulação do rotâmetro para o valor desejado. Então, regula-se a vazão de saída de modo que esta seja igual à vazão de entrada. Isto é feito, observando-se o nível de líquido no topo da coluna (este deve ser mantido constante).

A seguir, aciona-se o sistema de rotação e ajusta-se a velocidade de rotação no valor desejado. Posteriormente inicia-se a alimentação da fase dispersa (n-butanol e ácido acético), com vazão controlada também por um rotâmetro no valor desejado.

Após este procedimento, deixa-se a coluna operando até atingir o estado estacionário. Em seguida, coletam-se amostras nas saídas das fases extrato (fundo da coluna) e refinado (topo da coluna), e determinam-se as vazões de saída da coluna. As amostras são então pesadas e tituladas com uma solução de hidróxido de sódio (NaOH), com concentrações de 0,5N, 0,1N e 0,01 N, dependendo da concentração de ácido acético nas amostras a serem analisadas. Usa-se fenolftaleína como indicador na titulação. Estes dados experimentais são apresentados no Apêndice B.

Os resultados obtidos serão analisados em relação à Eficiência de Murphree (1925), e ao Índice de Recuperação do Solute (proposto por Kawase (1990)), para o sistema ternário água-ácido acético-butanol.

CAPÍTULO IV

RESULTADOS E DISCUSSÃO REFERENTES

A DISPERSÃO AXIAL

IV.1 - INTRODUÇÃO

Nos capítulos anteriores, inicialmente apresentou-se um breve histórico sobre o processo de extração líquido-líquido, bem como os principais equipamentos desenvolvidos para realizar esta operação de separação, e em seguida mostrou-se os principais estudos existentes na literatura. Posteriormente, houve uma descrição de todo o procedimento experimental para a obtenção dos dados que nos permitisse um estudo da hidrodinâmica da coluna de extração de palhetas rotativas proposta.

Neste capítulo será apresentado uma avaliação de cada variável estudada no fenômeno da Dispersão Axial. Isto será realizado através de gráficos do número de dispersão versus a variável a ser analisada, tendo como parâmetros as outras variáveis.

O número de dispersão foi obtido utilizando o Modelo Diferencial da Dispersão, proposto por Bischoff e Levenspiel (1962). Este modelo está descrito na Apêndice C deste trabalho.

IV.2 - INFLUÊNCIA DA VELOCIDADE DE ROTAÇÃO NA DISPERSÃO AXIAL

A influência da velocidade de rotação na dispersão axial será analisada através da avaliação do comportamento apresentado pelas Figuras mostradas a seguir. Neste estudo, a faixa de velocidade de rotação utilizada foi de 0,0 a 5,0 rps.

As Figuras IV.01 a IV.06, mostram os gráficos do número de dispersão versus a velocidade de rotação. Nestes, podemos observar que com o aumento da velocidade de rotação temos um aumento na dispersão axial.

Analisando-se os gráficos mostrados a seguir, observamos uma tendência de crescimento dos valores do Número de Dispersão com a Velocidade de Rotação, o que já era esperado, pois com o aumento da agitação do fluido provocado pelo movimento das palhetas, temos um maior contato entre o traçador e a fase líquida, e como consequência uma maior dispersão.

Nestas Figuras, também podemos observar que o número de dispersão tem uma forte influência dos outros parâmetros, pois para determinadas combinações das variáveis temos a existência de faixas de regiões de operação ótima para a coluna.

A existência de instabilidade, ou seja, tendência de crescimento e decrescimento, ocorre devido aos vortex formados abaixo das palhetas rotativas, proporcionando a existência do fenômeno denominado de “backmixing”, que consiste no retorno do traçador para estágios anteriores.

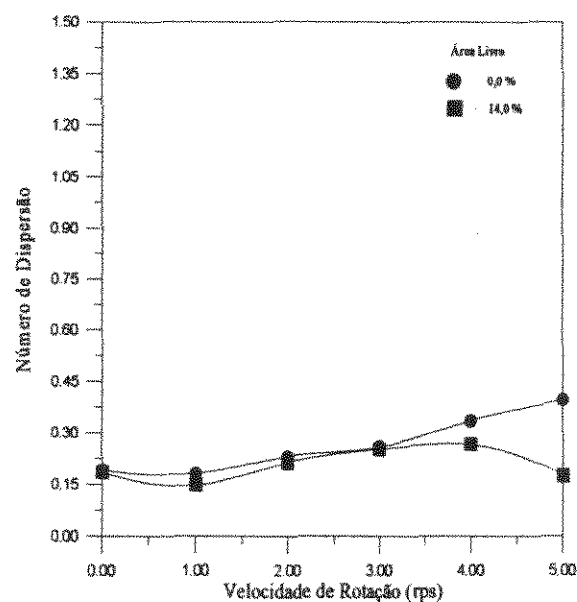


Figura IV.01 - Número de Dispersão vs Velocidade de Rotação
(Q = 3,02 ml/s ; L = 51 cm)

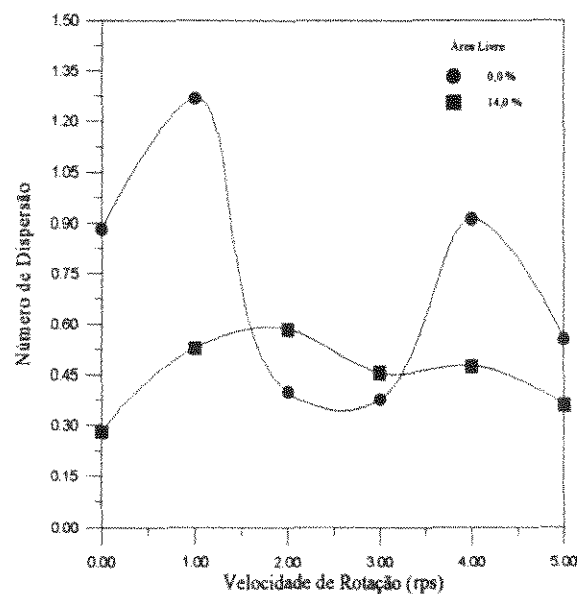


Figura IV.02 - Número de Dispersão vs Velocidade de Rotação
(Q = 7,73 ml/s ; L = 17 cm)

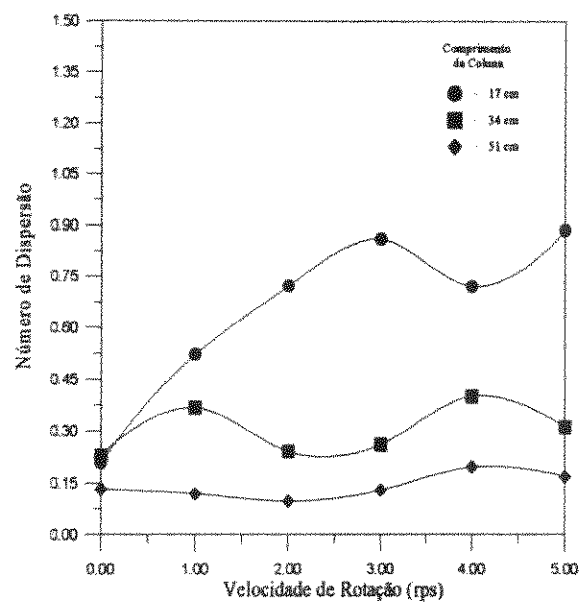


Figura IV.03 - Número de Dispersão vs Velocidade de Rotação
(A = 0,0 % ; Q = 12,45 ml/s)

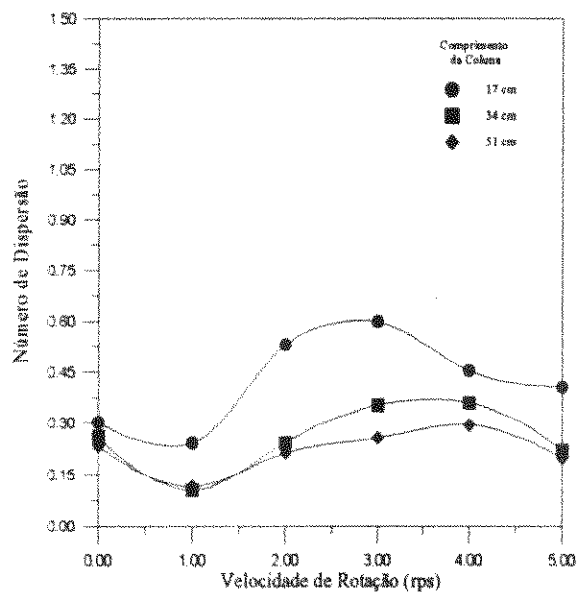


Figura IV.04 - Número de Dispersão vs Velocidade de Rotação
(A = 14,0 % ; Q = 5,37 ml/s)

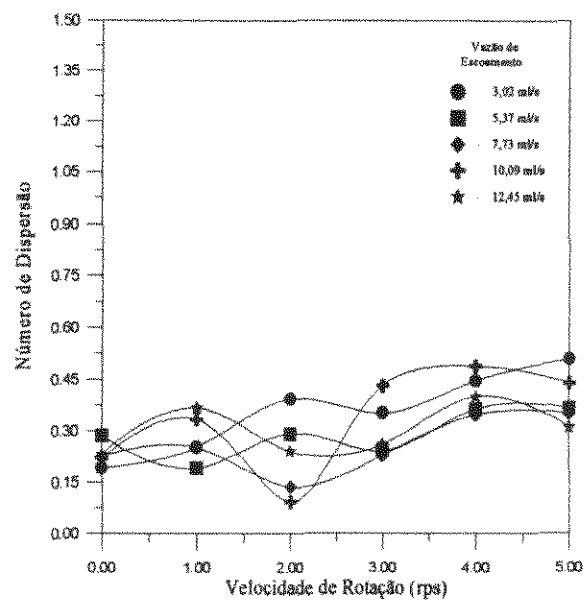


Figura IV.05 - Número de Dispersão vs Velocidade de Rotação
($L = 34\text{ cm}$; $A = 0,0\%$)

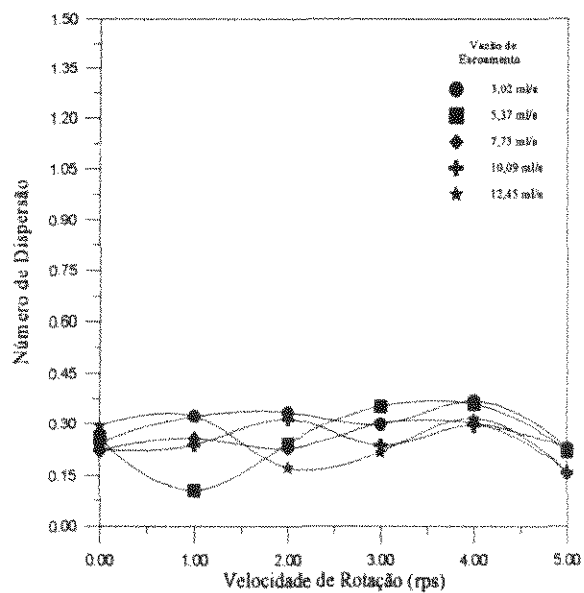


Figura IV.06 - Número de Dispersão vs Velocidade de Rotação
($L = 34\text{ cm}$; $A = 14,0\%$)

IV.3 - INFLUÊNCIA DA VAZÃO DE ESCOAMENTO NA DISPERSÃO AXIAL

A vazão de escoamento é uma das variáveis mais importante no estudo da dispersão axial, pois a mistura resultante é obtida através da agitação, por agentes internos que proporcionam uma maior movimentação da corrente líquida, bem como da velocidade superficial de escoamento, a qual esta intimamente ligada a vazão de escoamento do fluido.

A análise da influência da vazão de escoamento no fenômeno da dispersão axial, será realizada através de gráficos do número de dispersão versus a variável em análise, tendo como parâmetro das curvas as demais variáveis, como mostram as Figuras IV.07 a IV.12.

O aumento do número de dispersão com o crescimento da vazão de escoamento observado em alguns gráficos, deve-se ao aspecto de que a vazão está relacionada com a velocidade superficial de escoamento, que proporciona maiores índices de dispersão.

Nestas Figuras, observa-se algumas instabilidades ocasionadas pelo efeito do “backmixing”, ou seja, pelo retorno do traçador para estágios anteriores. Isto ocorre principalmente quando temos condições de agitação intensa.

Também em algumas Figuras temos um pequeno decréscimo da dispersão com o aumento da vazão de escoamento. Isto é devido ao rápido deslocamento do traçador do ponto de injeção até o ponto de amostragem em estudo, reduzindo assim o tempo de residência do traçador no interior do equipamento, tendo como consequência, a redução na dispersão.

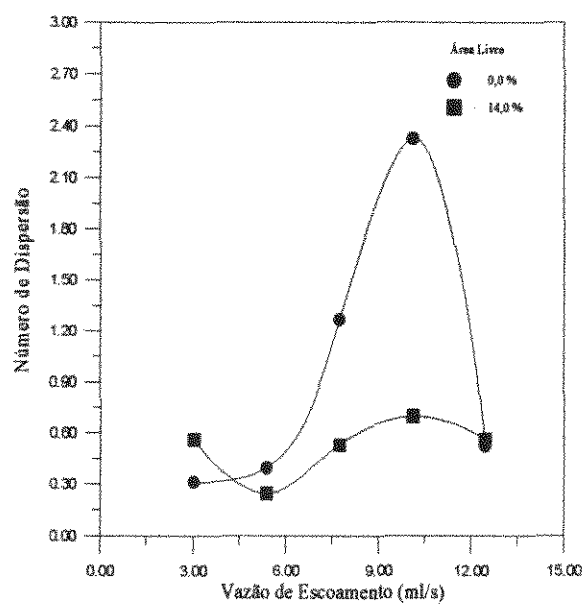


Figura IV.07 - Número de Dispersão vs Vazão de Escoamento
(V = 1 rps ; L = 17 cm)

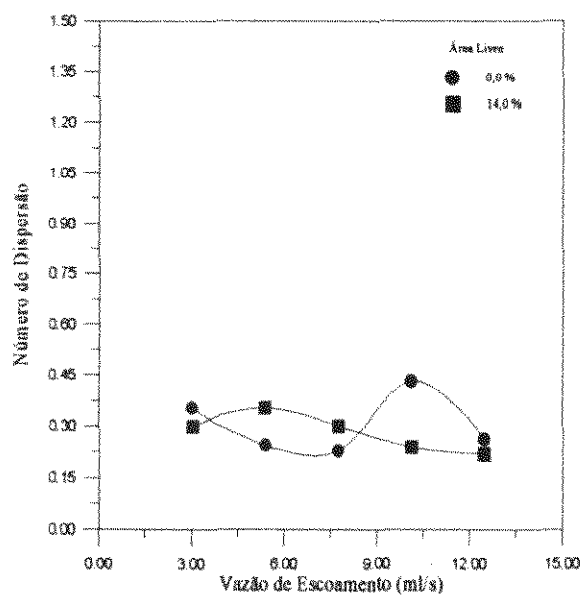


Figura IV.08 - Número de Dispersão vs Vazão de Escoamento
(V = 3 rps ; L = 34 cm)

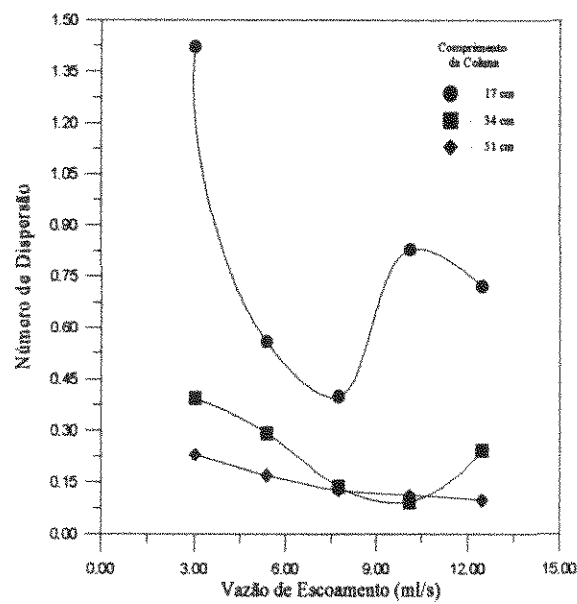


Figura IV.09 - Número de Dispersão vs Vazão de Escoamento
(A = 0,0 % ; V = 2 rps)

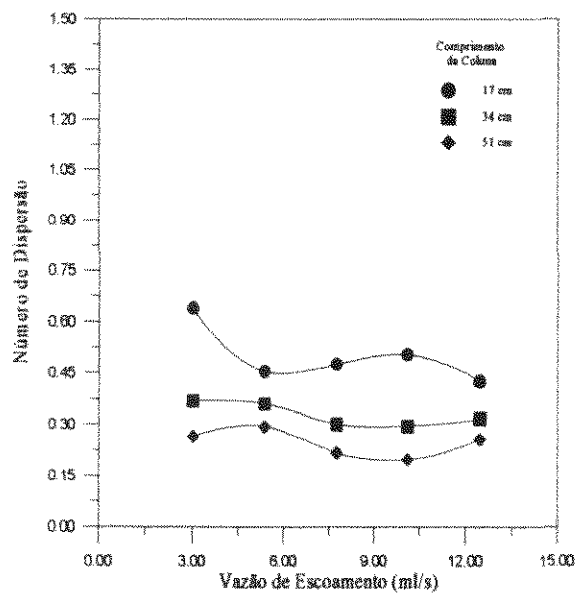


Figura IV.10 - Número de Dispersão vs Vazão de Escoamento
(A = 14,0 % ; V = 4 rps)

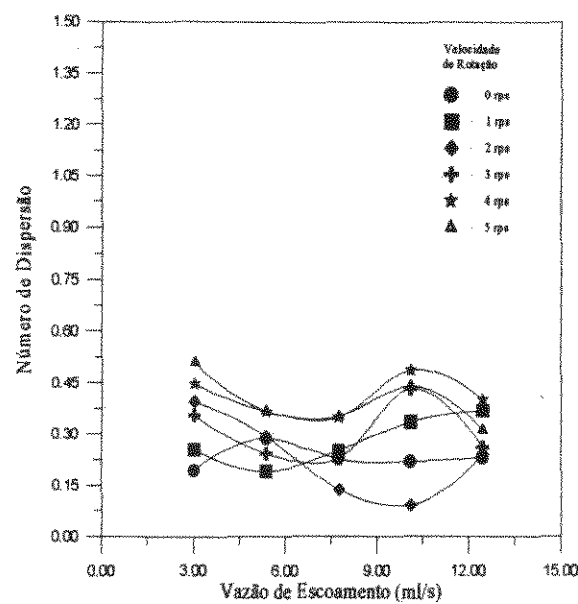


Figura IV.11 - Número de Dispersão vs Vazão de Escoamento
(L = 34 cm ; A = 0,0 %)

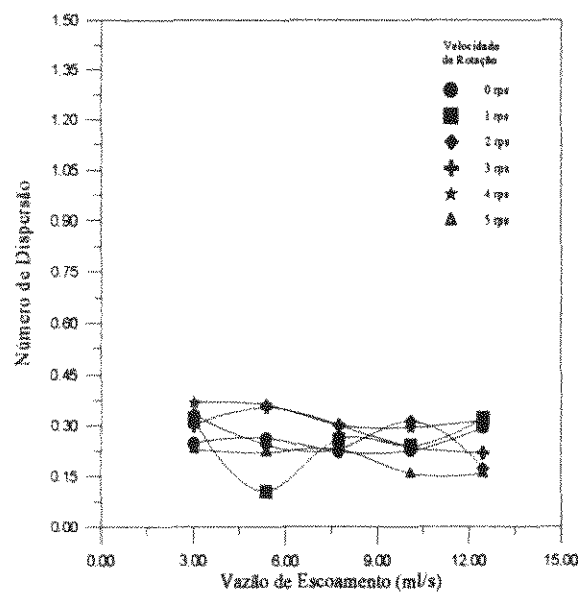


Figura IV.12 - Número de Dispersão vs Vazão de Escoamento
(L = 34 cm ; A = 14,0 %)

IV.4 - INFLUÊNCIA DO COMPRIMENTO DA COLUNA NA DISPERSÃO AXIAL

Este estudo foi realizado utilizando-se três comprimentos diferentes de coluna, através da coleta de amostras em três pontos diferentes (17 cm; 34 cm e 51 cm). As influências no fenômeno da dispersão axial serão avaliadas através das Figuras IV.13 a IV.18, mostradas a seguir. O parâmetro em estudo, está diretamente ligado ao percurso feito pelo traçador, desde o ponto de injeção até o de amostragem.

Analisando-se de uma maneira geral todos os gráficos, verifica-se que os níveis de dispersão são melhores para as colunas com comprimentos menores. Isto deve-se ao fato das palhetas fazerem com que a massa de traçador se concentre por maior período de tempo nos primeiros estágios.

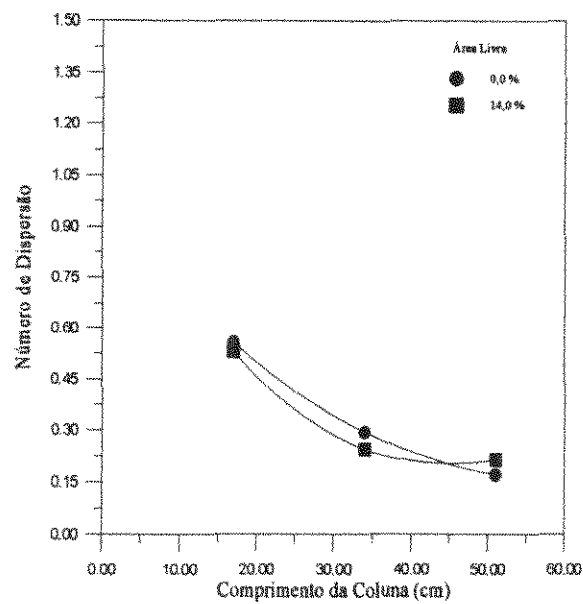


Figura IV.13 - Número de Dispersão vs Comprimento da Coluna
($V = 2$ rps ; $Q = 5,37$ ml/s)

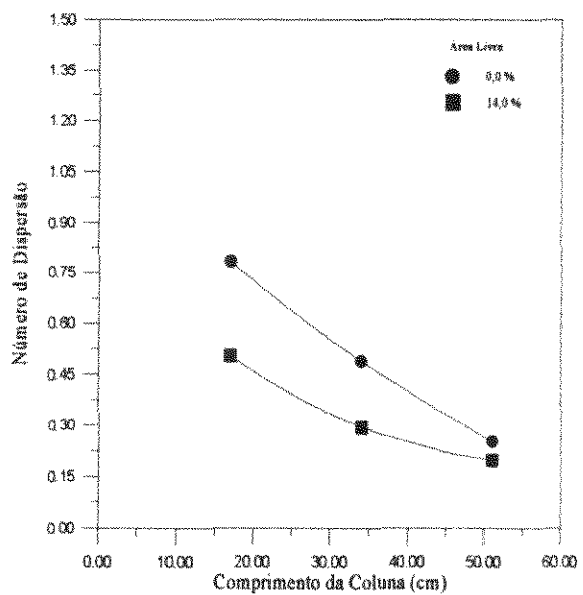


Figura IV.14 - Número de Dispersão vs Comprimento da Coluna
($V = 4$ rps ; $Q = 10,09$ ml/s)

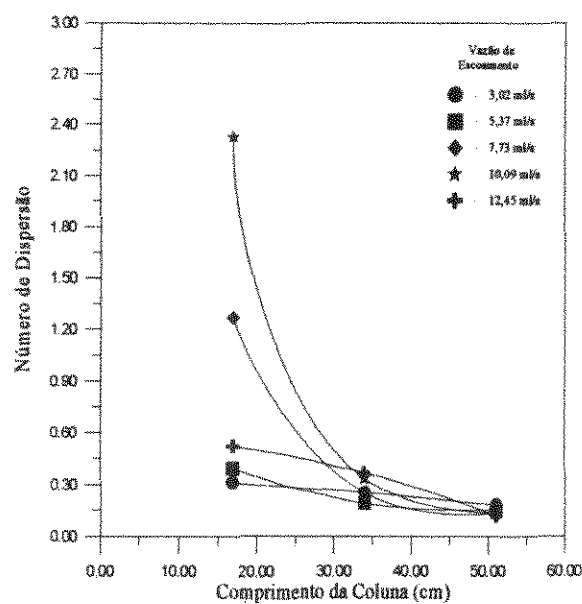


Figura IV.15 - Número de Dispersão vs Comprimento da Coluna
(A = 0,0 % ; V = 1 rps)

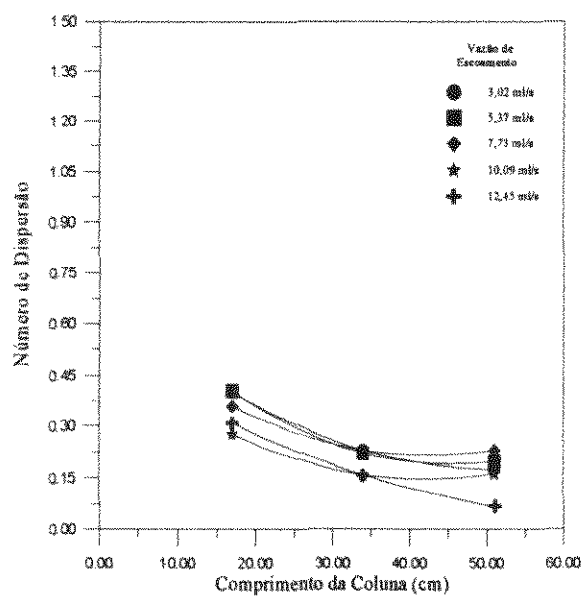


Figura IV.16 - Número de Dispersão vs Comprimento da Coluna
(A = 14,0 % ; V = 5 rps)

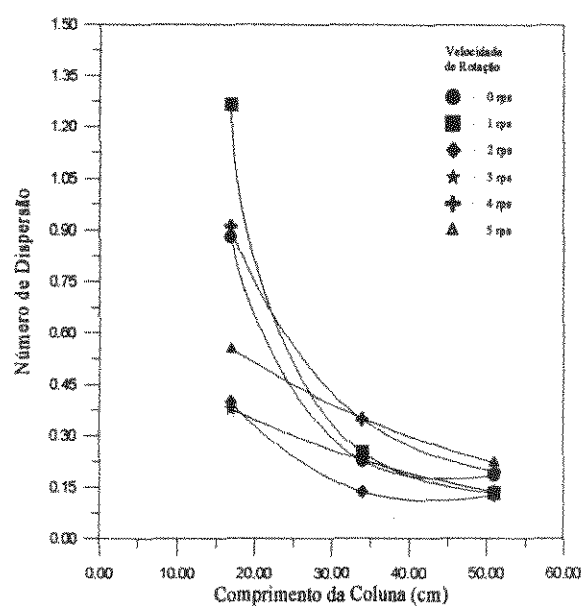


Figura IV.17 - Número de Dispersão vs Comprimento da Coluna
(A = 0,0 % ; Q = 7,73 ml/s)

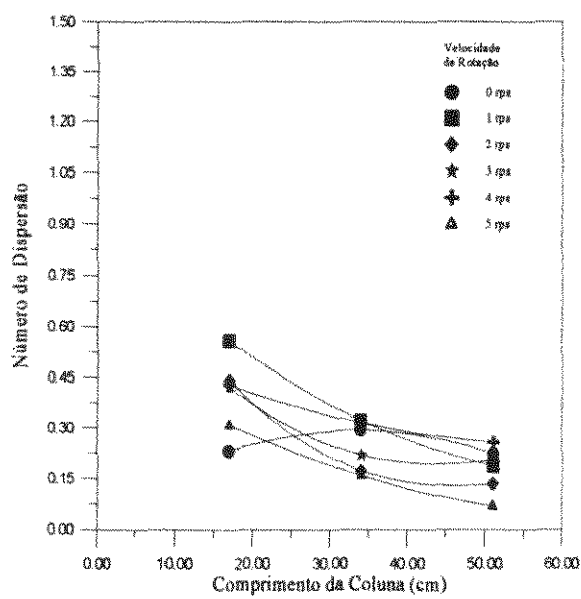


Figura IV.18 - Número de Dispersão vs Comprimento da Coluna
(A = 14,0 % ; Q = 12,45 ml/s)

IV.5 - INFLUÊNCIA DA ÁREA LIVRE DAS PALHETAS NA DISPERSÃO AXIAL

O estudo da influência da área livre das palhetas rotativas na dispersão axial foi realizado utilizando-se a Tabela IV.01, que contém os dados do número de dispersão para uma palheta com geometria contendo uma área livre de 0,0 % (compacta) e outra de 14,0 % (perfurada).

Avaliando-se os dados apresentados, observa-se que na maioria dos experimentos, os resultados para as palhetas com área livre de 0,0 %, ou seja, para palhetas compactas, são superiores aos das palhetas com área livre de 14,0 %, ou seja, aos das palhetas perfuradas.

Este fenômeno está associado ao fato de que as palhetas compactas provocam uma maior recirculação da corrente líquida, pois esta faz com que a massa de líquido seja jogada em direção as paredes da coluna, fazendo o traçador permanecer um maior tempo no interior do equipamento.

Tabela IV.01 - Influência da Área Livre das Palhetas
no Número de Dispersão Axial

V (rps)	Q (ml/s)	L (cm)	E/v.L (A = 0,0 %)	E/v.L (A = 14,0 %)
0	3,02	17	1,1901	0,2608
0	3,02	34	0,1918	0,2468
0	3,02	51	0,1904	0,1840
0	5,37	17	1,0717	0,3008
0	5,37	34	0,2863	0,2616
0	5,37	51	0,1563	0,2357
0	7,73	17	0,8810	0,2784
0	7,73	34	0,2261	0,2224
0	7,73	51	0,1840	0,1381
0	10,09	17	0,7071	0,2540
0	10,09	34	0,2195	0,2261
0	10,09	51	0,1157	0,1315
0	12,45	17	0,2083	0,2295
0	12,45	34	0,2307	0,2934
0	12,45	51	0,1323	0,2223
1	3,02	17	0,3101	0,5617
1	3,02	34	0,2524	0,3222
1	3,02	51	0,1807	0,1471
1	5,37	17	0,3939	0,2426
1	5,37	34	0,1906	0,1062
1	5,37	51	0,1545	0,1165

Tabela IV.01 - Influência da Área Livre das Palhetas
no Número de Dispersão Axial (continuação)

V (rps)	Q (ml/s)	L (cm)	E/v.L (A = 0,0 %)	E/v.L (A = 14,0 %)
1	7,73	17	1,2663	0,5296
1	7,73	34	0,2512	0,2586
1	7,73	51	0,1326	0,1710
1	10,09	17	2,3263	0,6956
1	10,09	34	0,3334	0,2406
1	10,09	51	0,1308	0,1060
1	12,45	17	0,5211	0,5594
1	12,45	34	0,3671	0,3219
1	12,45	51	0,1188	0,1858
2	3,02	17	1,4195	0,5357
2	3,02	34	0,3928	0,3341
2	3,02	51	0,2290	0,2119
2	5,37	17	0,5567	0,5296
2	5,37	34	0,2924	0,2430
2	5,37	51	0,1694	0,2132
2	7,73	17	0,3978	0,5845
2	7,73	34	0,1363	0,2298
2	7,73	51	0,1268	0,1228
2	10,09	17	0,8270	0,6377
2	10,09	34	0,0928	0,3132
2	10,09	51	0,1124	0,1573

Tabela IV.01 - Influência da Área Livre das Palhetas
no Número de Dispersão Axial (continuação)

V (rps)	Q (ml/s)	L (cm)	E/v.L (A = 0,0 %)	E/v.L (A = 14,0 %)
2	12,45	17	0,7207	0,4393
2	12,45	34	0,2407	0,1723
2	12,45	51	0,0973	0,1346
3	3,02	17	0,7321	0,6920
3	3,02	34	0,3525	0,2983
3	3,02	51	0,2575	0,2509
3	5,37	17	0,5173	0,5978
3	5,37	34	0,2426	0,3523
3	5,37	51	0,2235	0,2575
3	7,73	17	0,3764	0,4553
3	7,73	34	0,2284	0,3001
3	7,73	51	0,1372	0,1940
3	10,09	17	0,9333	0,5489
3	10,09	34	0,4313	0,2385
3	10,09	51	0,1877	0,1936
3	12,45	17	0,8591	0,4202
3	12,45	34	0,2610	0,2185
3	12,45	51	0,1291	0,2043
4	3,02	17	0,8072	0,6385
4	3,02	34	0,4457	0,3678
4	3,02	51	0,3344	0,2652

Tabela IV.01 - Influência da Área Livre das Palhetas
no Número de Dispersão Axial (continuação)

V (rps)	Q (ml/s)	L (cm)	E/v.L (A = 0,0 %)	E/v.L (A = 14,0 %)
4	5,37	17	0,9440	0,4532
4	5,37	34	0,3642	0,3593
4	5,37	51	0,2493	0,2940
4	7,73	17	0,9117	0,4749
4	7,73	34	0,3474	0,3015
4	7,73	51	0,1969	0,2173
4	10,09	17	0,7819	0,5029
4	10,09	34	0,4878	0,2950
4	10,09	51	0,2529	0,1971
4	12,45	17	0,7196	0,4243
4	12,45	34	0,4003	0,3151
4	12,45	51	0,1963	0,2565
5	3,02	17	1,1629	0,4022
5	3,02	34	0,5080	0,2292
5	3,02	51	0,3953	0,1756
5	5,37	17	0,7171	0,4046
5	5,37	34	0,3665	0,2203
5	5,37	51	0,2954	0,1980
5	7,73	17	0,5547	0,3592
5	7,73	34	0,3506	0,2293
5	7,73	51	0,2206	0,2297

Tabela IV.01 - Influência da Área Livre das Palhetas
no Número de Dispersão Axial (continuação)

V (rps)	Q (ml/s)	L (cm)	E/v.L (A = 0,0 %)	E/v.L (A = 14,0 %)
5	10,09	17	0,7098	0,2774
5	10,09	34	0,4387	0,1581
5	10,09	51	0,4236	0,1614
5	12,45	17	0,8836	0,3085
5	12,45	34	0,3107	0,1578
5	12,45	51	0,1687	0,0684

CAPÍTULO V

RESULTADOS E DISCUSSÃO REFERENTES

A FRAÇÃO DE RETENÇÃO DA FASE DISPERSA ("HOLDUP")

V.1 - INTRODUÇÃO

Nos capítulos anteriores abordou-se sobre o processo de extração líquido-líquido. Em seguida mostrou-se alguns estudos realizados para caracterizar e obter equipamentos cada vez mais eficientes. Prosseguindo o estudo, foi descrito todo o procedimento experimental utilizado para a construção e caracterização do extrator de palhetas rotativas proposto no presente trabalho.

No capítulo anterior mostrou-se a influência das diversas variáveis estudadas na dispersão axial. Já neste capítulo, será avaliado o comportamento desta variável sobre o fenômeno da fração de retenção da fase dispersa (“holdup”).

O objetivo deste estudo é interpretar o comportamento do parâmetro dependente, aqui representado pela fração de retenção da fase dispersa, observando-se a influência das diversas variáveis experimentais sobre o mesmo. O procedimento consiste numa análise gráfica.

V.2 - INFLUÊNCIA DA VELOCIDADE DE ROTAÇÃO NA FRAÇÃO DE RETENÇÃO DA FASE DISPERSA

A fração de retenção da fase dispersa está diretamente relacionada com a quantidade de gotas existentes no interior da coluna, para uma determinada condição operacional. A formação das gotas não é um processo simples, e está diretamente ligada às condições de agitação, ou seja, a velocidade de rotação imposta às fases no interior do equipamento.

Durante a formação das gotas, é importante observar o fenômeno da coalescência, o qual se opõe à geração de gotas. A coalescência consiste na recombinação de gotas originando gotas maiores, ou até mesmo porções da fase dispersa. Este fenômeno está relacionado com a quantidade de gotas presentes na mistura, pois, entre outros fatores, a velocidade de rotação é um dos mais importantes. Por outro lado, se a agitação imposta às fases é pouco intensa, a coalescência poderá ocorrer em maior escala, desde que não haja o fornecimento de energia suficiente para promover a fragmentação do líquido em gotas.

As Figuras V.01 a V.06 mostram que, nas condições operacionais estudadas no presente trabalho, a fração de retenção da fase dispersa cresce com o aumento da velocidade de rotação das palhetas. Isto se deve ao fato de que com o crescimento da velocidade de rotação temos uma intensificação na formação de gotas, proporcionando assim um maior contato entre as fases e, conseqüentemente maiores índices de separação. É importante ressaltar, que de uma maneira geral, no estudo da influência da velocidade de rotação da palhetas, não tivemos a presença do fenômeno do arraste, que provoca redução na fração de retenção da fase dispersa.

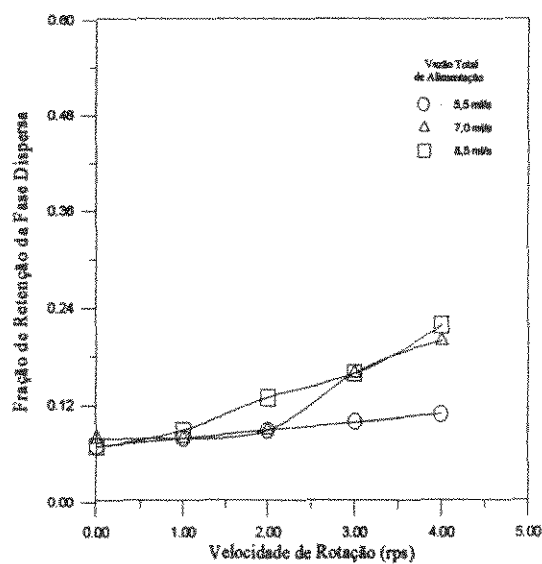


Figura V.01 - Fração de Retenção da Fase Dispersa
vs Velocidade de Rotação
(A = 0,0 % ; $Q_c/Q_d = 3$)

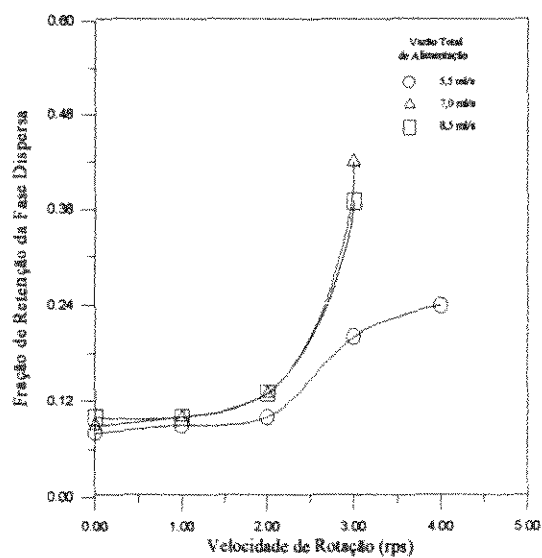


Figura V.02 - Fração de Retenção da Fase Dispersa
vs Velocidade de Rotação
(A = 14,0 % ; $Q_c/Q_d = 1$)

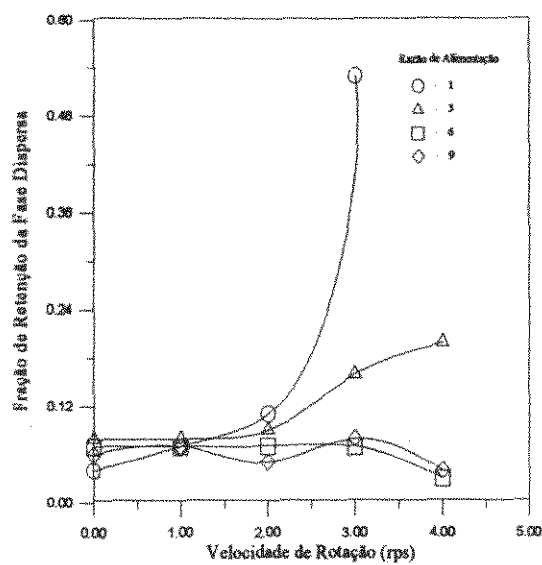


Figura V.03 - Fração de Retenção da Fase Dispersa
vs Velocidade de Rotação
(A = 0,0 % ; $Q_c+Q_d = 7,0$ ml/s)

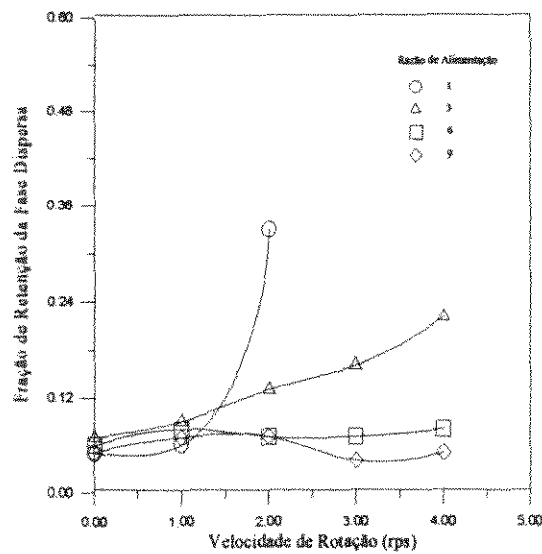


Figura V.04 - Fração de Retenção da Fase Dispersa
vs Velocidade de Rotação
(A = 0,0 % ; $Q_c+Q_d = 8,5$ ml/s)

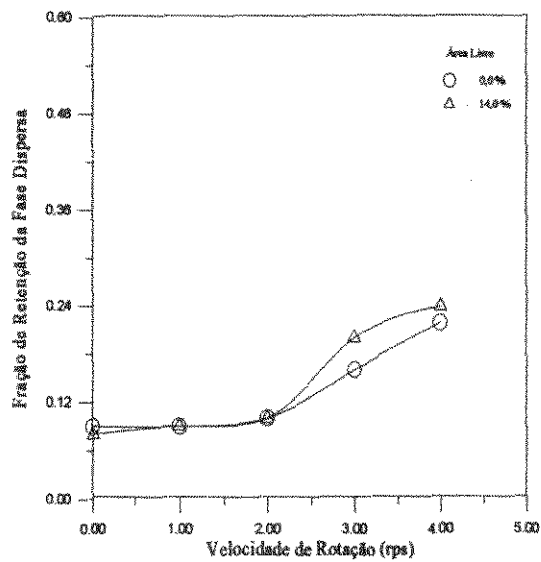


Figura V.05 - Fração de Retenção da Fase Dispersa
vs Velocidade de Rotação
($Q_c/Q_d = 1$; $Q_c+Q_d = 5,5$ ml/s)

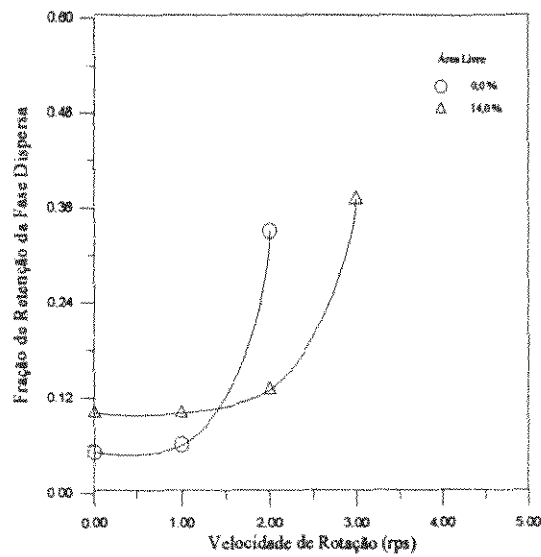


Figura V.06 - Fração de Retenção da Fase Dispersa
vs Velocidade de Rotação
($Q_c/Q_d = 1$; $Q_c+Q_d = 8,5$ ml/s)

V.3 - INFLUÊNCIA DA VAZÃO TOTAL DE ALIMENTAÇÃO NA FRAÇÃO DE RETENÇÃO DA FASE DISPERSA

A vazão total de alimentação representa a soma da vazão da fase dispersa com a vazão da fase contínua. No presente trabalho o butanol atuou como fase dispersa e a água como fase contínua.

Em condições normais de operação, espera-se que a fração de retenção da fase dispersa seja diretamente proporcional à vazão total de alimentação, isto é, quando o aumento desta variável dependente for ocasionado pelo aumento da vazão da fase dispersa. Por outro lado, sabemos que existem limitações no que diz respeito às vazões das fases que alimentam a coluna, pois, nas operações em contra corrente, sabemos que o escoamento de uma fase pode impor certas restrições ao escoamento da outra. O limite desta restrição é o aparecimento da inundação no equipamento.

De acordo com os resultados mostrados através das Figuras V.07 a V.12, observamos que com o aumento da vazão total de alimentação, há um efeito positivo no comportamento da fração de retenção da fase dispersa. Esta observação está dentro do esperado, pois este aumento está ligado ao aumento da vazão da fase dispersa.

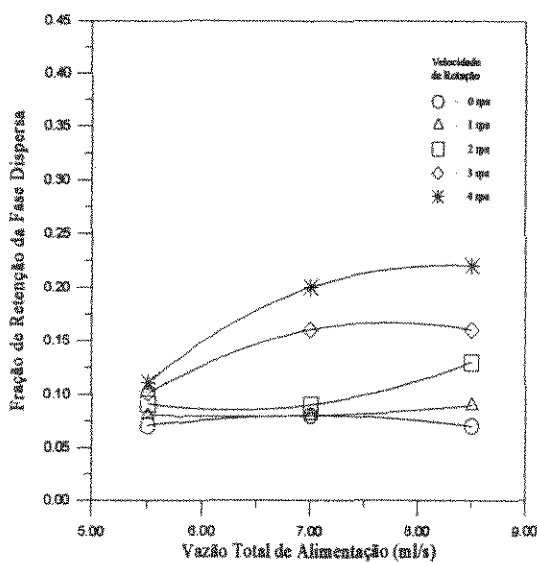


Figura V.07 - Fração de Retenção da Fase Dispersa
vs Vazão Total de Alimentação
(A = 0,0 % ; $Q_c/Q_d = 3$)

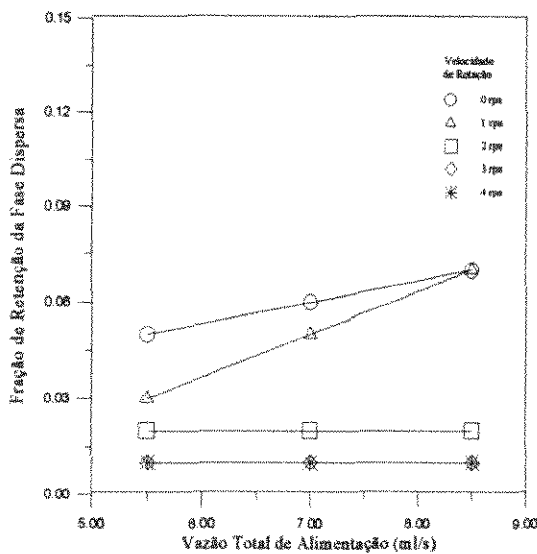


Figura V.08 - Fração de Retenção da Fase Dispersa
vs Vazão Total de Alimentação
(A = 14,0 % ; $Q_c/Q_d = 9$)

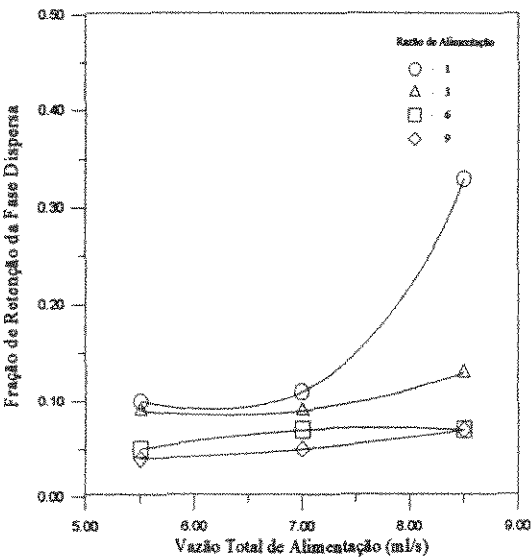


Figura V.09 - Fração de Retenção da Fase Dispersa
vs Vazão Total de Alimentação
(A = 0,0 % ; V = 2 rps)

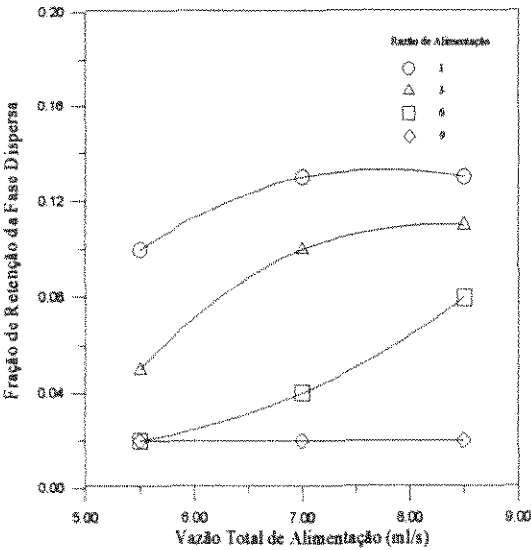


Figura V.10 - Fração de Retenção da Fase Dispersa
vs Vazão Total de Alimentação
(A = 14,0 % ; V = 2 rps)

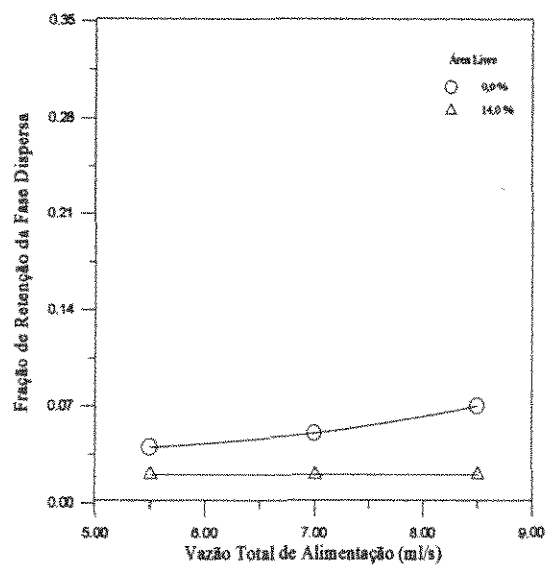


Figura V.11 - Fração de Retenção da Fase Dispersa
vs Vazão Total de Alimentação
($Q_c/Q_d = 9$; $V = 2$ rps)

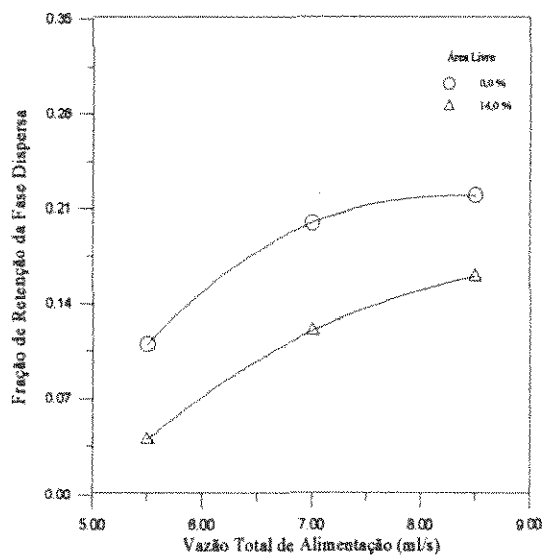


Figura V.12 - Fração de Retenção da Fase Dispersa
vs Vazão Total de Alimentação
($Q_c/Q_d = 3$; $V = 4$ rps)

V.4 - INFLUÊNCIA DA RAZÃO DE ALIMENTAÇÃO NA FRAÇÃO DE RETENÇÃO DA FASE DISPERSA

A razão de alimentação representa a divisão entre a vazão da fase contínua e a vazão da fase dispersa. Neste estudo é de se esperar que a fração de retenção da fase dispersa seja inversamente proporcional a variável em estudo.

As Figuras V.13 a V.18, demonstram as variações sofridas pela fração de retenção da fase dispersa, para a operação em regime estável, o qual foi verificado experimentalmente, devido às mudanças provocadas na razão de alimentação. Para as condições operacionais estudadas, podemos dizer que houve um decréscimo da fração de retenção da fase dispersa, com o aumento da razão de alimentação, e como consequência, temos um menor grau de separação para este equipamento.

Este comportamento pode ser atribuído ao aumento da vazão da fase contínua, o que reflete numa menor vazão da fase dispersa, pois a razão de alimentação está associada a vazão total de alimentação.

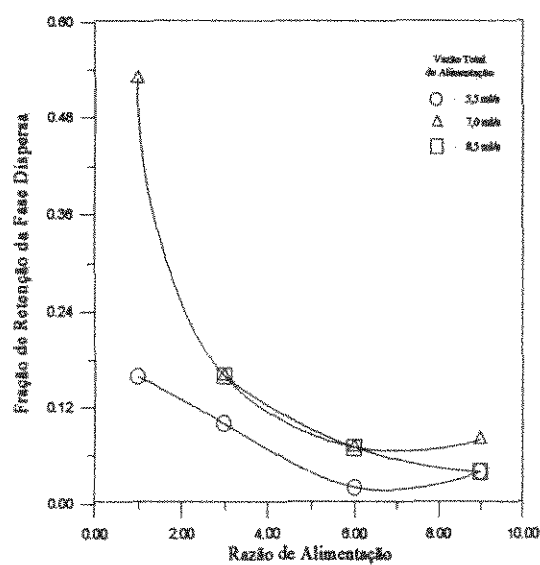


Figura V.13 - Fração de Retenção da Fase Dispersa
vs Razão de Alimentação
(A = 0,0 % ; V = 1 rps)

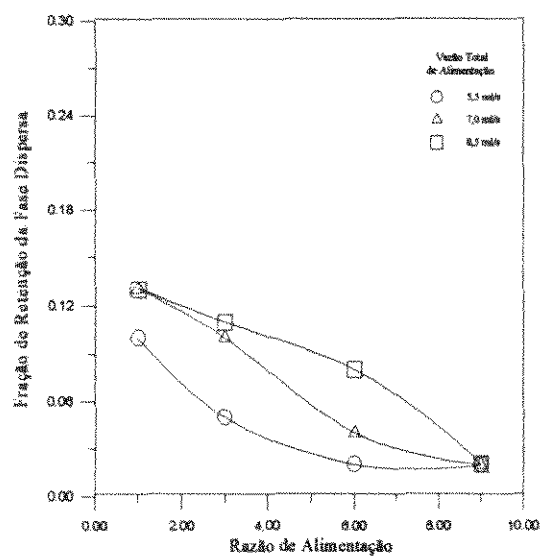


Figura V.14 - Fração de Retenção da Fase Dispersa
vs Razão de Alimentação
(A = 14,0 % ; V = 2 rps)

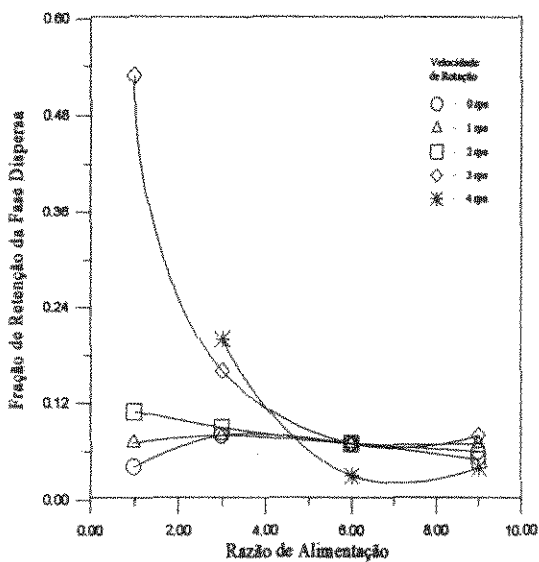


Figura V.15 - Fração de Retenção da Fase Dispersa
vs Razão de Alimentação
(A = 0,0 % ; $Q_c+Q_d = 7,0$ ml/s)

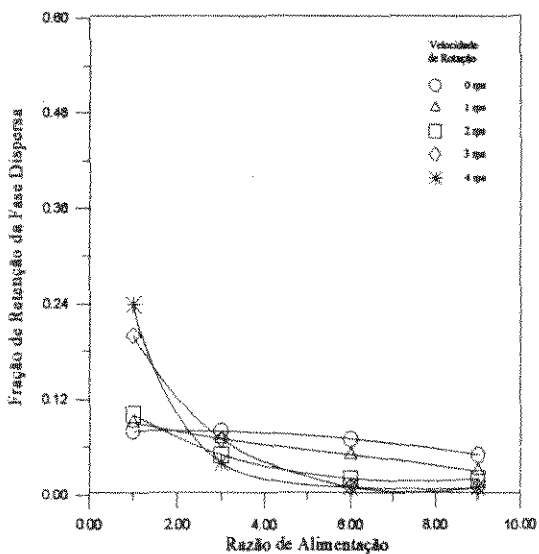


Figura V.16 - Fração de Retenção da Fase Dispersa
vs Razão de Alimentação
(A = 14,0 % ; $Q_c+Q_d = 5,5$ ml/s)

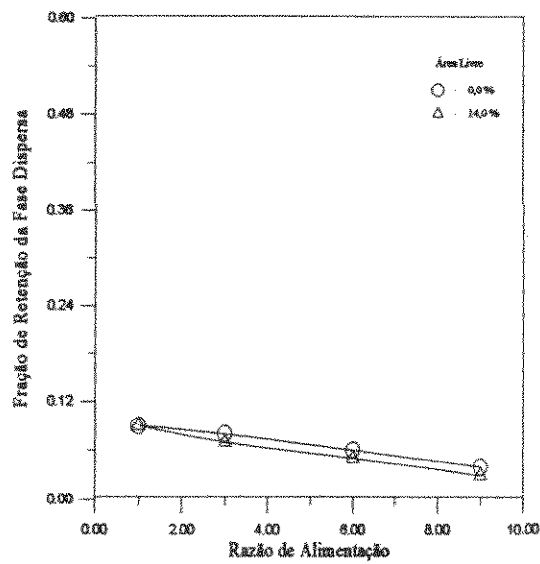


Figura V.17 - Fração de Retenção da Fase Dispersa
vs Razão de Alimentação
($V = 1 \text{ rps}$; $Q_c + Q_d = 5,5 \text{ ml/s}$)

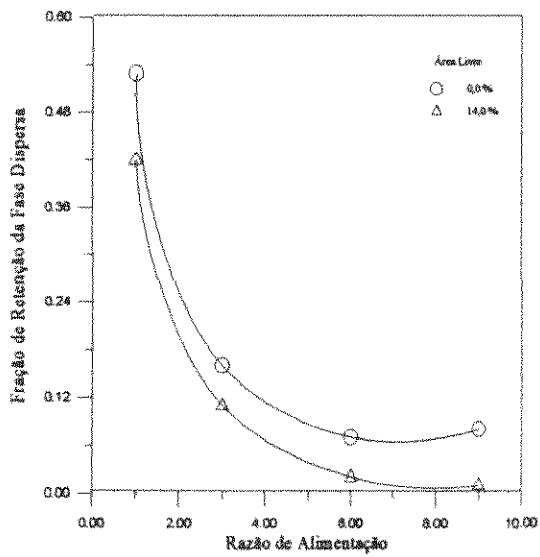


Figura V.18 - Fração de Retenção da Fase Dispersa
vs Razão de Alimentação
($V = 3 \text{ rps}$; $Q_c + Q_d = 7,0 \text{ ml/s}$)

V.5 - INFLUÊNCIA DA ÁREA LIVRE DAS PALHETAS NA FRAÇÃO DE RETENÇÃO DA FASE DISPERSA

A área livre das palhetas é uma variável de caráter geométrico, que desempenha um papel importante no mecanismo de agitação da massa líquida, e que, conseqüentemente, exerce influência sobre a geração de gotas influenciando assim, na fração de retenção da fase dispersa.

O escoamento das fases através das palhetas, proporcionada pela rotação destas, é bastante complexa, pois, além de se considerar o fluxo em contra corrente, deve-se levar em conta a rotação das palhetas que ocorre no sentido radial, enquanto o líquido escoar no sentido axial. A combinação destes fatores forçam o líquido a passar pelas perfurações das palhetas, provocando assim uma intensa dispersão, que é bastante influenciada pelo diâmetro das perfurações das mesmas. Logo, quanto menor o diâmetro dos furos das palhetas mais fina tende a ser a dispersão.

No presente trabalho, estudou-se as palhetas compactas, ou seja, sem nenhuma perfuração (0,0 % de área livre), e as palhetas perfuradas, ou seja, com perfurações (14 % de área livre).

Analisando-se os resultados apresentados na Tabela V.01, nota-se que o aumento da área livre das palhetas refletiu em uma diminuição da fração de retenção da fase dispersa para uma pequena velocidade de rotação durante a operação da coluna. Isto deve-se ao fato de que com o aumento da área livre o tempo de residência de cada gota no interior da coluna diminui, uma vez que as restrições ao escoamento das fases diminuíram.

Neste caso temos também a formação de gotas maiores, tendo como consequência uma diminuição da área de contato das fases, bem como menores índices de eficiência.

Quando se trabalha com grandes velocidades de rotação, temos uma inversão nos resultados, ou seja, nestas situações há um crescimento da fração de retenção da fase dispersa com o aumento da área livre. Este comportamento pode ser atribuído à obtenção de uma melhor dispersão da fase dispersa no equipamento para estas condições operacionais, tendo como consequência um maior contato entre as fases, bem como a obtenção de altas eficiências de separação.

É importante ressaltar que para uma elevada carga de líquido na coluna, associada a velocidade de rotação, temos em algumas condições operacionais, a inundação total do equipamento, ou seja, o retorno das fases pelo próprio estágio de alimentação. Estas condições devem ser evitadas, pois a transferência de massa fica fortemente prejudicada.

Tabela V.01 - Influência da Área Livre das Palhetas na Fração de Retenção da Fase Dispersa

V (rps)	$Q_c + Q_d$ (ml/s)	Q_c / Q_d	ϕ (A = 0,0 %)	ϕ (A = 14,0 %)
0	5,5	1/1	0,09	0,08
0	5,5	3/1	0,07	0,08
0	5,5	6/1	0,06	0,07
0	5,5	9/1	0,05	0,05
0	7,0	1/1	0,04	0,09
0	7,0	3/1	0,08	0,10
0	7,0	6/1	0,07	0,07
0	7,0	9/1	0,06	0,06
0	8,5	1/1	0,05	0,10
0	8,5	3/1	0,07	0,08
0	8,5	6/1	0,06	0,10
0	8,5	9/1	0,05	0,07
1	5,5	1/1	0,09	0,09
1	5,5	3/1	0,08	0,07
1	5,5	6/1	0,06	0,05
1	5,5	9/1	0,04	0,03
1	7,0	1/1	0,07	0,10
1	7,0	3/1	0,08	0,10
1	7,0	6/1	0,07	0,07
1	7,0	9/1	0,07	0,05
1	8,5	1/1	0,06	0,10

Tabela V.01 - Influência da Área Livre das Palhetas na Fração de Retenção da Fase Dispersa (continuação)

V (rps)	$Q_c + Q_d$ (ml/s)	Q_c / Q_d	ϕ (A = 0,0 %)	ϕ (A = 14,0 %)
1	8,5	3/1	0,09	0,09
1	8,5	6/1	0,08	0,09
1	8,5	9/1	0,07	0,07
2	5,5	1/1	0,10	0,10
2	5,5	3/1	0,09	0,05
2	5,5	6/1	0,05	0,02
2	5,5	9/1	0,04	0,02
2	7,0	1/1	0,11	0,13
2	7,0	3/1	0,09	0,10
2	7,0	6/1	0,07	0,04
2	7,0	9/1	0,05	0,02
2	8,5	1/1	0,33	0,13
2	8,5	3/1	0,13	0,11
2	8,5	6/1	0,07	0,08
2	8,5	9/1	0,07	0,02
3	5,5	1/1	0,16	0,20
3	5,5	3/1	0,10	0,07
3	5,5	6/1	0,02	0,01
3	5,5	9/1	0,04	0,01
3	7,0	1/1	0,53	0,42
3	7,0	3/1	0,16	0,11

Tabela V.01 - Influência da Área Livre das Palhetas na Fração de Retenção da Fase Dispersa (continuação)

V (rps)	$Q_c + Q_d$ (ml/s)	Q_c / Q_d	ϕ (A = 0,0 %)	ϕ (A = 14,0 %)
3	7,0	6/1	0,07	0,02
3	7,0	9/1	0,08	0,01
3	8,5	1/1	I	0,37
3	8,5	3/1	0,16	0,19
3	8,5	6/1	0,07	0,02
3	8,5	9/1	0,04	0,01
4	5,5	1/1	0,22	0,24
4	5,5	3/1	0,11	0,04
4	5,5	6/1	0,02	0,01
4	5,5	9/1	0,03	0,01
4	7,0	1/1	I	I
4	7,0	3/1	0,20	0,12
4	7,0	6/1	0,03	0,02
4	7,0	9/1	0,04	0,01
4	8,5	1/1	I	I
4	8,5	3/1	0,22	0,16
4	8,5	6/1	0,08	0,02
4	8,5	9/1	0,05	0,01

Obs.: I - Representa um ponto de inundação.

CAPÍTULO VI

RESULTADOS E DISCUSSÃO REFERENTES

A TRANSFERÊNCIA DE MASSA

VI.1 - INTRODUÇÃO

Nos capítulos anteriores foram apresentados os principais trabalhos publicados com a finalidade de caracterizar os diversos equipamentos utilizados na operação de extração líquido-líquido; em seguida foi descrito todo o procedimento experimental para a construção da coluna de palhetas rotativas em estudo. Já nos dois capítulos subsequentes, foi realizada uma avaliação da influência das diversas variáveis operacionais estudadas no fenômeno da dispersão axial, e da fração de retenção da fase dispersa, cujo objetivo é a caracterização da hidrodinâmica do equipamento proposto.

O estudo da transferência de massa no interior de uma coluna de extração líquido-líquido, é de fundamental importância para o projeto deste equipamento, conhecendo-se assim os seus limites de operação.

Pelo princípio da transferência de massa quando um sistema contém dois ou mais componentes cujas concentrações variam de ponto a ponto no sistema, há uma tendência natural de transferência, minimizando as diferenças de concentração no sistema, já que de acordo com a segunda lei da termodinâmica, sistemas que não estão em equilíbrio tenderão a alcançar o equilíbrio com o tempo.

A transferência de massa, ocorre tanto pelo mecanismo molecular, quanto pelo mecanismo convectivo. Estes mecanismos tem se mostrado diretamente dependentes do gradiente de concentração das espécies, difundindo-se numa fase. Quando o equilíbrio é estabelecido, o gradiente de concentração e, por sua vez, a taxa de difusão das espécies, tornam-se zero na fase. A transferência entre duas fases também requer um afastamento do

equilíbrio, que deve existir entre as concentrações médias ou nas concentrações no seio de cada fase.

Existem dois aspectos distintos sobre a eficiência de extração a serem considerados: o primeiro, costuma diferenciar o comportamento real do ideal; e o segundo, interpreta a eficiência em termos de mecanismos de transporte de massa. Neste trabalho, será estudada a influência de diversas variáveis na eficiência de separação. Para isto utilizam-se as definições apresentadas por Kawase (1990), e por Murphree (1925).

A eficiência definida por Kawase (1990), também denominada de índice de recuperação do soluto, é baseada nas concentrações da fase onde se encontra o soluto. A equação II.21 foi proposta por este autor para quantificar o fenômeno da transferência de massa.

Uma outra eficiência que será estudada é uma correlação proposta por Murphree (1925), apresentada na equação II.19, que descreve o grau de separação do extrator em estudo. Para a análise da eficiência através da equação proposta por este autor, é necessário o conhecimento das condições de equilíbrio para o sistema líquido ternário, o que pode ser obtido experimentalmente ou através da teoria desenvolvida por Abrams e Prusnitz (1975).

O cálculo do equilíbrio é realizado através de um programa computacional, que utiliza as equações desenvolvidas por estes autores, denominado de Modelo UNIQUAC (Universal Quasi Chemical), que leva em consideração as propriedades termodinâmicas de cada substância e também parâmetros de interação binárias entre os pares de componentes da mistura.

A equação UNIQUAC (Universal Quasi Chemical) proposta por Abrams e Prausnitz (1975), é deduzida a partir de análise efetuada por

Guggenheim (1952). Esse modelo, que é baseado na mecânica estatística, supõe que as composições locais resultam tanto das diferenças de tamanho, como da energia entre as moléculas da mistura. Esta teoria é generalizada através da introdução da fração de área local, como variável de concentração primária, sendo o tamanho molecular e os parâmetros de forma, obtidos através dos dados dos componentes puros, obtendo-se assim, uma equação para o excesso de energia livre de Gibbs para uma mistura líquida.

O modelo UNIQUAC fornece uma boa representação para o equilíbrio líquido-líquido, para misturas binárias ou multicomponentes, constituídas por não eletrólitos, como por exemplo, hidrocarbonetos, cetonas, ésteres, aminas, álcoois, nitrila, água, etc. , além de poder ser aplicado a soluções de polímeros.

A Figura VI.01, apresenta um fluxograma do procedimento de cálculo do equilíbrio usado no programa .

Neste, os dados de entrada são: a composição de alimentação, os parâmetros do modelo UNIQUAC e o número de componentes, enquanto os resultados fornecidos pelo programa são: composições das fases em equilíbrio, o coeficiente de atividade e o fator de separação.

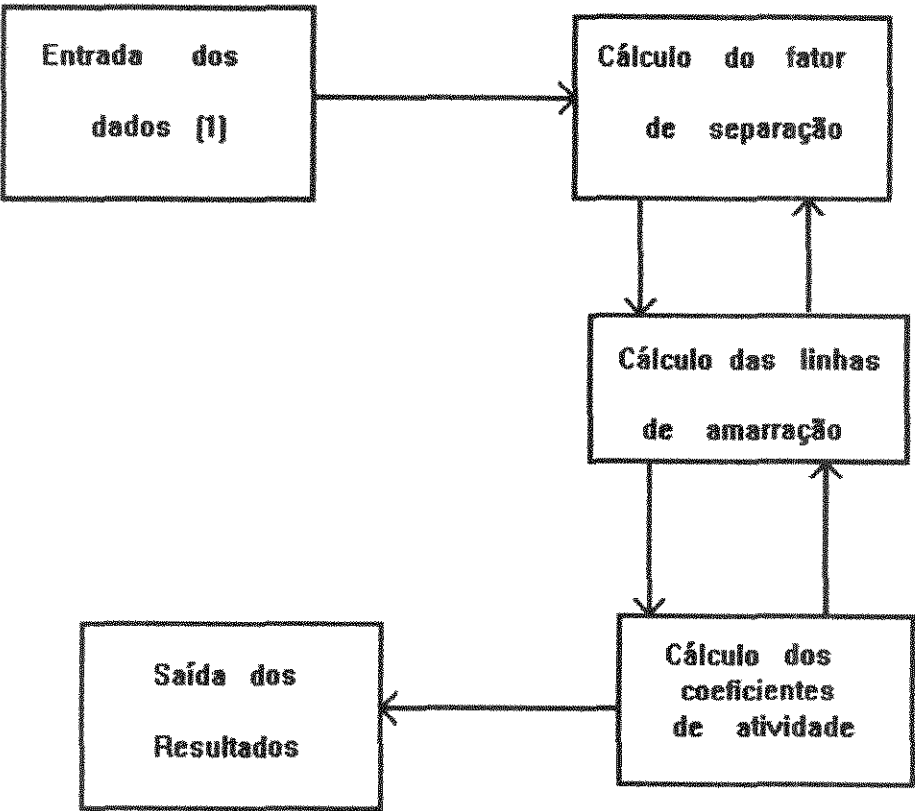


Figura VI.01 - Fluxograma do Procedimento de Cálculo
Realizado pelo Programa

VI.2 - ÍNDICE DE RECUPERAÇÃO DO SOLUTO

A primeira forma de expressar a eficiência que será analisada é o índice de recuperação do soluto. Com as concentrações de ácido acético medidas na corrente de saída da fase refinado e na corrente de alimentação, e utilizando a equação II. 21, obteve-se os resultados apresentados no Apêndice B, e com base neles construiu-se os gráficos contidos nesse item.

VI.2.1 - INFLUÊNCIA DA VELOCIDADE DE ROTAÇÃO NO ÍNDICE DE RECUPERAÇÃO DO SOLUTO

A primeira variável a ser analisada é a velocidade de rotação das palhetas. Como pode ser verificado nas Figuras VI.02 e VI.03, ocorre um aumento no índice de recuperação do soluto com o aumento da velocidade de rotação das palhetas. Nota-se, que esse aumento é mais acentuado nas velocidades de rotação abaixo de 2 rps. Acima de 2 rps, ainda ocorre um aumento no índice de recuperação do soluto, porém, menos acentuado. Isto ocorre porque o aumento da agitação, no início, melhora a mistura entre as fases e aumenta a área interfacial por diminuir o tamanho médio das gotas, promovendo com isso o aumento na taxa de transferência de massa, que é diretamente proporcional à área interfacial. Contudo, isso não ocorre indefinidamente.

As razões para isso são: primeiro, há um limite para o aumento da área interfacial que pode ser obtida; segundo, abaixo de um certo tamanho, as gotas começam a se comportar como esferas rígidas, sem circulação interna, com isso, a transferência de massa nas gotas ocorre devido ao lento processo de difusão molecular apenas; terceiro, depois de um certo valor, o aumento na agitação pode começar a suprimir a interação gota-gota, reduzindo portanto, a mistura na fase dispersa e, conseqüentemente, a taxa de transferência de massa.

Além disso, durante os experimentos e pelos resultados obtidos, observou-se também que velocidades de rotação muito altas provocavam um aumento na resistência imposta ao escoamento pelas palhetas, que impedia ou retardava a ascensão das gotas da fase dispersa até o topo da coluna, prejudicando a transferência de massa. Velocidades muito elevadas podem provocar o “backmixing” e o “backflow”, ou seja, o retorno axial da fase dispersa e o retorno axial da fase contínua, respectivamente.

Observando-se as Figuras VI.02 e VI.03, nota-se que esses efeitos começam a ocorrer com velocidades de rotação superiores a 2 rps, com exceção para o caso em que a razão entre as vazões é 1. Neste último caso, com velocidades entre 2 e 3 rps, ocorre um aumento bastante acentuado do índice de recuperação de soluto, sendo que os fenômenos contrários à transferência de massa começam a ocorrer a velocidades superiores a 3 rps.

Pelos resultados obtidos, observou-se que, a velocidades mais elevadas para uma razão de alimentação igual a 1, o comportamento do sistema é mais instável. Em alguns casos, com razão igual a 1 e velocidades superiores a 3 rps, ocorre a inundação da coluna, como é visto na Figura VI.03.

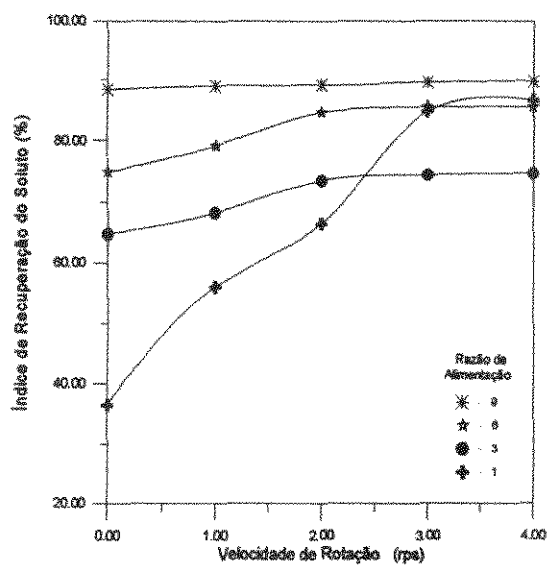


Figura VI.02 - Gráfico do Índice de Recuperação do Solute
vs Velocidade de Rotação
(A = 14 % ; $Q_c + Q_d = 5,5$ ml/s)

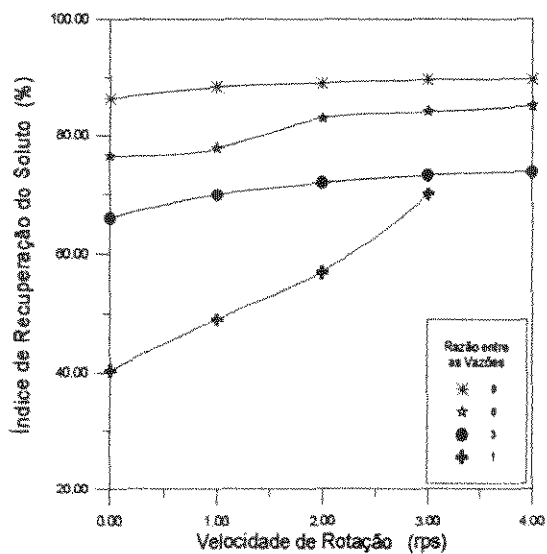


Figura VI.03 - Gráfico do Índice de Recuperação do Solute
vs Velocidade de Rotação
(A = 0,0 % ; $Q_c + Q_d = 7,0$ ml/s)

VI.2.2 - INFLUÊNCIA DA VAZÃO TOTAL DE ALIMENTAÇÃO NO ÍNDICE DE RECUPERAÇÃO DO SOLUTO

A análise da vazão total de alimentação é realizada através das Figuras VI.04 e VI.05, Nestas pode-se perceber que ocorre um aumento no índice de recuperação do soluto com o aumento, tanto da velocidade de rotação das palhetas quanto da vazão total das fases.

Nota-se que, para velocidades baixas, ou seja, para as velocidades de 0 e 1 rps, o aumento da vazão total de alimentação faz com que o índice de recuperação do soluto diminua. Isso ocorre porque o aumento da vazão total de alimentação faz com que o tempo de contato entre as fases seja menor e com isso o índice de recuperação do soluto seja reduzido.

Contudo, com velocidades de rotação acima de 2 rps, a agitação melhora a mistura entre as fases. O aumento da vazão total de alimentação eleva a turbulência no interior da coluna ainda mais, provocando o aumento no índice de recuperação do soluto.

Na Figura VI.05, nota-se que o aumento no índice de recuperação do soluto relativo ao aumento da vazão, não é muito acentuado.

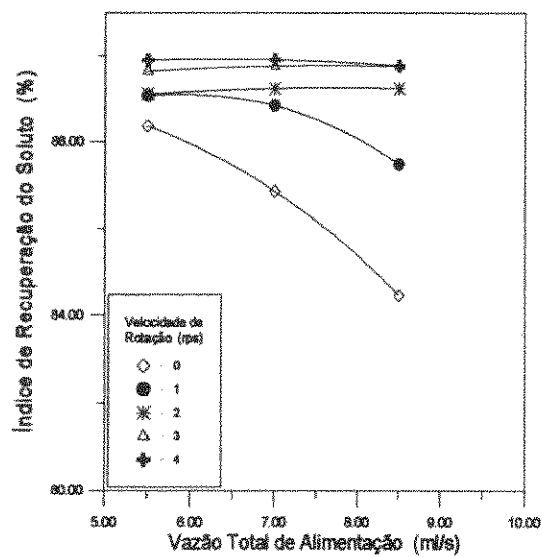


Figura VI.04 - Gráfico do Índice de Recuperação do Solute
vs Vazão Total de Alimentação
(A = 14 % ; $Q_c/Q_d = 9$)

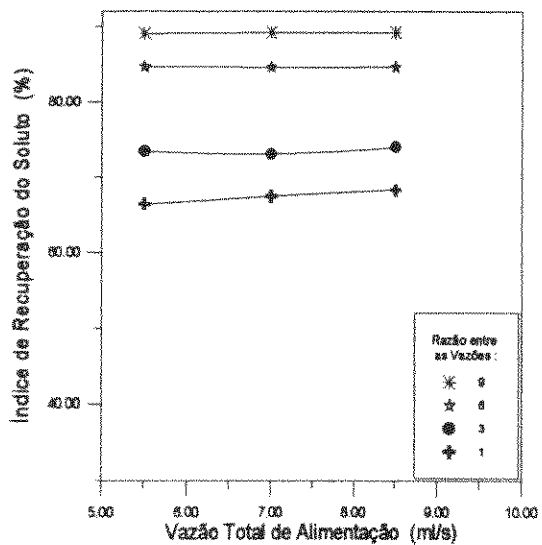


Figura VI.05 - Gráfico do Índice de Recuperação do Solute
vs Vazão Total de Alimentação
(A = 14 % ; V = 2 rps)

VI.2.3 - INFLUÊNCIA DA RAZÃO DE ALIMENTAÇÃO NO ÍNDICE DE RECUPERAÇÃO DO SOLUTO

A razão de alimentação é definida como a divisão entre a vazão da fase contínua e a vazão da fase dispersa. Observando a Figura VI.06, nota-se que o índice de recuperação do soluto é maior quanto maior for a razão entre as vazões de alimentação. Isso se deve, principalmente, à maior facilidade em extrair-se mais ácido acético (soluto) com mais água (solvente), já que há um aumento na quantidade de solvente em contato com o soluto.

Na Figura VI.07 nota-se que para uma razão de alimentação igual a 3, há um decréscimo no índice de recuperação do soluto. Este fato está associado aos outros parâmetros, especialmente a velocidade de rotação das palhetas que foi a única variável que sofreu mudanças.

Isto aconteceu devido a um princípio de inundação que ocorreu para a razão de alimentação igual a 1. Com a existência de inundação, os valores obtidos para a eficiência não são confiáveis, pois quando ocorre este fenômeno as correntes que alimentam a coluna tendem a sair pelo mesmo estágio que entrou (como mostrado na Figura II.03).

Segundo Sege e Woodfield (1954), a inundação ocorre para altas velocidades de rotação e altas vazões de escoamento, ou seja, para equipamentos diferenciais mecanicamente agitados, a carga e a agitação têm grande influência e devem ser controladas para evitar a existência deste fenômeno.

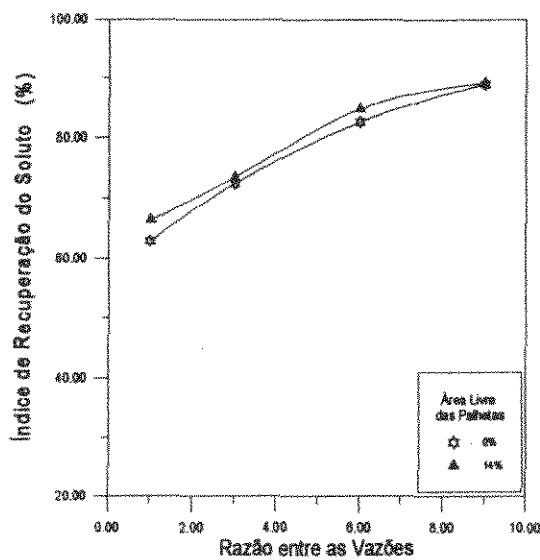


Figura VI.06 - Gráfico do índice de Recuperação do Solutos
vs Razão de Alimentação
($Q_c+Q_d = 5,5 \text{ ml/s}$; $V = 2 \text{ rps}$)

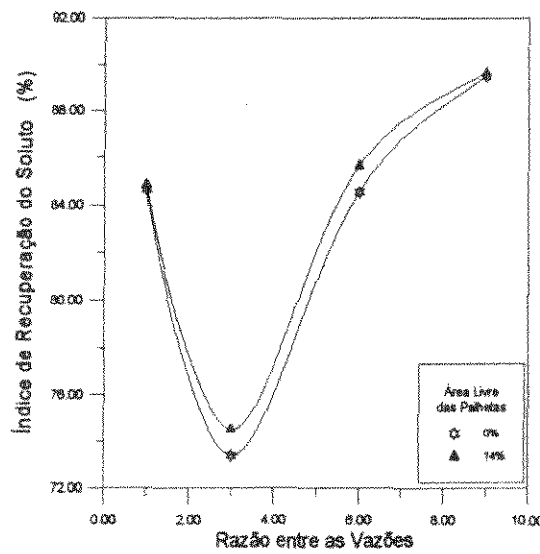


Figura VI.07 - Gráfico do Índice de Recuperação do Solutos
vs Razão de Alimentação
($Q_c+Q_d = 5,5 \text{ ml/s}$; $V = 3 \text{ rps}$)

VI.2.4 - INFLUÊNCIA DA ÁREA LIVRE DAS PALHETAS NO ÍNDICE DE RECUPERAÇÃO DO SOLUTO

A quarta variável a ser analisada é a área livre das palhetas. Observando-se a Figura VI.08, nota-se um aumento no índice de recuperação do soluto com o aumento da área livre das palhetas. Isso ocorre devido ao aumento da superfície de contato entre as duas fases. A taxa de transferência de massa é diretamente proporcional à superfície de contato entre as fases. O aumento da área livre promove também o aumento da turbulência no interior da coluna, melhorando a mistura entre as fases. Como pode ser notado na Figura VI.08, esse aumento não é muito acentuado, sendo maior nas velocidades entre 0 e 2 rps e menor para velocidades acima de 2 rps, devido aos fatores já comentados anteriormente.

Nas condições mais favoráveis à transferência de massa, o valor do índice de recuperação do soluto alcança valores da ordem de 90 %.

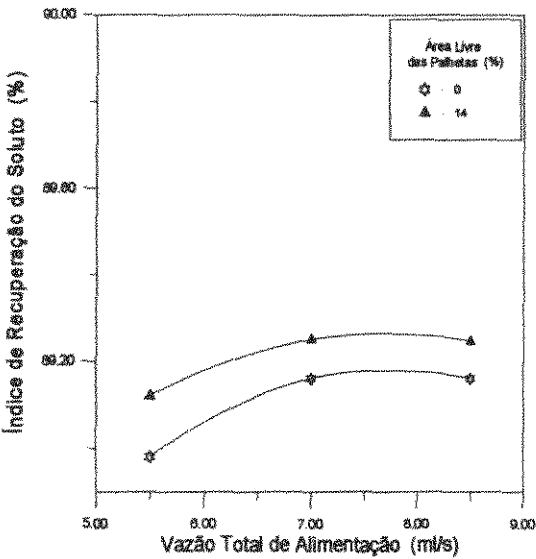


Figura VI.08 - Gráfico do Índice de Recuperação do Solute
vs Vazão Total de Alimentação
($Q_c/Q_d = 9$; $V = 2$ rps)

VI.3 - EFICIÊNCIA DE SEPARAÇÃO OU EFICIÊNCIA DE MURPHREE

Aplicando-se na equação II.19 os valores das concentrações de equilíbrio, obtidos através do programa de computador, e os valores das concentrações de entrada e saída da coluna da fase refinado (constituída por butanol e ácido acético), obtem-se a Eficiência de Separação ou também conhecida como Eficiência de Murphree (Murphree (1925)).

Deve ser ressaltado que o índice de recuperação do soluto é a medida da quantidade de soluto que foi extraída durante o processo, enquanto a eficiência de Murphree é uma medida de quanto o sistema se aproxima do equilíbrio.

Ambas as medidas apresentaram comportamento semelhante. No geral, a eficiência de Murphree apresenta valores um pouco maiores que o índice de recuperação de soluto.

VI.3.1 - INFLUÊNCIA DA VELOCIDADE DE ROTAÇÃO NA EFICIÊNCIA DE SEPARAÇÃO

Analizando a velocidade de rotação das palhetas, observamos que ocorre um comportamento semelhante ao do índice de recuperação do soluto. Nota-se um aumento na eficiência com o aumento da velocidade de rotação das palhetas. Verifica-se que esse aumento é mais acentuado a baixas velocidades de rotação, variando entre 0 e 2 rps. Nas velocidades de rotação mais altas, ocorre um aumento na eficiência, mas este aumento é menos acentuado. Esse comportamento pode ser verificado nas Figuras VI.09 e VI.10.

Os fatores que provocam este comportamento são os que foram comentados na análise do índice de recuperação do soluto. Em resumo são: A baixas velocidades: a diminuição no tamanho das gotas, aumento da mistura entre as fases e turbulência, sendo que estes fatores aumentam a transferência de massa; A altas velocidades : o aparecimento do “backmixing”, aumento da resistência imposta pelas palhetas ao escoamento, entre outros, sendo que estes fatores prejudicam o processo de transferência de massa.

Com velocidade de rotação acima de 3 rps e razão de alimentação igual a 1, a eficiência aumenta acentuadamente. Com esta condição de operação, o comportamento da eficiência, que reflete o comportamento do sistema, é instável. Nessas condições, a tendência de ocorrer inundação na coluna é maior, pelas razões já comentadas para o comportamento do índice de recuperação do soluto.

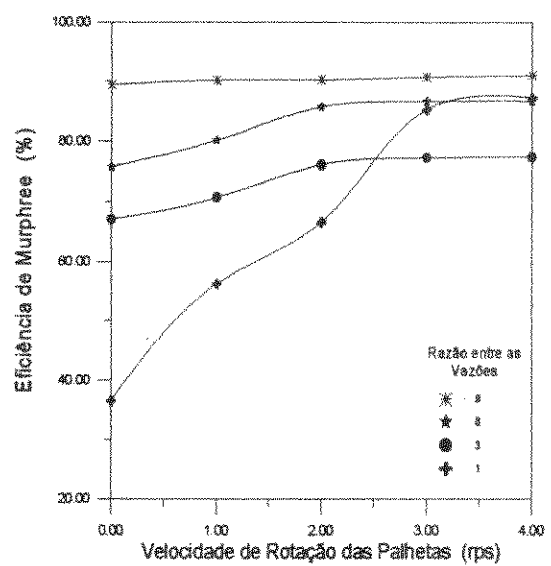


Figura VI.09 - Gráfico da Eficiência de Murphree
vs Velocidade de Rotação
($A = 14\%$; $Q_c + Q_d = 5,5\text{ ml/s}$)

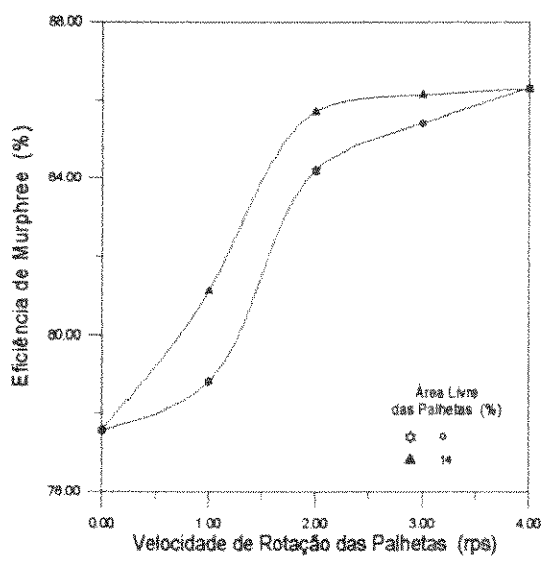


Figura VI.10 - Gráfico da Eficiência de Murphree
vs Velocidade de Rotação
($Q_c/Q_d = 6$; $Q_c + Q_d = 7,0\text{ ml/s}$)

VI.3.2 - INFLUÊNCIA DA VAZÃO TOTAL DE ALIMENTAÇÃO NA EFICIÊNCIA DE SEPARAÇÃO

A influência da vazão total de alimentação na transferência de massa é mostrada na Figura VI.11. Verifica-se o aumento da eficiência com o aumento da velocidade de rotação e também com o aumento da vazão total de alimentação, para velocidades de rotação das palhetas acima de 2 rps.

Para velocidades de rotação entre 0 e 1 rps, o aumento da vazão total de alimentação diminui a eficiência, ou seja, o sistema se encontra mais afastado do equilíbrio. Os motivos que causam este comportamento são os mesmos comentados para o índice de recuperação do soluto. O aumento da vazão total de alimentação faz com que o tempo de contato entre as fases seja menor e isso faz com que o sistema se mantenha mais afastado do equilíbrio. Com velocidades de rotação mais elevadas, ou seja, acima de 2 rps, o aumento da mistura e da turbulência, faz com que o tempo de contato entre as fases aumente e com isso o sistema se aproxima do equilíbrio.

Nesta figura, nota-se também que com velocidade entre 3 e 4 rps, o aumento da eficiência é menor. Com altas vazões e altas velocidades, esse aumento é praticamente nulo. Isto demonstra que neste caso os efeitos de retorno axial da fase dispersa e resistência ao escoamento, imposto pelas palhetas, começam a impedir que o sistema se aproxime mais do equilíbrio.

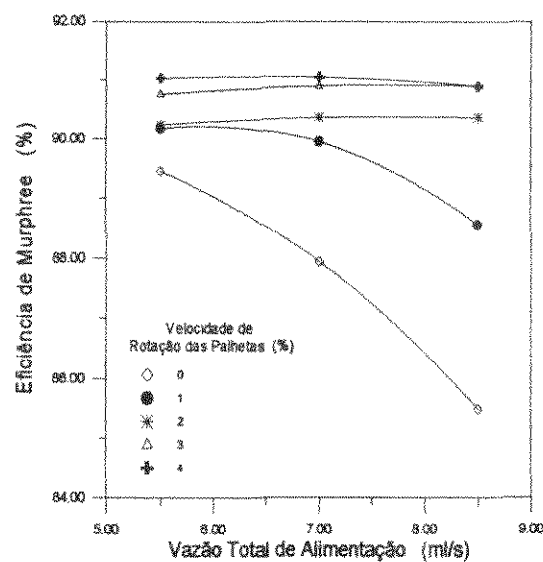


Figura VI.11 - Gráfico da Eficiência de Murphree
vs Vazão Total de Alimentação
($Q_c/Q_d = 9$; $A = 14\%$)

VI.3.3 - INFLUÊNCIA DA RAZÃO DE ALIMENTAÇÃO NA EFICIÊNCIA DE SEPARAÇÃO

A terceira variável a ser analisada é a razão entre as vazões de alimentação das fases. Observando-se a Figura VI.09, mostrada anteriormente, nota-se um aumento da eficiência com o aumento da razão entre as fases de alimentação. Isso ocorre, porque uma maior quantidade de solvente pode extrair mais soluto, e assim, a fase refinado aproxima-se mais do equilíbrio, o que é verificado pelo aumento da eficiência de Murphree.

VI.3.4 - INFLUÊNCIA DA ÁREA LIVRE DAS PALHETAS NA EFICIÊNCIA DE SEPARAÇÃO

Nas Figuras anteriores e na VI.12, pode-se notar um aumento da eficiência, com o aumento da área livre das palhetas. Com o aumento da área livre, aumenta-se a superfície de contato entre as duas fases e também a turbulência no interior da coluna. Isso provoca uma melhor mistura das fases e a diminuição do diâmetro médio das gotas, além de aumentar o tempo de contato entre as gotas e a fase contínua. Esses fatores aproximam o sistema do equilíbrio, o que é verificado pelo aumento na eficiência de Murphree.

Como pode ser observado nos resultados experimentais, é possível obter eficiências da ordem de 90 %, nas melhores condições de operação.

Outro fator importante é o comportamento do sistema para razão entre vazões igual a 1. Para a eficiência de Murphree, em alguns casos, o sistema apresenta um aumento da eficiência para esta razão entre as vazões. Mas, deve-se lembrar que o sistema apresenta um comportamento instável nesta condição, havendo uma maior tendência de ocorrer a inundação da coluna.

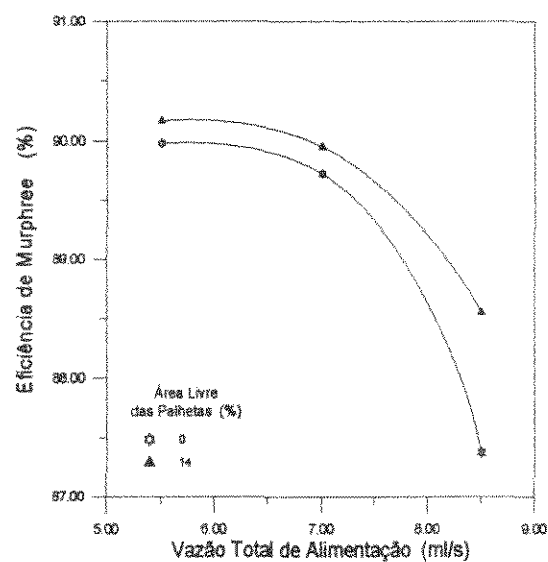


Figura VI.12 - Gráfico da Eficiência de Murphree
vs Vazão Total de Alimentação
($Q_c/Q_d = 9$; $V = 1 \text{ rps}$)

CAPÍTULO VII

CONCLUSÕES E SUGESTÕES

No presente trabalho foi proposto um novo tipo de equipamento para a realização da extração líquido-líquido, bem como a caracterização da sua hidrodinâmica através do estudo dos fenômenos da dispersão axial, da fração de retenção da fase dispersa e da transferência de massa. O estudo foi realizado fazendo-se uma combinação fatorial completa das variáveis operacionais e geométricas avaliadas.

Com base nos resultados experimentais apresentados no Apêndice B, que obtidos com base no procedimento descrito no Capítulo III, possibilitou-se a quantificação dos fenômenos em estudo neste trabalho. Identificando assim as condições operacionais mais adequadas para a realização do processo.

No estudo da dispersão axial para o equipamento desenvolvido, podemos observar uma grande dependência entre os parâmetros geométricos e operacionais. Esta dependência foi tão forte que, praticamente torna-se impossível uma análise de cada variável separadamente.

Dentro da faixa de operação trabalhada, podemos concluir que as variáveis operacionais, apresentaram melhores grau de mistura quando se tinha altas velocidades de rotação, bem como altas vazões de escoamento. Assim, as melhores faixas de trabalho encontradas para a coluna proposta, foi para vazões na ordem de 10 ml/s a uma velocidade de 4 rps.

Quanto aos parâmetros geométricos, observou-se que as palhetas perfuradas (14 % de área livre) só funcionaram bem com as colunas de maior comprimento e também com altas vazões. Enquanto que as palhetas compactas (0,0 % de área livre), apresentam um comportamento favorável para o fenômeno da dispersão axial, em conjunto com colunas de menores comprimentos, independentemente da vazão e da velocidade de rotação utilizada.

De maneira geral, para o fenômeno da dispersão axial, podemos indicar a faixa de operação ideal para a operação da coluna, ou seja, é recomendado com base nos dados, a utilização de colunas com comprimentos maiores e com as palhetas perfuradas, em conjunto com uma vazão de 10 ml/s e uma velocidade de rotação de 2 a 4 rps.

As observações obtidas para a fração de retenção da fase dispersa estão em concordância com outros trabalhos publicados para outros equipamentos, pois com a agitação da massa líquida, temos por consequência um maior contato entre as fases no interior da coluna. (Marques (1994); Góis (1995)).

Com relação ao fenômeno da fração de retenção da fase dispersa podemos concluir que os melhores resultados são obtidos quando se tem uma combinação adequada de todas as variáveis estudadas. Assim, deve-se trabalhar com elevadas velocidades de rotação, grandes vazões de alimentação, baixa razão de alimentação e uma maior área livre das palhetas.

É importante ressaltar, que estas combinações não devem favorecer a ocorrência do fenômeno da inundação, o qual é extremamente prejudicial ao processo de transferência de massa.

No estudo da transferência de massa, utilizou-se para a avaliação do seu comportamento, o Índice de Recuperação do Sóluto proposto por Kawase (1990), e a Eficiência de Separação proposta por Murphree (1925). Podemos concluir que ambos os métodos nos forneceram resultados coerentes, tanto quantitativamente quanto qualitativamente.

Por fim, pode-se concluir que para o sistema ternário água-ácido acético-butanol, nas condições de operação usadas, a coluna apresenta eficiências bastante elevadas, chegando a aproximadamente 90%, em

condições adequadas, como por exemplo: razão de alimentação igual a 9, vazão total de alimentação igual a 8,5 ml/s, área livre das palhetas igual a 14% e velocidades de rotação das palhetas entre 3 e 4 rps.

Numa comparação entre este estudo e alguns apresentados na literatura, tais como os extratores de pratos pulsantes e os de discos rotativos, conclui-se que a coluna de extração de palhetas rotativas proposta, apresenta melhores eficiências de separação, sendo esta indicado para a utilização industrial.

Uma vez que é praticamente impossível a obtenção de um trabalho totalmente completo, torna-se importante aqui a apresentação de algumas sugestões que, quando desenvolvidas e associadas a este trabalho, possam contribuir cientificamente para o melhor esclarecimento acerca deste novo tipo de coluna de extração líquido-líquido proposta.

Desta forma, iremos apresentar as seguintes sugestões:

- Para o caso da dispersão axial, estender o estudo que foi realizado para um escoamento monofásico (água), para outros líquidos, como também, uma avaliação do grau de mistura para um escoamento bifásico, com diferentes sistemas líquidos;
- Avaliar novas condições experimentais, obtendo-se subsídios para uma avaliação mais precisa das variáveis estudadas, ampliando-se cada vez mais o grau conhecimento sobre a operação deste tipo de extrator;
- Desenvolver estudos sobre o consumo de energia, permitindo assim uma avaliação econômica para o processo que utilizar este equipamento;
- Estudar a transferência de massa através do número de unidades de transferência;
- Fazer uma análise do tamanho das gotas obtida neste tipo de equipamento;

- Realizar uma modelagem matemática deste novo tipo de equipamento proposto para a realização da operação da extração líquido-líquido, permitindo assim seu projeto;

- Identificar as condições operacionais que provocam uma inundação total no equipamento, bem como a caracterização da fração de retenção da inundação.

O estudo realizado no presente trabalho, somado aos que podem ser desenvolvidos, permitirá um conhecimento mais profundo sobre toda a região de operação satisfatória para o extrator de palhetas rotativas proposto, possibilitando o conhecimento de seu desempenho.

CAPÍTULO VIII

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Abrams, D.S.; Prusnitz, J.M.. "Statistical Thermodynamics of Liquid Mixtures : A New Expression for the Excess Gibbs Energy of Partly or Completely Miscible Systems", AIChE J., 21 : 116 ; 1975.
- Aerow, M.E. , Kagan, S. Z., Volkova, T .S. and Nikitin, L. Y. Coefficients of Longitudinal Mixing in Rotary-Disk Extractors. Journal of Applied Chemistry of the USSR, 35: 1903-1910; 1963.
- Bischoff, K. B. and Levenspiel, O. Fluid Dispersion - Generalization and Comparison of Mathematical Models - I Generalization of Models. Chemical Engineering Science, 17: 245-255; 1962.
- Coimbra, J.S.R.. "Análise da eficiência de extração em colunas de discos rotativos na purificação do ácido láctico", Tese de Mestrado, UNICAMP, Campinas - São Paulo; 1991.
- Danckwerts, P. V. Continuous Flow Systems - Distribution of Residence Times. Chemical Engineering Science, 2 (1): 1-18; 1953.
- Duarte, M. M. L.; Malmay, G. and Molinier, J. Estudo Hidrodinâmico em uma Coluna Pulsada de Discos e Coroas. Revista Brasileira de Engenharia, 2 (1): 109-118; 1992.
- Góis, L. M. N. "Estudo e Desenvolvimento de um Contactor de Discos Rotativos". Tese de Mestrado. FEQ/DEQ/UNICAMP, Campinas - São Paulo; 1987.
- Góis, L. M. N. "Estudo e Desenvolvimento de um Extrator de Pratos Perfurados Pulsantes". Tese de Doutorado. DESQ/FEQ/UNICAMP, Campinas - São Paulo; 1995.
- Guggenheim, E.A.. Thermodynamics, North-Holland Publishing Co; 1952.
- Hafez, M.M., Baird, M.H.I. and Nirdosh, I. Flooding and Axial Dispersion in Reciprocating Plate Extraction Columns. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 57: 150-158; 1979.

- Hanson, C.. "Solvent Extraction", Chemical Engineering, 8: 26; 77-98; 1968a.
- Hanson, C.. "Recent Research in Solvent Extraction", Chemical Engineering, 9: 9; 135-142; 1968b.
- Hanson, C.. Recent Advances in Liquid-Liquid Extraction, Pergamon Press, 1971.
- Iannou. Mass Transfer and Power Consumption in Reciprocating Plate Extractors. Ind. Eng. Chem. Process Dev., 15 (3): 469-471; 1976.
- Kagan, S.Z., Aerov, M.E., Lonik, V. and Volkova, T.S. Some Hydrodynamic and Mass-Transfer Problems in Pulsed Sieve-Plate Extractors. International Chemical Engineering, 5 (4): 656-661; 1965.
- Kasatkin, A.G., Kagan, S. Z. and Trukhanov, V. G. Holdup of Rotating Disk Extractors. Journal of Applied Chemistry of the USSR, 35: 1903-1910; 1962.
- Kawase, Y. Dispersed-Phase Holdup and Mass Transfer in a Rotating Disc Contactor with Perforated Skirts. J. Chem. Tech. Biotechnol, 247-260; 1990.
- Khemangkorn, V.; Molinier, J. and Angelino, H. Influence of Mass Transfer Direction on Efficiency of a Pulsed Perforated Plate Column. Chemical Engineering Science, 33: 501-508; 1978.
- Kim, S. D. and Baird, M. H. I. Axial Dispersion in a Reciprocating Plate Extraction Column. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 54: 81-89; 1976.
- Kumar, A. E. and Hartland, S. Correlations for Dispersed Phase Holdup in Pulsed Sieve-Plate Liquid-Liquid Extraction Columns. Chem. Eng. Res. Des., 61: 248-252; 1983.

- Kumar, A. E. and Hartland, S. Prediction of Dispersed Phase Holdup in Pulsed Perforated-Plate Extraction Columns. Chem. Eng. Process, 23: 41-59; 1988.
- Kumar, A. E. and Hartland, S. Independent Prediction of Slip Velocity and Holdup in Liquid-Liquid Extraction Columns. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 67: 17-25; 1989.
- Kumar, A. and Hartland, S. Prediction of Continuous Phase Axial Mixing Coefficients in Pulsed Perforated-Plate Extraction Columns. Ind. Eng. Chem. Res., 28 (10): 1507-1513; 1989.
- Laddha, G.S.; Degaleesan, T.E.; Kannappan, R.. “Hydrodynamics and Mass Transport in Rotary Disk Contactors”, The Canadian Journal of Chemical Engineering, 56: 137-150 ; 1978.
- Levenspiel, O.. Engenharia das Reações Químicas - Cálculo de Reatores. 2^a ed., vol. 2, Editora Edgard Blucher, 1974.
- Lo, T. C., Baird, M. H. I. e Hanson, C.. Handbook of Solvent Extraction. John Wiley & Sons, 1982.
- Marques, J. J. “Estudo Teórico - Experimental da Fração Volumétrica da Fase Dispersa numa Coluna de Pratos Pulsantes”. Tese de Mestrado. DESQ/FEQ/UNICAMP, Campinas - São Paulo; 1994.
- Murphree, E. V. Rectifying Column Calculations - With Particular Reference to N Component Mixtures. Industrial and Engineering Chemistry, 17 (7): 747-750; 1925.
- Perazolli, L.A.. “Estudo da eficiência de separação em uma coluna de discos rotativos perfurados”, Tese de Mestrado, UNICAMP, Campinas - São Paulo; 1991.

- Reman, G.H.. "A new efficient extraction apparatus : the rotating disc contactor", Proceedings Third World Petroleum Congress - Section III : 121-131; 1951.
- Sege, G. and Woodfield, F. W. Pulse Column Variables. Chem. Eng. Progress, 50 (8): 396-402; 1954.
- Shtrobel, V., Romankov, P. G., Konovalov, V. L. and Lyutaya, N. S. Study of the Hydrodynamics without Mass Transfer and in the Presence of Mass Transfer in a Rotating Disk Extractor. Journal of Applied Chemistry of the USSR, 36: 2589-2595; 1963.
- Sleicher, C. A. Axial Mixing and Extraction Efficiency. AIChE. J., 5 (2): 145-149; 1959.
- Smoot, L.D.; Babb, A.L.. "Mass Transfer Studies in a Pulsed Extraction Column", I & EC Fundamentals, 1 (2) : 93 - 103; 1962.
- Tambourgi, E. B. "Estudo da Hidrodinâmica de uma Coluna de Discos Rotativos". Tese de Doutorado. EPUSP/USP, São Paulo - São Paulo; 1989.
- Tojo, K., Miyanami, K. and Yano, T. Axial Mixing in a Multistage Vibrating Disk Column with Countercurrent Liquid-Liquid Flow. The Chemical Engineering Journal, 11: 101-104; 1976.
- Treybal, R. E. Mass-Transfer Operations. 3^a ed., McGraw-Hill International Editions, 1963.

APÊNDICE A

CURVAS DE CALIBRAÇÃO

Neste apêndice, iremos apresentar a listagem dos resultados que serviram de base para a construção das curvas de calibração dos rotâmetros e do espectrofotômetro.

Os resultados das curvas de calibração: posição do flutuador versus vazão de água e da posição do flutuador versus vazão do butanol, foram obtidas através de um procedimento simples, que consiste inicialmente no ajuste do flutuador, para em seguida ser efetuada a coleta do fluxo líquido durante um dado período de tempo. Em seguida era medido e anotado o seu volume, sendo esta a vazão de escoamento para uma dada posição do flutuador, determinada pela razão entre o volume medido e o intervalo de tempo. De posse destes resultados é possível a construção da curva de calibração do respectivo instrumento, como mostram as Figuras A.01 e A.02.

O procedimento adotado para a obtenção dos resultados objetivando a construção da curva de calibração transmitância versus concentração da solução de alaranjado de metila, basea-se na medida da transmitância de soluções com concentração conhecida do traçador (solução padrão de alaranjado de metila), através de um espectrofotômetro com comprimento de onda de 570 nm. A partir destes valores de transmitância e concentração é construída a curva de calibração para o respectivo instrumento, mostrada na Figura A.03.

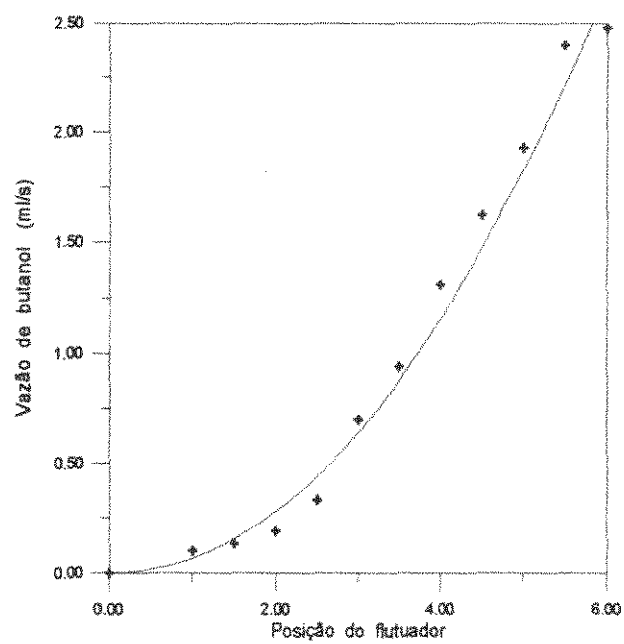


Figura A.01 - Curva de Calibração do Rotâmetro para o Butanol

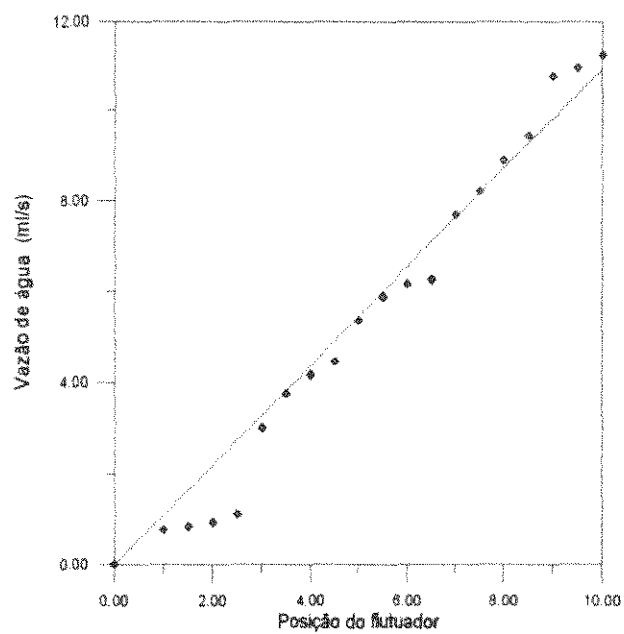


Figura A.02 - Curva de Calibração do Rotâmetro para a Água

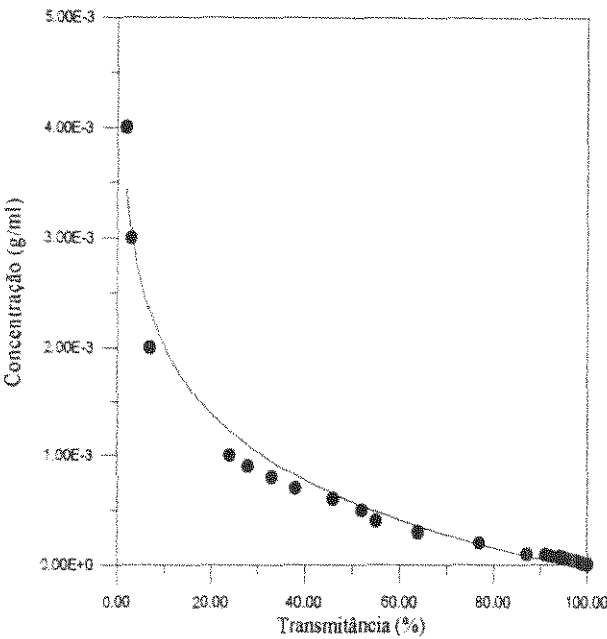


Figura A.03 - Curva de Calibração do Espectrofotômetro

APÊNDICE B

RESULTADOS OBTIDOS

Neste apêndice, iremos apresentar os resultados experimentais obtidos via os procedimentos descrito no Capítulo III, para os fenômenos da dispersão axial, da fração de retenção da fase dispersa e da transferência de massa. Esta apresentação será feita sob a forma de tabela.

Na Tabela B.01, temos os valores das diversas variáveis operacionais estudadas, bem como os valores obtidos para a dispersão axial.

Na Tabela B.02, é mostrados os dados para a fração de retenção da fase dispersa, e na Tabela B.03, encontram-se os resultados experimentais para a transferência de massa.

Nas Tabelas B.02 e B.03, o símbolo I representa um ponto de inundação total que ocorreu durante a operação do equipamento, ou seja, quando se ajustou as condições operacionais observou-se o retorno das fases pelos próprios estágios onde eram alimentadas. Isto segundo Sege e Woodfield (1954), caracteriza uma inundação total.

Tabela B.01 - Dados Obtidos Experimentalmente para o
Fenômeno da Dispersão Axial

Área livre (%)	Velocidade de rotação (rps)	Vazão de água (ml/s)	Comprimento da coluna (cm)	Número de dispersão (adimensional)	Coefficiente de dispersão (cm ² /s)
0,0	0	3,02	17	1,1901	2,4807
0,0	0	3,02	34	0,1918	0,7995
0,0	0	3,02	51	0,1904	1,1907
0,0	0	5,37	17	1,0717	3,9721
0,0	0	5,37	34	0,2863	2,1223
0,0	0	5,37	51	0,1563	1,7377
0,0	0	7,73	17	0,8810	4,7006
0,0	0	7,73	34	0,2261	2,4129
0,0	0	7,73	51	0,1840	2,9458
0,0	0	10,09	17	0,7071	4,9243
0,0	0	10,09	34	0,2195	3,0571
0,0	0	10,09	51	0,1157	2,4162
0,0	0	12,45	17	0,2083	1,7898
0,0	0	12,45	34	0,2307	3,9649
0,0	0	12,45	51	0,1323	3,4098
0,0	1	3,02	17	0,3101	0,6465
0,0	1	3,02	34	0,2524	1,0522
0,0	1	3,02	51	0,1807	1,1302
0,0	1	5,37	17	0,3939	1,4600
0,0	1	5,37	34	0,1906	1,4130

Tabela B.01 - Dados Obtidos Experimentalmente para o
Fenômeno da Dispersão Axial (continuação)

Área livre (%)	Velocidade de rotação (rps)	Vazão de água (ml/s)	Comprimento da coluna (cm)	Número de dispersão (adimensional)	Coefficiente de dispersão (cm ² /s)
0,0	1	5,37	51	0,1545	1,7176
0,0	1	7,73	17	1,2663	6,7562
0,0	1	7,73	34	0,2512	2,6807
0,0	1	7,73	51	0,1326	2,1223
0,0	1	10,09	17	2,3263	16,2011
0,0	1	10,09	34	0,3334	4,6438
0,0	1	10,09	51	0,1308	2,7335
0,0	1	12,45	17	0,5211	4,4776
0,0	1	12,45	34	0,3671	6,3098
0,0	1	12,45	51	0,1188	3,0635
0,0	2	3,02	17	1,4195	2,9588
0,0	2	3,02	34	0,3928	1,6377
0,0	2	3,02	51	0,2290	1,4317
0,0	2	5,37	17	0,5567	2,0634
0,0	2	5,37	34	0,2924	2,1675
0,0	2	5,37	51	0,1694	1,8833
0,0	2	7,73	17	0,3978	2,1223
0,0	2	7,73	34	0,1363	1,4544
0,0	2	7,73	51	0,1268	2,0296
0,0	2	10,09	17	0,8270	5,7598

Tabela B.01 - Dados Obtidos Experimentalmente para o
Fenômeno da Dispersão Axial (continuação)

Área livre (%)	Velocidade de rotação (rps)	Vazão de água (ml/s)	Comprimento da coluna (cm)	Número de dispersão (adimensional)	Coefficiente de dispersão (cm ² /s)
0,0	2	10,09	34	0,0928	1,2926
0,0	2	10,09	51	0,1124	2,3482
0,0	2	12,45	17	0,7207	6,1934
0,0	2	12,45	34	0,2407	4,1360
0,0	2	12,45	51	0,0973	2,5094
0,0	3	3,02	17	0,7321	1,5260
0,0	3	3,02	34	0,3525	1,4697
0,0	3	3,02	51	0,2575	1,6100
0,0	3	5,37	17	0,5173	1,9172
0,0	3	5,37	34	0,2426	1,7984
0,0	3	5,37	51	0,2235	2,4851
0,0	3	7,73	17	0,3764	2,0083
0,0	3	7,73	34	0,2284	2,4374
0,0	3	7,73	51	0,1372	2,1957
0,0	3	10,09	17	0,9333	6,4997
0,0	3	10,09	34	0,4313	6,0079
0,0	3	10,09	51	0,1877	3,9216
0,0	3	12,45	17	0,8591	7,3823
0,0	3	12,45	34	0,2610	4,4849
0,0	3	12,45	51	0,1291	3,3273

Tabela B.01 - Dados Obtidos Experimentalmente para o
Fenômeno da Dispersão Axial (continuação)

Área livre (%)	Velocidade de rotação (rps)	Vazão de água (ml/s)	Comprimento da coluna (cm)	Número de dispersão (adimensional)	Coefficiente de dispersão (cm ² /s)
0,0	4	3,02	17	0,8072	1,6825
0,0	4	3,02	34	0,4457	1,8580
0,0	4	3,02	51	0,3344	2,0912
0,0	4	5,37	17	0,9440	3,4987
0,0	4	5,37	34	0,3642	2,6994
0,0	4	5,37	51	0,2493	2,7724
0,0	4	7,73	17	0,9117	4,8644
0,0	4	7,73	34	0,3474	3,7068
0,0	4	7,73	51	0,1969	3,1513
0,0	4	10,09	17	0,7819	5,4453
0,0	4	10,09	34	0,4878	6,7938
0,0	4	10,09	51	0,2529	5,2848
0,0	4	12,45	17	0,7196	6,1834
0,0	4	12,45	34	0,4003	6,8804
0,0	4	12,45	51	0,1963	5,0606
0,0	5	3,02	17	1,1629	2,4240
0,0	5	3,02	34	0,5080	2,1180
0,0	5	3,02	51	0,3953	2,4720
0,0	5	5,37	17	0,7171	2,6578
0,0	5	5,37	34	0,3665	2,7166

Tabela B.01 - Dados Obtidos Experimentalmente para o
Fenômeno da Dispersão Axial (continuação)

Área livre (%)	Velocidade de rotação (rps)	Vazão de água (ml/s)	Comprimento da coluna (cm)	Número de dispersão (adimensional)	Coefficiente de dispersão (cm ² /s)
0,0	5	5,37	51	0,2954	3,2845
0,0	5	7,73	17	0,5547	2,9595
0,0	5	7,73	34	0,3506	3,7411
0,0	5	7,73	51	0,2206	3,5302
0,0	5	10,09	17	0,7098	4,9433
0,0	5	10,09	34	0,4387	6,1110
0,0	5	10,09	51	0,4236	8,8497
0,0	5	12,45	17	0,8836	7,5925
0,0	5	12,45	34	0,3107	5,3398
0,0	5	12,45	51	0,1687	4,3490
14,0	0	3,02	17	0,2608	0,5437
14,0	0	3,02	34	0,2468	1,0289
14,0	0	3,02	51	0,1840	1,1507
14,0	0	5,37	17	0,3008	1,1150
14,0	0	5,37	34	0,2616	1,9389
14,0	0	5,37	51	0,2357	2,6205
14,0	0	7,73	17	0,2784	1,4851
14,0	0	7,73	34	0,2224	2,3727
14,0	0	7,73	51	0,1381	2,2104
14,0	0	10,09	17	0,2540	1,7689

Tabela B.01 - Dados Obtidos Experimentalmente para o
Fenômeno da Dispersão Axial (continuação)

Área livre (%)	Velocidade de rotação (rps)	Vazão de água (ml/s)	Comprimento da coluna (cm)	Número de dispersão (adimensional)	Coeficiente de dispersão (cm ² /s)
14,0	0	10,09	34	0,2261	3,1494
14,0	0	10,09	51	0,1315	2,7465
14,0	0	12,45	17	0,2295	1,9720
14,0	0	12,45	34	0,2934	5,0420
14,0	0	12,45	51	0,2223	5,7305
14,0	1	3,02	17	0,5617	1,1708
14,0	1	3,02	34	0,3222	1,3434
14,0	1	3,02	51	0,1471	0,9200
14,0	1	5,37	17	0,2426	0,8992
14,0	1	5,37	34	0,1062	0,7872
14,0	1	5,37	51	0,1165	1,2953
14,0	1	7,73	17	0,5296	2,8256
14,0	1	7,73	34	0,2586	2,7591
14,0	1	7,73	51	0,1710	2,7375
14,0	1	10,09	17	0,6956	4,8443
14,0	1	10,09	34	0,2406	3,3517
14,0	1	10,09	51	0,1060	2,2143
14,0	1	12,45	17	0,5594	4,8070
14,0	1	12,45	34	0,3219	5,5328
14,0	1	12,45	51	0,1858	4,7889

Tabela B.01 - Dados Obtidos Experimentalmente para o
Fenômeno da Dispersão Axial (continuação)

Área livre (%)	Velocidade de rotação (rps)	Vazão de água (ml/s)	Comprimento da coluna (cm)	Número de dispersão (adimensional)	Coefficiente de dispersão (cm ² /s)
14,0	2	3,02	17	0,5357	1,1165
14,0	2	3,02	34	0,3341	1,3930
14,0	2	3,02	51	0,2119	1,3250
14,0	2	5,37	17	0,5296	1,9631
14,0	2	5,37	34	0,2430	1,8012
14,0	2	5,37	51	0,2132	2,3704
14,0	2	7,73	17	0,5845	3,1185
14,0	2	7,73	34	0,2298	2,4519
14,0	2	7,73	51	0,1228	1,9648
14,0	2	10,09	17	0,6377	4,4412
14,0	2	10,09	34	0,3132	4,3630
14,0	2	10,09	51	0,1573	3,2869
14,0	2	12,45	17	0,4393	3,7753
14,0	2	12,45	34	0,1723	2,9616
14,0	2	12,45	51	0,1346	3,4691
14,0	3	3,02	17	0,6920	1,4423
14,0	3	3,02	34	0,2983	1,2437
14,0	3	3,02	51	0,2509	1,5690
14,0	3	5,37	17	0,5978	2,2156
14,0	3	5,37	34	0,3523	2,6114

Tabela B.01 - Dados Obtidos Experimentalmente para o
Fenômeno da Dispersão Axial (continuação)

Área livre (%)	Velocidade de rotação (rps)	Vazão de água (ml/s)	Comprimento da coluna (cm)	Número de dispersão (adimensional)	Coefficiente de dispersão (cm ² /s)
14,0	3	5,37	51	0,2575	2,8627
14,0	3	7,73	17	0,4553	2,4292
14,0	3	7,73	34	0,3001	3,2025
14,0	3	7,73	51	0,1940	3,1050
14,0	3	10,09	17	0,5489	3,8226
14,0	3	10,09	34	0,2385	3,3221
14,0	3	10,09	51	0,1936	4,0448
14,0	3	12,45	17	0,4202	3,6105
14,0	3	12,45	34	0,2185	3,7549
14,0	3	12,45	51	0,2043	5,2676
14,0	4	3,02	17	0,6385	1,3310
14,0	4	3,02	34	0,3678	1,5334
14,0	4	3,02	51	0,2652	1,6583
14,0	4	5,37	17	0,4532	1,6799
14,0	4	5,37	34	0,3593	2,6636
14,0	4	5,37	51	0,2940	3,2690
14,0	4	7,73	17	0,4749	2,5339
14,0	4	7,73	34	0,3015	3,2176
14,0	4	7,73	51	0,2173	3,4775
14,0	4	10,09	17	0,5029	3,5024

Tabela B.01 - Dados Obtidos Experimentalmente para o
Fenômeno da Dispersão Axial (continuação)

Área livre (%)	Velocidade de rotação (rps)	Vazão de água (ml/s)	Comprimento da coluna (cm)	Número de dispersão (adimensional)	Coefficiente de dispersão (cm ² /s)
14,0	4	10,09	34	0,2950	4,1088
14,0	4	10,09	51	0,1971	4,1181
14,0	4	12,45	17	0,4243	3,6458
14,0	4	12,45	34	0,3151	5,4155
14,0	4	12,45	51	0,2565	6,6120
14,0	5	3,02	17	0,4022	0,8383
14,0	5	3,02	34	0,2292	0,9554
14,0	5	3,02	51	0,1756	1,0981
14,0	5	5,37	17	0,4046	1,4998
14,0	5	5,37	34	0,2203	1,6329
14,0	5	5,37	51	0,1980	2,2019
14,0	5	7,73	17	0,3592	1,9167
14,0	5	7,73	34	0,2293	2,4467
14,0	5	7,73	51	0,2297	3,6762
14,0	5	10,09	17	0,2774	1,9320
14,0	5	10,09	34	0,1581	2,2018
14,0	5	10,09	51	0,1614	3,3727
14,0	5	12,45	17	0,3085	2,6511
14,0	5	12,45	34	0,1578	2,7123
14,0	5	12,45	51	0,0684	1,7622

Tabela B.02 - Dados Obtidos Experimentalmente para o Fenômeno
da Fração de Retenção da Fase Dispersa

Área livre (%)	Velocidade de rotação (rps)	Vazão de água (ml/s)	Vazão de butanol (ml/s)	Volume retido de butanol (ml)	Volume total de liquido na coluna (ml)
0,0	0	4,90	0,54	90	1870
0,0	0	4,67	0,75	120	1870
0,0	0	4,08	1,34	140	1870
0,0	0	2,78	2,37	160	1870
0,0	0	6,32	0,70	120	1870
0,0	0	6,08	1,02	130	1870
0,0	0	5,26	1,78	150	1870
0,0	0	3,49	3,54	80	1870
0,0	0	7,62	0,86	100	1870
0,0	0	7,26	1,24	110	1870
0,0	0	6,32	2,10	140	1870
0,0	0	4,20	4,23	90	1750
0,0	1	4,90	0,54	70	1870
0,0	1	4,67	0,75	110	1870
0,0	1	4,08	1,34	150	1870
0,0	1	2,78	2,37	170	1870
0,0	1	6,32	0,70	130	1870
0,0	1	6,08	1,02	140	1870
0,0	1	5,26	1,78	150	1870
0,0	1	3,49	3,54	120	1750

Tabela B.02 - Dados Obtidos Experimentalmente para o Fenômeno da Fração de Retenção da Fase Dispersa (continuação)

Área livre (%)	Velocidade de rotação (rps)	Vazão de água (ml/s)	Vazão de butanol (ml/s)	Volume retido de butanol (ml)	Volume total de líquido na coluna (ml)
0,0	1	7,62	0,86	140	1870
0,0	1	7,26	1,24	150	1870
0,0	1	6,32	2,10	170	1870
0,0	1	4,20	4,23	100	1750
0,0	2	4,90	0,54	70	1870
0,0	2	4,67	0,75	100	1870
0,0	2	4,08	1,34	160	1870
0,0	2	2,78	2,37	180	1870
0,0	2	6,32	0,70	100	1870
0,0	2	6,08	1,02	130	1870
0,0	2	5,26	1,78	170	1870
0,0	2	3,49	3,54	200	1780
0,0	2	7,62	0,86	130	1870
0,0	2	7,26	1,24	140	1870
0,0	2	6,32	2,10	240	1870
0,0	2	4,20	4,23	570	1750
0,0	3	4,90	0,54	70	1870
0,0	3	4,67	0,75	40	1870
0,0	3	4,08	1,34	190	1870
0,0	3	2,78	2,37	290	1870

Tabela B.02 - Dados Obtidos Experimentalmente para o Fenômeno
da Fração de Retenção da Fase Dispersa (continuação)

Área livre (%)	Velocidade de rotação (rps)	Vazão de água (ml/s)	Vazão de butanol (ml/s)	Volume retido de butanol (ml)	Volume total de líquido na coluna (ml)
0,0	3	6,32	0,70	150	1870
0,0	3	6,08	1,02	130	1870
0,0	3	5,26	1,78	300	1870
0,0	3	3,49	3,54	940	1760
0,0	3	7,62	0,86	70	1870
0,0	3	7,26	1,24	120	1760
0,0	3	6,32	2,10	290	1870
0,0	3	4,20	4,23	I	I
0,0	4	4,90	0,54	50	1870
0,0	4	4,67	0,75	40	1870
0,0	4	4,08	1,34	200	1870
0,0	4	2,78	2,37	420	1870
0,0	4	6,32	0,70	80	1870
0,0	4	6,08	1,02	60	1740
0,0	4	5,26	1,78	370	1870
0,0	4	3,49	3,54	I	I
0,0	4	7,62	0,86	90	1750
0,0	4	7,26	1,24	140	1760
0,0	4	6,32	2,10	410	1870
0,0	4	4,20	4,23	I	I

Tabela B.02 - Dados Obtidos Experimentalmente para o Fenômeno
da Fração de Retenção da Fase Dispersa (continuação)

Área livre (%)	Velocidade de rotação (rps)	Vazão de água (ml/s)	Vazão de butanol (ml/s)	Volume retido de butanol (ml)	Volume total de líquido na coluna (ml)
14,0	0	4,90	0,54	100	1870
14,0	0	4,67	0,75	130	1870
14,0	0	4,08	1,34	150	1870
14,0	0	2,78	2,37	150	1870
14,0	0	6,32	0,70	110	1870
14,0	0	6,08	1,02	130	1870
14,0	0	5,26	1,78	180	1870
14,0	0	3,49	3,54	170	1870
14,0	0	7,62	0,86	130	1870
14,0	0	7,26	1,24	180	1870
14,0	0	6,32	2,10	150	1870
14,0	0	4,20	4,23	180	1800
14,0	1	4,90	0,54	60	1870
14,0	1	4,67	0,75	100	1870
14,0	1	4,08	1,34	130	1870
14,0	1	2,78	2,37	160	1870
14,0	1	6,32	0,70	90	1870
14,0	1	6,08	1,02	130	1870
14,0	1	5,26	1,78	180	1870
14,0	1	3,49	3,54	180	1870

Tabela B.02 - Dados Obtidos Experimentalmente para o Fenômeno
da Fração de Retenção da Fase Dispersa (continuação)

Área livre (%)	Velocidade de rotação (rps)	Vazão de água (ml/s)	Vazão de butanol (ml/s)	Volume retido de butanol (ml)	Volume total de líquido na coluna (ml)
14,0	1	7,62	0,86	130	1870
14,0	1	7,26	1,24	160	1870
14,0	1	6,32	2,10	160	1870
14,0	1	4,20	4,23	190	1870
14,0	2	4,90	0,54	40	1870
14,0	2	4,67	0,75	30	1870
14,0	2	4,08	1,34	90	1870
14,0	2	2,78	2,37	190	1870
14,0	2	6,32	0,70	40	1870
14,0	2	6,08	1,02	80	1870
14,0	2	5,26	1,78	180	1870
14,0	2	3,49	3,54	240	1870
14,0	2	7,62	0,86	30	1870
14,0	2	7,26	1,24	150	1870
14,0	2	6,32	2,10	200	1870
14,0	2	4,20	4,23	250	1870
14,0	3	4,90	0,54	10	1870
14,0	3	4,67	0,75	20	1870
14,0	3	4,08	1,34	130	1870
14,0	3	2,78	2,37	370	1870

Tabela B.02 - Dados Obtidos Experimentalmente para o Fenômeno
da Fração de Retenção da Fase Dispersa (continuação)

Área livre (%)	Velocidade de rotação (rps)	Vazão de água (ml/s)	Vazão de butanol (ml/s)	Volume retido de butanol (ml)	Volume total de líquido na coluna (ml)
14,0	3	6,32	0,70	20	1870
14,0	3	6,08	1,02	40	1870
14,0	3	5,26	1,78	210	1870
14,0	3	3,49	3,54	790	1870
14,0	3	7,62	0,86	20	1870
14,0	3	7,26	1,24	40	1870
14,0	3	6,32	2,10	350	1870
14,0	3	4,20	4,23	700	1870
14,0	4	4,90	0,54	10	1870
14,0	4	4,67	0,75	10	1870
14,0	4	4,08	1,34	80	1870
14,0	4	2,78	2,37	450	1870
14,0	4	6,32	0,70	10	1870
14,0	4	6,08	1,02	40	1870
14,0	4	5,26	1,78	220	1870
14,0	4	3,49	3,54	I	I
14,0	4	7,62	0,86	10	1870
14,0	4	7,26	1,24	40	1870
14,0	4	6,32	2,10	290	1870
14,0	4	4,20	4,23	I	I

Tabela B.03 - Dados Obtidos Experimentalmente para o Fenômeno da Transferência de Massa

Área livre (%)	Veloc. de rotação (rps)	Vazão água alimen. (ml/s)	Vazão butanol alimen. (ml/s)	Vazão água fundo (ml/s)	Vazão butanol topo (ml/s)	Conc. Ác.Ac. alimen. (%)	Conc. Ác.Ac. topo (%)	Conc. Ác.Ac. fundo (%)
0,0	0	4,90	0,54	4,80	0,64	2,472	0,297	0,288
0,0	0	4,67	0,75	4,62	0,80	2,472	0,625	0,317
0,0	0	4,08	1,34	4,00	1,42	3,049	1,076	0,609
0,0	0	2,78	2,37	2,75	2,40	3,049	1,958	0,697
0,0	0	6,32	0,70	6,24	0,78	2,472	0,338	0,238
0,0	0	6,08	1,02	6,00	1,10	2,472	0,583	0,258
0,0	0	5,26	1,78	5,17	1,87	3,049	1,035	0,551
0,0	0	3,49	3,54	3,40	3,63	4,655	2,777	1,835
0,0	0	7,62	0,86	7,60	0,88	2,472	0,386	0,184
0,0	0	7,26	1,24	7,20	1,30	2,472	0,621	0,246
0,0	0	6,32	2,10	6,30	2,12	3,049	0,993	0,588
0,0	0	4,20	4,23	4,20	4,23	3,938	2,415	1,575
0,0	1	4,90	0,54	4,80	0,64	2,472	0,281	0,205
0,0	1	4,67	0,75	4,57	0,85	2,472	0,608	0,217
0,0	1	4,08	1,34	4,00	1,42	3,049	1,013	0,602
0,0	1	2,78	2,37	2,80	2,35	3,049	1,651	0,716
0,0	1	6,32	0,70	6,30	0,72	2,472	0,287	0,247
0,0	1	6,08	1,02	6,00	1,10	2,472	0,552	0,288
0,0	1	5,26	1,78	5,23	1,81	3,049	0,916	0,618

Tabela B.03 - Dados Obtidos Experimentalmente para o
Fenômeno da Transferência de Massa (continuação)

Área livre (%)	Veloc. de rotação (rps)	Vazão água alimen. (ml/s)	Vazão butanol alimen. (ml/s)	Vazão água fundo (ml/s)	Vazão butanol topo (ml/s)	Conc. Ác.Ac. alimen. (%)	Conc. Ác.Ac. topo (%)	Conc. Ác.Ac. fundo (%)
0,0	1	3,49	3,54	3,50	3,53	4,655	2,371	2,144
0,0	1	7,62	0,86	7,60	0,88	2,472	0,344	0,227
0,0	1	7,26	1,24	7,20	1,30	2,472	0,456	0,345
0,0	1	6,32	2,10	6,30	2,12	3,049	0,899	0,740
0,0	1	4,20	4,23	4,20	4,23	3,938	2,083	1,703
0,0	2	4,90	0,54	4,90	0,54	2,472	0,272	0,215
0,0	2	4,67	0,75	4,60	0,82	3,049	0,533	0,441
0,0	2	4,08	1,34	4,00	1,42	3,049	0,842	0,848
0,0	2	2,78	2,37	4,75	0,40	3,049	1,129	1,273
0,0	2	6,32	0,70	6,30	0,72	2,472	0,268	0,285
0,0	2	6,08	1,02	6,00	1,10	2,472	0,422	0,365
0,0	2	5,26	1,78	5,20	1,84	3,049	0,855	0,781
0,0	2	3,49	3,54	3,40	3,63	3,938	1,690	2,030
0,0	2	7,62	0,86	7,57	0,91	2,472	0,268	0,285
0,0	2	7,26	1,24	7,20	1,30	2,472	0,412	0,427
0,0	2	6,32	2,10	6,30	2,12	3,049	0,830	0,840
0,0	2	4,20	4,23	4,10	4,33	3,049	1,030	2,403
0,0	3	4,90	0,54	4,80	0,64	2,472	0,259	0,235
0,0	3	4,67	0,75	4,70	0,72	3,049	0,471	0,452

Tabela B.03 - Dados Obtidos Experimentalmente para o Fenômeno da Transferência de Massa (continuação)

Área livre (%)	Veloc. de rotação (rps)	Vazão água alimen. (ml/s)	Vazão butanol alimen. (ml/s)	Vazão água fundo (ml/s)	Vazão butanol topo (ml/s)	Conc. Ác.Ac. alimen. (%)	Conc. Ác.Ac. topo (%)	Conc. Ác.Ac. fundo (%)
0,0	3	4,08	1,34	4,00	1,42	3,049	0,811	0,921
0,0	3	2,78	2,37	2,80	2,35	3,049	0,468	1,799
0,0	3	6,32	0,70	6,28	0,74	2,472	0,255	0,292
0,0	3	6,08	1,02	6,05	1,05	2,472	0,393	0,350
0,0	3	5,26	1,78	5,20	1,84	3,049	0,818	0,909
0,0	3	3,49	3,54	3,44	3,59	3,938	1,178	2,422
0,0	3	7,62	0,86	7,60	0,88	2,472	0,257	0,305
0,0	3	7,26	1,24	7,20	1,30	2,472	0,382	0,420
0,0	3	6,32	2,10	6,30	2,12	3,049	0,790	0,917
0,0	3	4,20	4,23	I	I	I	I	I
0,0	4	4,90	0,54	4,90	0,54	2,472	0,250	0,225
0,0	4	4,67	0,75	4,70	0,72	3,049	0,451	0,502
0,0	4	4,08	1,34	3,98	1,44	3,049	0,790	0,910
0,0	4	2,78	2,37	2,70	2,45	3,049	0,406	2,211
0,0	4	6,32	0,70	6,30	0,72	2,472	0,254	0,293
0,0	4	6,08	1,02	6,00	1,10	2,472	0,370	0,379
0,0	4	5,26	1,78	5,22	1,82	3,049	0,801	0,964
0,0	4	3,49	3,54	I	I	I	I	I

Tabela B.03 - Dados Obtidos Experimentalmente para o
Fenômeno da Transferência de Massa (continuação)

Área livre (%)	Veloc. de rotação (rps)	Vazão água alimen. (ml/s)	Vazão butanol alimen. (ml/s)	Vazão água fundo (ml/s)	Vazão butanol topo (ml/s)	Conc. Ác.Ac. alimen. (%)	Conc. Ác.Ac. topo (%)	Conc. Ác.Ac. fundo (%)
0,0	4	7,62	0,86	7,60	0,88	2,472	0,253	0,302
0,0	4	7,26	1,24	7,20	1,30	2,472	0,368	0,443
0,0	4	6,32	2,10	6,30	2,12	3,049	0,776	0,951
0,0	4	4,20	4,23	I	I	I	I	I
14,0	0	4,90	0,54	4,80	0,64	3,003	0,349	0,338
14,0	0	4,67	0,75	4,70	0,72	3,003	0,753	0,410
14,0	0	4,08	1,34	4,00	1,42	1,081	0,381	0,192
14,0	0	2,78	2,37	2,70	2,45	5,326	3,383	1,494
14,0	0	6,32	0,70	6,31	0,71	3,003	0,394	0,240
14,0	0	6,08	1,02	6,10	1,00	1,081	2,485	1,435
14,0	0	5,26	1,78	5,22	1,82	1,081	3,596	2,288
14,0	0	3,49	3,54	3,40	3,63	5,326	3,164	2,422
14,0	0	7,62	0,86	7,60	0,88	3,003	0,467	0,295
14,0	0	7,26	1,24	7,23	1,27	1,081	0,269	0,138
14,0	0	6,32	2,10	6,30	2,12	5,326	1,731	1,163
14,0	0	4,20	4,23	4,20	4,23	5,326	3,265	2,334
14,0	1	4,90	0,54	4,84	0,60	3,003	0,328	0,336
14,0	1	4,67	0,75	4,60	0,82	3,003	0,624	0,367
14,0	1	4,08	1,34	4,01	1,41	1,081	0,344	0,208

Tabela B.03 - Dados Obtidos Experimentalmente para o
Fenômeno da Transferência de Massa (continuação)

Área livre (%)	Veloc. de rotação (rps)	Vazão água alimen. (ml/s)	Vazão butanol alimen. (ml/s)	Vazão água fundo (ml/s)	Vazão butanol topo (ml/s)	Conc. Ác.Ac. alimen. (%)	Conc. Ác.Ac. topo (%)	Conc. Ác.Ac. fundo (%)
14,0	1	2,78	2,37	2,80	2,35	5,326	2,341	1,909
14,0	1	6,32	0,70	6,28	0,74	3,003	0,335	0,342
14,0	1	6,08	1,02	6,00	1,10	3,003	0,595	0,441
14,0	1	5,26	1,78	5,20	1,84	1,081	0,318	0,248
14,0	1	3,49	3,54	3,40	3,63	5,326	2,235	2,391
14,0	1	7,62	0,86	7,60	0,88	3,003	0,376	0,300
14,0	1	7,26	1,24	7,20	1,30	1,081	0,192	0,169
14,0	1	6,32	2,10	6,30	2,12	5,326	1,415	1,033
14,0	1	4,20	4,23	4,20	4,23	5,326	2,245	2,039
14,0	2	4,90	0,54	4,80	0,64	3,003	0,327	0,352
14,0	2	4,67	0,75	4,60	0,82	3,003	0,459	0,391
14,0	2	4,08	1,34	4,00	1,42	1,081	0,287	0,283
14,0	2	2,78	2,37	2,80	2,35	5,326	1,790	2,355
14,0	2	6,32	0,70	6,30	0,72	3,003	0,323	0,312
14,0	2	6,08	1,02	6,00	1,10	3,003	0,461	0,446
14,0	2	5,26	1,78	5,30	1,74	1,081	0,291	0,294
14,0	2	3,49	3,54	3,40	3,63	5,326	1,738	2,890
14,0	2	7,62	0,86	7,60	0,88	3,003	0,323	0,287
14,0	2	7,26	1,24	7,30	1,20	1,081	0,166	0,172

Tabela B.03 - Dados Obtidos Experimentalmente para o Fenômeno da Transferência de Massa (continuação)

Área livre (%)	Veloc. de rotação (rps)	Vazão água alimen. (ml/s)	Vazão butanol alimen. (ml/s)	Vazão água fundo (ml/s)	Vazão butanol topo (ml/s)	Conc. Ác.Ac. alimen. (%)	Conc. Ác.Ac. topo (%)	Conc. Ác.Ac. fundo (%)
14,0	2	6,32	2,10	6,30	2,12	5,326	1,385	1,268
14,0	2	4,20	4,23	4,20	4,23	5,326	1,693	3,088
14,0	3	4,90	0,54	4,90	0,54	3,003	0,311	0,314
14,0	3	4,67	0,75	4,70	0,72	3,003	0,432	0,405
14,0	3	4,08	1,34	4,10	1,32	1,081	0,275	0,292
14,0	3	2,78	2,37	2,70	2,45	5,326	0,808	3,066
14,0	3	6,32	0,70	6,30	0,72	3,003	0,307	0,343
14,0	3	6,08	1,02	6,10	1,00	3,003	0,447	0,466
14,0	3	5,26	1,78	5,20	1,84	1,081	0,281	0,305
14,0	3	3,49	3,54	3,50	3,53	5,326	1,513	3,282
14,0	3	7,62	0,86	7,55	0,93	3,003	0,307	0,357
14,0	3	7,26	1,24	7,30	1,20	1,081	0,164	0,172
14,0	3	6,32	2,10	6,30	2,12	1,081	0,276	0,296
14,0	3	4,20	4,23	4,25	4,18	5,326	1,438	3,056
14,0	4	4,90	0,54	4,90	0,54	3,003	0,303	0,341
14,0	4	4,67	0,75	4,60	0,82	3,003	0,430	0,376
14,0	4	4,08	1,34	4,00	1,42	1,081	0,275	0,307
14,0	4	2,78	2,37	2,80	2,35	5,326	0,706	3,173
14,0	4	6,32	0,70	6,30	0,72	3,003	0,303	0,364

Tabela B.03 - Dados Obtidos Experimentalmente para o Fenômeno da Transferência de Massa (continuação)

Área livre (%)	Veloc. de rotação (rps)	Vazão água alimen. (ml/s)	Vazão butanol alimen. (ml/s)	Vazão água fundo (ml/s)	Vazão butanol topo (ml/s)	Conc. Ác.Ac. alimen. (%)	Conc. Ác.Ac. topo (%)	Conc. Ác.Ac. fundo (%)
14,0	4	6,08	1,02	6,00	1,10	3,003	0,443	0,449
14,0	4	5,26	1,78	5,20	1,84	1,081	0,280	0,299
14,0	4	3,49	3,54	I	I	I	I	I
14,0	4	7,62	0,86	7,70	0,78	3,003	0,307	0,309
14,0	4	7,26	1,24	7,30	1,20	1,081	0,161	0,189
14,0	4	6,32	2,10	6,30	2,12	1,081	0,275	0,296
14,0	4	4,20	4,23	I	I	I	I	I

APÊNDICE C

DESCRIÇÃO DO MODELO

DIFERENCIAL DA DISPERSÃO

Neste apêndice, iremos apresentar uma descrição detalhada sobre o modelo diferencial da dispersão proposto por Bischoff e Levenspiel (1962), o qual foi utilizado para quantificar os dados experimentais obtidos no estudo da dispersão axial.

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 mistura, sendo determinado a partir de alguns modelos já estabelecidos na literatura, cujas particularidades individuais devem ser adequadas aos equipamentos e experimentos a serem realizados.

O Modelo Diferencial da Dispersão é o modelo mais utilizado para descrever o comportamento de dispersão axial que ocorre em colunas de extração. Este modelo caracteriza o transporte de massa na direção axial, em termos de um coeficiente de dispersão axial, E . Segundo os autores 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 é prevista a existência de zonas de estagnação neste modelo. A intensidade da dispersão axial pode então variar desde o escoamento tipo empistonado ($E = 0$), até o escoamento tipo mistura perfeita ($E = \infty$).

Este modelo analisa o desvio com relação ao modelo empistonado. No modelo empistonado não existe nenhuma mistura ao longo do equipamento. O bloco de traçador percorre toda a coluna sem misturar-se, saindo com o mesmo valor de concentração na entrada (concentração inicial).

Antes de analisar o modelo proposto pelos autores, faz-se necessário um estudo analítico do balanço de massa em um elemento diferencial de uma coluna com altura, Δz , e área de seção transversal constante, conforme mostrado na Figura C.01.

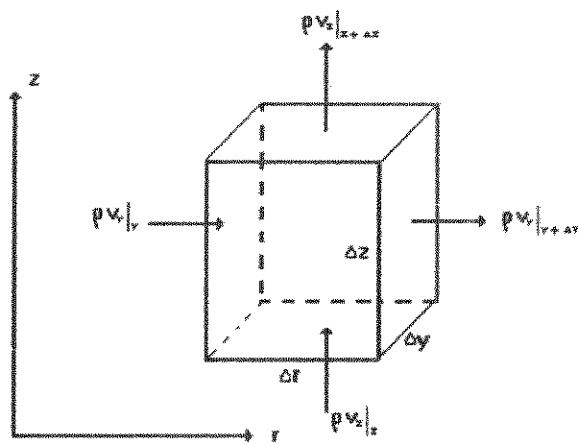


Figura C.01 - Desenho esquemático do escoamento de um fluido através de um de volume de controle diferencial.

Para o balanço de massa tem-se a seguinte relação

$$\left[\begin{array}{l} \text{Taxa líquida que sai} \\ \text{do elemento diferencial} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{l} \text{Taxa líquida de acúmulo} \\ \text{no elemento diferencial} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{l} \text{Taxa líquida gerada} \\ \text{no elemento diferencial} \end{array} \right] = 0 \tag{C.01}$$

Especificando-se cada termo do balanço de massa (equação C.01), para o caso de um volume de controle de um tubo cilíndrico tem-se que:

1 - Taxa de acúmulo de i

$$(2\pi r \Delta r \Delta z) \frac{\partial \rho_i}{\partial t} \tag{C.02}$$

2 - Taxa de massa de i que entra em z

$$(2\pi r \Delta r) \rho_i v_{i(z)} \Big|_z \quad (C.03)$$

3 - Taxa de massa de i que sai em $z + \Delta z$

$$(2\pi r \Delta r) \rho_i v_{i(z)} \Big|_{z+\Delta z} \quad (C.04)$$

4 - Taxa de massa de i que entra em r

$$(2\pi r \Delta z) \rho_i v_{i(r)} \Big|_r \quad (C.05)$$

5 - Taxa de massa de i que sai de $r + \Delta r$

$$(2\pi r \Delta z) \rho_i v_{i(r)} \Big|_{r+\Delta r} \quad (C.06)$$

6 - Taxa de produção ou consumo de i por reação química

$$(2\pi r \Delta r \Delta z) R_i^* \quad (C.07)$$

Substituindo os termos (C.02 a C.07) na equação C.01 e dividindo-se toda a equação pelo volume do elemento diferencial, $(2\pi r \Delta r \Delta z)$, tem-se que:

$$\begin{aligned} \rho_i v_{i(r)} \Big|_{r+\Delta r} - \rho_i v_{i(r)} \Big|_r + \rho_i v_{i(z)} \Big|_{z+\Delta z} \\ - \rho_i v_{i(z)} \Big|_z + \frac{\partial \rho_i}{\partial t} = R_i^* \end{aligned} \quad (C.08)$$

ou seja;

$$\begin{aligned} \frac{r \rho_i v_{i(r)} \Big|_{r+\Delta r} - r \rho_i v_{i(r)} \Big|_r}{\Delta r} + \frac{r \rho_i v_{i(z)} \Big|_{z+\Delta z} - r \rho_i v_{i(z)} \Big|_z}{\Delta z} \\ + r \frac{\partial \rho_i}{\partial t} = r R_i^* \end{aligned} \quad (C.09)$$

em Δz e $\Delta r \rightarrow 0$

$$r \frac{\partial \rho_i}{\partial t} = - \frac{\partial}{\partial z} r \rho_i v_{iz} - \frac{\partial (r \rho_i v_{ir})}{\partial r} + R_i^* r \quad (C.10)$$

dividindo toda a equação C.10 por r temos que:

$$\frac{\partial \rho_i}{\partial t} = - \frac{\partial \rho_i v_{iz}}{\partial z} - \frac{1}{r} \frac{\partial r \rho_i v_{ir}}{\partial r} + R_i^* \quad (C.11)$$

Sabendo-se que:

$$C_i = \frac{\rho_i}{M_i} = \text{concentração molar} \quad (C.12)$$

e

$$M_i = \frac{M}{\text{mol}} = \text{peso molecular} \quad (C.13)$$

$$\rho_i = C_i M_i \quad (C.14)$$

Dividindo a equação C.11 por M_i

$$\frac{\partial C_i}{\partial t} = - \frac{\partial}{\partial z}(C_i v_{iz}) - \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r C_i v_{ir}) + R_i^* \quad (C.15)$$

Sabendo-se também que:

$$J_i = C_i (v_i - v) \quad (C.16)$$

que é o fluxo molar relativo a velocidade média $\underline{v}$. Desta forma,

$$C_i v_i = J_i - C_i v \quad (C.17)$$

Substituindo em C.15 obtém-se que

$$\frac{\partial C_i}{\partial t} = - \frac{\partial}{\partial z}(J_i - C_i v) - \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} [r (J_i - C_i v)] + R_i^* \quad (C.18)$$

como

$$\begin{aligned} J_i &= -D_i \nabla C_i \\ J_{iz} &= -D_{iz} \frac{\partial C_i}{\partial z} \\ \text{e} \\ J_{ir} &= -D_{ir} \frac{\partial C_i}{\partial r} \end{aligned} \quad (C.19)$$

$$\frac{\partial C_i}{\partial t} = - \frac{\partial J_i}{\partial z} - \frac{\partial C_i v}{\partial z} - \frac{1}{r} \frac{\partial r}{\partial r} J_i + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} r C_i v_r + R_i^* \quad (C.20)$$

Considerando $v_r = 0$ e $v_z = \text{constante}$

$$\frac{\partial C_i}{\partial t} = - \frac{\partial}{\partial z} \left(-D_{iz} \frac{\partial C_i}{\partial z} \right) - v_z \frac{\partial C_i}{\partial z} - \frac{1}{r} \frac{\partial r}{\partial r} J_i + R_i^* \quad (C.21)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial C_i}{\partial t} = & - \frac{\partial}{\partial z} \left(-D_{iz} \frac{\partial C_i}{\partial z} \right) - v_z \frac{\partial C_i}{\partial z} \\ & - \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(-r D_{ir} \frac{\partial C_i}{\partial r} \right) + R_i^* \end{aligned} \quad (C.22)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial C_i}{\partial t} = & D_{iz} \frac{\partial^2 C_i}{\partial z^2} - v_z \frac{\partial C_i}{\partial z} \\ & + \frac{1}{r} D_{ir} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial C_i}{\partial r} \right) + R_i^* \end{aligned} \quad (C.23)$$

$$\frac{\partial C_i}{\partial t} = D_{iz} \frac{\partial^2 C_i}{\partial z^2} - v_z \frac{\partial C_i}{\partial z} + \frac{1}{r} D_{ir} \left[r \frac{\partial^2 C_i}{\partial r^2} + \frac{\partial C_i}{\partial r} \right] + R_i^* \quad (C.24)$$

ou seja

$$\frac{\partial C_i}{\partial t} = D_{iz} \frac{\partial^2 C_i}{\partial z^2} - v_z \frac{\partial C_i}{\partial z} + D_{ir} \left[\frac{\partial^2 C_i}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial C_i}{\partial r} \right] + R_i^* \quad (C.25)$$

Assumindo as seguintes hipóteses:

- Não existência de reação química
- Não existência de variação de concentração na direção radial

- Não existência de formação de caminhos preferenciais

A equação C.25 ficará da seguinte forma:

$$\frac{\partial C_i}{\partial t} = D_{iz} \frac{\partial^2 C_i}{\partial z^2} - v_z \frac{\partial C_i}{\partial z} \quad (C.26)$$

Adimensionalizando-se as variáveis e considerando $C_i = C'$

$$\begin{aligned} C &= \frac{C'}{C_0} \\ Z &= \frac{z'}{L} \\ \theta &= \frac{t}{\bar{t}} \\ e \\ \bar{t} &= \frac{V_T}{Q} \end{aligned} \quad (C.27)$$

Aplicando em C.26 tem-se que

$$\frac{\partial(C C_0)}{\partial\left(\frac{L}{v} \theta\right)} = D_{iz} \frac{\partial^2(C_0 C)}{\partial(Z L)^2} - v_z \frac{\partial(C C_0)}{\partial(Z L)} \quad (C.28)$$

Considerando-se C_0 e L constantes

$$\frac{v \partial C}{L \partial \theta} = \frac{D}{L^2} \frac{\partial^2 C}{\partial Z^2} - \frac{v \partial C}{L \partial Z} \quad (C.29)$$

Dividindo por v/L

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} = \frac{D}{vL} \frac{\partial^2 C}{\partial Z^2} - \frac{\partial C}{\partial Z} \quad (C.30)$$

Segundo os autores, desde que o processo de mistura envolva 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 , considerando-se o termo convectivo, já que o fluido se encontra em movimento. Desta forma,

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} = \frac{E}{vL} \frac{\partial^2 C}{\partial Z^2} - \frac{\partial C}{\partial Z} \quad (C.31)$$

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

Na equação C.31, o grupo adimensional, $E/v.L$, ou inverso do Número de Peclet, é segundo Bischoff e 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, $E/v.h$.

Segundo os autores para dispersão de pequena intensidade ($E/v.L$ pequeno) com pulso inicial ideal (injeção instantânea de traçador), $E/v.L$ pode ser encontrado através do perfil de concentração obtido pela resolução da equação C.31. Resumindo, resolvendo-se a equação C.31, considerando-

se todas as condições que foram impostas chega-se ao seguinte perfil de concentração:

$$\frac{C}{C_0} = \frac{1}{2\sqrt{\pi\left(\frac{E}{v.L}\right)}} \exp \left[-\frac{(1-\theta)^2}{4\left(\frac{E}{v.L}\right)} \right] \quad (C.32)$$

Da equação acima, desde que sejam relacionados C/C_0 “versus” θ , uma família de curvas (curvas de distribuição de tempos de residência), podem vir a ser geradas com diferentes valores atribuídos para o grupo $E/v.L$. Os autores, consideram como gaussianas as curvas geradas pela equação acima e determina os valores do grupo $E/v.L$. Os valores também podem ser obtidos através da determinação das médias e das variâncias das curvas.

Para o caso de dispersão de grande intensidade e pulso de entrada não ideal, a curva de distribuição de tempos de residência, C/C_0 “versus” θ , 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 dois casos importantes que estão relacionados com as condições de contorno a serem utilizadas na equação C.31. O sistema fechado, caracterizado por mudanças no tipo de escoamento nas fronteiras, e o sistema aberto caracterizado por não haver perturbações nas fronteiras.

Nos sistemas abertos, 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, 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.

Para os sistemas fechados com dispersões de grande intensidade e injeção de pulso inicial não ideal, segundo os autores, não foi possível encontrar expressões analíticas que expressasse os comportamentos das curvas de Distribuição de Tempos de Residência obtidas no topo da coluna. Entretanto, médias e variâncias podem ser determinadas para estas curvas. Com estes parâmetros torna-se possível então calcular o Coeficiente de Dispersão Axial.

Na Figura II.01 (mostrada neste trabalho), têm-se vários tipos de curvas que podem ser obtidas na coluna. As curvas podem variar desde curvas simétricas (dispersões de pequena intensidade) até curvas com dispersão de grande intensidade (curvas com prolongamentos em forma de caudas).

Observa-se na Figura II.01 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.

Segundo os autores, os valores do grupo $E/v.L$ para dispersões de grande intensidade em sistemas fechados, podem ser encontrados através

dos cálculos das médias, θ_m , e das variâncias, σ^2 . Estes parâmetros podem ser determinados através das seguintes correlações:

$$\theta_m = \bar{t} \quad (C.33)$$

e

$$\sigma^2 = \frac{\sigma_t^2}{\bar{t}^2} = 2 \left(\frac{E}{V.L} \right) - 2 \left(\frac{E}{V.L} \right)^2 \left(1 - e^{-\frac{V.L}{E}} \right) \quad (C.34)$$

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

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{\infty} t \cdot C \cdot dt}{\int_0^{\infty} C \cdot dt} \quad (C.35)$$

Para um número discreto de pontos, a equação C.35 pode ser representada da seguinte forma:

$$\bar{t} = \frac{\sum t_j \cdot C_j \cdot \Delta t}{\sum C_j \cdot \Delta t_j} \quad (C.36)$$

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

$$\sigma_t^2 = \frac{\int_0^{\infty} (t - \bar{t})^2 \cdot C \cdot dt}{\int_0^{\infty} C \cdot dt} = \frac{\int_0^{\infty} t^2 \cdot C \cdot dt}{\int_0^{\infty} C \cdot dt} - \bar{t}^2 \quad (C.37)$$

Da mesma forma, para um número discreto de pontos, a variância pode ser determinada da seguinte forma:

$$\sigma_t^2 = \frac{\sum (t - \bar{t})^2 C_j \cdot \Delta t_j}{\sum C_j \cdot \Delta t_j} = \frac{\sum t_j^2 \cdot C_j \cdot \Delta t_j}{\sum C_j \cdot \Delta t_j} - \bar{t}^2 \quad (C.38)$$

Desde que se disponha dos dados de σ_t^2 e $\bar{t}$, obtidos via equações C.38 e C.36, respectivamente. Pode-se determinar os valores para o grupo E/v.L através da equação C.34. A resolução desta equação deve ser feita numericamente, utilizando-se um método numérico adequado.

Para a resolução da equação C.34, na aproximação inicial deve-se desprezar o segundo termo da equação, ficando o Número de Dispersão igual a metade da variância. Em seguida, o valor verdadeiro do Número de Dispersão é encontrado utilizando-se a equação C.34 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.