



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

200403154

## APLICAÇÃO DA TECNOLOGIA *HIGEE* EM PROCESSOS DE DESTILAÇÃO

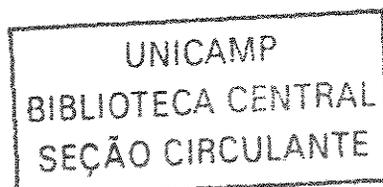
Autor: João Vicente Santiago do Nascimento

Orientador: Dra. Teresa Massako Kakuta Ravagnani

Co-orientador: Dr. João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira

Dissertação de Doutorado apresentada à Faculdade de Engenharia Química como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Doutor em Engenharia Química.

Campinas – São Paulo  
Dezembro de 2003



UNIDADE	BC
Nº CHAMADAT/UNICAMP	N17a
V	EX
TOMBO BC/	57155
PROC.	16-P-11/04
c	<input type="checkbox"/>
d	<input checked="" type="checkbox"/>
PREÇO	R\$ 11,00
DATA	02/03/04
Nº CPD	

CN00194764-6

Bib id 311514

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

N17a

Nascimento, João Vicente Santiago do

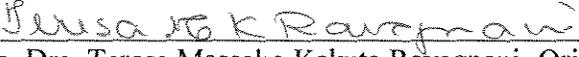
Aplicação da tecnologia HIGEE em processos de destilação / João Vicente Santiago do Nascimento.-- Campinas, SP: [s.n.], 2003.

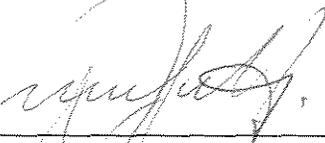
Orientadores: Teresa Massako Kakuta Ravagnani e João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira.

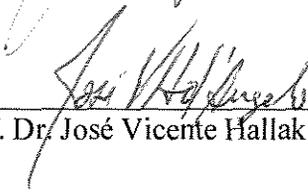
Tese (Doutorado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Massa Transferência. 2. Separação (Tecnologia). 3. Destilação. I. Ravagnani, Teresa Massako Kakuta. II. Pereira, João Alexandre Ferreira da Rocha. III. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. IV. Título.

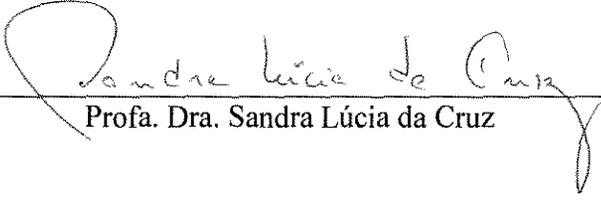
Tese de Doutorado defendida por João Vicente Santiago do Nascimento e aprovada em 10 de dezembro de 2003 pela banca examinadora constituída pelos doutores:

  
\_\_\_\_\_  
Profa. Dra. Teresa Massako Kakuta Ravagnani- Orientadora

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Antonio Augusto Ulson de Souza

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. José Vicente Hallak D'Angelo

  
\_\_\_\_\_  
Prof. Dr. Messias Borges Silva

  
\_\_\_\_\_  
Profa. Dra. Sandra Lúcia da Cruz

200

UNICAMP  
BIBLIOTECA CENTRAL  
SEÇÃO CIRCULANTE

Este exemplar corresponde à versão final da Tese de Doutorado em Engenharia Química.

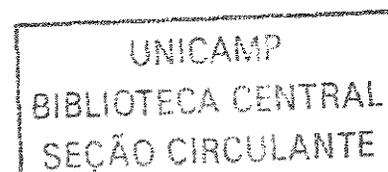
Teresa M K Ravagnani  
Profa. Dra. Teresa Massako Kakuta Ravagnani - Orientadora

João Alexandre

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

UNICAMP  
BIBLIOTECA CENTRAL  
SEÇÃO CIRCULANTE

Aos meus pais Gilberto e  
Angélica e aos meus irmãos Rafael e Fabrício.



---

## *Agradecimentos*

Agradeço incansavelmente a Deus por ter vencido mais esta etapa da minha vida.

À Professora Dra. Teresa Massako Kakuta Ravagnani, minha orientadora, pela amizade, dedicação e orientação por transmitir os seus grandes conhecimentos em Engenharia Química aprimorando minha formação profissional.

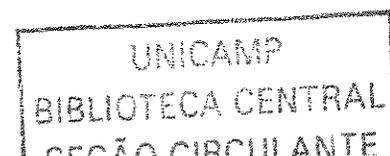
Da mesma maneira, ao Professor Dr. João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira e Professora Dra. Sandra Cruz, pelo incentivo e colaboração no projeto e desenvolvimento desta linha de pesquisa.

Ao Colaborador e amigo Daniel Soares de Moura, mais uma vez pelo grande apoio e serviços prestados durante a fase de remontagem do equipamento.

Ao querido padrinho de crisma Seu Guido e a minha querida D. Olívia pelo carinho recebido e pela força nos momentos mais difíceis ao longo deste trabalho.

Aos colegas do Laboratório de Processos de Separação Juliana, Jean e Roberto; aos meus “*Big Brothers*” Fernando, Ivan, Leonardo, Gustavo, Rafael, Silvia e Pastor; “As Panteras” Adriana, Ângela, Luciana e Cassiane; aos amigos “Mestres” da Pós-Graduação da FEQ, Alex, Álvaro, Andréa, Arlan, Basilino, Zelão, Espeto, Igor, Jamanta, João do Caminhão, Márcio, Marcolino, Ursão, Willam e Zoran, pela amizade cada vez mais sólida principalmente neste último ano e um agradecimento muito especial, à Andréia pelos inesquecíveis momentos em que passamos juntos.

À Fundação Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico, CNPq, e a Fundação de Amparo à Pesquisa de São Paulo, FAPESP, pelo suporte financeiro, nesses quatro anos de pesquisa.



As colunas de recheio são importantes em operações vapor-líquido de longa escala tais como a destilação, absorção e dessorção. Sua capacidade para transferência de massa em contracorrente é limitada devido à sua inundação. Como conseqüência, grandes colunas são comumente requeridas para obter altos níveis de separação.

Para superar esta limitação, a tecnologia *HIGEE* ('high g' – alta gravidade) utiliza uma coluna de recheio rotativa, primeiramente desenvolvida por Ramshaw e Mallinson (1981), na qual induz forças centrífugas acima de 1000 vezes a gravidade terrestre. O aumento da força motriz permite o aumento da capacidade e eficiência da coluna. De acordo com vários autores, o tamanho do equipamento pode ser consideravelmente reduzido comparado com equipamentos convencionais reduzindo seu custo operacional.

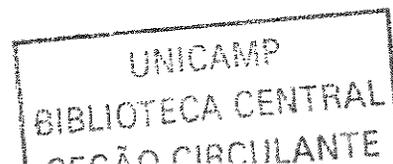
A principal proposta deste trabalho é avaliar o coeficiente global de transferência de massa,  $K_y a_e$ , aplicando a tecnologia *HIGEE* em uma coluna com recheio rotativo usando dois sistemas destilantes, *n*-hexano/*n*-heptano e etanol/água, na presença de recheios randômicos e estruturados. As operações foram conduzidas sob pressão atmosférica e em condições de refluxo total e parcial. A velocidade do rotor foi variada de 300 a 2500 rpm, na qual fornece forças centrífugas de 5 a 316 vezes a gravidade terrestre. Ele possuiu 8,0 cm de raio externo, 2,2 cm e raio interno e altura axial de 4,0 cm.

O efeito do sistema destilante, velocidade de vapor, da velocidade de rotação, tipo de recheio e da concentração de *n*-hexano sobre  $K_y a_e$  foram analisados.

Os resultados experimentais mostraram que o  $K_y a_e$  depende do fluxo de líquido e da velocidade do rotor. O equipamento apresentou alta eficiência de separação para o sistema *n*-hexano/*n*-heptano, entretanto menos acentuado para o sistema etanol/água. Equações empíricas são propostas para predizer o  $K_y a_e$  para cada sistema destilante.

---

*palavras chave: destilação, coeficiente de transferência de massa, coluna com recheio rotativo*



Packed columns are important for large-scale vapour-liquid operations such as distillation, absorption and stripping. The capacity of these columns for countercurrent mass transfer is limited by flooding. As a consequence, large columns are usually required to obtain high separation degrees.

To overcome this limitation the *HIGEE* technology ('high g' - high gravity) utilizes a rotating packed bed, firstly developed by Ramshaw and Mallinson (1981), which induces centrifugal forces over 1000 times that of the terrestrial gravity. The increased driving force allows for increased throughput in the unit and improved mass transfer efficiency. According to several authors, the size of the equipment can be considerably reduced compared with conventional ones, reducing its capital cost.

The main purpose of this work is to evaluate the global mass transfer coefficient,  $K_y a_e$ , when applying the HIGEE technology to rotating packed beds using two distilling systems, *n*-hexane/*n*-heptane and ethanol/water, in the presence of random and structured packings. The operations were carried out under atmospheric pressure, and total and partial reflux conditions. The rotor speed of column was varied from 300 to 2500 rpm, which provided centrifugal forces from 5 to 316 times the terrestrial gravity. It had an outer radius of 8.0 cm, an inner radius of 2.2 cm and an axial length of 4.0 cm.

The effect of distillant system, vapour velocity, velocity of the rotor, packing type and concentration of *n*-hexane on  $K_y a_e$  were analysed.

Experimental results showed that the  $K_y a_e$  depends on the liquid flow rates and on the rotor speed. The equipment presented higher separation efficiency for *n*-hexane/*n*-heptane system, than that observed for ethanol/water system. Empirical equations are proposed to predict the  $K_y a_e$  for each distilling system.

## Nomenclatura

### Letras latinas

- $a$  .... constante de Antoine, **Equação B.5**  
 $a_{cent}$  .... aceleração centrífuga,  $m/s^2$   
 $a_e$  .... área interfacial gás-líquido específica no recheio,  $m^2/m^3$   
 $a_p$  .... área superficial específica do recheio,  $m^2/m^3$   
 $A_{st}$  .... área da seção transversal do rotor,  $m^2$   
 $b$  .... coeficiente linear da curva de equilíbrio; constante de Antoine, **Equação B.5**  
 $B$  .... covolume, **Equação B.11b**  
 $c$  .... constante de Antoine, **Equação B.5**  
 $C_{p,i}^L$  .... capacidade calorífica a pressão constante do líquido puro  $i$ ,  $cal/mol^\circ C$   
 $C_{p,i}^V$  .... capacidade calorífica a pressão constante do vapor puro  $i$ ,  $cal/mol^\circ C$   
 $D$  .... coeficiente de difusão do sistema,  $m^2/s$   
 $d$  .... Diferencial  
 $d_p$  .... diâmetro efetivo do recheio,  $m$   
 $F_{LV}$  .... fator de capacidade de vapor,  $m/s (kg/m^3)^{1/2}$   
 $F_V$  .... fator de fluxo, **Equação 5.1b**  
 $g$  .... aceleração gravitacional,  $9,806 m/s^2$   
 $h$  .... entalpia molar do líquido,  $cal/gmol^\circ C$   
 $H$  .... entalpia molar do vapor,  $cal/gmol^\circ C$   
 $\Delta H_{vap,i}$  .... calor latente de vaporização do componente puro  $i$  na temperatura de referência  $T_{ref}$ ,  $cal/gmol$   
 $h_a$  .... altura axial do rotor,  $m$   
 $k_G$  .... coeficiente individual de transferência de massa - fase vapor,  $kgmol/atm m^2 s$   
 $k_L$  .... coeficiente individual de transferência de massa - fase líquida,  $kgmol/atm m^2 s$   
 $K_x a_e$  .... coeficiente volumétrico global de transferência de massa - fase líquida,  $kgmol/m^3 s$   
 $k_x a_e$  .... coeficiente volumétrico individual de transferência de massa - fase líquida,  $kgmol/m^3 s$   
 $K_y a_e$  .... coeficiente volumétrico global de transferência de massa - fase vapor,  $kgmol/m^3 s$   
 $k_y a_e$  .... coeficiente volumétrico individual de transferência de massa - fase vapor,  $kgmol/m^3 s$   
 $L$  .... vazão volumétrica de líquido,  $m^3/s$   
 $L_m$  .... vazão mássica de líquido,  $kg/s$

- $L_{\text{mol}}$  .... vazão molar de líquido, **kgmol/s**
- $m$  .... coeficiente angular da curva de equilíbrio
- $MM$  .... massa molar, **kg/kgmol**
- $N$  .... fluxo ou taxa de transferência de massa, **kgmol/m<sup>3</sup> s**
- $N'$  .... fluxo ou taxa de transferência de massa, **kgmol/s**
- $P$  .... pressão total, **atm**
- $P_{\text{bar}}$  .... pressão total, **bar**
- $p_{\text{sat}}$  .... pressão de vapor de saturação, **atm**
- $Q$  .... fluxo mássico, **kg/m<sup>2</sup>s**
- $Q_{\text{Lf}}$  .... fluxo mássico de líquido no ponto de inundação, **kg/m<sup>2</sup>s**
- $r$  .... raio do rotor, **m**
- $R$  .... constante universal dos gases, **82,06 atm cm<sup>3</sup>/gmol**
- $T$  .... temperatura, **°C**
- $T_{\text{sat,K}}$  .... temperatura de saturação, **K**
- $T_{\text{sat,x}}$  .... temperatura de saturação no ponto de bolha, **°C**
- $T_{\text{sat,y}}$  .... temperatura de saturação no ponto de orvalho, **°C**
- $U$  .... velocidade superficial, **m/s**
- $V$  .... vazão volumétrica de vapor, **m<sup>3</sup>/s**
- $v$  .... volume, **m<sup>3</sup>**
- $V_{\text{m}}$  .... vazão mássica de vapor, **kg/s**
- $V_{\text{mol}}$  .... vazão molar de vapor, **kgmol/s**
- $x$  .... fração molar na fase líquida
- $y$  .... fração molar na fase vapor
- $Z$  .... fator de compressibilidade

### Letras Gregas

- $\Delta P$  .... queda de pressão, **kPa**
- $\alpha_{\text{AB}}$  .... volatilidade relativa
- $\delta$  .... espessura de filme estagnado, **m**

- $\varepsilon$  .... porosidade do recheio  
 $\eta$  .... índice de refração, rpm  
 $\mu$  .... viscosidade cinemática, kg/m s  
 $\nu$  .... viscosidade dinâmica, m<sup>2</sup>/s  
 $\pi$  .... 3,1416...  
 $\theta^2$  .... coeficiente de correlação; coordenada polar  
 $\rho$  .... massa específica do sistema, kg/m<sup>3</sup>  
 $\sigma$  .... tensão superficial do sistema, dina/cm  
 $\sigma_c$  .... tensão superficial crítica do material do recheio, dina/cm  
 $\nu$  .... volume molar, cm<sup>3</sup>/gmol  
 $\omega$  .... velocidade rotação do rotor, rpm

## Subscritos

- .... média aritmética  
 $0$  .... seção 1 do rotor – entrada do rotor da fase líquida; refluxo  
 $1$  .... seção 1 do rotor – saída do rotor da fase vapor ou da fase líquida  
 $2$  .... seção 2 do rotor – entrada do rotor fase vapor  
 $A$  .... componente A (mais volátil)  
 $AB$  .... mistura AB  
 $B$  .... componente B  
 $D$  .... destilado  
 $e$  .... externo  
 $eb$  .... ebulição  
 $F$  .... fundo, refervedor  
 $G$  .... fase vapor  
 $i$  .... interno  
 $in$  .... interface  
 $L$  .... fase líquida  
 $R$  .... recheio

*ref* .... referência

*s* .... seção s

*sat* .... saturação

*V* .... fase vapor

*w* .... água

### Superescritos

\* .... equilíbrio termodinâmico

### Abreviaturas

*corr* .... correlação

*exp* .... experimental

### Siglas

*AUT* .... área de recheio equivalente a uma unidade de transferência,  $\text{m}^2$

*HETP* .... altura de uma seção contínua equivalente a um estágio teórico,  $\text{m}$

*HUT* .... altura de recheio equivalente a uma unidade de transferência,  $\text{m}$

*NUT* .... número de unidades de transferência na fase líquida

### Números adimensionais

*Gr* .... Número de Grashof,  $d_p^3 a_{cent} / \nu$

*Re* .... número de Reynolds,  $U / (a_p \nu)$

*Sc* .... número de Schimidt,  $\mu / \rho D$

*Sumário*

RESUMO.....	xi
ABSTRACT.....	xiii
NOMENCLATURA.....	xv
CAPÍTULO 1 <i>Introdução</i> .....	01
1.1 INTRODUÇÃO.....	03
CAPÍTULO 2 <i>Revisão da Literatura</i> .....	07
2.1 INTRODUÇÃO.....	09
2.2 CARACTERIZAÇÃO DE UMA COLUNA COM RECHEIO ROTATIVO.....	09
2.2.1 Colunas com recheios convencionais.....	09
2.2.2 Colunas com recheios centrífugos.....	10
2.3 HIDRODINÂMICA E TRANSFERÊNCIA DE MASSA COM RECHEIO CENTRÍFUGO....	11
2.3.1 Surgimento da Tecnologia <i>HIGEE</i> .....	11
2.3.2 Conceito de AUT.....	11
2.3.3 Retenção do líquido.....	15
2.3.4 Queda de pressão e inundação da coluna.....	16
2.3.5 Coeficiente de transferência de massa.....	19
2.3.6 Destilação em colunas com recheio centrífugo.....	22
CAPÍTULO 3 <i>Transferência de Massa em Colunas Centrífugas</i> .....	25
3.1 INTRODUÇÃO.....	27
3.2 ASPECTOS TEÓRICOS SOBRE TRANSFERÊNCIA DE MASSA ENTRE FASES.....	27

---

3.3	UNIDADES GLOBAIS DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA PARA LEITOS CENTRÍFUGOS.....	29
3.4	COEFICIENTES VOLUMÉTRICOS GLOBAIS DE TRANSFERÊNCIA PARA LEITOS CENTRÍFUGOS.....	32
	<b>CAPÍTULO 4</b> <i>Caracterização do Equipamento</i> .....	35
4.1	INTRODUÇÃO.....	37
4.2	DETALHES DO EQUIPAMENTO EXPERIMENTAL.....	37
4.2.1	O refeedor.....	38
4.2.2	Sistema de transferência de massa - o leito centrífugo.....	39
4.2.3	O condensador.....	40
4.2.4	Sistema de transmissão mecânica – o motor.....	41
4.3	PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL.....	43
4.3.1	A alimentação.....	43
4.3.2	A operação propriamente dita.....	44
4.3.3	A obtenção de dados experimentais.....	44
4.3.4	A operação em refluxo parcial.....	45
4.4	O ENCHIMENTO DO ROTOR.....	46
4.5	MEDIDA DA COMPOSIÇÃO MOLAR.....	47
	<b>CAPÍTULO 5</b> <i>Apresentação e Análise de Resultados</i> .....	49
5.1	INTRODUÇÃO.....	53
5.2	ANÁLISE DOS PARÂMETROS SOBRE O COEFICIENTE VOLUMÉTRICO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA.....	54
5.2.1	Influência do sistema destilante.....	54
5.2.2	Influência do tipo de recheio.....	57
5.2.3	Influência da velocidade do rotor.....	60
5.2.4	Influência do fluxo mássico de vapor.....	65

---

5.2.5	Influência da razão de refluxo.....	68
5.2.6	Influência da concentração de <i>n</i> -hexano.....	70
5.3	LIMITE MÁXIMO DE OPERAÇÃO DA COLUNA.....	72
5.4	FAIXA DE OPERAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS DESTILANTES.....	77
5.5	DETERMINAÇÃO DA CORRELAÇÃO EMPÍRICA REFERENTE AO COEFICIENTE VOLUMÉTRICO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA.....	78
CAPÍTULO 6 <i>Conclusões e Sugestões</i> .....		83
6.1	INTRODUÇÃO.....	85
6.2	SUGESTÕES PARA TRABALHOS POSTERIORES.....	87
Anexo A <i>Tabela de Dados Experimentais</i> .....		89
Anexo B <i>Equações Envolvidas no Projeto</i> .....		99
B.1	DIMENSÕES DO ROTOR.....	101
B.1.1	Raio médio do rotor.....	101
B.1.2	Área da seção transversal.....	101
B.1.3	Volume total do rotor.....	101
B.1.4	Aceleração centrífuga média.....	101
B.2	PRINCIPAIS PROPRIEDADES FÍSICAS.....	101
B.2.1	Predição da composição de vapor em equilíbrio com o líquido.....	102
B.2.2	Predição da temperatura de equilíbrio.....	103
B.2.3	Pressão de vapor de saturação.....	104
B.2.4	Volatilidade relativa.....	104
B.2.5	Massa molecular do líquido.....	104
B.2.6	Massa molecular do vapor.....	104
B.2.7	Densidade do líquido.....	104

---

B.2.8	Densidade do vapor.....	105
B.2.9	Tensão superficial.....	105
B.2.10	Viscosidade cinemática do líquido.....	106
B.2.11	Viscosidade cinemática do vapor.....	106
B.2.12	Viscosidade dinâmica do líquido.....	107
B.2.13	Viscosidade dinâmica do vapor.....	107
B.2.14	Difusividade do líquido.....	107
B.2.15	Difusividade do vapor.....	108
B.2.16	Entalpia molar do líquido.....	108
B.2.17	Entalpia molar do vapor.....	108
B.3	VARIÁVEIS HIDRODINÂMICAS ENVOLVIDAS NO PROCESSO.....	109
B.3.1	Vazão volumétrica do vapor.....	109
B.3.2	Vazão mássica do líquido.....	109
B.3.3	Vazão mássica do vapor.....	109
B.3.4	Vazão molar.....	109
B.3.5	Velocidade superficial do líquido.....	109
B.3.6	Velocidade superficial do vapor.....	110
B.3.7	Fluxo mássico do líquido.....	110
B.3.8	Fluxo mássico do vapor.....	110
B.4	VARIÁVEIS DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA ENVOLVIDAS NO PROCESSO.....	110
B.4.1	Número de unidades de transferência – fase líquida.....	110
B.4.2	Número de unidades de transferência – fase vapor.....	111
B.4.3	Coefficiente volumétrico de transferência de massa – fase líquida.....	111
B.4.4	Coefficiente volumétrico de transferência de massa – fase vapor.....	111
B.4.5	Área equivalente a uma unidade de transferência – fase líquida.....	112
B.4.6	Área equivalente a uma unidade de transferência – fase vapor.....	112

---

Anexo C	<i>Balanços de massa e energia</i> .....	113
C.1	COLUNA DE DESTILAÇÃO COM RECHEIO CENTRÍFUGO - REFLUXO TOTAL.....	115
	C.1.1 Balanço de massa global.....	115
	C.1.2 Balanço de massa em relação ao componente A.....	115
C.2	COLUNA DE DESTILAÇÃO COM RECHEIO CENTRÍFUGO - REFLUXO PARCIAL.....	116
	C.2.1 Balanço de massa no condensador.....	116
	C.2.2 Balanço de massa local.....	116
	C.2.3 Balanço de massa em relação ao componente A.....	116
	C.2.4 Balanço de energia.....	117
	<i>Referências Bibliográficas</i> .....	119

# Capítulo 1

## *Introdução*

## 1.1 INTRODUÇÃO

O conceito de Intensificação de Processos nasceu da possibilidade de reduzir os custos totais de operação em uma planta industrial por meio da redução de seu tamanho. Com a adesão de novos equipamentos diante deste novo projeto, melhorias significativas em nível de segurança, produtividade e qualidade do produto foram adquiridas. Além disso, surgiram benefícios ambientais através das reduções de consumo de matéria-prima e desperdícios de energia, aumentando o nível lucrativo de uma indústria química.

Recentemente, as operações de separação em alta gravidade, as quais utilizam a força centrífuga, têm obtido destaque dentro deste conceito, com o propósito de aumentar a capacidade e a eficiência de transferência de massa entre fases. Essas operações têm sido importantes em várias aplicações envolvendo processos de separação gás-líquido, tais como a destilação, a absorção e a dessorção.

A Intensificação de Processos é comumente associada ao trabalho pioneiro elaborado por Ramshaw e Mallinson (1981), denominado tecnologia *HIGEE*, oriundo do termo em inglês “*high g*”, significando “alta gravidade”.

A tecnologia *HIGEE* constituiu-se em uma unidade de separação seguindo os mesmos princípios observados em colunas convencionais de separação gás-líquido. Uma coluna convencional está limitada devido à gravidade ser a força motriz de escoamento e contato entre a fase líquida e a fase vapor. Para superar esta limitação, uma unidade *HIGEE* utiliza em seu leito cilíndrico, um rotor que gera a formação de campos centrífugos acima de 1000 vezes o campo gravitacional da Terra ocasionando um maior contato do vapor (ou gás) com o líquido em contracorrente, acarretando melhoria em sua eficiência de transferência de massa.

Devido à reduzida tendência de inundação do leito, o sistema pode ser operado dentro de uma ampla faixa de vazão de vapor e de líquido. Além disso, sob a presença do campo centrífugo, a película de líquido formado na superfície do recheio irá tornar-se mais fina e gotículas irão ser obtidas proporcionando uma maior área interfacial do recheio, e conseqüentemente, um aumento significativo no coeficiente volumétrico global de transferência de massa.

Então, o tamanho do equipamento pode ser consideravelmente reduzido comparado com colunas recheadas convencionais, reduzindo o custo operacional do projeto de acordo com o objetivo básico em intensificar processos. Enumerando outras vantagens oferecidas pela coluna centrífuga, temos:

- menor possibilidade de inundação da coluna;
- baixa retenção de líquido na coluna;
- maiores fluxos de vapor e líquido envolvidos;
- maior área total interfacial específica do recheio;
- estado estacionário alcançado mais rapidamente;
- menor degradação térmica de substâncias sensíveis ao calor;
- menor tempo de contato entre as correntes;
- possibilidade de operar o equipamento utilizando fluidos viscosos;
- menor risco de incêndio ou explosão, pois menores quantidades de materiais tóxicos e inflamáveis são envolvidos no equipamento.

Com o propósito de aprofundar e investigar ainda mais a tecnologia *HIGEE*, pois é uma área muito ampla e tem muito a ser explorada, visando não somente discutir suas vantagens, apresentamos os seguintes objetivos para este trabalho de pesquisa:

- desenvolver uma coluna de destilação com recheio na presença de um campo centrífugo, envolvendo:
  - dois sistemas binários: etanol/água e *n*-hexano/*n*-heptano
  - dois tipos de recheios: randômico (Anéis de Raschig) e estruturado (Telas de Arame)
- calcular e caracterizar o coeficiente volumétrico global de transferência de massa para fase vapor analisando o estudo do efeito de parâmetros sobre esse coeficiente. Os parâmetros abordados serão:
  - sistema destilante
  - tipo de recheio
  - velocidade do rotor
  - fluxo mássico de vapor
  - razão de refluxo

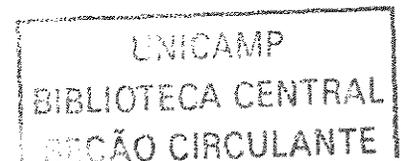
- concentração de *n*-hexano no refervedor
- propor correlações empíricas para cada sistema em questão.

Como base principal para a análise de resultados, os mais recentes e principais trabalhos referentes a esta tecnologia são relatados no Capítulo 2, na revisão da literatura.

Em seguida, no Capítulo 3, mencionaremos a fundamentação teórica necessária para chegar às equações e unidades de transferência de massa para este tipo de equipamento.

A descrição física do equipamento utilizado e a metodologia empregada para aquisição dos dados experimentais são descritas no Capítulo 4. Nos Anexos A, B, e C são apresentados respectivamente, os dados experimentais, cálculos das variáveis e propriedades físicas das misturas e balanços de massa e energia.

No Capítulo 5 são feitas as análises dos resultados obtidos, procurando-se verificar cada efeito dos parâmetros de operação no coeficiente de transferência de massa. Em seguida, são apresentadas no Capítulo 6, conclusões e sugestões para possíveis trabalhos futuros.



Capítulo **2**

*Revisão da Literatura*

## 2.1 INTRODUÇÃO

Os mais recentes trabalhos publicados encontrados na literatura e suas principais conclusões relacionados diretamente com o contato líquido-vapor envolvendo colunas com recheio rotativo são apresentados neste capítulo.

Para melhor compreensão, o presente capítulo também apresenta um esquema simplificado de uma unidade de separação influenciada pela alta gravidade, abordando de uma forma geral sua operação.

## 2.2 CARACTERIZAÇÃO DE UMA COLUNA COM RECHEIO ROTATIVO

### 2.2.1 Colunas com recheios convencionais

Um leito ou coluna de recheio é um equipamento de operação contínua para processar a transferência de massa de um sistema de componentes entre a fase líquida e a fase vapor. A Figura 2.1a, representa uma coluna com recheio convencional, destacando-se os fluxos em contracorrente de cada fase envolvida no processo. Ela é constituída por um tubo vertical, contendo material apropriado (recheio), com a finalidade de dar a ambas as fases, uma grande superfície de contato. A entrada de líquido proveniente do topo da coluna é distribuída sobre a superfície do recheio. O líquido, devido à sua boa distribuição inicial, escoar pela coluna abaixo por gravidade, contornando toda a superfície de cada peça de recheio, envolvendo-a com uma película de líquido. O vapor ascendente proveniente do fundo da coluna percorrerá também a superfície do recheio, entrando em contato com a película de líquido promovendo a transferência de massa, até o instante em que ao mesmo tempo, as concentrações no seio de cada fase tornam-se constantes.

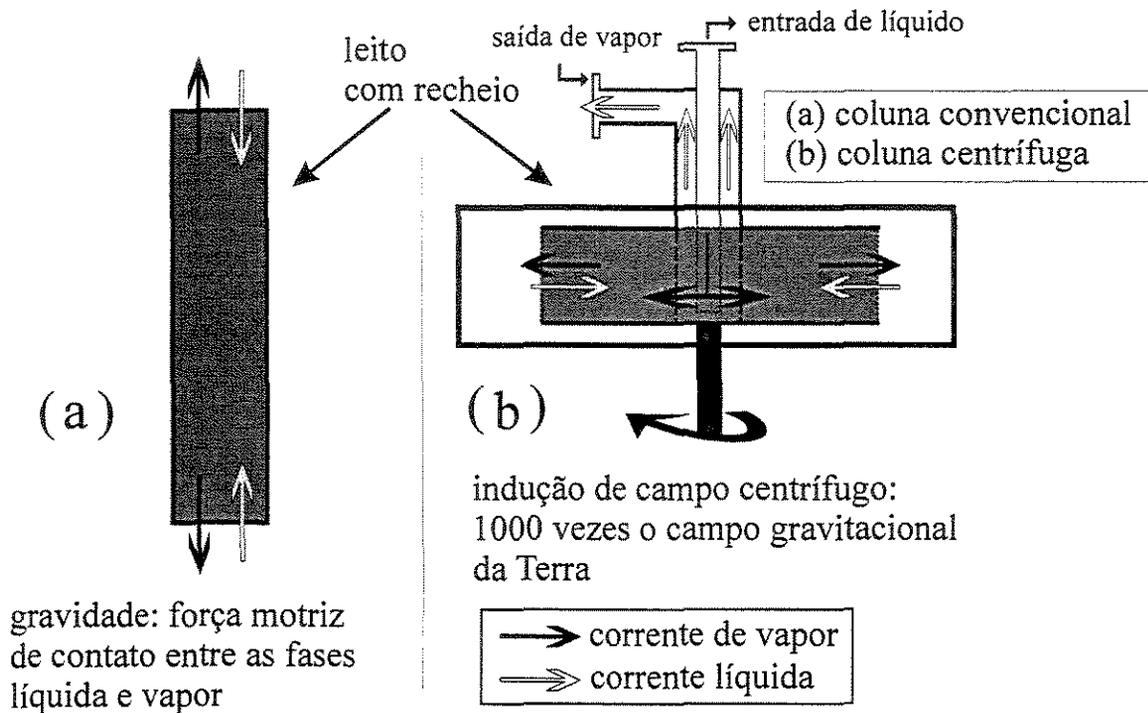


Figura 2.1 - Modelo simplificado de uma coluna com recheio: convencional (a) e rotativo (b)

### 2.2.2 Colunas com recheios centrífugos

De acordo com a Figura 2.1b, o equipamento centrífugo consiste basicamente de um leito estacionário cilíndrico, contendo um rotor conectado a um motor situado fora do leito. Em sua base, estão localizadas a entrada e a saída das correntes líquida e vapor. O rotor é constituído por duas placas cilíndricas metálicas denominados flanges, onde é armazenado o recheio, para promover o contato líquido-vapor. O vapor, introduzido na superfície externa do rotor, é forçado a fluir radialmente em contracorrente com o líquido, deixando o leito pela parte central do equipamento. O líquido é introduzido no centro do rotor e escoar para fora deste impulsionado pela força centrífuga.

Embora a aplicação da coluna centrífuga pareça ser atraente para os processos de absorção e destilação, a carência de conhecimento para esse tipo de contato líquido-vapor ainda é bastante significativa.

## 2.3 HIDRODINÂMICA E TRANSFERÊNCIA DE MASSA EM COLUNAS CENTRÍFUGAS

### 2.3.1 Surgimento da Tecnologia *HIGEE*

No final da década de 1970, a *Imperial Chemical Industries* (ICI) desenvolveu o conceito de Intensificação de Processos devido à possibilidade de minimizar os custos totais de operação em uma planta industrial por meio da redução de seu tamanho. Ramshaw (1983), projetou uma coluna de recheio rotativa de forma cilíndrica, visando os processos de destilação e absorção. O equipamento estudado era composto por dois rotores sendo que a alimentação do sistema era realizada entre os equipamentos, operando em refluxo total. Eles obtiveram altíssimas capacidades de inundação utilizando o uso de recheios com altas porosidades (0,90 – 0,95) e altas áreas superficiais específicas (2000 – 5000 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>). A queda de pressão apresentou a mesma ordem de grandeza em relação às colunas de recheio convencionais, apesar do pequeno tamanho da coluna rotativa. O campo centrífugo variou de 200 a 1000 vezes a força normal da gravidade, *g*. Daí a denominação de *HIGEE* (“alta gravidade”), tornando-se popular no meio científico.

O aumento da taxa de transferência de massa foi comprovado, resultado da formação de filmes mais finos proporcionado um contato em contracorrente mais eficiente com o gás. Os coeficientes de transferência de massa aumentaram com o aumento da velocidade rotacional. Para a medida dos coeficientes individuais de transferência de massa foram usadas a absorção de oxigênio do ar pela água desoxigenada e a absorção de amônia presente no ar pela água. Depois das pesquisas realizadas por Ramshaw e colaboradores da *ICI London*, a *Glitsch Incorporation* dos Estados Unidos, licenciou a tecnologia *HIGEE*.

### 2.3.2 Conceito de AUT

Singh e colaboradores (1992), utilizaram o processo de dessorção do ar na remoção de componentes orgânicos voláteis (*VOCs*) de água subterrânea fornecendo resultados de queda de pressão, transferência de massa e incrustações no recheio, utilizando três leitos de

tamanhos diferentes com raio interno e altura axial de 12,7 cm, e raio externo de 22,9; 30,5 e 38,1 cm respectivamente. Dois tipos de recheio foram utilizados neste trabalho: o primeiro na forma de uma esponja metálica com porosidade 0,95 e área superficial 2500 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>; o segundo na forma de uma placa metálica com porosidade 0,934 e área superficial 2067 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>. Singh introduziu o conceito de *AUT* (área de uma unidade global de transferência), analogamente ao parâmetro *HUT* (altura de uma unidade global de transferência) utilizado no projeto de torres convencionais, para aplicações em leitos com recheio rotativo. O termo *AUT* nos fornece a área do recheio na qual ocorre a mudança na composição equivalente a uma unidade de transferência. Ou seja, representa a medida direta da eficiência da separação envolvendo o desempenho do equipamento na realização da destilação de forma análoga ao conceito de *HUT*. A Equação 2.1 apresenta a expressão final para o contato de vapor-líquido centrífugo.

$$\frac{Q}{K_L a} \frac{\ln \left[ \left( \frac{X_1 - Y_2/H}{X_2 - Y_2/H} \right) (1 - 1/S) + (1/S) \right]}{(1 - 1/S)} = \pi(r_2^2 - r_1^2) \quad (2.1)$$

sendo:

*G* .... vazão volumétrica de gás, m<sup>3</sup>/s

*H* .... constante adimensional da lei de Henry

*K<sub>L</sub>a* .... coeficiente volumétrico global de transferência de massa na fase líquida, s<sup>-1</sup>

*l* .... altura axial do recheio, m

*Q* .... vazão volumétrica de líquido, m<sup>3</sup>/s

*r<sub>1</sub>* .... raio interno do recheio, m

*r<sub>2</sub>* .... raio externo do recheio, m

*S* .... fator de desorção, H *G* / *Q*

*X<sub>1</sub>* .... fração molar da fase líquida na entrada do equipamento

*X<sub>2</sub>* .... fração molar da fase líquida na saída do equipamento

*Y<sub>2</sub>* .... fração molar da fase gasosa na entrada do equipamento

Esta equação é similar àquela usada para colunas com recheios convencionais. A diferença está no uso de coordenadas cilíndricas para expressar o contato líquido-vapor

centrífugo. O segundo membro desta equação está em unidades de área e o termo  $Q/lK_La$ , situada no primeiro membro, é definida como área de uma unidade global de transferência da fase líquida,  $AUT_L$ . O termo restante desse primeiro membro é definido como número de unidades de transferência da fase líquida,  $NUT_L$ . O número de unidades de transferência independe do sistema de coordenadas utilizadas, servindo tanto para colunas de recheio convencionais como para colunas com recheio rotativo.

Uma predição da  $AUT$  foi também desenvolvida, Equação 2.2, baseada na hipótese de que a taxa de transferência é controlada pelo filme líquido, apresentando as variáveis: densidade, viscosidade, fluxo mássico na fase líquida, área superficial específica e aceleração centrífuga. Observaram-se desvios de 20%, podendo ser essa correlação mais abrangente caso tivesse incluído em seus parâmetros o número de Schmidt. Os autores justificaram esta exclusão devido ao fato de que nos seus experimentos esse parâmetro permaneceu constante, aproximadamente igual a 1400.

$$AUT_L = \left( \frac{3,4 \times 10^4}{a_t^2} \right) \left( \frac{L}{\mu_L a_t} \right)^{0,6} \left( \frac{\rho_L^2 g}{\mu_L^2 a_t^3} \right)^{-0,15} \quad (2.2)$$

sendo:

$a_t$  .... área superficial específica do recheio,  $m^2/m^3$

$L$  .... fluxo mássico de líquido,  $kg / m^2s$

Singh e colaboradores observaram através das análises dos dados experimentais que a  $AUT_L$  era inversamente proporcional à velocidade de rotação para os dois tipos de recheio envolvidos neste trabalho.

Liu e colaboradores (1996), determinaram a transferência de massa (dessorção do etanol) e a queda de pressão (sistema ar/água) de um leito com recheio rotativo. Neste sistema, o rotor apresentou 2,0 cm de altura axial; 4,5 cm de raio interno e 7,0 cm de raio externo, operando de 400 a 2500 rpm, a qual forneceu um campo gravitacional de 13 a 273 g. Dois tipos de recheios foram analisados: o primeiro na forma retangular (5,0 x 5,0 x 2,8) mm<sup>3</sup> com porosidade 0,533 e área superficial de 524 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>; o segundo na forma cilíndrica (3,0 x 2,6 x 3,0) mm<sup>3</sup>, com porosidade 0,934 e área superficial 1027 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>.

Os resultados mostraram que os coeficientes globais de transferência de massa para a fase gasosa aumentaram com a vazão de gás, vazão de líquido e velocidade de rotação, para os dois tipos de recheios. O recheio retangular apresentou em relação ao recheio cilíndrico maiores taxas de transferência e o efeito da velocidade de rotação nesse coeficiente foi mais pronunciado devido ao recheio retangular ter apresentado um contato mais efetivo entre fases e uma melhor distribuição da fase gasosa para esse recheio.

Além disso, Liu e colaboradores compararam os valores obtidos dos coeficientes globais de transferência de massa da fase gasosa para o leito centrífugo com os dados experimentais realizados em um leito convencional publicados por Houston e Walker (1950). Os coeficientes de transferência de massa em leitos centrífugos, operando em baixas vazões de gás foram bem maiores do que os obtidos para o equipamento convencional operando em altas vazões de gás, demonstrando a grande performance da coluna centrífuga frente à coluna convencional.

Semelhante à equação de projeto desenvolvida por Singh e colaboradores (1992), para a transferência de massa para o líquido em colunas centrífugas, desenvolveu-se a equação de projeto para o gás, com auxílio de balanços de massa e do conceito de unidades de transferência, representada a seguir pela Equação 2.3.

$$\frac{G_m}{z K_G a P_t} \frac{\ln \left[ (1-S) \frac{Y_1 - H_c X_2}{Y_2 - H_c X_2} + S \right]}{S-1} = \pi (r_2^2 - r_1^2) \quad (2.3)$$

sendo:

$H_c$  .... constante adimensional da lei de Henry

$G_m$  .... vazão molar do gás,  $\text{kg/m}^2 \text{ s}$

$K_G a$  .... coeficiente volumétrico global de transferência de massa - fase vapor,  $\text{kgmol / atm m}^3 \text{ s}$

$z$  .... altura axial do recheio,  $\text{m}$

$Q_m$  .... vazão molar de líquido,  $\text{kg/m}^2 \text{ s}$

$S$  .... fator de dessorção,  $H_c G_m / Q_m$

$P_t$  .... pressão total no sistema,  $\text{atm}$

A expressão  $G_m / z K_G a P_t$ , denomina-se área de uma unidade global de transferência na fase gasosa  $AUT_G$  e o termo restante do primeiro membro, número de unidades de transferência na fase gasosa  $NUT_G$ .

Correlações envolvendo a determinação da eficiência de transferência de massa em um leito centrífugo foram também propostas por Tyutyunnikov e colaboradores (1992) utilizando três tipos de recheios sob um campo centrífugo de 155 a 1710 *g*. Para a determinação na fase vapor, eles investigaram a dessorção da amônia da água por meio de fluxos de ar. Para a fase líquida, eles investigaram a dessorção do gás carbônico da água no ar. As predições dos valores para a correlação desenvolvida envolvendo a fase gasosa apresentaram um desvio de 10%, e para a fase líquida, 15%.

### 2.3.3 Retenção do líquido

Três trabalhos mereceram destaque na literatura a respeito do estudo da retenção de líquido em colunas rotativas. Basic e Duduković (1995) desenvolveram um modelo hidrodinâmico baseado na teoria em que as vazões de líquido escoaram pelo recheio em forma de filmes. Medidas de condutância foram usadas para determinação experimental da retenção do líquido e a estimativa do grau de anisotropia da distribuição do líquido. A concordância entre valores preditos e experimentais foi ótima.

Recentemente, Lin e Liu (2000), desenvolveram um modelo para predizer a retenção de líquido em fluxo contracorrente em uma coluna com recheio rotativo usando dados de queda de pressão. O modelo hidrodinâmico foi baseado em uma película de líquido em um disco rotativo na presença de gás, assumindo que a coluna rotativa pode ser modelada com hipotética pilha de discos rotativos. A exemplo do que ocorreu com Basic e Duduković, a concordância entre valores preditos e experimentais foi excelente.

Medidas de resistências elétricas em seções anulares de recheios estruturados com alta porosidade foram utilizadas por Burns e colaboradores (2000) para determinar a retenção e o tempo de residência de um sistema gás-líquido. Os resultados foram comparados com predições de outros modelos hidrodinâmicos. A relação entre o fluxo de gás e a velocidade rotacional durante a inundação foi discutida e comparada para recheios

de baixa e alta porosidade. As principais conclusões apresentadas por Ramshaw são: a retenção é inversamente proporcional ao raio do recheio medido no local correspondente a essa retenção; o tempo de residência do líquido é muito pequeno; a inundação do fluxo de gás é uma função linear da velocidade de rotação a um dado fluxo de líquido e a retenção é amplamente independente do fluxo de gás acima do ponto de inundação.

#### 2.3.4 Queda de pressão e inundação da coluna

Keyvani e Gardner (1989) apresentaram resultados de queda de pressão, sendo esta diretamente proporcional à taxa de escoamento da fase gasosa, potência consumida e tempo de residência. Eles observaram que na coluna operada somente na fase gasosa (leito seco) a queda de pressão era maior do que quando estavam presentes as duas fases (leito molhado), ao contrário do que ocorre em colunas convencionais. Eles concluíram em seus experimentos que a queda de pressão aumenta com o aumento do fluxo de gás, sendo que os maiores valores de queda de pressão correspondem às mais altas velocidades de rotação (efeito rotacional).

Kumar e Rao (1990) discutiram um modelo para seus dados de queda de pressão. As análises destes dados foram executadas por intermédio de um rotor formado por discos anulares planos equidistantes. Os valores de queda de pressão, preditos pela correlação desenvolvida por Kumar e Rao, apresentaram um desvio de 20% em relação aos valores medidos experimentalmente.

Tyutyunnikov e colaboradores (1992) investigaram a dessorção da amônia da água por meio de fluxos de ar em um leito centrífugo utilizando três tipos de recheios diferentes. Equações de queda de pressão foram propostas para cada tipo de recheio apresentando em cada equação, um desvio de 10% entre os valores experimentais e calculados.

Singh e colaboradores (1992), forneceram resultados de queda de pressão no processo de dessorção do ar para remoção de componentes orgânicos voláteis de água subterrânea, utilizando três leitos de tamanhos diferentes. Das análises experimentais observou-se que a queda de pressão foi função do raio do rotor. Também foi verificado o aumento da queda de pressão com o aumento da vazão da fase gasosa.

Uma modelagem semi-teórica foi realizada em observações experimentais. Os pesquisadores consideraram que a queda de pressão pode ser modelada como uma soma da queda de pressão rotacional e da queda de pressão por atrito. A equação proposta estimou a queda de pressão com um desvio de 30% em relação aos dados experimentais.

Os dados observados experimentalmente referentes à inundação do equipamento foram inferiores comparados aos valores de inundação previstos pela correlação de Sherwood e colaboradores (1938), superestimando a capacidade hidrodinâmica do equipamento.

Lockett (1995) realizou estudos hidrodinâmicos de um rotor contendo recheio estruturado denominado Flexipac, através de uma coluna de recheio usando o sistema ar/água em condições ambientes. Lockett observou que a inundação começava com o acúmulo de líquido no centro do rotor, local onde a área de escoamento é mínima e as forças centrífugas também são menores, fato também observado por Ramshaw (1983). Os resultados foram bem correlacionados utilizando a equação de Wallis para duas fases em contracorrente.

O comportamento de queda de pressão apresentado por Keyvani e Gardner (1989) não foi observado por Lockett. A queda de pressão aumentou com o aumento das vazões de ar e água, tal como acontece em colunas convencionais. A queda de pressão medida no ponto de inundação correspondia a 15 vezes acima do valor observado em um equipamento convencional, fato que explica a alta capacidade hidráulica do equipamento centrífugo.

Liu e colaboradores (1996), determinaram a queda de pressão em condições ambientais utilizando o sistema ar/água de um leito com recheio rotativo em uma ampla faixa de fluxos de gás e líquido. Para os dois recheios analisados (vide item 2.3.2) foi observada a forte dependência da queda de pressão com a vazão da fase gasosa. Liu propôs correlações para queda de pressão baseada na proposta de Billet e Scultes (1991), primeiramente utilizada em leitos convencionais. As correlações apresentaram desvios de 20% em relação aos valores medidos experimentalmente.

Guo e colaboradores (1997), mostraram que a queda de pressão em leito seco não foi influenciada pela velocidade rotacional ao contrário do que Keyvani e Gardner (1989) investigaram. Eles apresentaram também duas correlações para queda de pressão: uma

envolvendo leito seco, sendo similar a leitos fixos e diferente para colunas rotativas em contracorrente; e a outra, envolvendo o leito molhado, onde os resultados mostraram que a queda de pressão foi proporcional ao fluxo de líquido, proporcional ao fluxo de gás elevado ao quadrado e inversamente proporcional à aceleração centrífuga. Estas correlações obtiveram boa concordância entre os dados calculados e experimentais.

Kelleher e Fair (1996), apresentaram uma equação para predição de queda de pressão em colunas com recheio rotativas utilizando o sistema binário ciclohexano/*n*-heptano. A concordância entre valores experimentais e preditos esteve em torno de 20%. A aplicação desta correlação foi considerada promissora pelos autores para outras aplicações envolvendo a destilação.

Amatuzi (1999), estudou o comportamento hidrodinâmico em leitos de recheios rotativos utilizando o sistema etanol/água/ar. A queda de pressão foi determinada para vários tipos de recheios. Amatuzi concluiu que a queda de pressão é diretamente proporcional à velocidade de rotação. Partindo-se do rotor estacionário e aumentando a sua velocidade de rotação foi verificado um maior aumento da queda de pressão em relação a colunas convencionais, como observado por Lockett (1995) no ponto de inundação. Neste trabalho, a queda de pressão na coluna centrífuga foi diretamente proporcional à vazão de gás, comportamento análogo ao observado por Keyvani e Gardner (1989) e Lockett (1995).

Zheng e colaboradores (2000) trabalharam com modelagem e simulação em um modelo semi-empírico de queda de pressão em colunas com recheio rotativo. Em uma ampla faixa de operação, a queda de pressão sobre o leito molhado pode ser extremamente menor do que sobre o leito seco e mantendo-se o diâmetro externo, aumentando a altura (isto é, mais unidades de transferência) do leito rotativo pode resultar na redução da queda de pressão através do recheio. A queda de pressão através de colunas rotativas difere principalmente pela sua complexidade em relação a colunas convencionais.

### 2.3.5 Coeficiente de transferência de massa

Os coeficientes individuais de transferência de massa foram calculados utilizando dados obtidos nos processos de absorção com reação química ou dessorção. Para tal, diferentes teorias de transferência de massa foram aplicadas: teoria de filmes, renovação de superfície e camada limite, conforme descreveremos a seguir:

Tung e Mah (1985), propuseram uma correlação para o coeficiente local de transferência de massa na fase líquida em alta gravidade no processo de absorção, baseada em dados experimentais apresentados pela patente da *ICI* por Ramshaw e Mallinson (1981). Estes dados foram comparados com as predições da teoria da penetração e pela correlação de Onda e colaboradores (1968). Tung realizou uma predição de dados do coeficiente individual de transferência de massa na fase líquida através da teoria da penetração com desvio de 25%, significando que segundo estes pesquisadores mostrava a ineficiência desta teoria na predição do efeito da aceleração centrífuga. A concordância dos dados experimentais com os de Ramshaw e Mallinson foram satisfatórios, o mesmo não aconteceu com os da correlação de Onda. Kumar e Rao (1990) compararam dados experimentais de  $k_L$ , obtidos na absorção química sob campos centrífugos, com os da correlação de Tung e Mah (1985), e verificaram uma razoável concordância nos resultados.

Ramshaw e Burns (1996) apresentaram o estudo utilizando técnicas de fotografia para análise do desempenho de distribuição de líquido em colunas com recheio centrífugas. O recheio de PVC reticulado possuiu uma porosidade de 0,95 e uma área superficial estimada em  $1500 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . O raio externo do rotor foi de 32 cm e raio interno de 7 cm. As observações indicaram que o líquido percorreu recheio adentro preferencialmente na forma de filete de líquido devido ao efeito da canalização encobrendo todos os espaços vazios do recheio e na forma de gotas e não somente através de filmes de líquido, como propuseram os modelos anteriores [Tung e Mah (1985); Munjal e colaboradores (1989) e Kumar e Rao (1990)]. Este efeito de canalização causa a má distribuição do gás e do próprio líquido no recheio, reduzindo a área de transferência de massa e obtendo menores eficiências no processo. Eles classificaram em três tipos de fluxo de líquido em colunas rotativas:

*escoamento de líquido em forma de filme* – o fluxo de líquido percorre a superfície do recheio na forma de um filme. Este tipo de fluxo tem sido assumido na maioria dos cálculos de transferência de massa como já mencionado.

*escoamento de líquido em forma de gotas* – uma certa quantidade de líquido fica acumulada em pontos da superfície do recheio originando pequenas gotas que se separam do líquido. As pequenas gotas caem livremente através do recheio antes de chocarem com outros filetes de líquido.

*escoamento de líquido em forma de filetes* – este tipo de fluxo ocorre quando o líquido preenche todo o espaço vazio de recheio envolvendo por completo seus poros.

Eles concluíram que o fluxo de líquido que realmente ocorre em colunas rotativas está longe de ser um modelo uniforme de filme conforme proposto em muitos cálculos de transferência de massa. Em baixas rotações existe uma má distribuição considerável de líquido aliada à formação de escoamentos preferenciais de líquido. Por outro lado, em altas rotações este escoamento dá lugar ao surgimento de fluxos de líquido na forma de gotas estabelecendo em seguida ao de fluxos com formação de filmes.

Munjal e colaboradores (1989a), modelaram coeficientes de transferência de massa gás-líquido e líquido-sólido em uma vazão de película laminar sobre um disco rotativo, bem como sobre uma lâmina rotativa. A influência da força gravitacional na área interfacial efetiva foi também estudada. Esta relação entre a força gravitacional e a área interfacial efetiva foi semelhante à correlação de Onda e colaboradores (1968) para área superficial molhada. A absorção do dióxido de carbono do ar em água foi usada para estudar o sistema gás-líquido. A relação entre o coeficiente individual de transferência de massa gás-líquido com a força gravitacional foi predita através da teoria da penetração a uma potência de  $1/6$ . Foi observado que os dados do modelo desenvolvido para este sistema estão 20% acima dos valores encontrados experimentalmente.

O coeficiente de transferência de massa da fase líquida também foi estudado por Keyvani e Gardner (1989) utilizando a teoria da penetração na dessorção do dióxido de carbono da água no ar em leito rotativo. No estudo foram utilizados recheio de esponja metálica de alumínio, semelhante ao de Singh (1989), possuindo 92% de porosidade, variando de áreas superficiais específicas de 600 a 3000  $\text{m}^2/\text{m}^3$ . O leito pode ser operado

entre 500 a 2000 rpm, proporcionando campos gravitacionais de 60 a 1000 g. O coeficiente de transferência de massa na fase líquida foi modelado com o auxílio da teoria da penetração. Áreas interfaciais efetivas foram também calculadas através da correlação de Onda (1968) para o cálculo da área superficial molhada. Coeficientes volumétricos de transferência de massa foram calculados para que o *HUT* (altura global de uma unidade de transferência) pudesse ser determinado. A predição dos dados de *HUT* utilizando a teoria da penetração ficou dentro de 30% dos dados experimentais.

Guo e colaboradores (1997), estudaram experimentalmente as características de transferência de massa em colunas de recheio rotativas aplicando fluxos de forma cruzada entre o líquido e o gás, através de três processos: deaeração da água controlada pela fase líquida (também estudado por Peel e colaboradores (1998)), a absorção de amônia como solução aquosa controlada pela fase gasosa e a absorção de dióxido de enxofre como solução de sulfito de amônia controlada também pela fase gasosa. O rotor possuía 6,4 cm de raio interno, 16,4 cm de raio externo e 20,0 cm de altura axial. As condições de operação foram: fluxo de gás (direção axial), de 0 a 1000 m<sup>3</sup>/h; fluxo de líquido (direção radial), de 0 a 2,5 m<sup>3</sup>/h e velocidade de rotação, de 300 a 1500 rpm. Modelos de transferência de massa foram desenvolvidos empregando o modelo de renovação de superfície. A concordância entre os resultados calculados e experimentais foi ótima.

Amatuzi (1999), investigou o comportamento hidrodinâmico e de transferência de massa em leitos de recheios rotativos através do estudo da dessorção de acetona em um sistema etanol/água/ar, utilizando velocidades de rotação entre 0 e 5000 rpm e trabalhando-se com dois tipos de recheios: anéis de Raschig e “*wire mesh*” (cilindros de tela metálica). O comportamento hidrodinâmico do equipamento foi estudado utilizando o sistema água/ar. Verificou-se o elevado desempenho de transferência de massa do leito de recheio centrífugo, operando com altos limites de inundação, mostrando ser possível à redução do tamanho do equipamento nesse processo.

Guo e colaboradores (2000) descreveram o fenômeno e resultados observados do fluxo real de líquido utilizando uma câmera de vídeo acoplada em um leito com recheio centrífugo, emitindo sinais estáveis e contínuos. Foram também obtidas em diferentes condições de operação de leito rotativo, as distribuições reais do tempo de residência. Um modelo matemático foi desenvolvido para simular perfis de velocidade e a espessura do

filme do fluxo de líquido no recheio. O tempo de residência no recheio obteve um erro relativo de 14% em comparação com resultados experimentais.

Sandilya e colaboradores (2001) apresentaram estudos experimentais de transferência de massa na fase gasosa em colunas rotativas utilizando o recheio “*wire gauze*”. Ao contrário das expectativas, o coeficiente individual na fase gasosa foi menor do que o coeficiente em colunas convencionais. Este baixo valor obtido experimentalmente foi atribuído à má distribuição do líquido ao longo do rotor.

Chen e Liu (2002) desenvolveram o processo de absorção de componentes orgânicos voláteis do ar em fase aquosa. Os resultados experimentais mostraram que o coeficiente global de transferência de massa na fase gasosa aumentou como função do número de Grashof a potência de 0,18. Na análise individual entre o  $k_G$  e o  $a_e$  foi verificado que o crescimento da transferência de massa pela força centrífuga pode ser atribuído ao aumento da área interfacial efetiva gás-líquido.

Lin e colaboradores (2003) investigaram em uma coluna centrífuga a absorção do dióxido de carbono de gases contendo diferentes concentrações de  $\text{CO}_2$ . Três absorventes foram usados neste trabalho: as soluções aquosas de hidróxido de sódio, monoetanolamina e 2-amino-2-methyl-1-propanol. Eles observaram a dependência do coeficiente volumétrico global de transferência de massa em relação à velocidade rotacional, fluxo de gás, fluxo de líquido, concentração de absorvente e concentração de  $\text{CO}_2$ .

### 2.3.6 Destilação em colunas com recheio centrífugo

Kelleher e Fair (1996), desenvolveram um estudo envolvendo a destilação em colunas com recheio em alta gravidade, utilizando o sistema binário ciclohexano/*n*-heptano, trabalhando com pressões de operação de 166 kPa e 441 kPa, sob condições de refluxo total. A faixa de velocidade rotacional utilizada neste projeto foi de 440 a 1200 rpm. Dados de eficiência de transferência de massa, queda de pressão e capacidade hidráulica foram obtidos. Um excelente resultado de seis unidades de transferência de massa foi encontrado nesta coluna de 21 cm de altura de leito rotativo, com a eficiência sendo diretamente proporcional à velocidade de rotação.

Nascimento (1999), desenvolveu uma coluna de destilação rotativa com recheios de anéis de Raschig cerâmicos, utilizando-se o sistema binário *n*-hexano/*n*-heptano à pressão ambiente, trabalhando-se a uma faixa de velocidade de rotação entre 500 a 2500 rpm e vazões volumétricas de líquido de 5,9 a 29,0 mL/s, operando-se com refluxo total.

Os resultados experimentais mostraram que o coeficiente de transferência de massa para ambas as fases foi proporcional à velocidade rotacional e às vazões de vapor e de líquido. Altas taxas de transferência de massa do leito centrífugo foram obtidas, comparando-se com a coluna convencional, e altos valores de eficiência de separação foram verificados, mostrando a comprovação da intensificação deste processo em escala industrial. Uma correlação apresentada pela Equação 2.4 foi proposta para o cálculo do coeficiente volumétrico de transferência de massa da fase líquida com erro médio absoluto de 7,6%, de acordo com os parâmetros assumidos por Onda (1968).

$$\frac{K_G a_e d_p R T_{sat,K}}{D_G a_p} = 5,33 \cdot 10^{-2} \text{Re}_G^{0,9938} \text{Gr}_G^{0,05724} \text{Sc}_G^{0,6678} \quad (2.4)$$

sendo:

$K_G a_e$  .. coeficiente volumétrico global de transferência de massa na fase vapor, **kgmol/atm m<sup>3</sup> s**

Lin e colaboradores (2002) desenvolveram uma coluna de destilação com dois tipos de recheios rotativos utilizando o sistema metanol/etanol à pressão atmosférica e em condição de refluxo total. Duas alturas axiais de recheio foram utilizadas: o primeiro recheio com 982 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, 0,946 de porosidade e 9,5 cm de altura e o segundo, 519 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, 0,971 de porosidade e 5 cm de altura. A faixa de rotação trabalhada foi de 600 a 1600 rpm. Os resultados experimentais indicaram que a menor altura axial obteve melhores coeficientes de transferência de massa devido ao melhor contato gás-líquido entre as fases.

Diante desta revisão bibliográfica verifica-se que existem poucas informações sobre a aplicação da coluna rotativa em processos de destilação. Este fato motivou a realização deste trabalho de tese.

Como mencionado no Capítulo 1, visando um estudo mais amplo deste trabalho, utilizou-se dois sistemas binários, etanol/água e *n*-hexano/*n*-heptano, cujas propriedades

físicas e termodinâmicas entre os componentes puros são distintas e bem conhecidas na literatura, bem como a curva de equilíbrio vapor-líquido de cada sistema.

No Capítulo 3, apresentaremos uma breve revisão de alguns conceitos fundamentais de transferência de massa entre fases e suas aplicações voltadas para a coluna rotativa, no processo de destilação.

Capítulo 3

*Transferência de Massa em  
Colunas Centrífugas*

### 3.1 INTRODUÇÃO

Em colunas de destilação, seja de recheio ou de prato, o processo de transferência de massa é muito complexo. Para haver uma transferência de massa efetiva entre as fases, o contato vapor-líquido deve ocorrer sob regime turbulento, pois este aumenta a taxa de transferência de massa por unidade de área ajudando a dispersar um fluido no outro.

No presente capítulo, apresentaremos uma revisão de alguns conceitos fundamentais de transferência de massa entre fases com destaque aos coeficientes locais e globais e o conceito da teoria das duas resistências.

Estes conceitos servirão de base para o cálculo das unidades de transferência de massa em colunas de destilação centrífuga.

### 3.2 ASPECTOS TEÓRICOS SOBRE TRANSFERÊNCIA DE MASSA ENTRE FASES

Na maioria das operações que envolvem o fenômeno de transferência de massa, a fase líquida e a fase vapor devem ser mantidas em contato para permitir o transporte do soluto de uma fase à outra. Devido ao mecanismo da difusão molecular do vapor para o líquido, deve existir um gradiente de concentração tanto no seio de cada fase como entre as duas fases fluidas. Para cada fase existe uma resistência associada ao movimento do soluto, inversamente proporcional ao coeficiente de transferência de massa.

A Figura 3.1 mostra dois filmes estagnados de espessuras  $\delta_G$  e  $\delta_L$  que proporcionam, resistência ao transporte do soluto na interface, região delimitada entre a fronteira do filme líquido e a fronteira do filme de vapor. No processo de destilação, a concentração do soluto no seio da fase vapor é  $y_{A,V}$  e aumenta para  $y_{A,in}$  na interface. Na fase líquida, a concentração cai de  $x_{A,L}$  no seio da fase líquida para  $x_{A,in}$  na interface. Não será assumida a ocorrência de reação química. As concentrações  $y_{A,V}$  e  $x_{A,L}$ , não estão certamente em equilíbrio, pois caso contrário, não haveria a difusão do soluto. Ao passo que essas concentrações não devem ser usadas diretamente na descrição das taxas de transferência de massa entre as fases, segundo Treybal (1981).

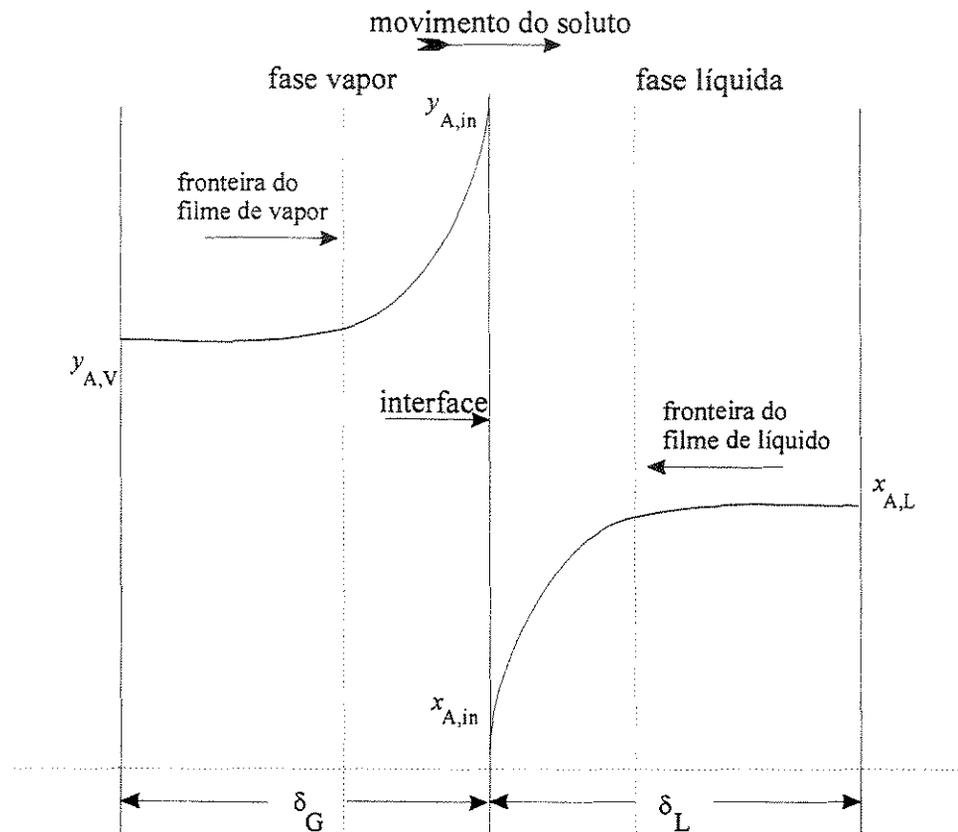


Figura 3.1 – Teoria das Duas Resistências

A direção de transferência de massa de um determinado componente através da interface, não depende, porém, da diferença de concentração, mas sim da relação de equilíbrio, Coulson (1983).

Então, devido à existência de um enorme gradiente de concentração na fronteira entre as fases, a Teoria das Duas Resistências, Lewis e Whitman (1924), considera de imediato que esta região não oferece resistência ao transporte do soluto. Com isso, as concentrações  $y_{A,in}$  e  $x_{A,in}$ , são valores de equilíbrio, estabelecendo assim a continuidade do fluxo do soluto. Esta teoria nos leva a uma concepção mais útil no processo em questão servindo de base para o cálculo dos coeficientes e das unidades de transferência de massa em campos centrífugos.

### 3.3 UNIDADES GLOBAIS DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA PARA LEITOS CENTRÍFUGOS

A definição de transferência de massa está baseada em argumentos empíricos. A quantidade de massa difundida através da interface, em uma solução bem misturada, é proporcional à diferença de concentração e da área interfacial. Portanto, temos:

$$\left[ \begin{array}{c} \text{quantidade de} \\ \text{moles transferidos} \end{array} \right] = \text{constante} \cdot \left[ \begin{array}{c} \text{área} \\ \text{interfacial} \end{array} \right] \cdot \left[ \begin{array}{c} \text{diferença de} \\ \text{concentração} \end{array} \right],$$

onde a constante de proporcionalidade, representa o coeficiente global de transferência de massa.

A Figura 3.2 representa um modelo de um elemento diferencial de rotor de volume  $dv$ ; altura axial  $h_a$ ; raios interno,  $r_i$ , e externo,  $r_e$ ; área interfacial específica  $a_e$ ; vazões molares  $V_{mol}$  e  $L_{mol}$  e concentrações  $x_A$  e  $y_A$ .

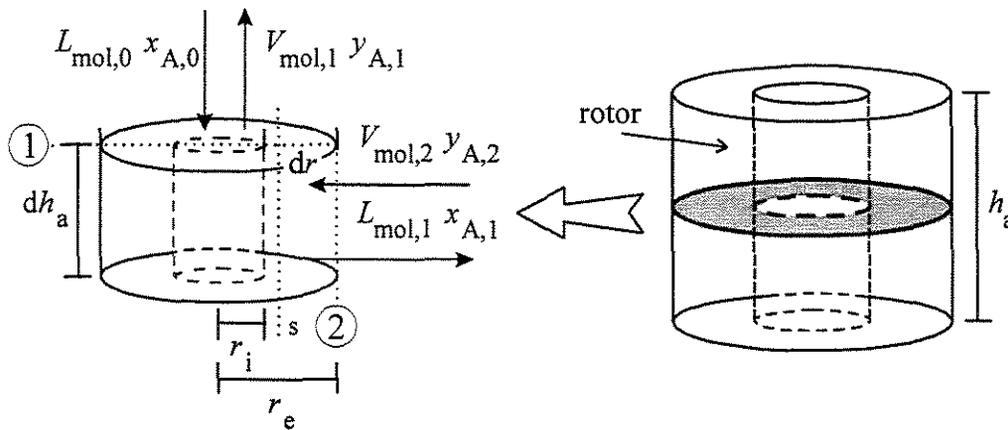


Figura 3.2 – Representação esquemática de um elemento diferencial de rotor

Sabemos que o número de quilomoles do componente A por segundo difundido é dado assumindo vazão molar constante ao longo da coluna, temos:

fase líquida

$$N'_L = L_{mol,0} x_{A,0} - L_{mol,1} x_{A,1} = L_{mol} (x_{A,0} - x_{A,1}) \quad (3.1)$$

fase vapor

$$N'_V = V_{\text{mol},1} y_{A,1} - V_{\text{mol},2} y_{A,2} = V_{\text{mol}} (y_{A,1} - y_{A,2}) \quad (3.2)$$

Sendo o elemento de volume do rotor:

$$v(r, \theta) = \pi r^2 h_a \quad (3.3)$$

Aplicando a diferencial de volume em coordenadas polares:

$$dv = 2\pi r h_a dr \quad (3.4)$$

O número de moles do componente A por unidade de tempo transferidos por unidade de volume sobre a seção do rotor é dado pelas seguintes equações, assumindo que há transferência de massa equimolar e constante entre as fases, temos:

fase líquida

$$N_L = L_{\text{mol}} dx/dv \quad (3.5)$$

fase vapor:

$$N_V = V_{\text{mol}} dy/dv \quad (3.6)$$

O número de moles transferido por unidade de volume pode também ser calculado através da equação que define a transferência de massa entre fases, de acordo com o movimento de fluxo mostrado pela Figura 3.1, temos:

fase líquida

$$N_L a_e = K_x a_e (x_A - x_A^*) \quad (3.7)$$

fase vapor

$$N_V a_e = K_y a_e (y_A^* - y_A) \quad (3.8)$$

Combinando-se as Equações 3.4 a 3.8, e assumindo fluxos molares constantes por unidade de volume, temos a seguinte relação:

$$2\pi r dr = \frac{L_{\text{mol}}}{h_a K_x a_e} \frac{dx}{(x_A - x_A^*)} = \frac{V_{\text{mol}}}{h_a K_y a_e} \frac{dy}{(y_A - y_A^*)} \quad (3.9)$$

Separando as variáveis da Equação 3.9, e integrando-as do raio interno ao externo, assumindo as vazões de vapor e líquido constantes entre as fases segundo a Teoria das Duas Resistências, temos:

$$2\pi \int_{r_i}^{r_e} r dr = \frac{L_{\text{mol}}}{h_a K_x a_e} \int_{x_{A,0}}^{x_{A,1}} \frac{dx}{(x_A - x_A^*)} = \frac{V_{\text{mol}}}{h_a K_y a_e} \int_{y_{A,2}}^{y_{A,1}} \frac{dy}{(y_A^* - y_A)} \quad (3.10)$$

Desenvolvendo o primeiro termo da integral da Equação 3.10, temos as expressões que definem os coeficientes volumétricos de transferência de massa em colunas de destilação centrífuga em cada fase e suas respectivas unidades de transferência introduzidas por Singh e colaboradores (1992).

$$\pi (r_e^2 - r_i^2) = AUT_L \cdot NUT_L \quad (3.11a)$$

$$\pi (r_e^2 - r_i^2) = AUT_G \cdot NUT_G \quad (3.11b)$$

sendo

$$AUT_L = \frac{L_{\text{mol}}}{h_a K_x a_e} \text{ e } AUT_G = \frac{V_{\text{mol}}}{h_a K_y a_e} \quad (3.12)$$

definido, como área de uma unidade global de transferência na fase líquida e da fase vapor, respectivamente e,

$$NUT_L = \int_{x_{A,0}}^{x_{A,1}} \frac{dx}{(x_A - x_A^*)} \text{ e } NUT_G = \int_{y_{A,2}}^{y_{A,1}} \frac{dy}{(y_A^* - y_A)} \quad (3.13)$$

definido como número de uma unidade global de transferência na fase líquida e da fase vapor, respectivamente.

Analogamente ao termo  $HUT$  referente a colunas convencionais, o termo  $AUT$  é definido como a área global na qual promove a mudança na composição em unidade de transferência, representando a medida direta da eficiência de separação de uma coluna rotativa. Ao passo que o termo  $NUT$ , definido pela Equação 3.13, é o mesmo derivado para colunas convencionais, referente à medida da dificuldade de separação presente em um sistema, que depende da sua volatilidade relativa e da inclinação da curva de equilíbrio. O desempenho da transferência de massa em uma determinada coluna centrífuga pode ser analisado através de um destes dois termos.

### 3.4 COEFICIENTES VOLUMÉTRICOS GLOBAIS DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA PARA LEITOS CENTRÍFUGOS

Para a determinação da expressão final para o cálculo dos coeficientes volumétricos globais de transferência de massa,  $K_y a_c$  e  $K_x a_c$ , é necessário inicialmente determinar o  $NUT$  através das equações que o definem.

Então, de acordo com a Figura 3.3, fazendo um balanço de massa entre a seção 2 do rotor, e uma outra qualquer,  $s$  temos:

$$L_{\text{mol}}(x_{A,s} - x_{A,1}) = V_{\text{mol}}(y_{A,s} - y_{A,2}) \quad (3.14)$$

Considerando a curva de equilíbrio líquido-vapor de um determinado sistema destilante ser uma reta, sua função será dada por:

$$y_{A,n}^* = m x_{A,n} + b, \text{ para } n = 0, 1, 2, s, \dots n \quad (3.15)$$

Substituindo a Equação 3.15 em 3.14, e fazendo:  $y_{A,s}^* = y_A^*$ ; e  $S = m V_{\text{mol}} / L_{\text{mol}}$ , temos:

$$y_A^* = S (y_A - y_{A,2}) + y_{A,1}^* \quad (3.16)$$

Desenvolvendo a integral da Equação 3.13 que define o  $NUT$  para fase líquida com o auxílio da Equação 3.16, temos a seguinte equação:

$$NUT_L = \frac{1}{1 - \frac{1}{S}} \ln \left[ \left( 1 - \frac{1}{S} \right) \frac{x_{A,0} - \frac{y_{A,2}}{m} + \frac{b}{m}}{x_{A,1} - \frac{y_{A,2}}{m} + \frac{b}{m}} + \frac{1}{S} \right] \quad (3.17)$$

Da mesma forma, obtemos a seguinte equação do  $NUT$  para a fase vapor:

$$NUT_G = \frac{1}{S - 1} \ln \left[ (1 - S) \frac{y_{A,1} - m x_{A,1} - b}{y_{A,2} - m x_{A,1} - b} + S \right] \quad (3.18)$$

Então, partindo das Equações 3.11a e 3.11b, as equações gerais dos coeficientes volumétricos globais de transferência de massa para ambas as fases, ficam assim definidas:

fase líquida:

$$K_x a_e = \frac{L_{mol}}{h_a A U T_L} = \frac{L_{mol} NUT_L}{\pi (r_e^2 - r_i^2) h_a} \quad (3.19)$$

fase vapor:

$$K_y a_e = \frac{V_{mol}}{h_a A U T_G} = \frac{V_{mol} NUT_G}{\pi (r_e^2 - r_i^2) h_a} \quad (3.20)$$

As equações escritas em termos de conceito de resistência à transferência de massa, envolvendo os coeficientes individuais e globais em colunas convencionais, são válidas também para colunas centrífugas como mostram as Equações 3.21 e 3.22.

$$\frac{1}{K_y a_e} = \frac{1}{k_y a_e} + \frac{m}{k_x a_e} \quad (3.21)$$

$$\frac{1}{K_x a_e} = \frac{1}{k_x a_e} + \frac{1}{m k_y a_e} \quad (3.22)$$

Os termos acima se referem ao grau de resistência ao transporte de um determinado componente em uma determinada fase. Nas Equações 3.21 e 3.22, a importância relativa de cada resistência é determinada diretamente por três fatores: o coeficiente angular da curva de equilíbrio,  $m$ , e cada um dos coeficientes de transferência individuais para a fase vapor,

$k_y$ , e para a fase líquida,  $k_x$ . Caso uma das resistências possa vir a ser negligenciável em relação à outra, o sistema é considerado resistente a uma só fase.

A magnitude do coeficiente individual de transferência  $k$  é determinada pela difusão turbilhonar e molecular de cada fase. A difusão molecular é uma propriedade do sistema e varia conforme se alteram as condições de temperatura e pressão. A difusão turbilhonar é controlada pela dinâmica dos fluidos, sendo uma função da viscosidade, do escoamento e da massa específica. Então, pode ser controlada diretamente pelas condições de projeto.

No capítulo seguinte, caracterizaremos o equipamento de destilação apresentando cada parte integrante aliada à sua respectiva função operacional.

Capítulo **4**

*Caracterização do Equipamento*

## 4.1 INTRODUÇÃO

Neste capítulo, iremos caracterizar o equipamento em questão apresentando cada parte integrante aliada à sua respectiva função operacional. Além disso, serão relatados o procedimento experimental realizado no laboratório e também a aquisição de dados para a realização dos objetivos desta pesquisa.

## 4.2 DETALHES DO EQUIPAMENTO EXPERIMENTAL

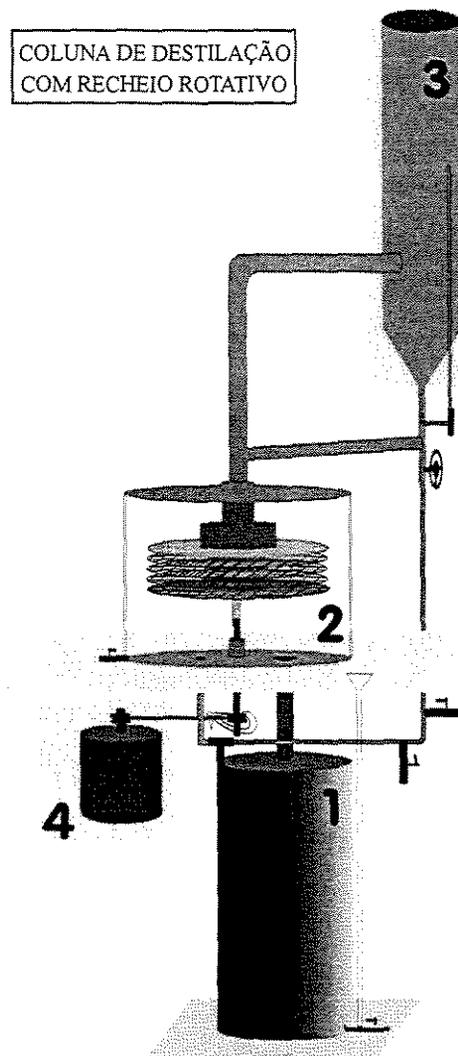


Figura 4.1 – Equipamento experimental

A coluna de destilação com recheio centrífugo consiste em quatro partes fundamentais, como mostra a Figura 4.1: o **refervedor (1)**; o **leito centrífugo (2)**; o **condensador (3)** e o **motor (4)**. Eles irão constituir os seguintes sistemas básicos:

#### 4.2.1 O fervedor

O fervedor (1), constituído por um tubo de latão de 20,5 cm de diâmetro por 61,2 cm de altura, promoveu o aquecimento elétrico envolvendo os sistemas em estudo, como mostra a Figura 4.2. Ele possuiu um cilindro sanfonado de cobre (1a), de 6,0 cm de diâmetro e 40,0 cm de comprimento, com a finalidade de direcionar o fluxo de vapor formado por este aquecimento ao interior do leito. A conexão (1b) direcionou o retorno do líquido proveniente do leito e a conexão (1c), proveniente do condensador. A válvula (1d), auxilia na retirada de alíquotas da mistura líquida para leitura de sua composição molar.

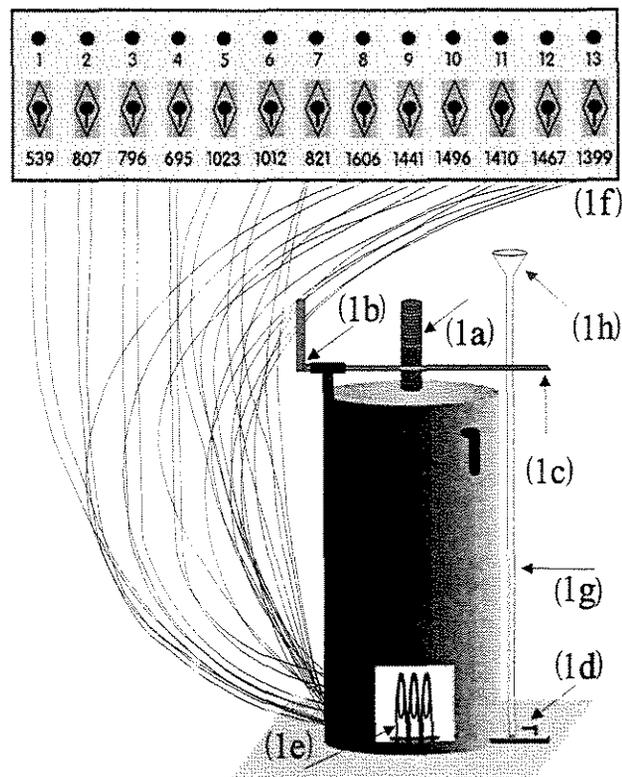


Figura 4.2 – O fervedor

Para o aquecimento do sistema, foram disponibilizadas 13 resistências elétricas (1e) de diferentes potências nominais, em *watt*, discriminadas na própria Figura 4.2. Em sua base, um flange é adaptado para eventual troca de qualquer resistência, facilitando o seu manuseio. A potência de aquecimento requerida é feita com auxílio de um painel de controle (1f) possuindo 13 chaves liga/desliga. Esta escolha está diretamente relacionada com a vazão volumétrica de destilado. Por medida de segurança, um medidor de nível (1g) constituído por uma mangueira de silicone situado na lateral do refulvedor, fornece a indicação de que todas as resistências estão encobertas pela mistura líquida, **quando desligadas**. A alimentação do equipamento (1h) foi realizada na extremidade superior desta mangueira.

#### 4.2.2 Sistema de transferência de massa - o leito centrífugo

O leito centrífugo (2), foi constituído por uma câmara de vidro (2a), de 20,0 cm de diâmetro por 15,1 cm de altura, de forma a visualizar o perfil de escoamento das correntes de vapor e líquido do sistema, como mostra a Figura 4.3. Em sua base formada por um flange de latão, estão localizados orifícios que proporcionam a entrada de vapor (2b) oriundo do refulvedor e saída do líquido (2c) fluindo em direção ao mesmo. As alíquotas provenientes do rotor são retiradas através de uma seringa de vidro (2d). Ao centro, encontra-se um selo mecânico (2e).

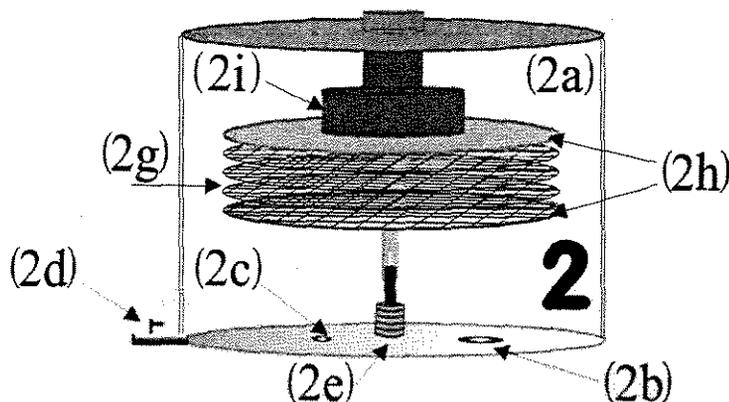


Figura 4.3 – O leito centrífugo

O rotor situado no interior do leito onde foi armazenado o recheio (2g) de 4,0 cm de altura, 16 cm de diâmetro externo e 4,4 cm de diâmetro interno, foi composto por dois flanges de latão (2h). Acima do rotor, acoplou-se um rolamento (2i) a seco de 1,8 cm de altura por 8,5 cm de diâmetro, para promover o seu movimento rotativo. Em seu interior, denominado de “olho do rotor”, encontra-se o sistema de distribuição de corrente líquida de 4,5 cm de diâmetro. Este sistema foi constituído por um conjunto de aletas de latão de 4,0 cm de comprimento por 1,7 cm de largura, sobrepostas uma a uma, em forma de “x” vistos de cima, como mostra a Figura 4.4. Esta forma de disposição das aletas tem como objetivo melhorar a distribuição da corrente líquida proveniente do refluxo da coluna, dificultando o seu arraste pela corrente de vapor.

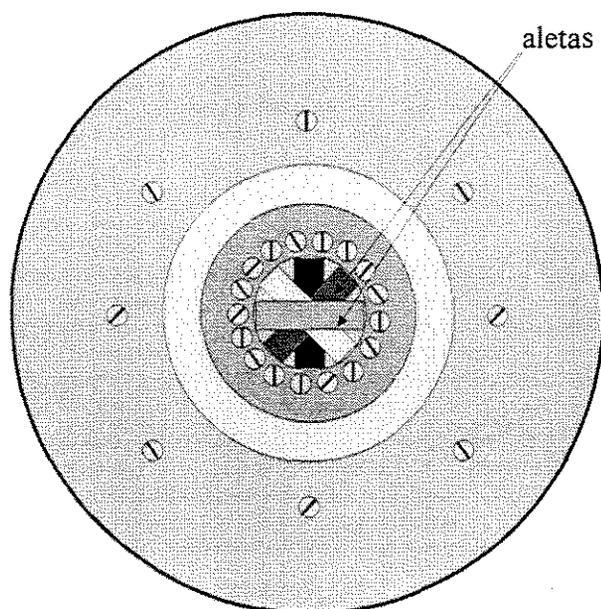


Figura 4.4 – Sistema de distribuição de líquido

### 4.2.3 O condensador

O condensador de latão (3) situado no topo da coluna, de 15,5 cm de diâmetro por 60,0 cm de altura, foi constituído por três serpentinas de cobre fornecendo uma área de troca térmica de aproximadamente,  $1,2 \text{ m}^2$ , como mostra a Figura 4.5. Ele possuiu duas conexões: uma para receber o vapor produzido durante a operação (3a), e a outra, o refluxo

para a coluna centrífuga (3b). Duas mangueiras (3c) foram conectadas com objetivo de circular a vazão da água de refrigeração, à temperatura ambiente, em direção ao interior da serpentina. Esta vazão de água necessária para a condensação do vapor ascendente foi controlada manualmente pela válvula (3d) de tal forma que o vapor condensado passe ao estado de líquido saturado. Um indicador de nível situado na lateral do condensador (3e), auxiliou em indicar a variação de queda de pressão no leito com o objetivo de podermos trabalhar em uma condição de máxima vazão de operação observando o seu aumento brusco indicador desta condição.

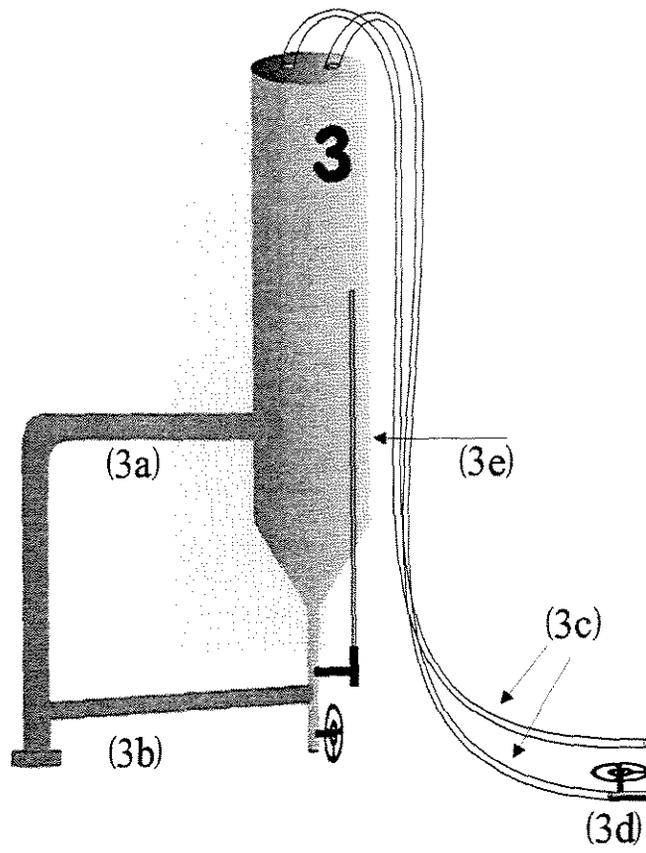


Figura 4.5 – O condensador

#### 4.2.4 Sistema de transmissão mecânica – o motor

O motor (4), possuiu um sistema de polias (4a) de 6,5 cm de diâmetro a fim de formar um campo centrífugo no interior do leito, através de seu eixo de transmissão (4b).

Este, ligado a um motor de 1,5 cv e 11 A, trabalhou-se em corrente elétrica contínua de 200 V (excitado), de acordo com a Figura 4.6.

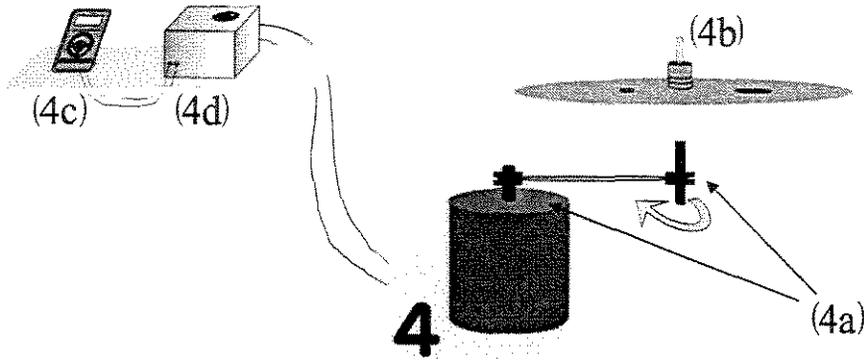


Figura 4.6 – Sistema de transmissão mecânica

Um voltímetro calibrado (4c), fez o controle da voltagem da corrente elétrica de alimentação do motor, e desta forma, controlar a velocidade de rotação do leito centrífugo através do seletor de velocidade (4d), anexado ao motor.

A calibração do voltímetro procedeu-se em ler com auxílio de um tacômetro algumas medidas de rotação e suas respectivas voltagens. De posse desses valores, fez-se um ajuste linear abrangendo o intervalo entre 300 a 2500 rpm de velocidade rotacional. A Figura 4.7 apresenta graficamente essa calibração.

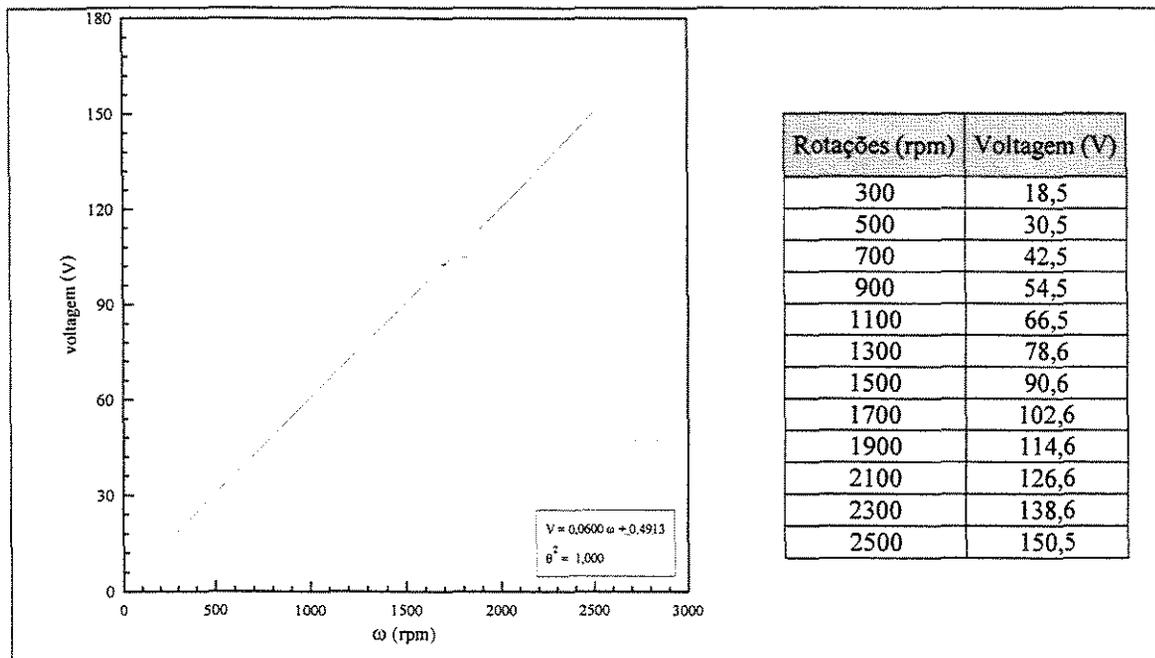


Figura 4.7 - Curva de Calibração do Voltímetro

### 4.3 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

O esquema experimental representado a seguir pela Figura 4.8 terá como propósito auxiliar na metodologia experimental desenvolvida neste trabalho.

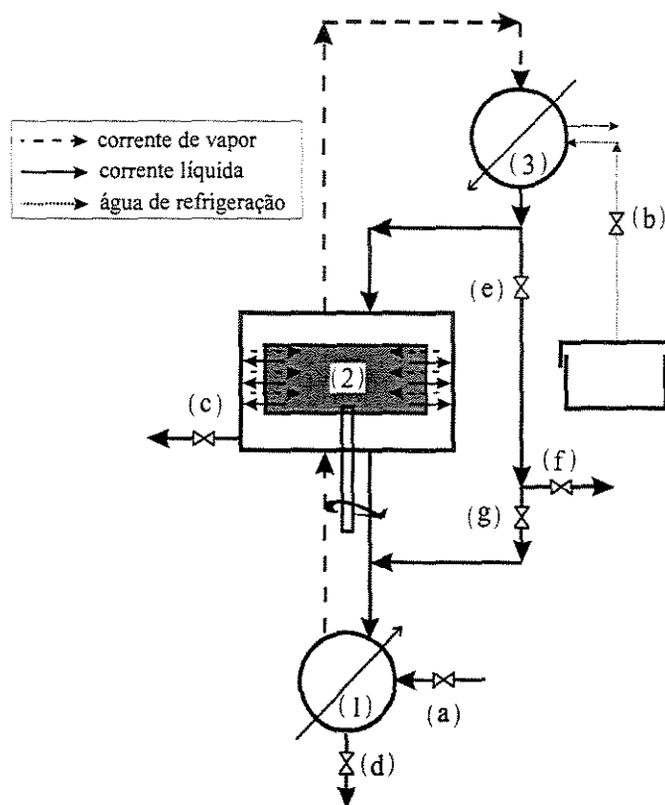


Figura 4.8 – Esquema experimental da coluna centrífuga em refluxo total e parcial

#### 4.3.1 A alimentação

Antes de iniciarmos a operação, toma-se o cuidado para que todas as válvulas estejam fechadas. A alimentação do equipamento é realizada inserindo a solução de composição molar desejada no refeedor (1), por meio da válvula (a). Procurou-se manter o sistema destilante em um nível tal para que possa abranger todas as 13 resistências existentes no refeedor, com o auxílio do medidor de nível, Figura 4.2 (1g). A seguir, inicia-se seu aquecimento acionando o painel de controle contendo um conjunto de 13 chaves, correspondentes às 13 resistências contidas no refeedor. Neste mesmo período, enquanto

que o sistema é aquecido, abre-se a válvula (b), permitindo a circulação da água de resfriamento no condensador (3).

#### 4.3.2 A operação propriamente dita

Com a vaporização da solução formada no refeedor, certa vazão volumétrica de destilado será obtida de acordo com a potência de aquecimento pré-estabelecida. Esta corrente de vapor fluirá para o leito centrífugo em sentido radial ao “olho do rotor”, passando por toda a extensão do recheio. Com isto, aciona-se o motor (4), dando início à rotação do rotor (2), ajustando-se a voltagem de acordo com a velocidade de rotação desejada.

Em seguida, a corrente de vapor percorrerá em direção ao condensador onde será totalmente condensado, retornando integralmente ao recheio já na fase líquida para operações em refluxo total. Com o auxílio do sistema de distribuição, a corrente líquida recém formada entrará em contato com o vapor ascendente em contracorrente através da área superficial do recheio, proporcionando a transferência de massa entre estas correntes. Após esse contato, a corrente líquida retorna para o refeedor iniciando um novo ciclo.

#### 4.3.3 A obtenção de dados experimentais

O procedimento a ser realizado após 30 a 35 minutos de operação (tempo estimado para observar, principalmente, os possíveis vazamentos no equipamento e a estabilidade no giro do rotor, garantindo o seu pleno funcionamento), foi a obtenção de dados experimentais. Para isso, retiraram-se a cada 15 minutos em média, três alíquotas da corrente líquida na saída do rotor, válvula (c). Mediu-se seu índice de refração a 20°C em um refratômetro Abbé, da Carl Zeiss, com tolerância de um a dois décimos de milésimo em cada conjunto de três alíquotas. Repetiu-se este procedimento até tornar esse índice constante, caracterizando-se o **estado estacionário do equipamento**. Atingida a estabilidade, retiraram-se em três locais diferentes da coluna, no refeedor, na saída do

rotor e no condensador, seringas (**d**, **c**, e **f**, respectivamente), três alíquotas para cada ponto calculando a média aritmética dessas três alíquotas habilitando a realização de todos os cálculos de balanços de massa e energia, coeficientes e unidades de transferência de massa.

Por fim, mediu-se também a cada conjunto de três ensaios lidos, a vazão volumétrica do condensado. Para isso, descarregou-se o líquido acumulado no condensador, abrindo-se totalmente ou parcialmente a válvula (**e**), dependendo do tipo de refluxo (total ou parcial, descrita em seguida). Imediatamente após o fim desta descarga, coletou-se o destilado em uma proveta durante 10 segundos, obtendo-se a vazão volumétrica do condensado em mililitros por segundo.

#### 4.3.4 A operação em refluxo parcial

A operação da coluna em refluxo parcial, que se caracteriza pela devolução à coluna como refluxo, de apenas uma parte do vapor totalmente condensado, diferencia-se da operação em refluxo total nos seguintes casos:

- a) em refluxo parcial, a válvula (**e**) é aberta parcialmente de modo que permita a retirada de uma fração de vapor condensado;
- b) a fração do vapor condensado retirado pela válvula (**e**) é dirigida como alimentação ao refeedor, através da válvula (**g**).

Dos itens (a) e (b) concluiu-se que a vazão de vapor condensado que atinge o topo da coluna foi dividida em duas correntes: a primeira retorna ao rotor da coluna centrífuga como refluxo e a outra foi retirada da coluna como produto final do processo de destilação.

As medidas dessas duas correntes foram realizadas experimentalmente da seguinte forma: inicialmente com as válvulas (**e**), (**f**) e (**g**), nas posições parcialmente aberta, aberta e fechada, respectivamente, determinou-se a vazão volumétrica de destilado. Em seguida, com a válvula (**e**) totalmente aberta, determinou-se a nova vazão de vapor condensado. A diferença entre esta vazão e a vazão volumétrica de destilado forneceu a vazão do líquido que retorna como refluxo ao rotor da coluna centrífuga.

O controle da válvula (e), que determina a vazão volumétrica de destilado em regime parcial, é feito por meio de marcações na própria válvula, mantida na posição parcialmente aberta, correspondente a cada razão de refluxo.

Todo este procedimento experimental pode ser repetido variando-se:

- o sistema destilante,
- o tipo de recheio;
- a potência de aquecimento no refeedor;
- velocidade de rotação do rotor;
- o regime de operação da coluna: em refluxo total ou parcial;
- concentração molar do componente mais volátil no refeedor.

Os dados experimentais e os balanços de massa e energia do equipamento para cada regime de operação são apresentados respectivamente, nos Anexos A e C.

#### 4.4 O ENCHIMENTO DO ROTOR

Nascimento (1999) utilizou dois tipos de recheio de anéis de Raschig cerâmico envolvendo o sistema *n*-hexano/*n*-heptano, (*r01* e *r02*). Sabe-se que os recheios randômicos, e em particular, os anéis de Raschig, são os mais baratos e previamente o mais amplamente utilizado. Porém, por ser de material cerâmico eles são frágeis e possuem, de um modo geral, área superficial específica inferior em relação aos recheios estruturados, Kister (1992). Desta forma, objetivou-se neste trabalho estudar, além desses, um tipo de recheio estruturado constituído por telas de arame, (*e01* e *e02*). Com este arranjo sistemático, é possível obter um recheio bastante uniforme de elevada área superficial e porosidade. A Tabela 4.1 apresenta as características e dimensões desses recheios.

Tabela 4.1 – Características de recheios randômicos e estruturados

recheio	tipo	$d_{pi}$ (cm)	$d_{pe}$ (cm)	$h_R$ (cm)	$\varepsilon$	$a_p$ (m <sup>-1</sup> )	$\sigma_c$ (dina/cm)
Anéis de Raschig - <i>r01</i>	randômico	0,50	0,90	0,90	0,62	627	61
Anéis de Raschig - <i>r02</i>	randômico	0,40	0,70	0,70	0,55	765	61
Tela de arame - <i>e01</i>	estruturado	-	-	-	0,74	2109	75
Tela de arame - <i>e02</i>	estruturado	-	-	-	0,82	1446	75

O recheio estruturado *e01* constituiu em um total de 35 camadas cilíndricas de tela de arame sobrepostas uma a uma no interior do rotor formando um orifício de 1 mm de diâmetro, como mostra a Figura 4.8. Já o recheio estruturado *e02*, possuiu 24 camadas.



Figura 4.8 – Representação das camadas do recheio estruturado

#### 4.5 MEDIDA DA COMPOSIÇÃO MOLAR

O conhecimento das composições molares no refeedor, nos leitos centrífugos e no condensador foi necessário principalmente para o cálculo das propriedades físicas do sistema destilante, os coeficientes globais e as unidades de transferência de massa.

O procedimento adotado para este fim, baseou-se em uma calibração da mistura líquida do sistema em questão e em relação ao seu índice de refração  $\eta$ , já que os componentes puros possuem índices de refração diferentes. Na Tabela 4.2, são apresentadas algumas propriedades físicas dos componentes puros, e no Anexo B, são apresentadas as propriedades físicas dos sistemas etanol/água e *n*-hexano/*n*-heptano.

Tabela 4.2 - Propriedades físicas dos componentes puros

componente	Fabricante	Pureza (%)	$MM$ (g/gmol)	$T_{eb}$ (°C) a 760 mmHg	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> ) a 20°C	$\eta$ a 20°C
etanol <sup>(1)</sup>	Nuclear	99,5	46,07	78,40	789,0	1,3622
água <sup>(1)(3)</sup>	-	-	18,02	100,0	998,0	1,3335
<i>n</i> -hexano <sup>(2)</sup>	Carlo Erba	99,5	86,18	68,17	613,7	1,3749
<i>n</i> -heptano <sup>(2)</sup>	Carlo Erba	99,5	100,21	98,14	641,1	1,3876

Fonte: (1) Reid (1987); (2) reagente da Carlo Erba; (3) água destilada

A calibração constituiu-se no preparo de várias soluções de etanol/água e *n*-hexano/*n*-heptano cujas composições molares foram medidas através do seu índice de refração a 20°C por meio do refratômetro. A partir desses dados, construiu-se uma curva de calibração da composição molar do componente mais volátil versus índice de refração, representada nas Figuras 4.9 e 4.10. Com isso, foi possível obter a composição molar do componente em todos os pontos da coluna rotativa para um dado índice de refração lido no refratômetro.

Em seguida, apresentaremos a análise dos resultados obtidos de acordo com a metodologia experimental descrita no presente capítulo e as equações desenvolvidas para o cálculo dos coeficientes e unidades de transferência de massa apresentadas no Capítulo 3.

Sistema Etanol/Água

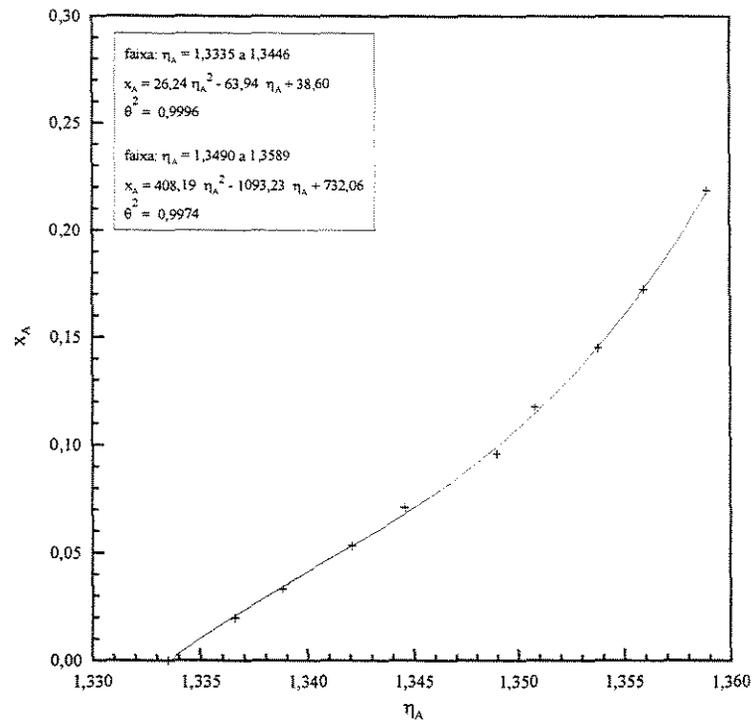


Figura 4.9 – Curva de Calibração do sistema Etanol/Água

Sistema *n*-Hexano/*n*-Heptano

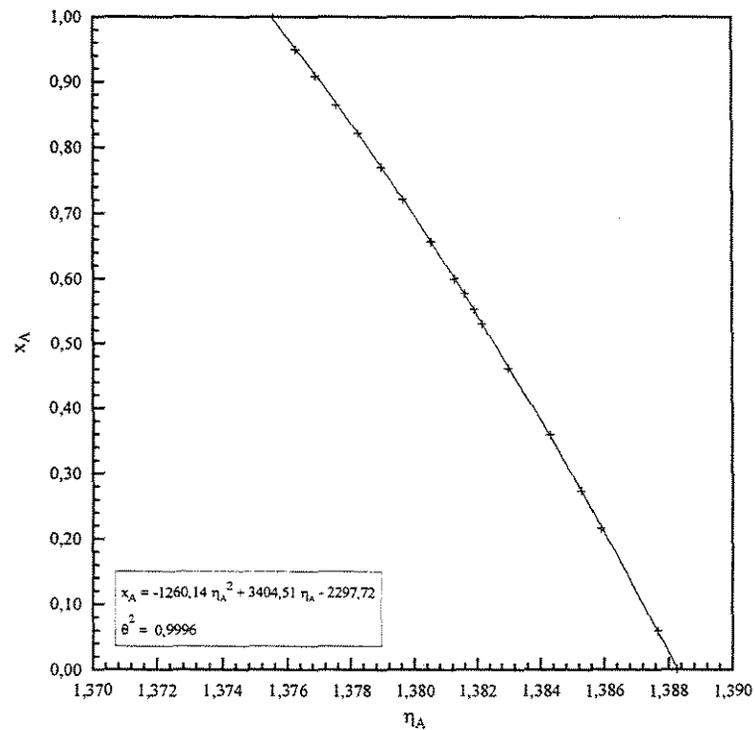


Figura 4.10 – Curva de Calibração do sistema *n*-Hexano/*n*-Heptano

Capítulo **5**

*Apresentação e Análise de  
Resultados*

## 5.1 INTRODUÇÃO

No capítulo anterior mostramos o procedimento e a metodologia experimental do equipamento. A seguir, será apresentada uma discussão dos resultados obtidos na coluna rotativa bem como a sua faixa de operação. Os dados experimentais estão apresentados no Anexo A. Os métodos de cálculo das variáveis de operação e propriedades físicas estão apresentados no Anexo B.

Muitos são os fatores que influenciam o desempenho do contato vapor-líquido. E é em busca do aumento deste desempenho é que surgem novos equipamentos. Estes fatores influenciam a taxa de transferência de massa com maior ou menor intensidade dependendo também da maneira de como este contato líquido-vapor é oferecido pelo equipamento.

Para atingirmos os objetivos deste trabalho, discutiremos o efeito de parâmetros sobre o coeficiente volumétrico de transferência de massa na fase vapor para os sistemas etanol/água e *n*-hexano/*n*-heptano. Os parâmetros abordados são: sistema destilante, tipo de recheio, velocidade do rotor, fluxo mássico de vapor, razão de refluxo e concentração de *n*-hexano, conforme mencionado no capítulo anterior. A Tabela 5.1 apresenta as condições operacionais em detalhes impostas no equipamento.

Tabela 5.1 – Condições operacionais do equipamento

<b>Sistema destilante:</b> etanol/ água ( 2 – 5 )% em moles <i>n</i> -hexano/ <i>n</i> -heptano ( 3 – 78 )% em moles		
<b>Tipo de recheio</b>	$a_p$ (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	$\varepsilon$
anéis de Raschig – r01	627	0,62
anéis de Raschig – r02	765	0,55
telas de arame – e01	2109	0,74
telas de arame – e02	1446	0,82
<b>Velocidade de rotação do rotor:</b> (300 – 2500 rpm / 5 – 316 g)		
<b>Razão de refluxo - RR:</b>	total (ambos os sistemas) parcial, RR = 1, 2, 3 (sistema <i>n</i> -hexano/ <i>n</i> -heptano)	

Além disso, correlações empíricas são propostas referentes ao  $K_y a_e$  para cada sistema destilante baseadas nos dados obtidos experimentalmente. Iniciaremos a discussão apresentando a análise desses parâmetros.

## 5.2 ANÁLISE DOS PARÂMETROS SOBRE O COEFICIENTE VOLUMÉTRICO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA

### 5.2.1 Influência do sistema destilante

Para discutirmos a influência do sistema destilante no comportamento do  $K_y a_e$ , os sistemas etanol/água e *n*-hexano/*n*-heptano, foram analisados por possuírem propriedades físicas distintas em se tratando tanto da formação de suas respectivas interfaces através da tensão superficial como a do equilíbrio líquido-vapor. O cálculo do  $K_y a_e$  foi realizado mediante a Equação 3.21, no Capítulo 3.

A literatura indica que propriedades físicas tais como: tensão superficial, gradiente de tensão superficial e a viscosidade influenciam significativamente na eficiência do contato líquido-vapor.

A Figura 5.1 apresenta a relação entre o  $K_y a_e$  e a velocidade de rotação em refluxo total para mesma velocidade superficial de vapor e faixa de concentração onde os valores da inclinação da curva de equilíbrio,  $m$ , entre os dois sistemas são similares. De acordo com esta condição, ocorreram as seguintes situações: a influência da velocidade de rotação no aumento do valor do  $K_y a_e$  para o sistema *n*-hexano/*n*-heptano foi bem acentuada nos dois tipos de recheios, fato não observado para o sistema etanol/água; e a predominância de maiores valores de  $K_y a_e$  envolvendo o sistema *n*-hexano/*n*-heptano.

Comparando-se ambos os sistemas, verificamos que como a mistura etanol/água possui uma tensão superficial maior (25,3 dina/cm, em média) quando comparado ao sistema *n*-hexano/*n*-heptano (13,2 dina/cm, em média) é provável que esta propriedade afete mais significativamente no  $K_y a_e$  de um sistema que o outro dependendo do contato entre o líquido e o vapor do equipamento no processo de separação. Porém, é conveniente destacarmos que os recheios envolvidos neste trabalho são perfeitamente molháveis para

ambos os sistemas, de acordo com a tensão superficial crítica do material (vide Tabela 4.1) pertencente a cada recheio ser superior a tensão superficial de cada sistema mencionado acima, segundo Zisman (1964).

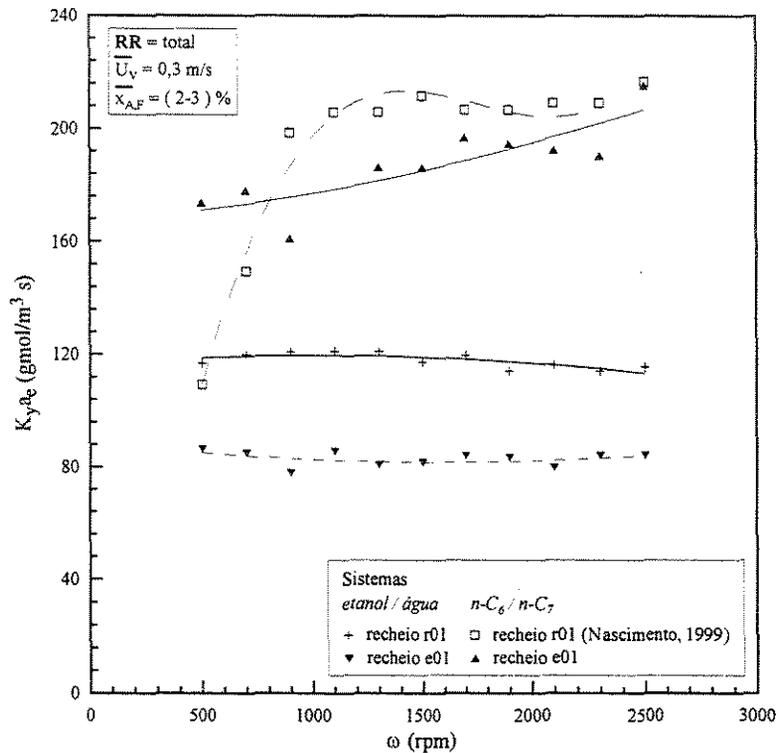


Figura 5.1 – Influência do sistema destilante no  $K_y a_e$

Segundo Zuiderweg e Harmens (1958), em equipamentos como as colunas de pratos, por exemplo, onde o gás (ou vapor) é disperso em meio líquido na forma de pequenas bolhas, característica de sistemas positivos, com gradiente de tensão superficial positivo, isto é, o componente mais volátil possuindo menor tensão superficial, o sistema etanol/água apresenta maior eficiência.

Nestes sistemas positivos, o efeito da estabilização das bolhas na dispersão, provocado pela variação da tensão superficial pode ser explicado da seguinte maneira, segundo King (1980): durante a destilação, o líquido contido na espuma encontra-se mais pobre no componente mais volátil nos locais onde a película é mais fina. Como o sistema em questão é positivo, o componente mais volátil possui a menor tensão superficial. Então, nas regiões onde o líquido é mais pobre no componente mais volátil, o líquido irá apresentar uma tensão superficial maior do que nas regiões mais espessas adjacentes à

película. O gradiente de tensão superficial que se forma nesta superfície produz uma força impulsora provocando o fluxo de líquido na região de maior tensão superficial. Conseqüentemente, as regiões de película mais finas se tornam mais espessas e reforçam, proporcionando estabilidade das bolhas na dispersão.

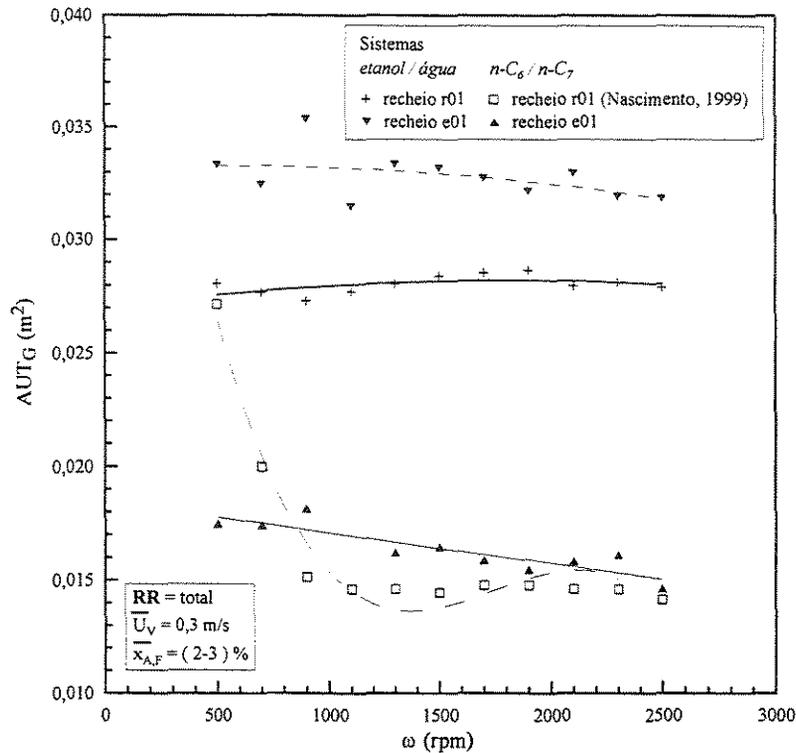
Este fenômeno não é apresentado pelo sistema *n*-hexano/*n*-heptano, pois este apresenta a formação de bolhas grandes e gotas (“*spray*”), característica presente em sistemas neutros (sem gradiente de tensão superficial) e negativos, com gradiente de tensão superficial negativo, isto é, o componente mais volátil possuindo maior tensão superficial, causando redução da área interfacial e, portanto, da eficiência de separação.

Por outro lado, nos equipamentos onde o líquido é a fase dispersa, o favorecimento da formação de gotas ou filmes, apresentado pelos sistemas neutros e negativos, pode aumentar a formação de maior área interfacial e, portanto, do aumento da eficiência. As colunas centrífugas pertencem a esse grupo de equipamentos incluindo as colunas convencionais.

O aumento da aceleração centrífuga no rotor leva à formação de camadas mais finas de filmes líquidos e maiores fluxos mássicos, segundo Ramshaw (1983), favorecendo o sistema *n*-hexano/*n*-heptano, como mostrou a Figura 5.1, apesar do sistema etanol/água situar-se próximo à região de inundação, fato que irá ser discutido posteriormente.

Uma outra questão a ser considerada nessa discussão é a relação entre a velocidade do gás e do líquido. Esta relação altera consideravelmente a distribuição de líquido, conforme mencionado por Ranshaw e Burns (1996) discutido na Revisão Bibliográfica. Como a massa molar entre etanol e a água é bastante distinta, a relação  $U_V/U_L$  é muito maior para este sistema do que para o *n*-hexano/*n*-heptano.

Pela Figura 5.2, o efeito da velocidade de rotação também foi mais pronunciado para o sistema *n*-hexano/*n*-heptano no aumento da eficiência da coluna, representada pelo termo  $AUT_G$ , situação não observada para o sistema etanol/água. Uma melhor performance envolvendo o sistema *n*-hexano/*n*-heptano foi adquirida em colunas centrífugas, seguindo a mesma justificativa quando foi discutida a influência do sistema destilante no  $K_y a_e$ .


 Figura 5.2 – Influência do sistema destilante no  $AUT_G$ 

### 5.2.2 Influência do tipo de recheio

Em se tratando da influência do tipo de recheio da coluna centrífuga no  $K_y a_e$ , teremos as seguintes situações: comparação entre recheios randômicos,  $r01$  e  $r02$ , e estruturado  $e01$  e a comparação entre recheios estruturados,  $e01$ ,  $e02$  e sem recheio. Em cada comparação envolveu o mesmo sistema destilante.

De acordo com a Figura 5.3a, envolvendo o sistema  $n$ -hexano/ $n$ -heptano a um fluxo de  $0,3 \text{ kg/m}^2\text{s}$ , foi observada uma forte dependência linear do  $K_y a_e$  em relação ao aumento da velocidade de rotação para o recheio  $e01$ . Por outro lado, o recheio  $r02$ , obteve maiores valores de  $K_y a_e$  em relação aos demais recheios apresentados, principalmente em relação ao recheio  $e01$ , apesar deste possuir uma grande área superficial de  $2109 \text{ m}^2/\text{m}^3$  e uma maior porosidade de  $0,74$ , frente aos recheios randômicos.

Mesmo assim é importante destacarmos a grande influência da velocidade rotacional na presença do recheio estruturado, pois ela proporcionou uma melhor distribuição de

líquido entre as 35 camadas de arame do recheio aliada à melhor distribuição e formação de filmes mais finos de líquido devido ao aumento desta velocidade.

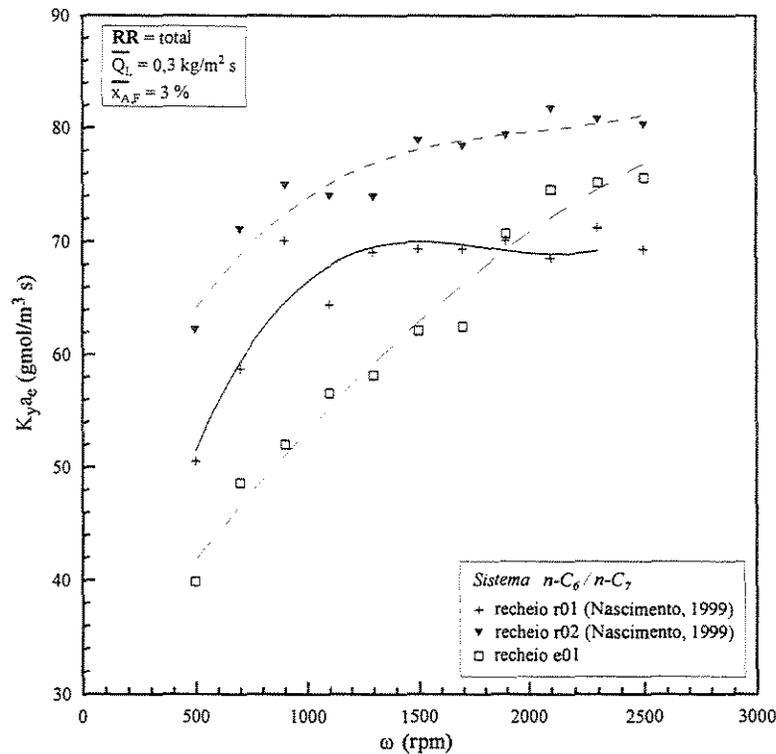
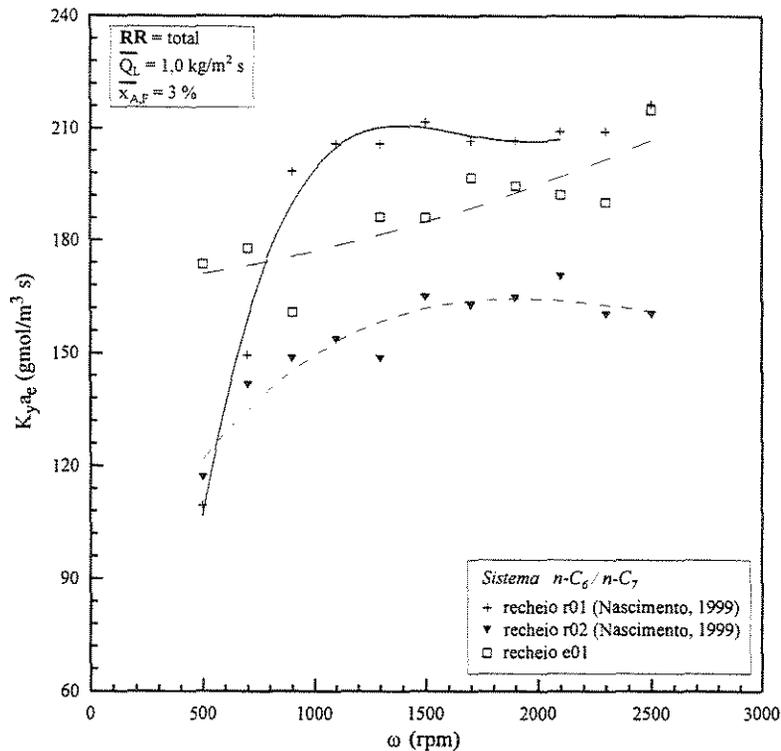


Figura 5.3a – Influência do tipo de recheio no  $K_y a_e$

Já para um fluxo maior,  $1,0 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$ , esta forte dependência linear entre o coeficiente de transferência e a velocidade de rotação foi menos acentuada, porém os valores de  $K_y a_e$  foram bem maiores que o caso anterior aproximando-se daqueles que envolvem o recheio r01, como mostra a Figura 5.3b. Neste caso, foi caracterizada a vantagem de o recheio r01 e e01, possuir maior porosidade e área superficial específica em relação ao recheio r02, como forma de aumentar a capacidade e eficiência da coluna.

Notamos que, em cada tipo de recheio, seja randômico ou estruturado, existe uma característica própria em seu efeito diante do  $K_y a_e$  ou da eficiência da coluna. O mesmo acontece em equipamentos convencionais.


 Figura 5.3b – Influência do tipo de recheio no  $K_y a_e$ 

Em se tratando do sistema etanol/água, a um fluxo de  $0,3 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$ , houve uma superioridade nos valores de  $K_y a_e$  acima de  $1500 \text{ rpm}$  utilizando o recheio *e01* frente ao randômico *r01*, como mostra a Figura 5.3c. Para este sistema e nesta faixa de operação, foram ressaltadas a maior capacidade e maior eficiência que o recheio estruturado proporciona a coluna.

Além disso, os recheios, *r01* e *r02*, apresentaram um valor máximo de  $K_y a_e$  na faixa de  $500$  a  $1100 \text{ rpm}$ . Fora deste intervalo, não se fez valer a influência da formação do campo centrífugo na coluna com o aumento da velocidade rotacional até  $2500 \text{ rpm}$ .

Observou-se ainda que, comparando as Figuras 5.3a e 5.3c, o sistema etanol-água apresentou maiores valores de  $K_y a_e$  frente ao sistema *n*-hexano/*n*-heptano. Isto ocorreu devido ao sistema etanol/água possuir entre seus componentes puros uma diferença significativa entre suas massas molares, e conseqüentemente, possuindo maiores velocidades superficiais de vapor chegando a ser três vezes superior em relação ao sistema *n*-hexano/*n*-heptano, nesta faixa de concentração e fluxo mássico de líquido.

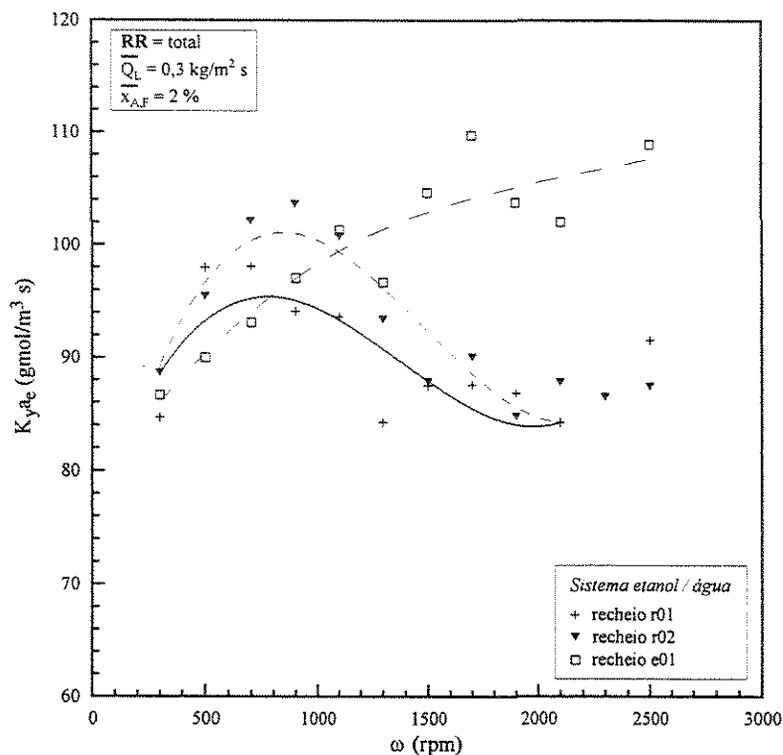


Figura 5.3c – Influência do tipo de recheio no  $K_y a_e$

A Figura 5.3d mostra a comparação entre os recheios estruturados tipo tela de arame envolvendo o sistema *n*-hexano/*n*-heptano, e em especial, na ausência de recheio. Como era esperado, o recheio *e01* de maior área superficial e maior porosidade, possuiu ao longo da faixa de velocidade de rotação, maiores valores de  $K_y a_e$  em relação ao recheio *e02*, de menor área superficial e menor porosidade, pois este possuiu menor número de camadas de telas de arame no rotor, 24 no total.

Nesta situação onde o recheio *e02* esteve em desvantagem em relação às 35 camadas pertencentes ao recheio *e01*, proporcionou uma distribuição de líquido menos eficiente, cuja característica é o principal problema encontrado nos recheios em forma de telas ou grades sobrepostos em camadas, segundo Coulson (1983).

O fato mais importante ocorrido no gráfico apresentado pela Figura 5.3d foi à obtenção de maiores valores de  $K_y a_e$  em relação à condição de ausência de recheio na coluna como também era esperado.

Este fato é de suma importância para validar não somente a influência da área superficial do recheio no contato líquido-vapor, mas principalmente, na própria função do recheio em promover este contato para transferência de massa.

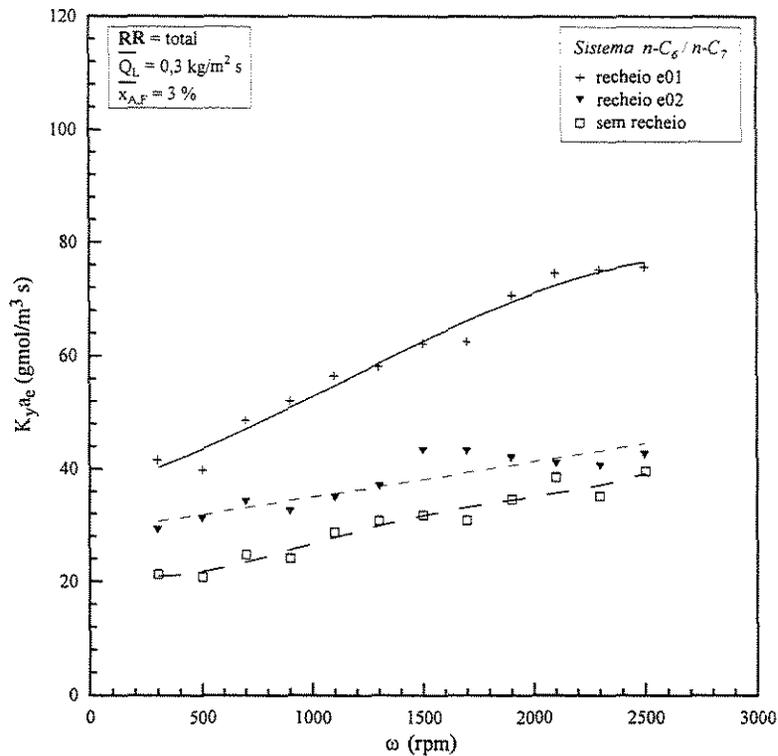


Figura 5.3d – Influência do tipo de recheio no  $K_y a_e$

### 5.2.3 Influência da velocidade do rotor

As Figuras 5.4a a 5.4c apresentam o efeito da velocidade de rotação da coluna sobre o  $K_y a_e$ . Para a discussão específica deste parâmetro, trabalhou-se em diferentes fluxos de líquido operando em refluxo total envolvendo cada sistema destilante.

Em relação ao sistema etanol/água podemos observar de um modo geral, pela Figura 5.4a, que não houve influência da velocidade rotacional para cada fluxo mássico de líquido com recheio randômico, mantendo-se praticamente constante os valores de  $K_y a_e$ , semelhante a colunas de recheio convencionais. Na região de limite máximo de operação, o valor de  $K_y a_e$  apresentou uma leve queda (cerca de 13%) com aumento da velocidade de rotação.

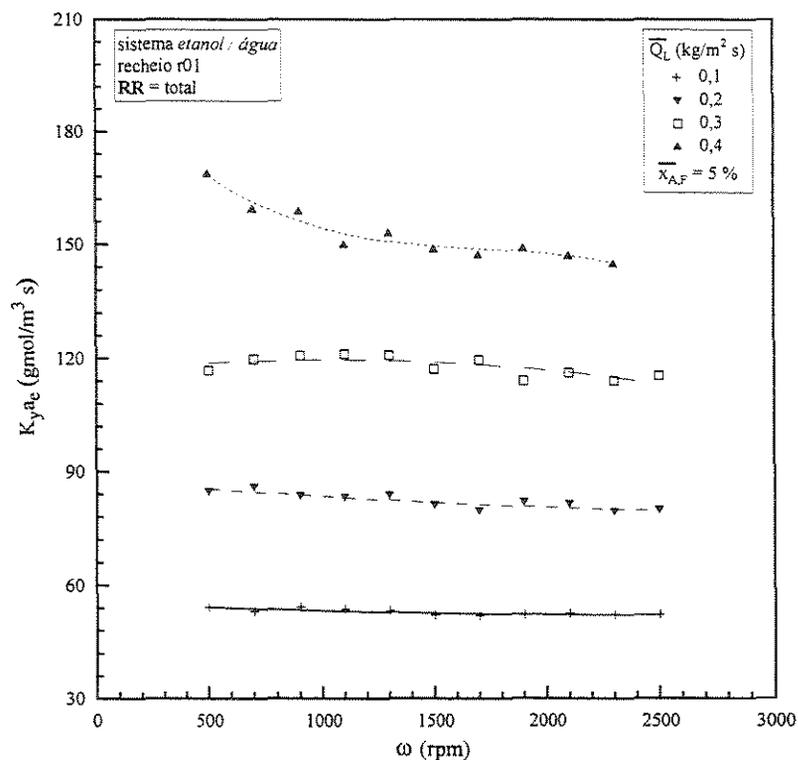
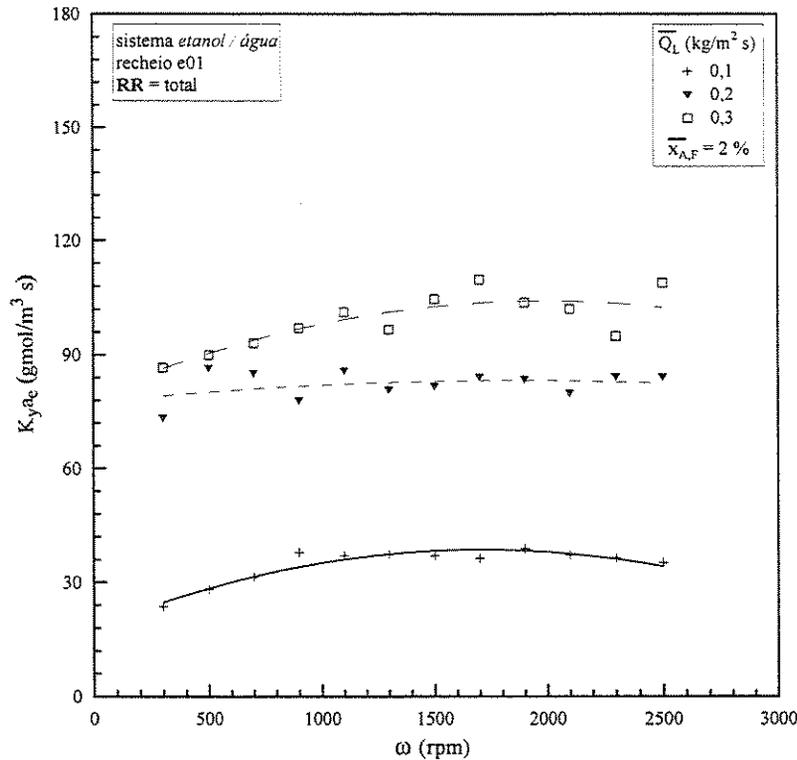


Figura 5.4a – Influência da velocidade de rotação no  $K_{y,a_e}$

Este mesmo comportamento foi verificado com os demais recheios, conforme a Figura 5.4b. Somente foi observado que na presença do recheio *e01*, e em vazão máxima de operação o  $K_{y,a_e}$  apresentou um leve aumento (cerca de 22%) com o aumento da velocidade rotacional, de forma contrária à situação apresentada acima.


 Figura 5.4b – Influência da velocidade de rotação no  $K_y a_e$ 

No que diz respeito ao sistema *n*-hexano/*n*-heptano, pela Figura 5.4c podemos observar que praticamente não houve, a exemplo da análise anterior, influência da velocidade de rotação em  $K_y a_e$  para baixos fluxos de líquido, 0,05 a 0,1 kg/m<sup>2</sup>s, devido ao baixo grau de molhamento do recheio no rotor quando operado em tais fluxos mássicos. Para fluxos acima de 0,3 kg/m<sup>2</sup>s, houve um aumento gradativo dos coeficientes em relação à velocidade de rotação. A dispersão entre estes pontos foi considerável devido à proximidade de operação na região de limite máximo.

Este mesmo comportamento foi observado pelo sistema etanol/água envolvendo o mesmo recheio, *e01*; por Liu e colaboradores (1996) através da dessorção do etanol; e por Nascimento (1999) trabalhando-se com o mesmo sistema destilante utilizando os recheios *r01* e *r02*.

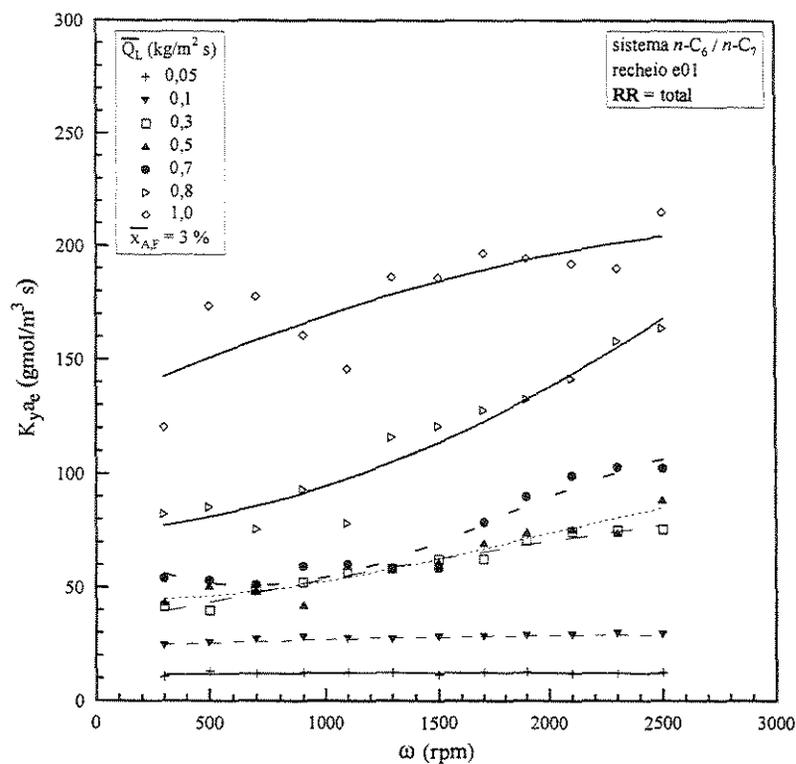


Figura 5.4c – Influência da velocidade de rotação no  $K_{y,a_e}$

O mesmo efeito apresentado acima foi obtido para soluções concentradas, ou seja, o aumento gradativo do  $K_{y,a_e}$  em relação à velocidade de rotação para fluxos acima de  $0,3 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ , como mostra a Figura 5.4d. Como visto anteriormente, a dispersão entre estes pontos também foi considerável devido à proximidade de operação na região de limite máximo.

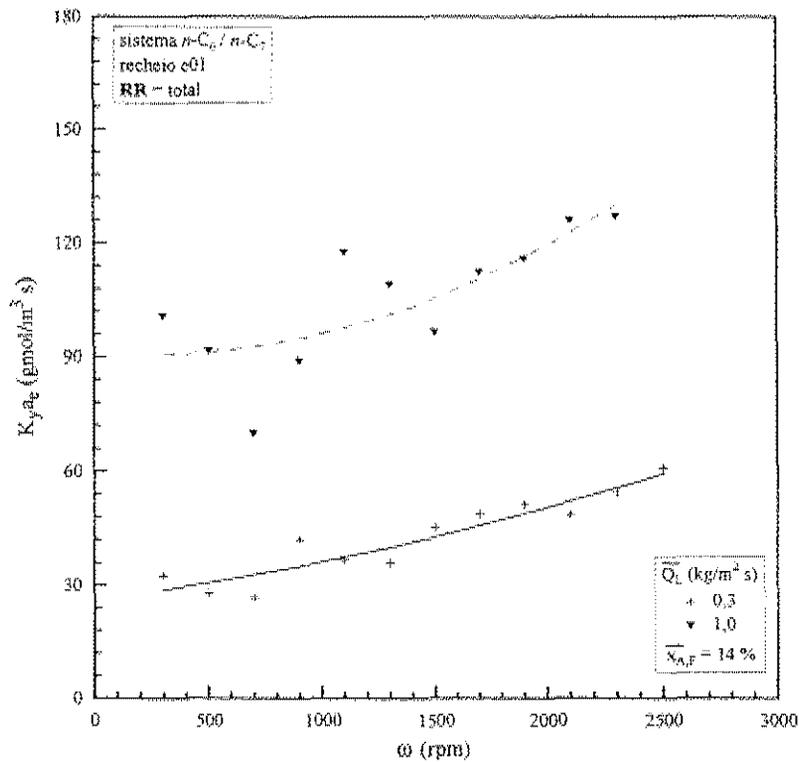


Figura 5.4d – Influência da velocidade de rotação no  $K_y a_e$

Este aumento gradativo do  $K_y a_e$  em relação à velocidade de rotação influencia diretamente no valor da eficiência da coluna centrífuga representada pelo termo  $AUT_G$ , independente do sistema destilante envolvido. A Figura 5.5 apresenta a influência do  $AUT_G$  e a velocidade de rotação do rotor para cada fluxo mássico de líquido. A verificação da diminuição do  $AUT_G$  em relação ao aumento da velocidade rotacional implicou no aumento da eficiência da coluna, também observado por Singh e colaboradores (1992), comprovando não somente a influência desse parâmetro, como também a aplicação promissora das colunas centrífugas.

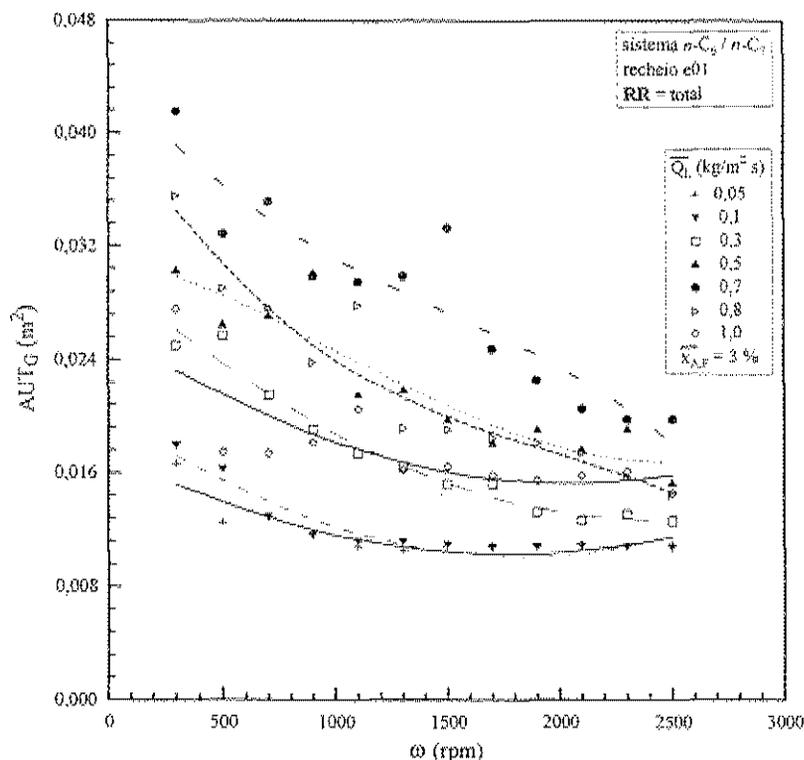


Figura 5.5 – Influência da velocidade de rotação no  $AUT_G$

#### 5.2.4 Influência do fluxo mássico de vapor

O  $K_y a_c$  possui uma forte dependência linear quanto ao efeito do fluxo mássico de vapor na coluna centrífuga principalmente no sistema etanol/água, apresentadas pelas Figuras 5.6a e 5.6b. Por outro lado, esta dependência praticamente não acontece em relação à velocidade rotacional, como mencionado anteriormente. Todas as curvas correspondentes a cada valor de  $\omega$ , mantiveram uma mesma tendência traduzindo esta condição.

Ao contrário desta situação, na Figura 5.6b, foi observado o efeito da velocidade de rotação, na região próxima ao limite de inundação da coluna ocasionando uma pequena variação no  $K_y a_c$ , de 700 a 2300 rpm, para um fluxo de  $0,3 \text{ kg/m}^2 \cdot s$  utilizando recheio  $e01$ .

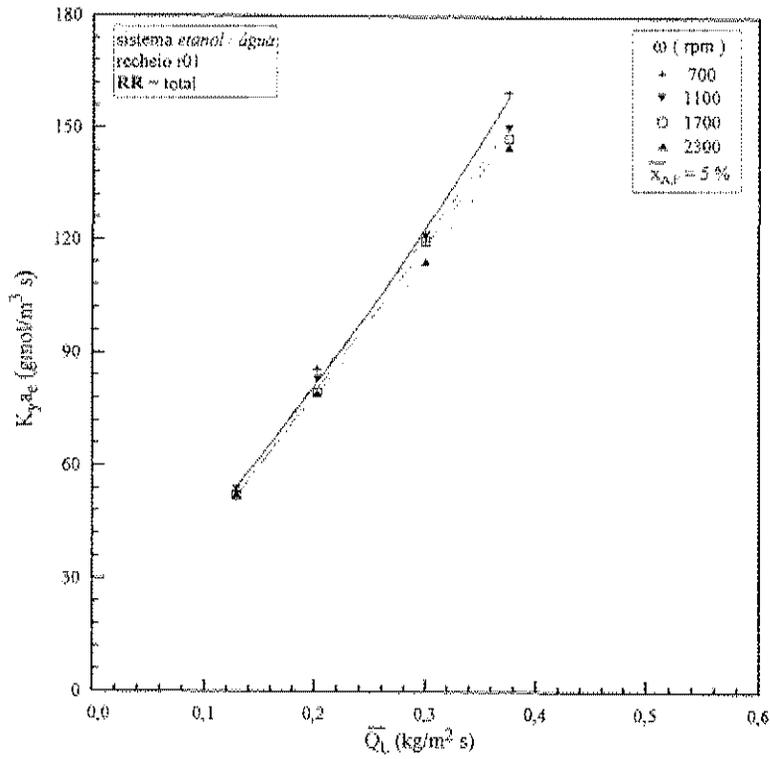


Figura 5.6a – Influência do fluxo mássico de vapor no  $K_y a_e$

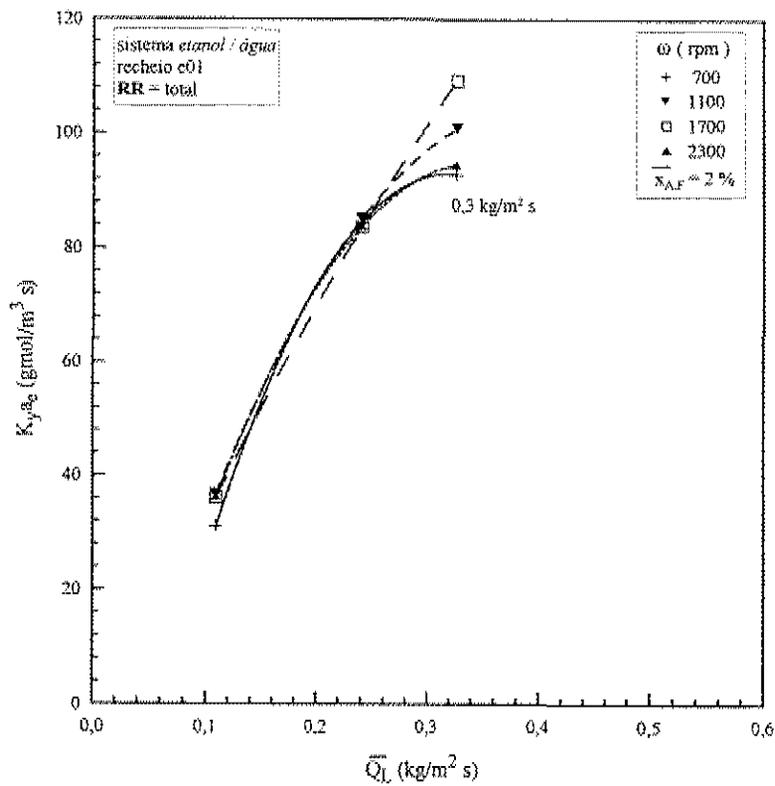


Figura 5.6b – Influência do fluxo mássico de vapor no  $K_y a_e$

A Figura 5.6c mostra que a dependência quanto ao efeito do fluxo mássico de vapor no  $K_y a_e$  também foi observada para o sistema *n*-hexano/*n*-heptano. Neste caso, o efeito da velocidade rotacional se fez presente, exceto em baixos fluxos mássicos (em torno de  $0,1 \text{ kg/m}^2\text{s}$ ) aonde foi obtida uma dependência linear com o  $K_y a_e$ , como visto anteriormente. De uma maneira geral, esse mesmo comportamento foi obtido por Kumar e Rao (1990) e Sandilya e colaboradores (2001) em trabalhos experimentais em absorção.

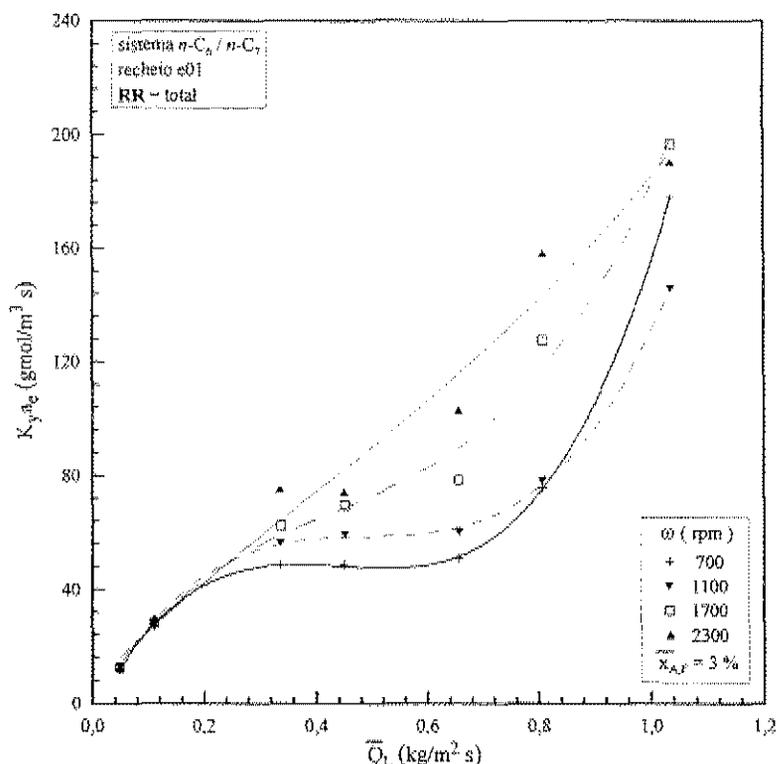
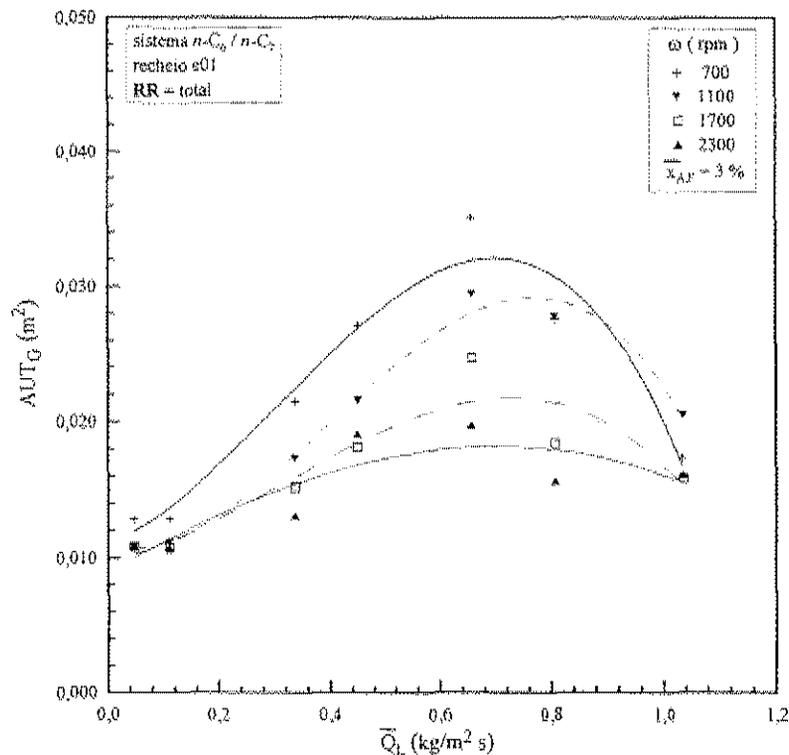


Figura 5.6c – Influência do fluxo mássico de vapor no  $K_y a_e$

Para a mesma situação acima, em relação à eficiência da coluna, temos um aumento significativo da eficiência a partir de  $0,7 \text{ kg/m}^2\text{s}$ , com o aumento da vazão de líquido a uma faixa de 700 a 2300 rpm, como mostra a Figura 5.6d. Um fato importante a destacar foi que mesmo trabalhando-se a vazões próximas à considerada máxima de operação, que será posteriormente discutida, obteve-se uma tendência de crescimento na eficiência da coluna nesta faixa de rotação.


 Figura 5.6d – Influência do fluxo mássico de vapor no  $AUT_G$ 

### 5.2.5 Influência da razão de refluxo

A Figura 5.7a apresenta o efeito da razão de refluxo da coluna em baixa concentração com recheio estruturado  $e01$  para o sistema  $n$ -hexano/ $n$ -heptano no  $K_y a_e$  fixando o fluxo mássico de líquido. O comportamento do equipamento centrífugo sobre este efeito em relação às colunas convencionais foi semelhante, pois foi obtido com o aumento da razão de refluxo até a condição de refluxo total (máxima separação), um crescimento no  $K_y a_e$ , com uma diferença: a influência da velocidade de rotação. O seu aumento na coluna proporcionou um leve crescimento nos valores de  $K_y a_e$ , mais significativo em refluxo 3,0 e refluxo total refletindo também no aumento da eficiência da coluna.

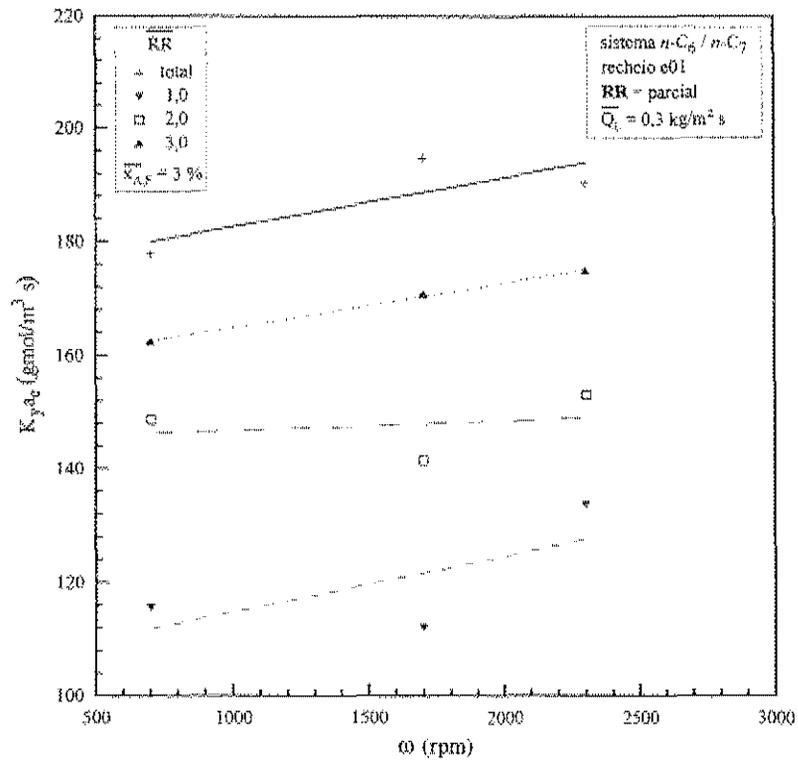


Figura 5.7a – Influência da razão de refluxo no  $K_y a_v$

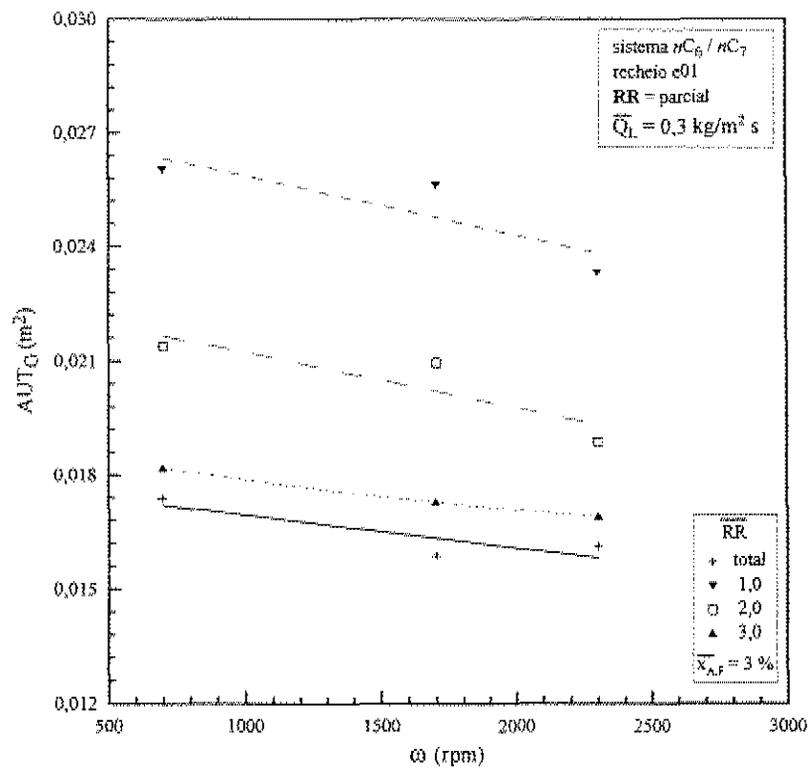


Figura 5.7b – Influência da razão de refluxo no  $AUT_G$

Relacionar  $K_y a_c$  (ou  $AUT$ ), com a razão de refluxo não é uma tarefa simples, pois alterando a razão de refluxo implica em alterar a força motriz ( $x_A^* - x_A$ ), bem como a eficiência no contato líquido-vapor. Conforme mencionamos anteriormente, a razão  $U_V/U_L$  influencia significativamente na hidrodinâmica no interior do recheio, e a razão de refluxo modifica justamente esta relação entre as velocidades superficiais.

### 5.2.6 Concentração de *n*-hexano

A concentração de misturas líquidas exerce uma forte influência na determinação experimental das unidades de transferência que representam a capacidade e a eficiência em colunas de destilação e absorção. Duncan e colaboradores (1942) e Smith (1953) estudaram a influência do coeficiente angular da curva de equilíbrio,  $m$ , sobre os valores de  $HUT$  para colunas convencionais. Essa influência ocorre devido a certos fatores como a diferença entre as propriedades físicas e termodinâmicas em cada sistema destilante. Em alguns destes sistemas,  $m$  varia consideravelmente com a concentração. Por exemplo, no sistema etanol/água,  $m$  varia de 13 até  $\frac{1}{2}$ ; já o sistema *n*-hexano/*n*-heptano, varia de 2 até  $\frac{1}{2}$ .

O coeficiente angular  $m$  altera significativamente a força motriz de separação, além de alterar a participação relativa dos coeficientes individuais de transferência de massa  $k_x$  e  $k_y$  sobre o termo  $K_y$ , como mostra a Equação 5.1.

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m}{k_x} \quad (5.1)$$

Por este motivo, é dito que no processo de destilação não se pode desprezar nenhuma das resistências individuais.

Devido ao sistema *n*-hexano/*n*-heptano possuir comportamento de sistema ideal, ao contrário do sistema etanol/água, por conveniência, estudou-se o efeito da concentração envolvendo o primeiro sistema. A Figura 5.8a apresenta o efeito da concentração de *n*-hexano no refeedor presente sobre o  $K_y a_c$ . Para a faixa de concentração de *n*-hexano (em torno de 15% até 65% em moles) foi observado um aumento do  $K_y a_c$  com o aumento da velocidade de rotação. Este fato representou mais uma vez a relevância e a vantagem em

se trabalhar com colunas rotativas aplicando-se mais uma variável de operação, a velocidade de rotação, no intuito de obtenção de maiores valores de  $K_y a_e$ .

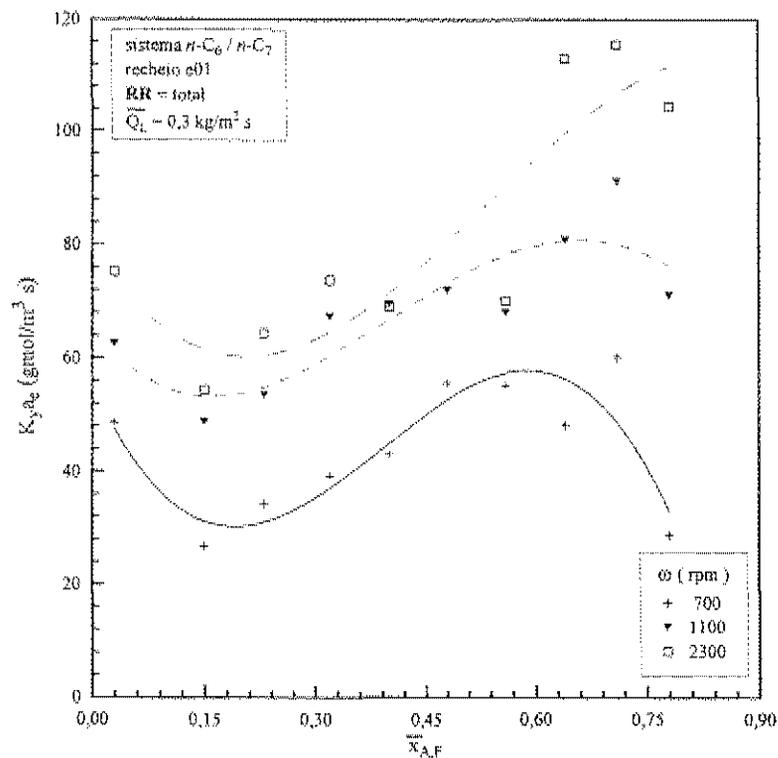
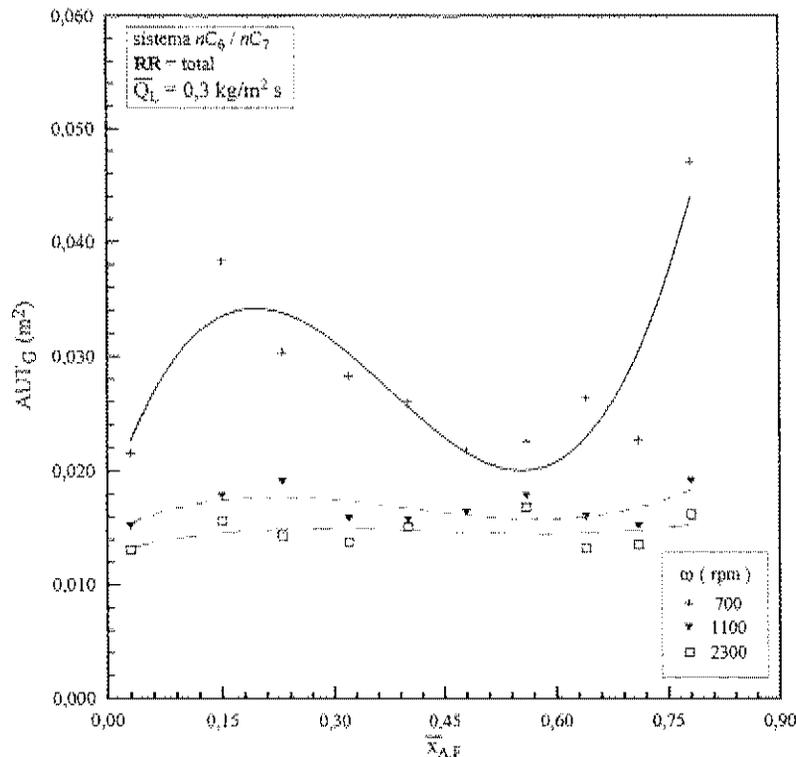


Figura 5.8a – Influência da concentração no refeedor de *n*-hexano no  $K_y a_e$

Da mesma maneira que o crescimento da velocidade de rotação influenciou no aumento dos valores  $K_y a_e$  nessa faixa de concentração de *n*-hexano no refeedor, a eficiência da coluna rotativa também seguiu esta tendência com o crescimento da velocidade de rotação, sendo que para maiores valores acima de 1100 rpm, praticamente não houve influência da eficiência da coluna nesta faixa de concentração a uma dada rotação, conforme mostra a Figura 5.8b. O efeito da concentração em relação à eficiência nas colunas de recheio não é conhecido na literatura, uma vez que diferentemente da coluna de pratos, o perfil de concentração é contínuo. Esta análise em colunas de recheio só é possível em unidades pequenas, com pequena variação de concentração entre a entrada e a saída da coluna.


 Figura 5.8b – Influência da concentração no refervedor de *n*-hexano no  $AUI_G$ 

### 5.3 LIMITE MÁXIMO DE OPERAÇÃO DA COLUNA

O limite de operação em colunas de recheio é determinado pela sua capacidade de inundação. A capacidade de inundação de uma coluna consiste essencialmente em determinarmos a vazão de vapor no leito pelo qual o líquido começa a inundá-lo, Piché (2001).

Tomando-se como base esta situação, a potência de aquecimento (vide Figura 4.2, 1f) foi variada desde a condição mínima de operação até a máxima no refervedor para diferentes velocidades de rotação, mantendo certa concentração do componente mais volátil no refervedor. Observou-se que as determinações destes limites exigem que essa potência seja aumentada com muito cuidado até a ocorrência de inundação da coluna.

De acordo com a Figura 5.9, o ponto de inundação ocorre quando o líquido condensado não consegue mais retornar à coluna acumulando-se na base do condensador, ou seja, é uma região onde a queda de pressão aumenta rapidamente ao mesmo tempo em

que diminui a eficiência de transferência de massa, devido ao grande arraste de líquido nesta região. Neste ponto o ensaio não consegue estabilizar-se.

No presente trabalho, a queda de pressão não foi determinada, porém a sua ordem de grandeza foi determinada por meio de um indicador de nível conectado à base do condensador, conforme a Figura 5.9. Este indicador permite observar a altura de líquido requerida para que ocorra o escoamento de refluxo de líquido para o interior do rotor pela ação da força da gravidade. No intervalo de 1000 a 4600 W, esta altura de líquido oscilou de 1 a 4 cm, para o sistema *n*-hexano/*n*-heptano. A partir desta potência, a coluna de líquido deu um salto atingindo cerca de 60 cm de altura, equivalendo a uma queda de pressão de 4,0 kPa e a formação de um acúmulo de cerca de 2,0 litros desde a base do condensador até o “olho do rotor” (vide Figura 4.3), dificultando a operação em estado estacionário do equipamento. O mesmo ocorreu para o sistema etanol-água, porém a partir de 7500 W de potência.

Nestas situações, as realizações de experimentos com vazões maiores requerem a utilização de uma bomba com a finalidade de bombear o refluxo de líquido proveniente do condensador, fato descartado para as pretensões deste trabalho.

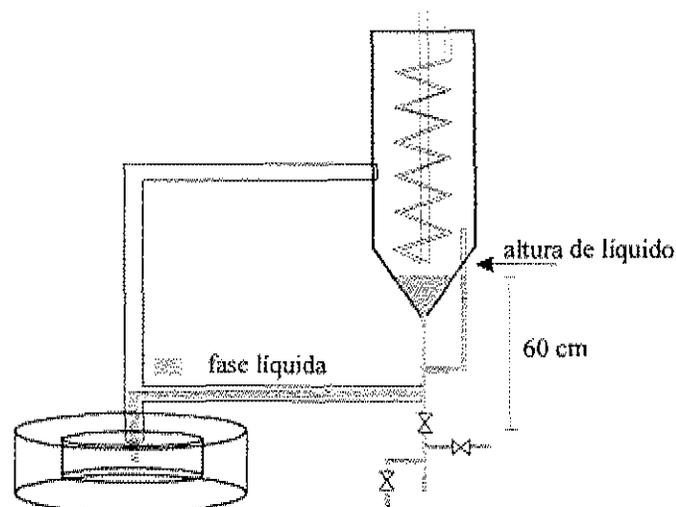


Figura 5.9 – Escoamento da fase líquida

Dois trabalhos já mencionados no Capítulo 2 envolvendo o processo de destilação serviram de parâmetro para comparar essa queda de pressão na presente coluna: Kelleher e Fair (1996) e Lin e colaboradores (2002). A Tabela 5.1 mostra a comparação entre os

volumes de recheio estruturados no rotor a uma mesma rotação e fator de capacidade do vapor,  $F_V$ .

Tabela 5.2 – Queda de pressão em leitos centrifugos com recheio estruturado entre 1000 e 1200 rpm e  $F_V = 0,6 \text{ m/s (kg/m}^3)^{1/2}$

equipamento	volume de recheio	$\overline{\Delta P}$ (kPa)
Presente trabalho	$7,356 \times 10^{-4}$	4,0
Kelleher e Fair (1996)	$3,880 \times 10^{-2}$	3,5
Lin e colaboradores (2002)	$5,339 \times 10^{-3}$	0,7

De acordo com a Tabela 5.1 o equipamento deste trabalho apresentou maior queda de pressão em um menor volume de recheio em relação aos demais rotores. Isto se deve principalmente à porosidade do recheio utilizado ser menor do que a dos outros dois trabalhos. Assim sendo, foi considerada aqui, a vazão correspondente a esta queda de pressão como o limite máximo de operação da coluna para os dois sistemas destilantes presentes neste trabalho.

Uma maneira de predizermos a vazão de inundação de uma coluna de recheio convencional é a utilização da correlação gráfica generalizada apresentada por Sherwood e colaboradores (1938) para recheios randômicos, como mostra a Figura 5.10. Os grupos graficamente representados são:

$$Y = \frac{U_v^2 a_p}{g \varepsilon^3} \left( \frac{\rho_v}{\rho_l} \right) \left( \frac{\mu_l}{\mu_w} \right)^{0,2} \quad (a) \quad F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}} \quad (b) \quad (5.2)$$

Essa correlação tem sido amplamente usada na indústria há anos e aplicada previamente em tecnologia *HIGEE*. Segundo Ramshaw (1983), as características de inundação são idênticas entre as colunas de destilação centrífugas e convencionais, bastando substituir o termo  $g$  da Equação 5.2a por  $r\omega^2$ , com  $\omega$  variável, ocasionando altas velocidades de inundação. No ponto de inundação, a área disponível para o fluxo  $Q_{L,f}$ , é igual a  $2 \pi r_i h$ , pois de acordo com Ramshaw (1983), a inundação ocorre na região situada no raio interno do rotor. Kelleher e Fair (1996), indicaram que esta correlação superestimou

em 8% enquanto que Singh e colaboradores (1992), indicaram uma predição até 60% maior, dependendo do tipo de recheio utilizado.

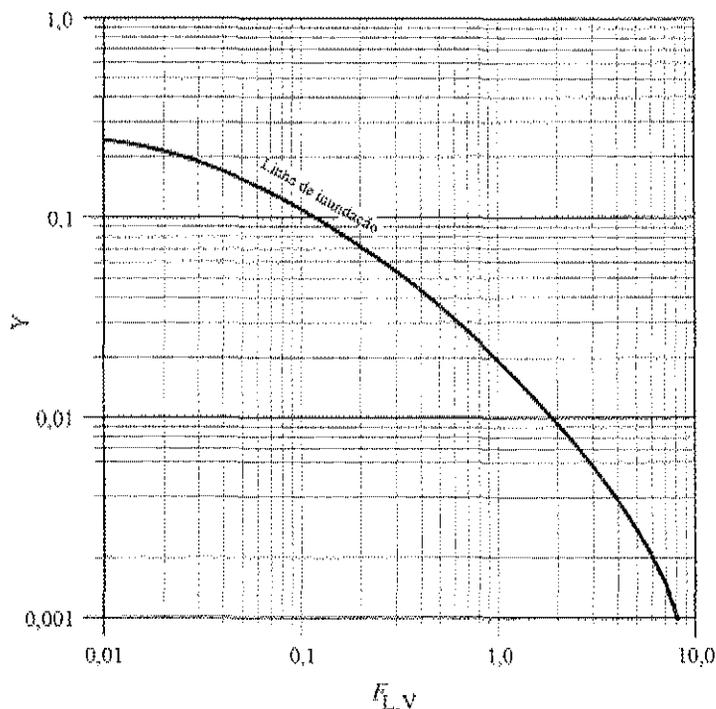


Figura 5.10 – Correlação generalizada de Sherwood e colaboradores (1938) para vazões de inundação em colunas recheadas

No presente estudo, a velocidade superficial de cada sistema foi predita por essa correlação e calculada por meio dos dados experimentais obtidos e apresentados nas Tabelas 5.2 e 5.3.

Tabela 5.3 – Predição da velocidade superficial do vapor para o sistema n-hexano/n-heptano

recheio: randômico – r01						
$\omega$ (rpm)	500	700	900	1100	1300	1500
$U_V$ (m/s) – predito	0,88	1,23	1,58	1,94	2,29	2,64
$U_V$ (m/s) – experimental	1,05	1,06	1,06	1,06	1,06	1,06

Pela Tabela 5.2, foi verificado que para o sistema n-hexano/n-heptano, houve uma predição satisfatória em torno de 20% na correlação de Sherwood modificada para baixas velocidades de rotação (até 700 rpm). Acima deste valor, as diferenças foram muito significativas mesmo considerando-se os erros apresentados por essa predição. Por englobar muitos tipos de recheios randômicos e componentes, foi observado que a própria

curva de inundação de Sherwood, possuiu um erro de 20%. Tanto Fair como Singh verificaram que a velocidade de inundação aumenta com o aumento da velocidade de rotação. Como se pode ver pela Tabela 5.2, este aumento não foi observado pelas velocidades de inundação experimentais, mantendo-se praticamente constante ao longo de uma determinada faixa de velocidade rotacional.

Esta grande discrepância entre os resultados experimentais e os preditos por Fair e Singh, nos levou a um questionamento se as velocidades encontradas acima seriam correspondentes ao ponto de inundação. A seguir, vamos expor a análise sobre os seguintes aspectos mencionados nos trabalhos de Fair e Singh:

- Verificou-se que Fair determinou a velocidade de inundação considerando-se a brusca queda na eficiência de separação, e Singh, com o brusco aumento na queda de pressão que ocorre na região de inundação. Conforme mencionado anteriormente, foi obtido no nosso trabalho um brusco aumento da queda de pressão, de 1-4 cm para 60 cm de coluna de líquido com um leve aumento na vazão de vapor. Este aumento, exceto na região de inundação, não está descrito em nenhum dos trabalhos disponíveis na literatura. No entanto, como vimos na Seção 5.3, não foi obtida nenhuma queda na eficiência de separação na proximidade desta velocidade;
- Como a queda de pressão medida neste trabalho não corresponde apenas ao rotor, mas também inclui as quedas de pressão obtidas nas tubulações e conexões envolvidas nos fluxos de líquido e vapor, foi analisada a possibilidade destes elementos estarem causando esta queda de pressão. Verificando-se as dimensões destas tubulações, mínimo de 9,5 mm (3/8") para líquido e 2,5 cm (1") para vapor, seria pouco provável que estes elementos causassem esta elevação;
- Observou-se em ambos os trabalhos que a alimentação do líquido foi realizado através de uma bomba e a velocidade de rotação estudada foi no máximo de 1000 rpm. Além disso, ambos trabalham com recheios estruturados de alta porosidade. Estas características podem gerar a possibilidade de mudança no tipo de escoamento no interior do recheio acarretando um brusco aumento de queda de pressão (e queda na eficiência de separação) em velocidades bem maiores. A predição da velocidade de inundação obtida para o sistema etanol/água esteve mais distante da obtida para o sistema *n*-hexano/*n*-heptano. Somente até 500 rpm houve uma predição de cerca de

20% na correlação de Sherwood modificada. Também foi observado que a velocidade máxima de operação para ambos os sistemas e recheios não foram muito diferentes, em torno de 0,8-1,0 cm/s para recheio randômico e 0,7-0,8 cm/s para recheio estruturado;

Tabela 5.4 – Predição da velocidade superficial do vapor para o sistema etanol/água

<b>recheio: randômico – r01</b>						
$\omega$ (rpm)	500	700	900	1100	1300	1500
$U_V$ (m/s) – predito	0,69	1,14	1,59	2,03	2,51	2,97
$U_V$ (m/s) – experimental	0,95	0,91	0,92	0,94	0,94	0,93

- A queda na eficiência obtida por Fair, não é uma regra mandatária, principalmente para recheios estruturados. Na literatura encontram-se diferentes tipos de comportamentos da eficiência com a vazão de vapor, incluindo o aumento da eficiência com aumento da velocidade de vapor conforme encontrado aqui neste trabalho. Neste caso, o limite de operação é regido pela queda de pressão aceitável para a operação.

Pelo exposto acima, nos leva a indicar que a velocidade máxima operada neste trabalho refere-se ao ponto de inundação, porém não iremos afirmar aqui, que esta corresponde à velocidade de inundação e que a correlação de Sherwood modificada para colunas centrífugas não é válida para estes recheios.

Para tal, recomenda-se um estudo mais detalhado, com medidas de queda de pressão no rotor e utilização de uma bomba para refluxo de líquido.

Observa-se, porém, que essa velocidade é o limite máximo de operação para esta configuração da coluna, regido pela queda de pressão aceitável.

#### 5.4 FAIXA DE OPERAÇÃO ENTRE OS SISTEMAS DESTILANTES

Devido à grande diferença entre as entalpias de vaporização entre os dois sistemas, as vazões de vapor obtidas para o sistema etanol/água são bem inferiores que para o sistema *n*-hexano/*n*-heptano. Conforme mostra a Tabela 5.4, em condições de refluxo total, para o sistema etanol/água a faixa de operação esteve entre 0,1 a 0,7 kg/m<sup>2</sup>s para os recheios randômico e estruturado. Em relação ao sistema *n*-hexano/*n*-heptano, a faixa de operação

para o recheio estruturado foi de 0,05 a 2,0 kg/m<sup>2</sup>s. Observou-se que existiu apenas uma pequena faixa comum de fluxo mássico entre os dois sistemas. Conseqüentemente, como vimos na seção 5.2.1, a análise comparativa entre os dois sistemas no que diz respeito à transferência de massa e eficiência tornou-se limitada, pois no caso do sistema etanol/água em algumas análises, a operação foi mantida próxima à região de inundação da coluna, ao contrário do outro sistema.

Tabela 5.5 – Faixa de operação da coluna

Sistema	tipo de recheio	$\bar{Q}_{L1}$ (kg/m <sup>2</sup> s)
Etanol / Água	randômico - <i>r01</i>	0,1 - 0,7
Etanol / Água	estruturado - <i>e01</i>	0,1 - 0,7
<i>n</i> -Hexano / <i>n</i> -Heptano	estruturado - <i>e01</i>	0,05 - 2,0

Um outro aspecto a ser observado é que apesar de ambos os sistemas serem operados a refluxo total (vazões molares do líquido e vapor iguais) conforme mencionamos, a relação entre as vazões volumétricas entre o líquido e o vapor é bem diferente para o sistema etanol/água, diferentemente do sistema *n*-hexano/*n*-heptano. Esta relação contribui de forma significativa nos limites de operação da coluna (a curva de secagem e inundação).

## 5.5 DETERMINAÇÃO DA CORRELAÇÃO EMPÍRICA REFERENTE AO COEFICIENTE VOLUMÉTRICO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA

Este trabalho propôs três correlações empíricas referentes ao coeficiente volumétrico de transferência de massa para fase vapor: duas para o sistema etanol/água e a outra para o sistema *n*-hexano/*n*-heptano.

Estas correlações para tal determinação foram obtidas através do estudo dos grupos adimensionais utilizando o método  $\pi$  de Buckingham, a partir das propriedades físicas dos componentes do sistema e dos parâmetros operacionais relevantes ao processo.

Com a aquisição dos resultados obtidos experimentalmente verificou-se que os coeficientes dependem dos seguintes parâmetros: velocidade de vapor, viscosidade dinâmica, área superficial específica, diâmetro efetivo do recheio e aceleração centrífuga.

De acordo com a Equação 5.3, esses resultados foram distribuídos em três grupos adimensionais: Reynolds, Grashof e Schimidt, tomando-se como referência um equipamento desenvolvido por Kelleher e Fair (1996), semelhante à coluna de destilação rotativa desenvolvida neste trabalho.

$$K_y a_e \left( \frac{R T_{sat,K} d_p}{a_p D_v P} \right) = A(1) Re_v^{A(2)} Gr_v^{A(3)} Sc_v^{A(4)} \quad (5.3)$$

Como análise final verifica-se que o  $K_y a_e$  engloba números adimensionais importantes áreas no campo dos Fenômenos de Transporte, uma vez que o Número de Reynolds é um importante parâmetro na Mecânica dos Fluidos, o Número de Grashof está presente em Transferência de Massa e de Calor. Os coeficientes A(1), A(2), A(3) e A(4), foram calculados através do método de mínimos quadrados, resultando nas seguintes correlações:

- Sistema etanol/água – recheio randômico (r01 e r02)

$$K_y a_e \left( \frac{R T_{sat,K} d_p}{a_p D_v P} \right) = 2,949 \cdot 10^{-5} Re_v^{0,8041} Gr_v^{0,02076} Sc_v^{-11,16} \quad (5.4)$$

A Equação 5.4 é válida para refluxo total, em concentrações na faixa de 2 a 5% de etanol. A correlação entre os valores do  $K_y a_e$  experimental e o calculado através desta equação, indicou um erro máximo dentro de  $\pm 23\%$ , como mostra a Figura 5.11.

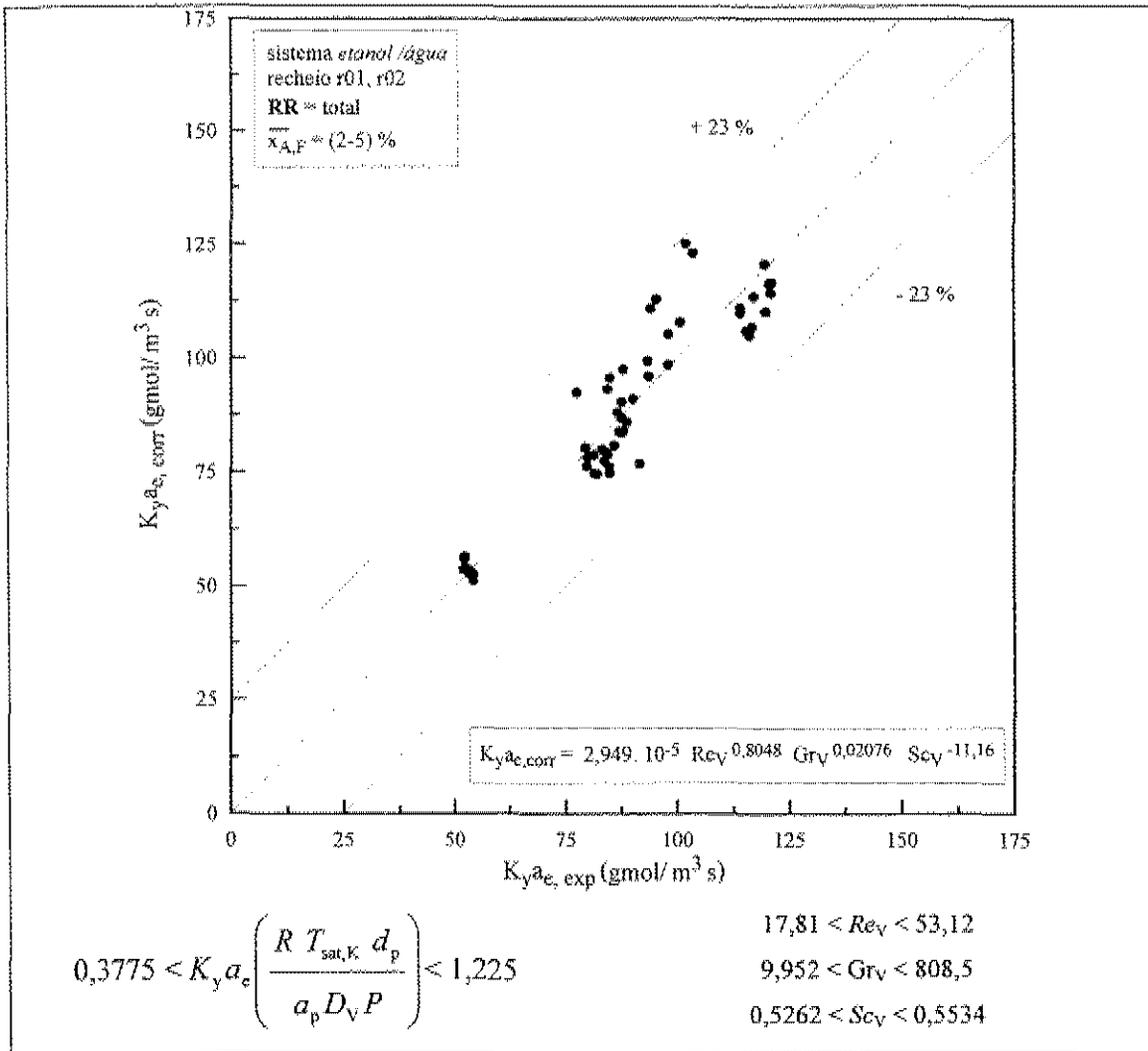


Figura 5.11 – Comparação entre os coeficientes volumétricos calculados e experimentais envolvendo o sistema etanol/água com recheio randômico

- Sistema etanol/água – recheio estruturado (e01)

$$K_y a_e \left( \frac{R T_{sat,K} d_p}{a_p D_V P} \right) = 7,800 \cdot 10^{-5} Re_V^{0,7162} Gr_V^{0,03602} Sc_V^{-6,588} \quad (5.5)$$

A Equação 5.5 é válida para refluxo total, em concentrações a 2% de etanol. A correlação entre os valores do  $K_y a_e$  experimental e o calculado através desta equação, indicou um erro máximo dentro de  $\pm 10\%$ , como ilustra a Figura 5.12.

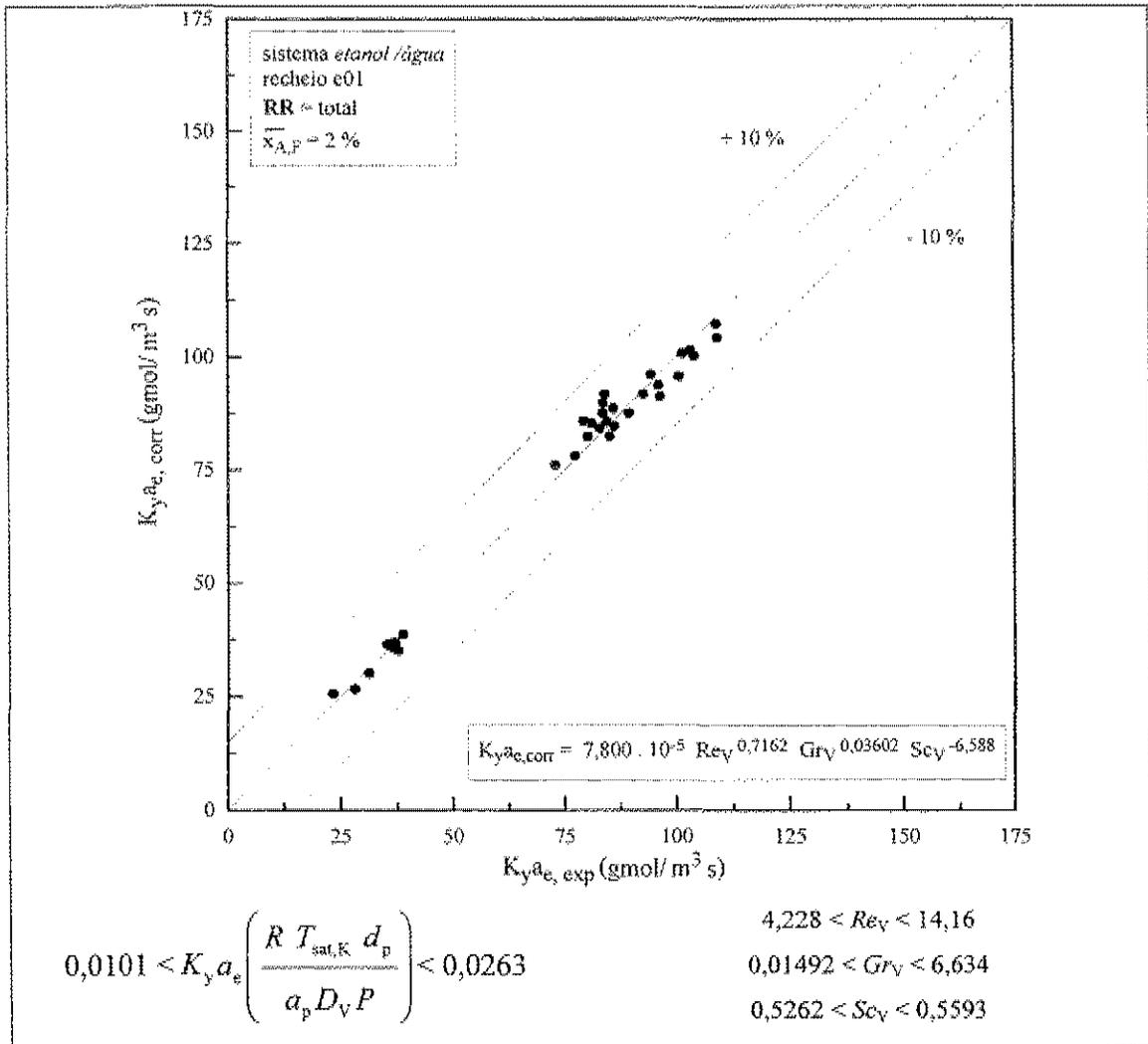


Figura 5.12 – Comparação entre os coeficientes volumétricos calculados e experimentais envolvendo o sistema etanol/água com recheio estruturado

- sistema *n*-hexano/*n*-heptano – recheio estruturado (e01, e02)

$$K_y a_e \left( \frac{R T_{sat,K} d_p}{a_p D_V P} \right) = 1,539 \cdot 10^{-2} Re_v^{0,6608} Gr_v^{0,1397} Sc_v^{0,9641} \quad (5.6)$$

A Equação 5.6 é válida para refluxo total, abrangendo uma ampla faixa de concentração (3 a 78%) de *n*-hexano. A correlação entre os valores do  $K_y a_e$  experimental e o calculado através da equação acima, indicou um erro máximo dentro de  $\pm 25\%$ , como mostra o gráfico da Figura 5.13.

Os dados referentes à operação em refluxo parcial não foram incluídos devido ao baixo número de dados comparados ao refluxo total não sendo possível a sua representação.

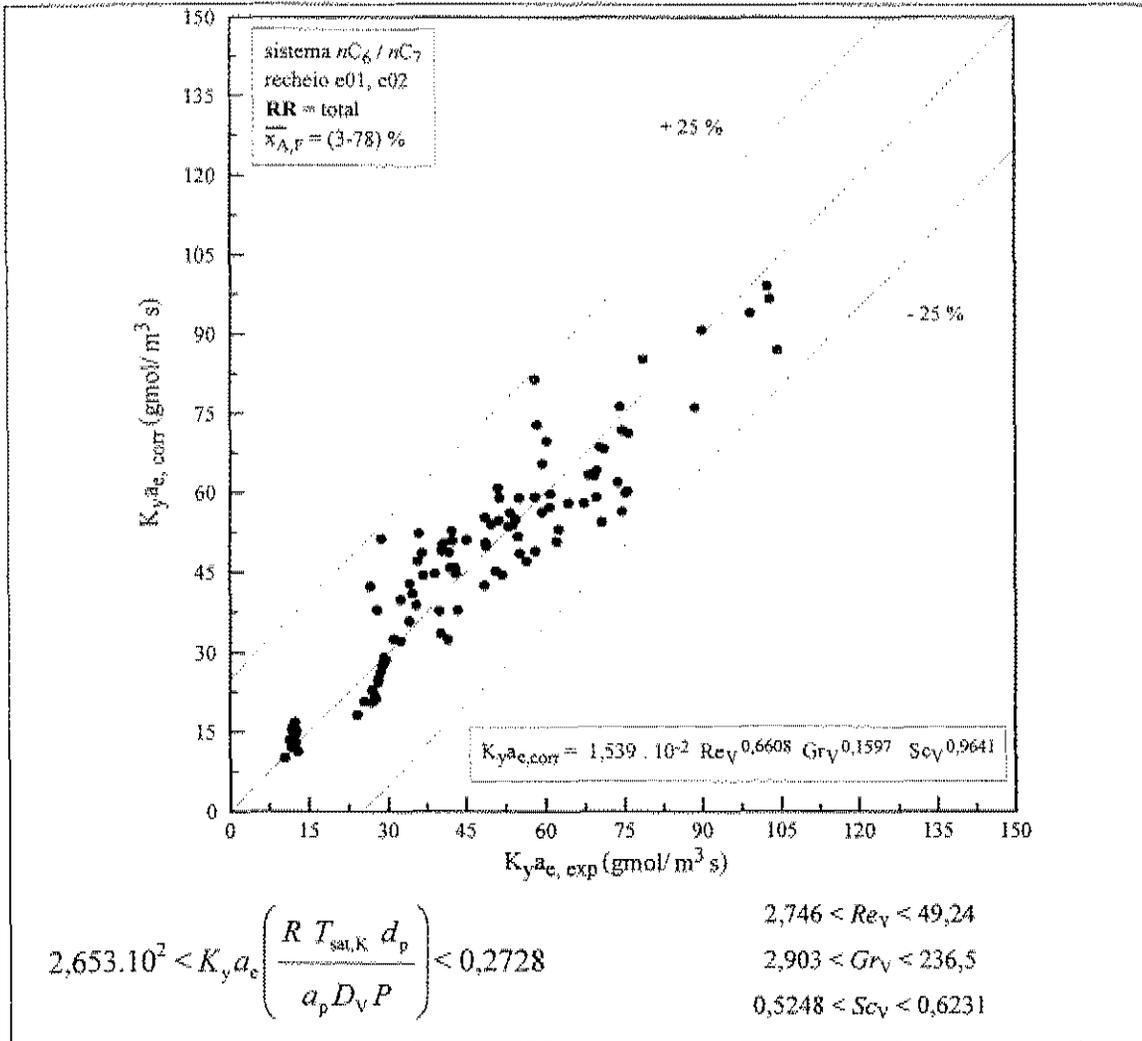


Figura 5.13 – Comparação entre os coeficientes volumétricos calculados e experimentais envolvendo o sistema *n*-hexano/*n*-heptano com recheio estruturado

As conclusões e sugestões visando futuros trabalhos com base no que foi discutido sobre os dados experimentais obtidos nesta pesquisa, apresentaremos em seguida, no Capítulo 6.

## Capítulo 6

### *Conclusões e Sugestões*

## 6.1 INTRODUÇÃO

Este trabalho aplicou a tecnologia *HIGEE* envolvendo uma coluna de destilação com recheio centrífugo, utilizando dois sistemas destilantes e dois tipos de recheios. Através da análise dos resultados experimentais obtidos, chegou-se às seguintes conclusões:

### *Influência do sistema destilante*

- O presente equipamento, onde a fase líquida é dispersa em finas camadas de filmes ou gotas, favoreceu a utilização de sistemas neutros (sem gradiente de tensão superficial) e negativos (com gradiente de tensão superficial negativo) representados pelo sistema *n*-hexano/*n*-heptano apresentando maiores valores de  $K_y a_e$  e maior eficiência independente do tipo de recheio em relação ao sistema etanol/água;

### *Influência do tipo de recheio*

- A influência da força centrífuga através do aumento da velocidade de rotação envolvendo uma ampla faixa de rotação (300 a 2500 rpm) a  $0,3 \text{ kg/m}^2\text{s}$ , foi extremamente pronunciada no sistema *n*-hexano/*n*-heptano utilizando o recheio *e01*, ao contrário dos demais recheios estudados, devido a uma melhor distribuição de líquido no recheio aliado à formação de filmes mais finos provenientes da atuação desta velocidade rotacional no rotor;
- Para um maior fluxo,  $1,0 \text{ kg/m}^2\text{s}$  neste mesmo sistema, foi caracterizada a influência da porosidade e da área superficial específica no recheio, entre três diferentes tipos de recheios. Maiores valores de  $K_y a_e$  foram obtidos em recheios de maiores porosidades e áreas superficiais específicas. Para o sistema etanol/água esta superioridade foi presente a um fluxo de  $0,3 \text{ kg/m}^2\text{s}$ ;
- A validação do próprio recheio e de suas características (porosidade e área superficial) também foi estudada e comprovada entre recheios estruturados, *e01* e *e02*, e na ausência de recheio, verificando a funcionalidade do meio de contato entre as fases;

### *Influência da velocidade do rotor*

- De um modo geral não houve influência da velocidade de rotação em relação ao  $K_y a_e$  para o sistema etanol/água nos dois recheios randômicos estudados envolvendo fluxos

de até  $0,4 \text{ kg/m}^2\text{s}$ . O mesmo foi observado no sistema *n*-hexano/*n*-heptano a baixos fluxos mássicos para qualquer tipo de recheio;

- A partir de  $0,3 \text{ kg/m}^2\text{s}$ , a influência direta da velocidade do rotor frente ao  $K_y a_c$  foi atuante para os dois sistemas destilantes com recheio estruturado bem como o aumento na eficiência da coluna;

#### *Influência do fluxo mássico de vapor*

- Não houve influência do fluxo mássico de vapor em relação à velocidade de rotação para o sistema etanol/água, ao contrário do sistema *n*-hexano/*n*-heptano. Neste sistema, mesmo trabalhando-se a vazões próximas (a partir de  $0,7 \text{ kg/m}^2\text{s}$ ) a considerada máxima de operação, obteve-se uma tendência de crescimento na eficiência da coluna para uma ampla faixa de rotação, entre 700 e 2300 rpm;

#### *Influência da razão de refluxo*

- No que diz respeito à influência da razão de refluxo houve uma relação direta entre o aumento do refluxo parcial até a condição de refluxo total, o  $K_y a_c$  e a eficiência do equipamento;

#### *Influência da concentração de n-hexano*

- A variação em uma ampla faixa de concentração (de 15% a 65%) influenciou diretamente no aumento velocidade de rotação e no crescimento do  $K_y a_c$ , apresentando perfis semelhantes de comportamento para cada velocidade de rotação. Ainda nesta faixa de concentração houve um aumento na eficiência, trabalhando-se em baixas velocidades de rotação;

#### *Limite máximo de operação da coluna*

- Neste trabalho, chegamos a conclusão que o mais correto foi apresentarmos e discutirmos a vazão máxima de operação por meio da dificuldade de manter o equipamento em estado estacionário e da brusca queda de pressão no equipamento.

#### *Correlações propostas*

- Apresentamos três correlações envolvendo o  $K_y a_c$  obtendo razoáveis concordâncias entre os valores experimentais e os preditos.

## 6.2 SUGESTÕES PARA TRABALHOS POSTERIORES

No intuito de contribuir para realização de futuros trabalhos com o objetivo de aprofundar e de expandir o conhecimento sobre Tecnologia *HIGEE*, são relatadas a seguir, algumas sugestões cabíveis dentro de uma produção científica:

### *Projeto de coluna de destilação rotativa*

- a construção de um maior rotor com mesma altura axial e maiores diâmetros interno e externo, a fim de não somente proporcionar um campo centrífugo de maior capacidade para transferência de massa, mas para estudar o efeito do tamanho do rotor utilizando como parâmetro a presente coluna;
- a construção com tubulações e conexões de maiores dimensões para a coluna facilitando o escoamento dos fluxos de vapor e líquido, minimizando as perdas de carga e quedas de pressão, viabilizando o emprego de maiores taxas de aquecimento fornecidos ao refulvador com a finalidade de promover maiores fluxos mássicos de líquido e vapor ao equipamento;
- a utilização de uma bomba com a finalidade de bombear o refluxo de líquido proveniente do condensador a fim de viabilizar o emprego de experimentos envolvendo altos fluxos de líquido e de vapor;
- a utilização de outros tipos de recheios randômicos e (ou) estruturados de maior porosidade, maximizando a capacidade do recheio, e área superficial específica, maximizando a área de contato vapor-líquido, conseqüentemente aumentando a eficiência da coluna;

### *Hidrodinâmica e Transferência de Massa*

- o emprego de outros sistemas binários com o propósito de estudar o comportamento da transferência de massa e os parâmetros de operação envolvidos em destilação com recheio centrífugo;
- desenvolver um estudo hidrodinâmico mais detalhado no que diz respeito à queda de pressão e à região de inundação da coluna com o objetivo de elaborar uma metodologia própria para estes fins e comparar esses resultados com os fornecidos na literatura.

Anexo **A**

*Tabela de Dados Experimentais*

No presente anexo, serão apresentados os dados experimentais obtidos pela coluna de destilação, conforme descrito no Capítulo 4, procedimento experimental.

Sistema: *Etanol/Água*

Potência de aquecimento: *2800 W*

Alimentação: *5% molar*

Recheio: *randômico – r01*

Regime: *refluxo total*

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)
500	0,1468	0,3977	2,0
700	0,1508	0,3967	2,0
900	0,1468	0,3977	2,0
1100	0,1484	0,3967	2,0
1300	0,1496	0,3957	2,0
1500	0,1554	0,3967	2,0
1700	0,1529	0,3916	2,0
1900	0,1516	0,3916	2,0
2100	0,1508	0,3926	2,0
2300	0,1537	0,3946	2,0
2500	0,1541	0,3957	2,0

Potência de aquecimento: *5400 W*

Alimentação: *5% molar*

Recheio: *randômico – r01*

Regime: *refluxo total*

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)
500	0,1609	0,3957	4,6
700	0,1596	0,3977	4,7
900	0,1613	0,4027	4,7
1100	0,1618	0,3997	4,7
1300	0,1609	0,3957	4,8
1500	0,1626	0,3946	4,7
1700	0,1657	0,3967	4,8
1900	0,1618	0,3916	4,6
2100	0,1554	0,3906	4,5
2300	0,1605	0,3946	4,5
2500	0,1558	0,3916	4,5

Potência de aquecimento: *3600 W*

Alimentação: *5% molar*

Recheio: *randômico – r01*

Regime: *refluxo total*

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)
500	0,1520	0,3967	3,2
700	0,1529	0,4027	3,2
900	0,1554	0,3967	3,2
1100	0,1558	0,3957	3,2
1300	0,1525	0,3926	3,2
1500	0,1545	0,3967	3,1
1700	0,1550	0,3906	3,1
1900	0,1492	0,3916	3,1
2100	0,1500	0,3906	3,1
2300	0,1579	0,3936	3,1
2500	0,1550	0,3916	3,1

Potência de aquecimento: *7500 W*

Alimentação: *6% molar*

Recheio: *estruturado – r01*

Regime: *refluxo total*

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)
500	0,1329	0,3906	6,0
700	0,1352	0,3896	5,7
900	0,1397	0,3887	5,8
1100	0,1382	0,3682	5,8
1300	0,1359	0,3720	5,8
1500	0,1386	0,3701	5,7
1700	0,1370	0,3663	5,7
1900	0,1318	0,3625	5,7
2100	0,1355	0,3578	5,8
2300	0,1412	0,3615	5,8

Potência de aquecimento: 7500 W

Alimentação: 2% molar

Recheio: randômico – r02

Regime: refluxo total

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)
300	0,1822	0,3332	5,0
500	0,1923	0,3615	5,0
700	0,1914	0,3759	5,0
900	0,1879	0,3749	5,0
1100	0,1817	0,3597	5,0
1300	0,1831	0,3449	5,0
1500	0,1870	0,3376	5,0
1700	0,1798	0,3332	5,0
1900	0,1879	0,3323	5,0
2100	0,1761	0,3235	5,0
2300	0,1803	0,3262	5,0
2500	0,1808	0,3288	5,0

Potência de aquecimento: 5400 W

Alimentação: 2% molar

Recheio: estruturado – r01

Regime: refluxo total

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)
300	0,1666	0,3374	3,7
500	0,1635	0,3606	3,9
700	0,1575	0,3596	3,7
900	0,1541	0,3392	3,6
1100	0,1476	0,3558	3,6
1300	0,1529	0,3492	3,6
1500	0,1545	0,3520	3,6
1700	0,1537	0,3539	3,7
1900	0,1484	0,3520	3,6
2100	0,1541	0,3530	3,5
2300	0,1533	0,3587	3,6
2500	0,1555	0,3615	3,6

Potência de aquecimento: 2600 W

Alimentação: 2% molar

Recheio: estruturado – r01

Regime: refluxo total

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)
300	0,1943	0,3234	1,5
500	0,1808	0,3383	1,5
700	0,1822	0,3635	1,5
900	0,1798	0,3825	1,7
1100	0,1822	0,3794	1,7
1300	0,1794	0,3784	1,7
1500	0,1808	0,3774	1,7
1700	0,1798	0,3877	1,6
1900	0,1812	0,3919	1,7
2100	0,1808	0,3784	1,7
2300	0,1817	0,3744	1,7
2500	0,1827	0,3825	1,6

Potência de aquecimento: 7500 W

Alimentação: 2% molar

Recheio: randômico – r01

Regime: refluxo total

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)
300	0,1662	0,3134	4,9
500	0,1626	0,3134	4,9
700	0,1618	0,3277	4,7
900	0,1554	0,3251	4,8
1100	0,1545	0,3356	4,8
1300	0,1545	0,3365	4,5
1500	0,1545	0,3351	4,9
1700	0,1541	0,3365	5,1
1900	0,1545	0,3365	4,9
2100	0,1545	0,3356	4,8
2300	0,1545	0,3338	4,5
2500	0,1555	0,3365	5,1

**Sistema: *n*-Hexano/*n*-Heptano****Potência de aquecimento: 1000 W****Alimentação: 3% molar****Recheio: estruturado – e01****Regime: refluxo total**

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)
300	0,1793	0,4336	1,1
500	0,1764	0,5641	1,0
700	0,1942	0,5950	0,9
900	0,1644	0,5744	0,9
1100	0,1734	0,6582	0,8
1300	0,1674	0,6582	0,8
1500	0,1734	0,6557	0,7
1700	0,1734	0,6582	0,8
1900	0,1704	0,6507	0,8
2100	0,1644	0,6180	0,8
2300	0,1734	0,6582	0,8
2500	0,1764	0,6582	0,8

**Potência de aquecimento: 2600 W****Alimentação: 3% molar****Recheio: estruturado – e01****Regime: refluxo total**

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)
300	0,1131	0,2149	6,5
500	0,1009	0,1912	6,4
700	0,1009	0,2149	6,5
900	0,1070	0,2472	6,2
1100	0,0948	0,2413	6,1
1300	0,1070	0,2791	5,9
1500	0,0917	0,2646	5,9
1700	0,0917	0,2646	5,9
1900	0,0948	0,3135	5,8
2100	0,0886	0,3135	5,8
2300	0,0978	0,3249	6,1
2500	0,0948	0,3306	5,9

**Potência de aquecimento: 1500 W****Alimentação: 3% molar****Recheio: estruturado – e01****Regime: refluxo total**

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)
300	0,1793	0,4089	2,6
500	0,1734	0,4308	2,5
700	0,1644	0,5143	2,1
900	0,1644	0,5796	1,9
1100	0,1674	0,6154	1,8
1300	0,1674	0,6180	1,8
1500	0,1734	0,6507	1,8
1700	0,1734	0,6656	1,8
1900	0,1734	0,6631	1,8
2100	0,1764	0,6681	1,8
2300	0,1734	0,6631	1,9
2500	0,1734	0,6656	1,8

**Potência de aquecimento: 3000 W****Alimentação: 3% molar****Recheio: estruturado – e01****Regime: refluxo total**

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)
300	0,1464	0,2443	8,2
500	0,1674	0,2964	8,3
700	0,1644	0,2877	8,2
900	0,1554	0,2588	7,9
1100	0,1614	0,3249	7,9
1300	0,1554	0,3107	7,8
1500	0,1554	0,3334	7,4
1700	0,1554	0,3560	7,7
1900	0,1464	0,3249	8,7
2100	0,1464	0,3447	8,2
2300	0,1554	0,3419	8,7
2500	0,1554	0,4116	8,2

Potência de aquecimento: 3600 W

Alimentação: 3% molar

Recheio: estruturado – e01

Regime: refluxo total

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)
300	0,2588	0,3672	13,7
500	0,1584	0,2530	10,8
700	0,1554	0,2413	11,2
900	0,1584	0,2646	11,0
1100	0,1554	0,2617	11,0
1300	0,1584	0,2646	10,8
1500	0,1554	0,2472	12,0
1700	0,1554	0,2877	12,0
1900	0,1554	0,3049	12,5
2100	0,1554	0,3249	12,5
2300	0,1494	0,3221	12,5
2500	0,1554	0,3334	12,4

Potência de aquecimento: 4600 W

Alimentação: 3% molar

Recheio: estruturado – e01

Regime: refluxo total

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)
300	0,2296	0,3895	20,3
500	0,2001	0,4608	18,3
700	0,1614	0,3812	18,8
900	0,1704	0,3867	17,8
1100	0,1644	0,3419	18,3
1300	0,1734	0,4308	18,3
1500	0,1734	0,4254	18,5
1700	0,1734	0,4390	18,9
1900	0,1793	0,4635	18,1
2100	0,1883	0,4742	18,3
2300	0,2001	0,4930	18,4
2500	0,2149	0,5744	18,6

Potência de aquecimento: 4000 W

Alimentação: 3% molar

Recheio: estruturado – e01

Regime: refluxo total

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)
300	0,1704	0,2617	18,2
500	0,1373	0,2355	15,4
700	0,1644	0,2849	12,9
900	0,1614	0,3049	13,7
1100	0,1704	0,2935	13,4
1300	0,1584	0,3475	13,6
1500	0,1734	0,3784	14,0
1700	0,1704	0,3812	14,4
1900	0,1644	0,3756	14,6
2100	0,1614	0,3812	15,0
2300	0,1644	0,4226	15,0
2500	0,1674	0,4635	14,3

Potência de aquecimento: 2600 W

Alimentação: 15% molar

Recheio: estruturado – e01

Regime: refluxo total

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)
300	0,4445	0,5744	6,0
500	0,4635	0,5744	6,0
700	0,4608	0,5667	6,1
900	0,4526	0,6205	6,0
1100	0,4581	0,6052	6,0
1300	0,4445	0,5848	6,2
1500	0,4472	0,6432	5,5
1700	0,4445	0,6731	5,1
1900	0,4363	0,6607	5,4
2100	0,4308	0,6507	5,3
2300	0,4308	0,6903	5,0
2500	0,4445	0,7292	5,0

Potência de aquecimento: 2600 W  
 Alimentação: 23% molar  
 Recheio: estruturado – e01  
 Regime: refluxo total

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)
300	0,5275	0,6631	6,3
500	0,5275	0,6507	6,2
700	0,5188	0,6407	6,1
900	0,5354	0,6582	6,2
1100	0,5301	0,6731	6,0
1300	0,5248	0,7147	5,9
1500	0,5169	0,6928	5,9
1700	0,5354	0,7196	5,9
1900	0,5641	0,7341	6,0
2100	0,5641	0,7532	5,7
2300	0,5563	0,7886	5,3

Potência de aquecimento: 2600 W  
 Alimentação: 56% molar  
 Recheio: estruturado – e01  
 Regime: refluxo total

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)
700	0,7460	0,8440	6,9
1700	0,7484	0,8688	6,7
2300	0,7341	0,8326	6,4

Potência de aquecimento: 2600 W  
 Alimentação: 32% molar  
 Recheio: estruturado – e01  
 Regime: refluxo total

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)
700	0,6205	0,7316	6,4
1700	0,6154	0,8003	6,1
2300	0,6281	0,8303	5,8

Potência de aquecimento: 2600 W  
 Alimentação: 64% molar  
 Recheio: estruturado – e01  
 Regime: refluxo total

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)
700	0,7956	0,8733	7,1
1700	0,7956	0,8889	6,9
2300	0,7886	0,8889	6,7

Potência de aquecimento: 2600 W  
 Alimentação: 40% molar  
 Recheio: estruturado – e01  
 Regime: refluxo total

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)
700	0,6903	0,7956	6,4
1700	0,6879	0,8508	6,2
2300	0,6631	0,8394	6,0

Potência de aquecimento: 2600 W  
 Alimentação: 71% molar  
 Recheio: estruturado – e01  
 Regime: refluxo total

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)
700	0,8508	0,9021	7,2
1700	0,8462	0,9240	7,3
2300	0,8234	0,9240	8,4

Potência de aquecimento: 2600 W

Alimentação: 78% molar

Recheio: estruturado – e01

Regime: refluxo total

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)
700	0,9240	0,9413	7,6
1700	0,9305	0,9647	7,6
2300	0,9261	0,9668	9,5

Potência de aquecimento: 4600 W

Alimentação: 3% molar

Recheio: estruturado – e01

Regime: refluxo parcial

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)	$\bar{L}_D$ (mL/s)
700	0,1222	0,2675	9,3	9,3
1100	0,1192	0,2617	9,8	9,0
1700	0,1222	0,2704	8,5	9,3
2300	0,1313	0,2964	9,8	9,5

Potência de aquecimento: 4600 W

Alimentação: 3% molar

Recheio: estruturado – e01

Regime: refluxo parcial

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)	$\bar{L}_D$ (mL/s)
700	0,1614	0,3616	12,5	7,0
1100	0,1554	0,3391	13,5	6,7
1700	0,1644	0,3700	12,0	6,2
2300	0,1644	0,3895	12,0	5,7

Potência de aquecimento: 4600 W

Alimentação: 3% molar

Recheio: estruturado – e01

Regime: refluxo parcial

$\omega$ (rpm)	$\bar{x}_{A,R}$	$\bar{x}_{A,D}$	$\bar{L}_0$ (mL/s)	$\bar{L}_D$ (mL/s)
700	0,1764	0,4199	13,5	4,5
1100	0,1734	0,3867	13,7	4,5
1700	0,1704	0,4199	13,5	4,5
2300	0,1704	0,4254	13,7	4,3

Potência de aquecimento: 2600 W

Alimentação: 3% molar

Recheio: estruturado - e02

Regime: refluxo total

$\omega$ (rpm)	$x_{A,R}$	$x_{A,D}$	$L_0$ (mL/s)
300	0,1764	0,2704	6,4
500	0,1734	0,2762	6,3
700	0,1734	0,2906	6,2
900	0,1853	0,2964	6,4
1100	0,1734	0,2964	6,1
1300	0,1734	0,2992	6,3
1500	0,1764	0,3447	5,9
1700	0,1674	0,3334	5,8
1900	0,1704	0,3249	6,0
2100	0,1704	0,3192	6,0
2300	0,1734	0,3334	5,7
2500	0,1734	0,3475	5,6

Potência de aquecimento: 2600 W

Alimentação: 3% molar

Recheio: sem recheio

Regime: refluxo total

$\omega$ (rpm)	$x_{A,R}$	$x_{A,D}$	$L_0$ (mL/s)
300	0,2588	0,3532	6,1
500	0,2588	0,3504	6,1
700	0,2443	0,3532	6,0
900	0,2443	0,3504	6,0
1100	0,2443	0,3784	5,8
1300	0,2120	0,3504	5,5
1500	0,2413	0,4006	5,5
1700	0,2501	0,4006	5,8
1900	0,2530	0,4226	5,9
2100	0,2501	0,4445	5,8
2300	0,2530	0,4418	5,5
2500	0,2530	0,4716	5,5

Anexo **B**

*Equações Envolvidas no Projeto*

## B.1 DIMENSÕES DO ROTOR

B.1.1 Raio médio do rotor,  $\bar{r}$  (m) (Liu e colaboradores, 1996)

$$\bar{r} = \left( \frac{r_e^2 + r_i^2}{2} \right)^{1/2} \quad (\text{B.1})$$

B.1.2 Área da seção transversal,  $A_{st}$  (m<sup>2</sup>) (Liu e colaboradores, 1996)

$$A_{st} = 2 \pi h \bar{r} \quad (\text{B.2})$$

B.1.3 Volume total do rotor,  $v$  (m<sup>3</sup>) (Liu e colaboradores, 1996)

$$v = \pi h_a (r_e^2 - r_i^2) \quad (\text{B.3})$$

B.1.4 Aceleração centrífuga média,  $\overline{a_{centr}}$  (m/s<sup>2</sup>)

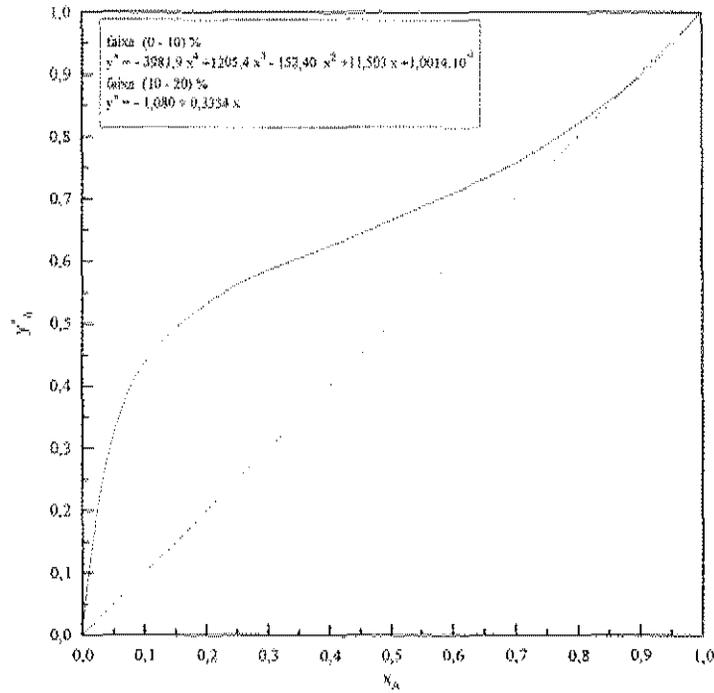
$$\overline{a_{centr}} = \left( \frac{\pi \omega}{30} \right)^2 \bar{r} \quad (\text{B.4})$$

## B.2 PRINCIPAIS PROPRIEDADES FÍSICAS

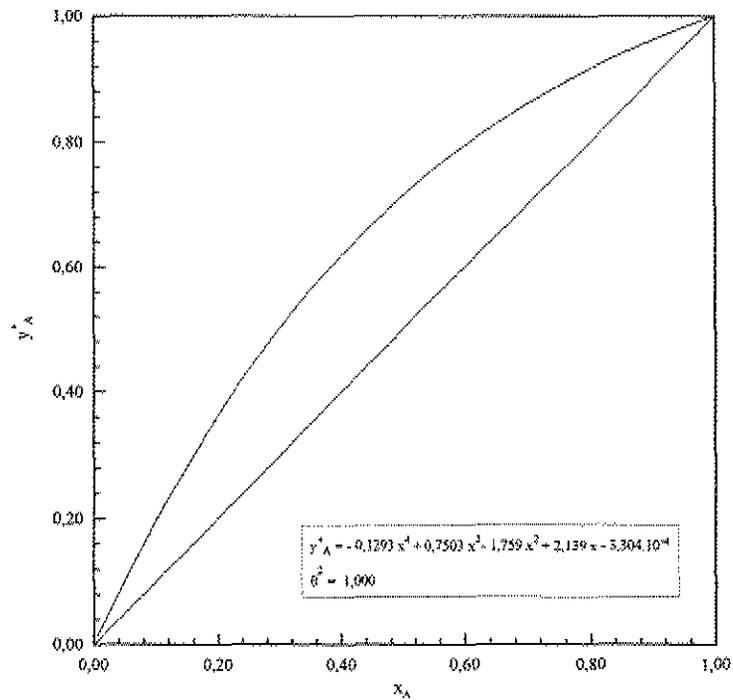
A partir dos dados experimentais apresentados no Anexo A, foram calculadas as principais propriedades físicas e variáveis de operação para cada sistema destilante em estudo:

B.2.1 Predição da composição de vapor em equilíbrio com o líquido,  $y_A^*$

*Sistema Etanol/Água a 709 mmHg - fonte: Gmehling e Onken (1977)*

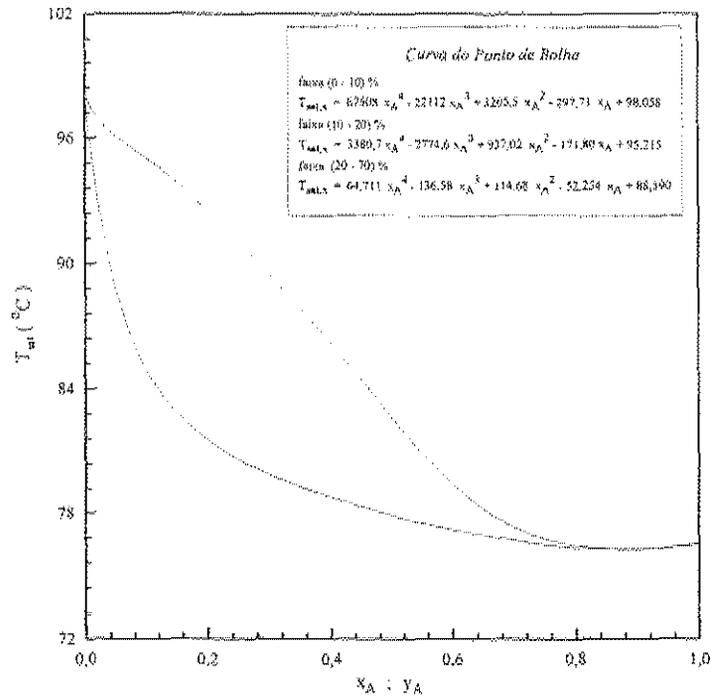


*Sistema n-Hexano/n-Heptano a 709 mmHg - fonte: Gmehling e Onken (1977)*

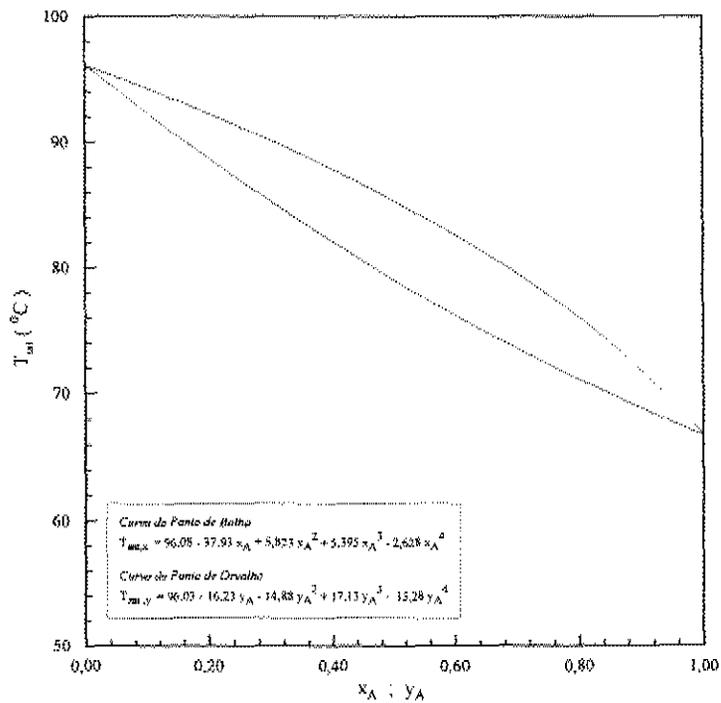


B.2.2 Predição da temperatura de equilíbrio,  $T_{sat}$  (°C)

*Sistema Etanol/Água a 709mm Hg - fonte: Gmehling e Onken (1977)*



*Sistema n-Hexano/n-Heptano a 709 mmHg - fonte: Gmehling e Onken (1977)*



B.2.3 Pressão de vapor de saturação,  $P_{\text{sat}}$  (atm)

$$P_{\text{sat}} = 10^{\left( \frac{a-b}{c+T_{\text{sat}}} \right)} \quad (\text{B.5})$$

B.2.4 Volatilidade relativa,  $\alpha_{\text{AB}}$ 

$$\alpha_{\text{AB}} = \frac{P_{\text{sat,A}}}{P_{\text{sat,B}}} \quad (\text{B.6})$$

B.2.5 Massa molar do líquido,  $M_{\text{L}}$  (kg/kgmol)

$$M_{\text{L}} = x_{\text{A}} M_{\text{A}} + x_{\text{B}} M_{\text{B}} \quad (\text{B.7})$$

B.2.6 Massa molar do vapor,  $M_{\text{V}}$  (kg/kgmol)

$$M_{\text{V}} = y_{\text{A}} M_{\text{A}} + y_{\text{B}} M_{\text{B}} \quad (\text{B.8})$$

B.2.7 Densidade do líquido,  $\rho_{\text{L}}$  (kg/m<sup>3</sup>)

*Sistema Etanol/Água*

$$\rho_{\text{L}} = \left\{ \frac{1}{M_{\text{L}}} \left[ x_{\text{A}} \frac{M_{\text{A}}}{\rho_{\text{AL}}} + x_{\text{B}} \frac{M_{\text{B}}}{\rho_{\text{BL}}} \right] \right\}^{-1} \quad (\text{B.9})$$

*Sistema n-Hexano/n-Heptano*

$$\rho_L = \left\{ \frac{1}{M_L} \left[ x_A \frac{M_A}{\rho_{AL}} + x_B \frac{M_B}{\rho_{BL}} \right] \right\}^{-1} \quad (\text{B.10})$$

B.2.8 Densidade do vapor,  $\rho_V$  (kg/m<sup>3</sup>)*Sistema Etanol/Água*

$$\rho_V = \frac{M_G}{v_G} \quad (\text{B.11})$$

onde:  $v_G = \frac{Z R T_{\text{sat,K}}}{P}$  e (B.11a)

$$Z = 1 + \frac{B P}{R T_{\text{sat,K}}} \quad (\text{B.11b})$$

*Sistema n-Hexano/n-Heptano*

$$\rho_V = \frac{P M_V}{R T_{\text{sat,K}}} \quad (\text{B.12})$$

B.2.9 Tensão superficial,  $\sigma$  (dina/cm)*Sistema Etanol/Água – Método de Tamura, Kurata e Odani*

$$\sigma = \left[ \psi_B^\sigma \sigma_B^4 + \psi_A^\sigma \sigma_A^4 \right]^{\frac{1}{4}} \quad (\text{B.13})$$

onde,  $\psi_A^\sigma$  é a fração de volume de A na fase de superfície e  $\psi_B^\sigma$ , fração de volume de B na fase de superfície são fatores de tensão superficial segundo Reid e colaboradores (1987), página 650.

*Sistema n-Hexano/n-Heptano – Correlação de Macleod-Sugden modificada*

$$\sigma = \frac{\rho_L}{M_L} \left[ \frac{M_A}{\rho_A} x_A \sigma_A^{0,25} + \frac{M_B}{\rho_B} (1-x_A) \sigma_B^{0,25} \right]^4 \quad (\text{B.14})$$

sendo a densidade expressa em  $\text{g/cm}^3$ , segundo Reid e colaboradores (1987), página 650.

B.2.10 Viscosidade cinemática do líquido,  $\mu_L$  (kg/m s)*Sistema Etanol/Água*

$$\mu_L = -7,6 \cdot 10^{-3} \cdot T_{\text{sat}} + 1,0053 \quad (\text{B.15})$$

segundo Vargaftik (1975), página 683.

*Sistema n-Hexano/n-Heptano – Método de Grunberg e Nissan*

$$\mu_L = \exp \left[ x_A \ln \mu_{A,L} + x_B \ln \mu_{B,L} + x_A x_B G_{AB} \right] \quad (\text{B.16})$$

onde  $G_{AB}$  é o parâmetro de interação, segundo Reid e colaboradores (1987), página 474.

B.2.11 Viscosidade cinemática do vapor,  $\mu_V$  (kg/m s)*Sistema Etanol/Água e Sistema n-Hexano/n-Heptano – Método de Wilke*

$$\mu_V = \frac{y_A \mu_{A,V}}{y_A + y_B \phi_{AB}} + \frac{y_B \mu_{B,V}}{y_B + y_A \phi_{BA}} \quad (\text{B.17})$$

$$\text{onde: } \phi_{AB} = \frac{\left[ 1 + (\mu_{A,V} / \mu_{B,V})^{1/2} (M_{A,V} / M_{B,V})^{1/4} \right]^2}{\left[ 8 (1 + M_{A,V} / M_{B,V}) \right]^{1/2}} e \quad (\text{B.17a})$$

$$\phi_{BA} = \frac{\mu_{A,V} M_{A,V}}{\mu_{B,V} M_{B,V}} \phi_{AB} \quad (\text{B.17b})$$

segundo Reid e colaboradores (1987), página 407.

B.2.12 Viscosidade dinâmica do líquido,  $\nu_L$  ( $\text{m}^2/\text{s}$ )

$$\nu_L = \frac{\rho_L}{\mu_L} \quad (\text{B.18})$$

B.2.13 Viscosidade dinâmica do vapor,  $\nu_V$  ( $\text{m}^2/\text{s}$ )

$$\nu_V = \frac{\rho_V}{\mu_V} \quad (\text{B.19})$$

B.2.14 Difusividade do líquido,  $D_L$  ( $\text{m}^2/\text{s}$ )

*Sistema Etanol/Água e Sistema n-Hexano/n-Heptano – Correlação de Hayduk e Minhas*

*- soluto em solução aquosa*

$$D_L = 1,25 \cdot 10^{-8} (\nu_{\text{eb},A}^{-0,19} - 0,292) T_{\text{sat},K}^{1,52} \mu_{\text{BL}}^{\xi} \quad (\text{B.20})$$

$$\text{onde: } \xi = \frac{9,58}{\nu_{\text{eb},A}} - 1,12. \quad (\text{B.20a})$$

sendo que a viscosidade  $\mu$ , em **cp**, Reid e colaboradores (1987), página 602.

*- soluções de parafinas normais*

$$D_L = \frac{1,33 \times 10^{-7} T_{\text{sat}}^{1,47} \mu_B^{\xi}}{\nu_A^{0,71}}, \quad \text{fase líquida} \quad (\text{B.21})$$

$$\text{onde: } \xi = \frac{10,2}{\nu_{\text{eb,A}}} = 0,791. \quad (\text{B.22})$$

sendo que a viscosidade  $\mu$ , em cp, Reid e colaboradores (1987), página 602.

### B.2.15 Difusividade do vapor, $D_V$ ( $\text{m}^2/\text{s}$ )

*Sistema Etanol/Água e Sistema n-Hexano/n-Heptano – Correlação de Fuller et al.*

$$D_V = \frac{1,43 \cdot 10^{-3} T_{\text{sat,K}}^{1,75}}{P_{\text{bar}} M_{\text{AB}}^{1/2} \left[ (\Sigma_V)_A^{1/3} + (\Sigma_V)_B^{1/3} \right]^2} \quad (\text{B.23})$$

$$\text{onde: } M_{\text{AB}} = 2 \left[ \frac{1}{M_{\text{A,V}}} + \frac{1}{M_{\text{B,V}}} \right]^{-1} \quad (\text{B.23a})$$

sendo  $(\Sigma_V)_A$  e  $(\Sigma_V)_B$ , definidos como parâmetros de volume por Reid e colaboradores (1987), página. 587.

### B.2.16 Entalpia molar do líquido, $h$ ( $\text{cal}/\text{gmol}^\circ\text{C}$ )

$$h = x_A C_{p,A}^l (T_{\text{sat}} - T_{\text{ref}}) + x_B C_{p,B}^l (T_{\text{sat}} - T_{\text{ref}}) \quad (\text{B.24})$$

### B.2.17 Entalpia molar do vapor, $H$ ( $\text{cal}/\text{gmol}^\circ\text{C}$ )

$$H = y_A \Delta H_{\text{vap,A}} + y_A C_{p,A}^v (T_{\text{sat}} - T_{\text{ref}}) + y_B \Delta H_{\text{vap,B}} + y_B C_{p,B}^v (T_{\text{ref}} - T_{\text{sat}}) \quad (\text{B.25})$$

## B.3 VARIÁVEIS HIDRODINÂMICAS ENVOLVIDAS NO PROCESSO

B.3.1 Vazão volumétrica do vapor,  $V$  ( $\text{m}^3/\text{s}$ )

$$V = \frac{V_m}{\rho_v} \quad (\text{B.26})$$

B.3.2 Vazão mássica do líquido,  $L_m$  ( $\text{kg}/\text{s}$ )

$$L_m = L \cdot \rho_L \quad (\text{B.27})$$

B.3.3 Vazão mássica do vapor,  $V_m$  ( $\text{m}^3/\text{s}$ )

$$V_m = V \cdot \rho_v \quad (\text{B.28})$$

B.3.4 Vazão molar,  $L_{\text{mol}}$ ,  $V_{\text{mol}}$  ( $\text{kgmol}/\text{s}$ )

$$L_{\text{mol}} = V_{\text{mol}} = \frac{V_m}{M_v} \quad (\text{B.29})$$

na condição de refluxo total.

B.3.5 Velocidade superficial do líquido,  $U_L$  ( $\text{m}/\text{s}$ ) Liu (1996)

$$U_L = \frac{1}{r_e - r_i} \int_{r_i}^{r_e} \frac{L}{2 \pi r h} dr \quad (\text{B.30})$$

B.3.6 Velocidade superficial do vapor,  $U_V$  (m/s) Liu (1996)

$$U_V = \frac{1}{r_c - r_l} \int_{r_l}^{r_c} \frac{V}{2 \pi r h} dr \quad (\text{B.31})$$

B.3.7 Fluxo mássico do líquido,  $Q_L$  (kg/s m<sup>2</sup>)

$$Q_L = \frac{L_m}{A_{st}} \quad (\text{B.32})$$

B.3.8 Fluxo mássico do vapor,  $Q_V$  (kg/s m<sup>2</sup>)

$$Q_V = \frac{V_m}{A_{st}} \quad (\text{B.33})$$

#### B.4 VARIÁVEIS DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA ENVOLVIDAS NO PROCESSO

B.4.1 Número de unidades de transferência – fase líquida,  $NUT_L$

$$NUT_L = \frac{1}{1 - \frac{1}{S}} \ln \left[ \left( 1 - \frac{1}{S} \right) \frac{x_{A,D} - \frac{x_{A,R}}{m} + \frac{b}{m}}{x_{A,R} - \frac{x_{A,R}}{m} + \frac{b}{m}} + \frac{1}{S} \right], \text{ refluxo total} \quad (\text{B.34})$$

onde:  $S = m \frac{V_{mol}}{L_{mol}}$  e (B.34a)

$$NUT_L = \frac{1}{1 - \frac{1}{S}} \ln \left[ \left(1 - \frac{1}{S}\right) \frac{x_{A,D} - \frac{y_{A,2}}{m} + \frac{b}{m}}{x_{A,R} - \frac{y_{A,2}}{m} + \frac{b}{m}} + \frac{1}{S} \right], \text{ refluxo parcial} \quad (\text{B.35})$$

B.4.2 Número de unidades de transferência – fase vapor,  $NUT_G$

$$NUT_G = \frac{1}{S - 1} \ln \left[ (1 - S) \frac{x_{A,D} - m x_{A,R} - b}{x_{A,R} - m x_{A,R} - b} + S \right], \text{ refluxo total} \quad (\text{B.36})$$

$$NUT_G = \frac{1}{S - 1} \ln \left[ (1 - S) \frac{x_{A,D} - m x_{A,R} - b}{y_{A,2} - m x_{A,R} - b} + S \right], \text{ refluxo parcial} \quad (\text{B.37})$$

B.4.3 Coeficiente volumétrico global de transferência de massa – fase líquida,  
 $K_x a_e$  ( $\text{kgmol/m}^3 \text{s}$ )

$$K_x a_e = \frac{L_{\text{mol}} NUT_L}{\pi (r_e^2 - r_i^2) h_a} \quad (\text{B.38})$$

B.4.4 Coeficiente volumétrico global de transferência de massa – fase vapor,  
 $K_y a_e$  ( $\text{kgmol/m}^3 \text{s}$ )

$$K_y a_e = \frac{V_{\text{mol}} NUT_G}{\pi (r_e^2 - r_i^2) h_a} \quad (\text{B.39})$$

B.4.5 Área equivalente a uma unidade de transferência – fase líquida,  $AUT_L$   
( $m^2$ )

$$AUT_L = \frac{L_{mol}}{h_a K_x a_c} \quad (B.40)$$

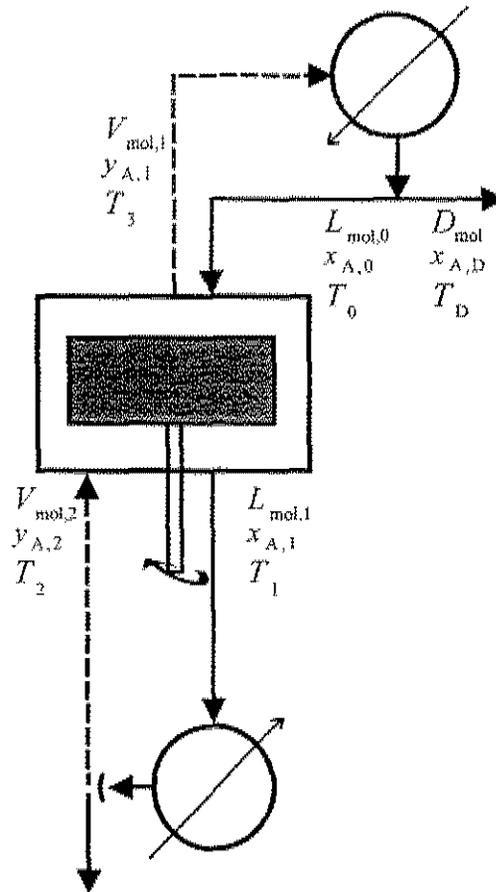
B.4.6 Área equivalente a uma unidade de transferência – fase vapor,  $AUT_G$   
( $m^2$ )

$$AUT_G = \frac{V_{mol}}{h_a K_y a_c} \quad (B.41)$$

Anexo **C**

*Balanços de massa e energia*

C.1 COLUNA DE DESTILAÇÃO COM RECHEIO CENTRÍFUGO - REFLUXO TOTAL



C.1.1 Balanço de massa global

$$V_{mol,1} + L_{mol,1} = V_{mol,2} + L_{mol,0} \quad (C.1)$$

Como  $L_{mol,0} = V_{mol,1}$ ,

$$L_{mol,1} = V_{mol,2} \quad (C.2)$$

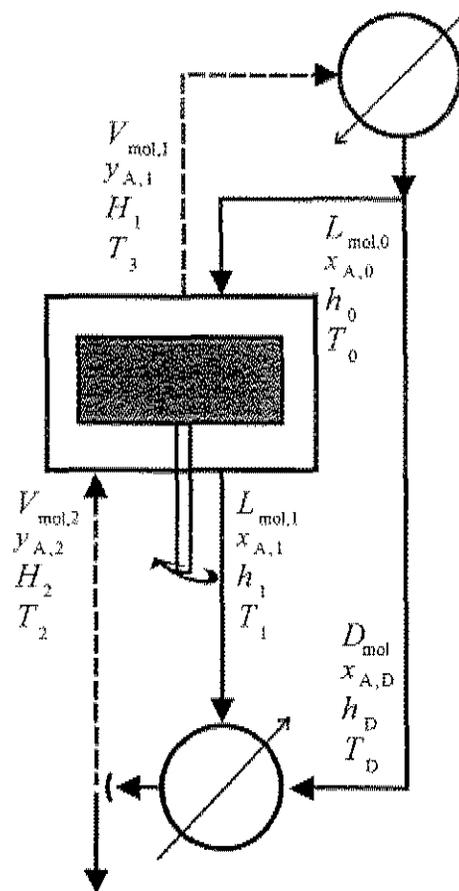
C.1.2 Balanço de massa em relação ao componente A

$$V_{mol,1}y_{A,1} + L_{mol,1}x_{A,1} = V_{mol,2}y_{A,2} + L_{mol,0}x_{A,0} \quad (C.3)$$

Desenvolvendo a Equação C.3, temos:

$$x_{A,1} = y_{A,2} \quad (C.4)$$

## C.2 COLUNA DE DESTILAÇÃO COM RECHEIO CENTRÍFUGO - REFLUXO PARCIAL



## C.2.1 Balanço de massa no condensador

$$V_{mol,1} = L_{mol,0} + D_{mol} \quad (C.5)$$

## C.2.2 Balanço de massa local

$$V_{mol,1} + L_{mol,1} = V_{mol,2} + L_{mol,0} \quad (C.6)$$

Desenvolvendo o balanço de massa no refeedor, temos:

$$V_{mol,2} = L_{mol,1} + D_{mol} \quad (C.7)$$

## C.2.3 Balanço de massa em relação ao componente A

$$V_{mol,1}y_{A,1} + L_{mol,1}x_{A,1} = V_{mol,2}y_{A,2} + L_{mol,0}x_{A,0} \quad (C.8)$$

Aplicando a Equação C.5 na Equação C.8, temos:

$$L_{\text{mol},1} (x_{A,1} - y_{A,2}) = D_{\text{mol}} (y_{A,2} - y_{A,1}) \quad (\text{C.9})$$

#### C.2.4 Balanço de energia

$$V_{\text{mol},1} H_1 + L_{\text{mol},1} h_1 = V_{\text{mol},2} H_2 + L_{\text{mol},0} h_0 \quad (\text{C.10})$$

Desenvolvendo a Equação C.10, temos:

$$L_{\text{mol},1} (h_1 - H_2) = V_{\text{mol},1} (h_0 - H_1) + D_{\text{mol}} (H_2 - h_0) \quad (\text{C.11})$$

*Referências Bibliográficas*

- AMATUZI, DORIVAL SILVESTRE. *Transferência de massa gás-líquido em leitos de recheio centrífugos*. Campinas: Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, 1999. 157 p. Tese (Mestrado)
- BASIC, A.; DUDUKOVIĆ, M. P. Liquid holdup in rotating packed beds - Examination of the film flow assumption, *AIChE Journal*, v.41, n.2, p.301-316, february 1995
- BILLET, R.; SCHULTES, M. Modeling of pressure drop in packed columns. *Chemical Engineering Technology*. n.14, p.89, 1991
- BURNS, J. R.; JAMIL, J. N.; RAMSHAW, C. Process intensification: operating characteristics of rotating packed beds – determination of liquid hold-up for a high-voidage structured packing, *Chemical Engineering Science*, v.55, n.13, p.2401-2415, july 2000
- CALDAS, J. N., LACERDA, A. T. *Torres Recheadas*. Rio de Janeiro: J. R. Editora Técnica, 1988, 118 p
- CHEN, Y. S.; LIU, H. S. Absorption of VOCs in a rotating packed bed. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v.41, n.6, p. 1583-1588, 2002
- COULSON, J. M.; RICHARDSON, J. F. *Tecnologia Química – Operações Unitárias – Volume II*. Lisboa: 2.ed. Fundação Calouste Gulbenkian, 1983, 889 p
- DUNCAN, D. W.; KOFFOLT, J. H.; WITHROW, J. R. The effect of operating variables on the performance of a packed column still. *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.* v. 38, p. 259, 1942
- GMEHLING, J.; ONKEN, U. *Vapour-Liquid Equilibrium Data Collection*. Dechema Chemistry Data Series, 1977
- GUO, F.; ZHENG, C.; GUO, K.; et al. Hydrodynamics and mass transfer in crossflow rotating packed bed. *Chemical Engineering Science*, v.52, n.21-22, p.3853-3859, november 1997

GUO, K.; GUO, F.; FENG, Y. D.; et al. Synchronous visual and RTD study on liquid flow in rotating packed-bed contactor. *Chemical Engineering Science*, v.55, n.9, p.1609-1706, may 2000

HOUSTON, R. W.; WALKER, C. A. Absorption in packed towers – Effect of molecular diffusivity on gas film coefficient. *Industrial & Engineering Chemistry*, v.42, p.1105, 1950

KELLEHER, T.; FAIR, J. R. Distillation studies in a high-gravity contactor. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v.35, n.12, p.4646-4655, december 1996

KEYVANI, M.; GARDNER, N. C. Operating characteristics of rotating beds. *Chemical Engineering Progress*, v.85, n.9, p.48-52, september 1989

KISTER, C. J. *Processos de Separação*. Barcelona: Editorial Reverté S. A., 1980.

KING, H. Z. *Distillation Design*. New York: McGraw-Hill, Inc., 1992, p. 474, 710 p

KUMAR, M. P.; RAO, D. P. Studies on a high-gravity gas-liquid contactor. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v.29, n.5, p. 917-920, may 1990

LEWIS, W. K.; WHITMAN, W. G. *Industrial & Engineering Chemistry*, v.16, p.1215, 1924

LIN, C. C.; LIU, W. T.; TAN, C. S. Removal of carbon dioxide by absorption in a rotating packed bed. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v.42, n.11, p. 2381-2386, april 2003

LIN, C. C.; HO, T. J.; LIU, W. T. Distillation in a rotating packed bed. *Journal Of Chemical Engineering Of Japan*, v.35, n.12, p. 1298-1304, december 2002

LIN, C. C.; LIU, H. S. Adsorption in a centrifugal field: Basic dye adsorption by activated carbon. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v.39, n.1, p.161-167, january 2000

LIU, H. S.; LIN, C. C.; WU, S. C.; HSU, H.W.; et al. Characteristics of a rotating packed bed. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v.35, n.10, p.3590-3596, october 1996

- LOCKETT, M. J. Flooding of rotating structured packing and its application to conventional packed columns. *Chemical Engineering Research & Design*, v.73, n.A4, p.379-384, may 1995
- MUNJAL, S.; DUDUKOVIC, M. P.; RAMACHANDRAN, P. Mass-transfer in rotating packed beds - I. Development of gas-liquid and liquid-solid mass-transfer correlations. *Chemical Engineering Science*, v.44, n.10, p.2245-2256, 1989a
- MUNJAL, S.; DUDUKOVIC, M. P.; RAMACHANDRAN, P. Mass-transfer in rotating packed beds - II. Experimental results and comparison with theory and gravity flow. *Chemical Engineering Science*, v.44, n.10, p.2257-2268, 1989b
- NASCIMENTO, JOÃO VICENTE SANTIAGO DO. *Desenvolvimento de uma coluna de destilação com recheio utilizando campos centrífugos*. Campinas: Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, 1999. 99 p. Tese (Mestrado)
- ONDA, K.; TAKEUCHI, H.; OKUMOTO, Y. Mass transfer coefficients between gas and liquid phases in packed columns. *Journal Of Chemical Engineering Of Japan*, n.1, v.1, 1968
- PEEL, J.; HOWARTH, C. R.; RAMSHAW, C. Process intensification: Hige seawater deaeration. *Chemical Engineering Research & Design*, v.76, n.A5, p.585-593, july 1998
- PERRY, R. H.; CHILTON, C. H. *Chemical Engineers Handbook*. New York: 5.ed. Tokyo: McGraw-Hill, Inc., 1973
- PICHÉ, S.; LARACHI, F.; GRANDJEAN, B. P. A. Flooding Capacity in Packed Towers: Database, Correlations, and Analysis. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v.40, n.1, p. 476-487, january 2001
- RAMSHAW, C.; BURNS, J. R. Process intensification: Visual study of liquid maldistribution in rotating packed beds. *Chemical Engineering Science*, v.51,n.8, p. 1347-1352, 1996.
- RAMSHAW, C.; MALLINSON, R. H. Mass Transfer Process. U.S. Patent 4.283.255, 1981

RAMSHAW, C. Higee Distillation - An example of process intensification. *Chemical Engineering (London)*, v.13, p.389, 1983

REID, R. C.; PRAUSNITZ, J. M.; POLING, B. E. *The Properties of Gases and Liquids*. New York: McGraw-Hill, Inc., 1987, 741 p

SANDILYA, P.; RAO, D. P.; SHARMA, A.; et al. Gas-phase mass transfer in a centrifugal contactor. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v.40, n.1, p. 384-392, january 2001

SHERWOOD, T. K.; SHIPLEY, G. H.; HOLLOWAY, F. A. L. Flooding velocities in packed columns. *Industrial & Engineering Chemistry*, v.30, p.765, 1938

SINGH, S. P.; WILSON, J. H.; COUNCE, R. M.; et al. Removal of volatile organic compounds from groundwater using a rotary air stripper. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v.31, n.2, p. 574-580, february 1992

SMITH, W.: *An experimental study of efficiency of packed distillation columns*. London: University of London, 1953. Ph.D. Thesis

TREYBAL, R. E. *Mass-Transfer Operations*. New York: McGraw-Hill, Inc., 1981, 784 p

TUNG, H. H.; MAH, R. S. H. Modeling of liquid mass transfer in Higee separation process. *Chemical Engineering Communications*, v.39, p.147, 1985

TYUTYUNNIKOV, A. B.; SIRENKO, V. I.; KULOV, N. N. Fluid dynamics and mass transfer in apparatus with rotating packing. *Teoreticheskie Osnovy Khimicheskoi Tekhnologii*, v.26, p.173-186, march-april 1992

VARGAFTIK, N. B. *Tables on the Thermophysical Properties of Liquids and Gases*. 2.ed., John Wiley & Sons, Inc., 1975

ZHENG, C.; GUO, K.; FENG, Y. D.; et al. Pressure drop of centripetal gas flow through rotating beds. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v.39, n.3, p. 829-834, march 2000

ZUIDERWEG F. J.; HARMENS A. The influence of surface phenomena on the performance of distillation columns. *Chemical Engineering Science*, v.9, n.(2-3), p. 89, 1958

ZISMAN, W. A. Contact angle, wettability and adhesion. *Advances in Chemistry Series*, v.43, *American Chemical Society*, Washington, DC, 1964