



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

**AVALIAÇÃO DO EFEITO DOS PARÂMETROS OPERACIONAIS E  
GEOMÉTRICOS SOBRE A EFICIÊNCIA DE UMA COLUNA DE  
DESTILAÇÃO *HIGEE***

Autor: Jean Pierre Lang

Orientador: Dra. Teresa Massako Kakuta Ravagnani

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

BIBLIOTECA CENTRAL  
DESENVOLVIMENTO  
COLEÇÃO  
UNICAMP

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

Campinas – São Paulo  
Abril de 2005

BIBLIOTECA CENTRAL  
DESENVOLVIMENTO  
COLEÇÃO  
UNICAMP

UNIDADE	BC
1ª CHAMADA	ITUNICAMP
	L253a
	EX
COMBO BC/	66417
PROC.	16.00086-05
	C <input type="checkbox"/> D <input checked="" type="checkbox"/>
PREÇO	11,00
DATA	30/11/05
Nº CPD	

Bib ID 373956

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

L25a

253

Lang, Jean Pierre

Avaliação do efeito dos parâmetros operacionais e geométricos sobre a eficiência de uma coluna de destilação Hige e / Jean Pierre Lang.--Campinas, SP: [s.n.], 2005.

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

Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

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

Título em Inglês: Estimation of the from geometric and operation parameter above a Hige distillation column efficiency

Palavras-chave em Inglês: Distillation, Mass transfer coefficient e rotating packed column

Área de concentração: Sistemas de Processos Químicos e Informática

Titulação: Mestre em Engenharia Química

Banca examinadora: Oswaldo Curty Motta Lima, Antônio Carlos Luz Lisboa

Data da defesa: 06/04/2005

Tese de Mestrado defendida por Jean Pierre Lang e aprovada em 06 de abril de 2005 pela banca examinadora constituída pelos doutores:

Jean Pierre Lang

Prof. Dr. - Orientador

Oswaldo Curty Motta Lima

Prof. Dr. Oswaldo Curty Motta Lima

Antônio Carlos Luz Lisboa

Prof. Dr. Antônio Carlos Luz Lisboa

06/04/2005

Este exemplar corresponde à versão final da Dissertação de Mestrado em Engenharia Química

Teresa M K Ravagnani

Profa. Dra. Teresa Massako Kakuta Ravagnani

Aos meus pais Wilson e Fádía Mara,  
aos meus irmãos Aline Eloyse e Renan  
Felipe.

*Agradecimentos*

Primeiramente agradeço a Deus por ter superado mais este desafio na minha vida.

À Professora Dra. Teresa Massako Kakuta Ravagnani, minha orientadora, pela amizade, dedicação e por transferir uma pequena parte de seus conhecimentos em Engenharia Química possibilitando um maior aprimoramento na minha formação profissional e pessoal. Da mesma forma, ao querido Professor Dr. João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira.

Ao colaborador e amigo Daniel Soares de Moura, pelo grande apoio e serviços prestados durante a fase de montagem e conserto do equipamento.

Aos colegas de Laboratório de Processos de Separação João, Juliana, Marcel, Márcio, Roberto.

Aos meus colegas de turma de mestrado André, Fábio e Vanessa pela ajuda e pelos bons momentos que passamos no início de nossa jornada.

Aos amigos da FEQ Jones, Alessandra, Lorena, Vanessa, Érico, Gustavo, Priscila, Flávia, Pierre pelas inestimáveis pausas no meio da tarde em que tomamos café e conversávamos.

Aos meus grandes amigos Engenheiros ou não da lista dos Achincalhados e do Campeche espalhados pelo Brasil, pela força e pelo entusiasmo que vivemos a Engenharia Química.

Aos meus colegas de República Ivan, João e Lázaro por juntos termos construído um lar longe de nossas famílias.

À Fundação Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico, CNPq, pelo suporte financeiro, nesses dois anos de pesquisa.

## AVALIAÇÃO DO EFEITO DOS PARÂMETROS OPERACIONAIS E GEOMÉTRICOS SOBRE A EFICIÊNCIA DE UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO *HIGEE*

### *Resumo*

As colunas de recheio são equipamentos intensamente aplicados em operações de separação tais como destilação, absorção e dessorção. No entanto, a sua capacidade à transferência de massa em contracorrente é limitada devido à sua inundação.

Uma nova tecnologia *HIGEE* ('high  $g'$  – alta gravidade) é proposta para superar esta limitação. Uma coluna *HIGEE* utiliza um recheio rotativo que induz acelerações centrífugas acima de 1000 vezes a aceleração da gravidade terrestre. O aumento da força motriz permite o aumento da capacidade e da eficiência da coluna. De acordo com vários autores, o tamanho do equipamento fica consideravelmente reduzido, apresentando vantagens econômicas e operacionais.

A principal proposta deste trabalho é avaliar a forma como a coluna com recheio rotativo se comporta quando o raio externo do rotor é aumentado de 8 (Nascimento, 1999 e 2003) para 13 cm. Os experimentos foram conduzidos em condições de refluxo total, sendo utilizado dois sistemas destilantes: *n*-hexano/*n*-heptano e etanol/água. A velocidade do rotor foi variada de 500 a 2300 rpm, criando acelerações centrífugas de 26 a 556 vezes a aceleração da gravidade. O efeito da vazão de vapor, velocidade de rotação e do sistema destilante sobre o coeficiente de transferência de massa,  $K_y a_e$ , e área da unidade de transferência,  $AUT_G$ , foram analisados para cada tamanho de rotor.

Os resultados experimentais mostraram que, para o maior rotor, o  $K_y a_e$  depende do fluxo de vapor, mas fracamente da velocidade do rotor. O equipamento apresentou uma maior eficiência de separação (menor  $AUT_G$ ) para o sistema *n*-hexano/*n*-heptano que para o sistema etanol/água, para ambos os tamanhos de rotores. Porém, o rotor de 13 cm de raio externo apresentou uma eficiência menor que a do rotor de 8 cm.

Foi proposta uma nova correlação para predizer o  $K_y a_e$ , visto que equações anteriores não tiveram um bom ajuste. Esta correlação leva em conta variáveis de projeto como os raios internos, externos e a altura do rotor.

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

*Abstract*

Packed columns are equipment intensively applied in separation operations such as distillation, absorption and stripping. However, its capacity for counter-current mass transfer is limited due to its flooding.

A new *HIGEE* (high g - high gravity) technology is proposal to overlap this limitation. A *HIGEE* column uses a rotating machine that promotes centrifugal accelerations above 1000 times the terrestrial gravity acceleration. The increase of the driving force allows the increase of column's capacity and efficiency. In accordance with some authors, the equipment size can be considerably reduced presenting economic and operational advantages.

The main proposal of this work is to evaluate how the mass transfer behavior of the *HIGEE* column changes when the external rotor radius is increased from 8 (Nascimento 1999 and 2003) to 13 cm. The experiments had been conducted in total reflux conditions, using two distilling systems: *n*-hexane/*n*-heptane and ethanol/water. The rotor's speed was varied from 500 to 2300 rpm, provided centrifugal accelerations from 26 to 556 times higher than terrestrial gravity acceleration. The effect of the vapor outflow, rotation speed and distilling system on mass transfer coefficient,  $K_y a_e$ , and transfer unit area,  $AUT_G$ , had been analyzed for each rotor size.

The experimental results had shown that, for the bigger rotor, the  $K_y a_e$  depends on the vapor flow, but weakly on rotor speed. The equipment presented greater separation efficiency (smaller  $AUT_G$ ) for the *n*-hexane/*n*-heptane system than for the ethanol/water system, for both rotor sizes. However, the bigger rotor, with the external radius of 13 cm, presented a smaller efficiency than the little one.

A new correlation has been proposed to predict the  $K_y a_e$ , since previous ones did not have a good adjustment. This new correlation takes in account project variables like as internal and external rotor radius and rotor height.



## Nomenclatura

### Letras latinas

$A$	...	Área, $\text{m}^2$
$a_{cent}$	...	aceleração centrífuga, $\text{m/s}^2$
$a_e$	...	área interfacial gás-líquido específica, $\text{m}^2/\text{m}^3$
$a_t$	...	área superficial total do recheio, $\text{m}^2/\text{m}^3$
$D$	...	coeficiente de difusão do sistema, $\text{m}^2/\text{s}$
$d$	...	diâmetro, <b>cm</b>
$d_p$	...	diâmetro efetivo do recheio, <b>cm</b>
$G$	...	vazão volumétrica da fase vapor, $\text{m}^3/\text{s}$
$g$	...	aceleração gravitacional, $9,806 \text{ m/s}^2$
$G_m$	...	vazão molar da fase vapor, <b>kgmol/s</b>
$H$	...	constante de Henry, <b>atm m<sup>3</sup>/mol</b>
$h_a$	...	altura axial de uma coluna, $\text{m}^2$
$h_{centr}$	...	termo radial da coluna centrífuga, $\text{m}^2$
$k_x$	...	coeficiente individual de transferência de massa da fase líquida, <b>kgmol /m<sup>2</sup>s</b>
$k_y$	...	coeficiente individual de transferência de massa da fase gasosa, <b>kgmol /m<sup>2</sup>s</b>
$K_x$	...	coeficiente global de transferência de massa da fase líquida, <b>kgmol /m<sup>2</sup>s</b>
$K_y$	...	coeficiente global de transferência de massa da fase gasosa, <b>kgmol /m<sup>2</sup>s</b>
$L$	...	vazão volumétrica da fase líquida, $\text{m}^3/\text{s}$
$L_m$	...	vazão molar da fase líquida, <b>kgmol/s</b>
$MM$	...	massa molecular do sistema, <b>kg/kgmol</b>
$m$	...	coeficiente angular da curva de equilíbrio
$N$	...	fluxo ou taxa de transferência de massa molar, <b>kgmol/m<sup>2</sup>s</b>
$n$	...	número de componentes
$P_i^{sat}$	...	pressão do vapor de saturação, <b>mol/m<sup>3</sup></b>
$P$	...	pressão total, <b>atm</b>
$Q$	...	fluxo mássico, <b>kg/m<sup>2</sup>s</b>
$Q_{mG}$	...	fluxo molar de vapor, <b>kgmol/m<sup>2</sup>s</b>
$Q_{mL}$	...	fluxo molar de líquido, <b>kgmol/m<sup>2</sup>s</b>
$r$	...	raio do rotor, <b>m</b>
$R$	...	constante universal dos gases, <b>82,06 atm cm<sup>3</sup>/gmol</b>
$R^2$	...	coeficiente de correlação
$S$	...	fator de dessorção, <b>HG / Q</b>
$T$	...	temperatura, <b>°C</b>
$T_b$	...	Temperatura de ebulição, <b>°C</b>
$T_e$	...	temperatura de equilíbrio, <b>K</b>

$U$	...	velocidade superficial , <b>m/s</b>
$v$	...	volume molar, <b>cm<sup>3</sup>/gmol</b>
$V$	...	volume, <b>m<sup>3</sup></b>
$V_0$	...	Vazão volumétrica de condensado, <b>ml/s</b>
$x$	...	fração molar na fase líquida
$y$	...	fração molar na fase vapor
$z$	...	comprimento, <b>cm</b>

#### Letras gregas

$\alpha$	...	volatilidade relativa
$\delta$	...	espessura de filme
$\varepsilon$	...	porosidade do recheio
$\gamma$	...	coeficiente de atividade
$\eta$	...	índice de refração
$\mu$	...	viscosidade cinemática, <b>kg/ms</b>
$\rho$	...	massa específica, <b>kg/m<sup>3</sup></b>
$\nu$	...	volume molar, <b>cm<sup>3</sup>/gmol</b>
$\omega$	...	velocidade de rotação, <b>rpm</b>
$\sigma$	...	tensão superficial, <b>dina/cm</b>

#### Subscritos

$1$	...	componente chave leve
$2$	...	componente chave pesado
$A$	...	na entrada do equipamento ou componente mais volátil
$B$	...	na saída do equipamento
$C$	...	no condensador
$c$	...	<b>Crítico</b>
$E$	...	externo
$eb$	...	ebulição
$F$	...	no refeedor
$G$	...	fase vapor ou gasosa
$I$	...	interno
$i$	...	1,2,3,..., N
$in$	...	interface
$j$	...	1,2,3,..., N
$t$	...	total
$L$	...	fase líquida

<i>R</i>	...	no recheio
<i>sat</i>	...	saturado
<i>st</i>	...	seção transversal
<i>V</i>	...	fase vapor

### Sobrescritos

*	...	no equilíbrio termodinâmico
—	...	média aritmética
<i>L</i>	...	fase líquida

### Abreviaturas

<i>corr</i>	...	correlação
<i>exp</i>	...	experimental
<i>eq</i>	...	equipamento

### Siglas

<i>AUT</i>	...	área de recheio equivalente a uma unidade de transferência, $m^2$
<i>HUT</i>	...	altura de recheio equivalente a uma unidade de transferência, $m$
<i>NUT</i>	...	número de unidades de transferência

### Números adimensionais:

<i>Fr<sub>G</sub></i>	...	$a_i Q_G^2 / g \rho_G^2$ - Número de Froude – fase vapor
<i>Gr<sub>G</sub></i>	...	$d_p^3 \rho_G^2 a_i \omega / \mu_G^2$ - Número de Grashof – fase vapor
<i>Re<sub>G</sub></i>	...	$Q_G / a_i \mu_G$ - Número de Reynolds – fase vapor
<i>Sc<sub>G</sub></i>	...	$\sigma_G / D_G \rho_G$ - Número de Schmidt – fase vapor
<i>Sh</i>	...	$K_y a_e (R T_{sat,K} d_p / a_p D_V P)$ - Número de Sherwood – fase vapor
<i>We<sub>G</sub></i>	...	$Q_G^2 / a_i \sigma \rho_G$ - Número de Weber – fase vapor

## Sumário

<i>Resumo</i> .....	vi
<i>Abstract</i> .....	vii
<i>Nomenclatura</i> .....	viii
Capítulo 1 <b>Introdução</b> .....	xiii
Capítulo 2 <b>Revisão Bibliográfica</b> .....	16
2.1 INTRODUÇÃO.....	17
2.2 ORIGEM E OPERAÇÃO DA TECNOLOGIA HIGEE .....	17
2.3 HIDRODINÂMICA DA COLUNA HIGEE.....	18
2.4 TRANSFERÊNCIA DE MASSA NA COLUNA HIGEE .....	24
2.5 DESTILAÇÃO EM COLUNAS COM RECHEIO CENTRÍFUGO .....	30
2.6 CONCLUSÃO.....	31
Capítulo 3 <b>Transferência de Massa</b> .....	33
3.1 INTRODUÇÃO .....	35
3.2 TRANSFERÊNCIA DE MASSA ENTRE FASES .....	35
3.3 UNIDADES GLOBAIS DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA .....	36
3.4 COEFICIENTE VOLUMÉTRICO GLOBAL DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA.....	39
Capítulo 4 <b>Descrição do Equipamento e Procedimento Experimental</b> .....	41
4.1 INTRODUÇÃO.....	42
4.2 DESCRIÇÃO DO EQUIPAMENTO.....	42
4.3 VARIÁVEIS ESTUDADAS .....	46
4.4 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL.....	47
4.5 ANÁLISE DA COMPOSIÇÃO .....	48
Capítulo 5 <b>Apresentação e Discussão dos Resultados</b> .....	50
5.1 INTRODUÇÃO.....	51
5.2 OPERAÇÃO DA COLUNA CENTRÍFUGA .....	51
5.3 DETERMINAÇÃO DE $K_{ya}$ e $AUT_G$ .....	51
5.4 COMPARAÇÃO ENTRE SISTEMAS DESTILANTES.....	59
5.5 CORRELAÇÕES EMPÍRICAS .....	62
Capítulo 6 <b>Conclusões e Sugestões</b> .....	68
6.1 SUGESTÕES PARA FUTUROS TRABALHOS.....	70
Apêndice A <b>Equações das Variáveis de Projeto e Propriedades Físicas</b> .....	71

**Referência Bibliográfica**..... 79

Capítulo 1

# **Introdução**

## 1.1 INTRODUÇÃO

O conceito de intensificação de processos objetiva reduzir os custos totais de operação em uma planta industrial por meio da redução de seu tamanho. Melhorias significativas em termos de segurança, produtividade e qualidade do produto podem ser adquiridas com o desenvolvimento de novos equipamentos diante deste novo conceito. Como resultado, benefícios ambientais, como redução no consumo de matéria-prima e desperdícios de energia, são também esperados.

As operações de separação com alto campo centrífugo, tecnologia elaborada por Ramshaw e Mallinson (1981), têm obtido destaque dentro desse conceito. Esta tecnologia é denominada de *HIGEE*, proveniente do inglês “*high g*”, significando “alta gravidade”.

Uma coluna convencional apresenta uma limitação, devido à gravidade ser a força motriz de escoamento e contato entre as fases envolvidas. Para superar esta limitação, a unidade *HIGEE* utiliza um rotor que cria campos centrífugos acima de 1000 vezes o campo gravitacional da Terra, ocasionando um maior contato do vapor (ou gás) com o líquido em contracorrente. Essa operação tem sido importante em várias aplicações envolvendo processos de separação vapor-líquido, tais como destilação, absorção e dessorção.

O sistema pode ser operado dentro de uma ampla faixa de vazões de vapor e de líquido por apresentar uma pequena tendência a inundar. Além disso, sob a presença do campo centrífugo, a película de líquido na superfície do recheio torna-se mais fina e gotículas irão ser obtidas, proporcionando uma maior área interfacial e, conseqüentemente, um aumento significativo no coeficiente volumétrico global de transferência de massa.

O tamanho do equipamento pode ser consideravelmente reduzido comparado com colunas convencionais. Abaixo, são apresentadas algumas vantagens da aplicação de colunas centrífugas:

- baixa retenção de líquido na coluna;
- estado estacionário alcançado mais rapidamente;
- menor tempo de contato entre as correntes;
- menor degradação térmica de substâncias sensíveis ao calor;

- possibilidade de operar o equipamento utilizando fluidos viscosos;
- menores riscos de incêndio ou explosão por trabalhar com menores quantidades de materiais tóxicos e inflamáveis.

Com o intuito de aumentar o conhecimento a respeito da tecnologia *HIGEE*, visando não somente discutir suas vantagens, mas também a sua sensibilidade a parâmetros de projeto, são apresentados os seguintes objetivos para esta pesquisa:

- estudar uma coluna de destilação com recheio na presença de um campo centrífugo, envolvendo dois sistemas binários: etanol/água e *n*-hexano/*n*-heptano, e dois tamanhos do rotor;
- determinar os coeficientes volumétricos globais de transferência de massa para fase vapor e as áreas das unidades de transferência de massa;
- analisar o desempenho do equipamento mudando a velocidade do rotor e fluxo mássico de vapor;
- averiguar as correlações empíricas existentes na literatura à predição do número de Sherwood para cada sistema e, se necessário, propor novas correlações.

Para a base teórica necessária a análise dos resultados, os mais recentes e principais trabalhos publicados referentes a esta tecnologia são descritos no Capítulo 2.

No Capítulo 3, apresentamos a fundamentação teórica necessária para chegar as equações e unidades de transferência de massa para este tipo de equipamento.

A descrição física do equipamento utilizado, bem como a metodologia empregada para aquisição dos dados experimentais, fica a cargo do Capítulo 4.

No Capítulo 5, são feitas as análises dos resultados obtidos, procurando verificar o efeito dos parâmetros operacionais e geométricos do equipamento sobre o coeficiente de transferência de massa e a eficiência. No capítulo seguinte, Capítulo 6, são apresentados as conclusões encontradas e sugestões para possíveis novos trabalhos.



Capítulo 2

**Revisão**  
**Bibliográfica**

## 2.1 INTRODUÇÃO

No presente capítulo será discutido alguns trabalhos envolvendo estudos com colunas de recheio rotativo *HIGEE* publicados na literatura.

Inicialmente, será apresentado o princípio da tecnologia *HIGEE* e os diferentes trabalhos realizados sobre a hidrodinâmica e a transferência de massa neste tipo de coluna. Conforme veremos, a maioria destes trabalhos aborda estudos operando-se com o sistema água-ar ou a absorção/dessorção de componentes voláteis.

Por último, serão apresentados os trabalhos mais significativos de transferência de massa que aplicam a coluna *HIGEE* para processos de destilação.

## 2.2 ORIGEM E OPERAÇÃO DA TECNOLOGIA *HIGEE*

No final da década de 70, a *Imperial Chemical Industries* (ICI) desenvolveu o conceito de intensificação de processos, ou seja, projetar plantas extremamente compactas objetivando minimizar os custos de operação e instalação, sendo a coluna *HIGEE* um exemplo da aplicação deste conceito. Neste tipo de equipamento obtém-se uma diminuição de volume de até 100 vezes e, conseqüentemente, de custo. Além do ganho obtido pela redução de custo, um incentivo adicional e importante é a redução do tempo de residência, conduzindo a menores tempos de resposta e, provavelmente, a uma menor degradação térmica.

Resultados promissores de testes laboratoriais utilizando colunas de 19 cm de diâmetro externo e 2,5 cm de altura conduziram Ramshaw e Mallinson (1981) a projetar uma coluna de recheio rotativa piloto composto por dois rotores de 80 cm de diâmetro utilizando recheios com altas porosidades (0,90 – 0,95) e altas áreas superficiais específicas (2000 – 5000 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>), operando com 3 toneladas/h de uma mistura etanol-propanol em refluxo total. A aceleração centrífuga variou de 200 a 1000 vezes a aceleração da gravidade. O equipamento estudado obteve altíssimas capacidades de inundação e quedas de pressão da mesma ordem de grandeza das colunas de recheio convencional, confirmando

os bons resultados laboratoriais. Indica-se também que a coluna operou milhares de horas livre de problemas.

Ramshaw e Mallinson comprovaram, portanto, um aumento na taxa de transferência de massa como resultado da formação de filmes mais finos, proporcionando um contato em contracorrente mais eficiente com o gás. Medidas dos coeficientes individuais de transferência de massa foram também realizadas, utilizando a absorção de oxigênio do ar pela água desoxigenada e a absorção de amônia presente no ar pela água. Verificaram que os coeficientes de transferência de massa aumentaram com o aumento da velocidade rotacional.

Segundo Ramshaw (1983), depois destas pesquisas, a *Glitsch Incorporation* dos Estados Unidos, licenciou a tecnologia *HIGEE*. Na literatura, a coluna *HIGEE* é também conhecida por RPB (“Rotating Packed Bed”).

## 2.3 HIDRODINÂMICA DA COLUNA *HIGEE*

### 2.3.1 Retenção e tempo de residência do líquido

A informação sobre a retenção de líquido na coluna é muito importante, uma vez que a aplicação da tecnologia *HIGEE* objetiva diminuir os tempos de resposta e residência.

Keyvani e Gardner (1989) determinaram o tempo de residência utilizando traçadores e verificaram que, conforme esperado, o tempo de residência diminui com aumento da velocidade de rotação ou da vazão de líquido. Tempos de residência da ordem de 0,4 a 1,8 s foram encontrados para faixa de 50-200g’s e 10-35 kg/m<sup>2</sup>s de vazão de líquido.

Basic e Duduković (1995) utilizaram medidas de condutância para a determinação experimental da retenção de líquido e a estimativa do grau de anisotropia da sua distribuição. Estes representam os primeiros dados referentes à retenção de líquido em colunas *HIGEE* como função de condições operacionais e propriedades do líquido. Os autores desenvolveram um modelo hidrodinâmico baseado na teoria em que as vazões de

líquido escoaram pelo recheio em forma de filmes e verificaram que a concordância onde entre valores preditos e experimentais foi excelente.

Lin et al. (2000) desenvolveram um modelo para prever a retenção de líquido do fluxo em contracorrente numa coluna com recheio rotativo usando dados da queda de pressão. O modelo hidrodinâmico baseou-se numa forma hipotética do leito formado por uma pilha de discos rotativos. A concordância entre valores preditos e experimentais foi excelente. Os autores testaram também a correlação, Equação 2.1, para predição de retenção de uma coluna convencional em função da queda de pressão:

$$h_L = 3,86 Re_L^{0,545} Ga^{-0,42} \left( \frac{a_t d_p}{\varepsilon} \right)^{0,65} \varepsilon \quad (2.1)$$

$Ga$  é o número de Galileu dado por:

$$Ga = \frac{d_p^3 \rho_L (\rho_L g - \Delta P / z)}{\mu_L^2} \quad (2.2)$$

Para leitos rotativos, o número de Galileu sofreria as devidas adaptações:

$$Ga = \frac{d_p^3 \rho_L [\rho_L a_c - \Delta P / (r_E - r_I)]}{\mu_L^2} \quad (2.3)$$

Sendo:

- $h_L$  ... retenção do líquido, **m**
- $Re_L$  ... Número de Reynolds – fase líquida
- $Ga$  ... Número de Galileu
- $a_t$  ... área específica de recheio, **m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>**
- $d_p$  ... diâmetro da partícula de recheio, **m**
- $\varepsilon$  ... porosidade do recheio
- $\rho_L$  ... massa específica do líquido, **kg/m<sup>3</sup>**
- $g$  ... aceleração gravitacional, **m/s<sup>2</sup>**
- $z$  ... Altura axial de recheio, **m**
- $\Delta P$  ... variação de pressão, **Pa**
- $\mu_L$  ... viscosidade cinemática do líquido, **kg/ms**
- $a_c$  ... aceleração centrífuga, **m/s<sup>2</sup>**
- $r_E$  ... raio externo do recheio, **m**
- $r_I$  ... raio interno do recheio, **m**

Com esta modificação, Lin et al. (2000) verificaram que, para leitos rotativos, a constante 3,86 é substituída por 1,2, mostrando que a retenção de líquido em um leito rotativo é bem menor que em colunas convencionais.

Medidas de resistências elétricas em seções anulares de recheios estruturados com alta porosidade foram utilizadas por Burns et al. (2000) para determinar a retenção e o tempo de residência de um sistema gás-líquido, e os resultados foram comparados com as previsões 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 pelos autores foram:

- a retenção é inversamente proporcional ao raio do recheio local;
- acima do ponto de inundação, a retenção é amplamente independente do fluxo de gás;
- a inundação é uma função linear da velocidade de rotação, para um dado fluxo de líquido;
- o tempo de residência do líquido é muito pequeno, sendo sua velocidade típica no recheio é de 1 m/s.
- a viscosidade do líquido não influencia a retenção.

Burns e Ramshaw (1996) apresentaram o estudo utilizando técnicas de fotografia para análise do desempenho da distribuição de líquido em uma coluna com recheio centrífugo com raio externo de 32 cm e interno de 7 cm, e recheio de PVC reticulado com porosidade de 0,95 e área superficial de  $1500 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . As observações indicaram que o líquido percorreu o recheio preferencialmente na forma de filete de líquido, devido ao efeito da canalização, encobrendo todos os espaços vazios do recheio e, também, na forma de gotas e não somente através de filmes de líquido, como proposto em modelos anteriores. 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. Os autores classificaram o fluxo de líquido em colunas rotativas em três tipos:

*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* – certa quantidade de líquido fica acumulada em pontos da superfície do recheio, originando pequenas gotas que se separam do líquido e caem livremente através do recheio antes de se 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 do recheio envolvendo seus poros por completo.

Burns e Ramshaw (1996) 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 considerável má distribuição de líquido, além da formação de escoamentos preferenciais. Por outro lado, em altas rotações, este escoamento dá lugar ao surgimento de fluxos de líquido na forma de gotas e, em seguida a formação de filmes.

Guo et al. (2000), utilizando um arranjo experimental bastante complexo com traçadores e câmeras de vídeo movendo-se sincronicamente com o rotor, verificaram que:

- na região inicial em torno de 7-10 mm do extremo interno do rotor, onde o líquido impinge, ocorre a maior deformação e mistura no leito recheado;
- na maior parte do leito, exceto na região inicial, o líquido flui como filme, cobrindo a superfície do recheio e atravessando os vazios;
- o tempo médio de residência varia com o fluxo de líquido e com a velocidade de rotação, na faixa de 200-800 ms;
- o retro-escoamento (backmixing) do líquido ocorre principalmente na sua região de entrada. Esta região é de fundamental importância para este tipo de coluna e os autores recomendam um estudo mais detalhado desta região;
- a retenção de líquido não excede a 5% do volume do rotor em condições normais de operação;
- é proposta uma correção para predição do tempo de residência.

### 2.3.2 Queda de pressão e inundação da coluna

Keyvani e Gardner (1989) observaram que a queda de pressão de uma coluna de recheio rotativa operada com leito seco era maior do que com leito molhado, ao contrário do que ocorre em colunas convencionais, mas a queda de pressão por unidade de comprimento é maior. Considerando a queda de pressão por unidade de transferência, a coluna rotativa apresenta uma queda de pressão global menor que a convencional. Os autores concluíram que a queda de pressão aumenta com o aumento do fluxo de gás, sendo que os maiores valores da queda de pressão correspondem às mais altas velocidades de rotação.

No entanto, Lockett (1995) verificou que o comportamento de queda de pressão apresentado por Keyvani e Gardner (1989) não foi observado. 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.

Amatuzi (1998), partindo do rotor estacionário e aumentando sua velocidade de rotação, verificou um aumento da queda de pressão em relação a colunas convencionais, como observado por Lockett (1995) no ponto de inundação.

Existem diversos trabalhos na literatura que apresentam modelos e correlações à predição da queda de pressão, utilizando diferentes tamanhos, tipos de recheio e sistemas. É o tema mais estudado, sendo apresentado a seguir, um resumo destes trabalhos.

- Kumar e Rao (1990) utilizaram um rotor com 31 cm e 6 cm de diâmetros externo e interno, 2,5 cm de altura e recheio de tela de arame. A correlação para queda de pressão apresentou um desvio de 20%;
- Singh et al. (1992) estudando a dessorção de VOCs da água com ar, para três leitos de tamanhos diferentes, observaram que a queda de pressão foi função do raio do rotor, aumentando com o aumento da vazão da fase gasosa. Uma modelagem semi-teórica foi realizada, considerando a queda de pressão como a

soma das quedas de pressão por rotação e por atrito e a correlação proposta apresentou um desvio de 30%;

- Liu et al. (1996) determinaram a queda de pressão de um leito com recheio rotativo em uma ampla faixa de fluxos de gás e líquido e para dois tipos de recheios utilizando o sistema ar/água, os autores observaram uma forte dependência da queda de pressão com a vazão da fase gasosa. As correlações para queda de pressão são baseadas na equação proposta por Billet e Scultes (1991) utilizada para leitos convencionais e apresentaram desvios de 20%;
- Guo et al. (1997) mostraram que a queda de pressão em leito seco não foi influenciada pela velocidade rotacional, ao contrário do que Keyvani e Gardner (1989) obtiveram. Eles também apresentaram duas correlações com boa concordância para queda de pressão: uma envolvendo o leito seco e outra, para o leito molhado, em que a queda de pressão foi proporcional ao fluxo de líquido e ao fluxo de gás elevado ao quadrado, e inversamente proporcional à aceleração centrífuga;
- Kelleher e Fair (1997) apresentaram uma equação à predição da queda de pressão em uma coluna de destilação com recheio rotativo utilizando ciclohexano/*n*-heptano. O desvio da correlação esteve em torno de 20%, e sua aplicação foi considerada promissora, pelos autores, para aplicações envolvendo a destilação.
- Amatuzi (1998) determinou a queda de pressão para vários tipos de recheios utilizando o sistema água/ar e concluiu que a queda de pressão é diretamente proporcional à velocidade de rotação e à vazão de gás, comportamento análogo ao observado por Keyvani e Gardner (1989) e Lockett (1995);
- Zheng et al. (2000) propuseram um modelo semi-empírico de queda de pressão em colunas com recheio rotativo. Em uma ampla faixa de operação, a queda de pressão do leito molhado foi extremamente menor que a do leito seco. Aumentando a altura (isto é, mais unidades de transferência) do leito rotativo pode resultar na redução da queda de pressão através do recheio.



Analogamente à queda de pressão três trabalhos referentes à condição de inundação também são disponíveis:

- Singh et al. (1992) também verificaram que os valores de inundação do equipamento foram inferiores previstos pela correlação de Sherwood (1938), sobreestimando a capacidade hidrodinâmica do equipamento;
- Lockett (1995) realizou estudos hidrodinâmicos de um rotor contendo recheio estruturado denominado Flexipac, em uma coluna com o sistema ar/água em condições ambientes. O autor 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-se a equação de Wallis (1969) para duas fases em contracorrente.

## 2.4 TRANSFERÊNCIA DE MASSA NA COLUNA *HIGEE*

### 2.4.1 Coeficiente de transferência de massa

Os coeficientes individuais de transferência de massa na maioria dos trabalhos são calculados a partir de dados obtidos em processos de absorção ou dessorção. Para tal, diferentes teorias de transferência de massa tais como teoria de filmes, renovação de superfície e camada limite foram aplicadas, conforme descreveremos a seguir.

Tung e Mah (1985) propuseram uma correlação para o coeficiente local de transferência de massa na fase líquida no processo de absorção em alta gravidade, baseada em dados experimentais apresentados por Ramshaw e Mallinson (1981). Estes dados foram comparados com as predições da teoria da penetração e pela correlação de Onda et al. (1968). A predição do coeficiente individual de transferência de massa na fase líquida,  $k_L$ , foi realizada a partir da teoria da penetração, obtendo um desvio de 25%. Segundo os pesquisadores, este resultado mostrava a ineficiência desta teoria na predição do efeito da aceleração centrífuga. A concordância dos dados experimentais obtidos por Tung e Mah

(1985) e com os de Ramshaw e Mallinson (1981) foi satisfatória, porém o mesmo não aconteceu com os da correlação de Onda et al. (1968). Mais tarde, 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.

Munjal et al. (1989 a e b) 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, sendo semelhante à correlação de Onda et al. (1968) à área superficial molhada. A absorção do  $\text{CO}_2$  do ar em água foi usada para estudar o sistema gás-líquido e a relação entre o coeficiente individual de transferência de massa gás-líquido com a força gravitacional foi predita pela teoria da penetração, a uma potência de  $1/6$ . Foi observado que os dados do modelo desenvolvido para este sistema ficaram 20% acima dos valores encontrados experimentalmente.

O coeficiente de transferência de massa da fase líquida foi estudado por Keyvani e Gardner (1989) na dessorção de  $\text{CO}_2$  da água no ar em leito rotativo. No estudo foram utilizados recheios de esponja metálica de alumínio, possuindo 92% de porosidade e com áreas superficiais de 600 a 3000  $\text{m}^2/\text{m}^3$ . O leito foi operado entre 500 e 2000 rpm, proporcionando campos gravitacionais de 60 a 1000  $\text{g}'\text{s}$ . O coeficiente de transferência de massa na fase líquida foi modelado com o auxílio da teoria da penetração, e as áreas interfaciais efetivas foram calculadas por meio da correlação de Onda et al. (1968), para o cálculo da área superficial molhada.

Guo et al. (1997) estudaram experimentalmente as características de transferência de massa para processos em colunas de recheio rotativas controlados pelas fases líquida e gasosa aplicando fluxos de forma cruzada entre os fluidos. O rotor possuía 6,4 cm de raio interno, 16,4 cm de raio externo e 20,0 cm de altura axial, operando com fluxos de gás, de 0 a 1000  $\text{m}^3/\text{h}$ , e de líquido, de 0 a 2,5  $\text{m}^3/\text{h}$ , e velocidade de rotação de 300 a 1500 rpm. Modelos para transferência de massa baseados no mecanismo de renovação de superfície foram aplicados e os autores observaram:

- um escoamento radial líquido em fluxo pistão;

- que o aumento do fluxo de líquido aumenta significativamente o coeficiente volumétrico de transferência de massa, tanto para processos controlados pela fase gasosa, quanto pela fase líquida;
- que, para processos controlados pela fase líquida,  $k_x a$  é proporcional a  $\omega^{0,55}$ , e é pouco influenciado pelo fluxo de gás;
- que, para os processos controlados pela fase gasosa,  $k_y a$  é proporcional ao fluxo de gás e fracamente influenciado pela velocidade de rotação quando a aceleração é superior a 15 g's.

Amatuzi (1998) estudou a transferência de massa em leitos de recheios rotativos a partir da dessorção de acetona da água pelo ar, utilizando velocidades de rotação entre 0 e 5000 rpm e trabalhando com dois tipos de recheios. O autor verificou um elevado desempenho na transferência de massa do leito de recheio centrífugo operando com altos limites de inundação, mostrando ser possível a redução do tamanho do equipamento nesse processo. Foi proposta uma correlação para o cálculo do coeficiente volumétrico na fase vapor com um erro de predição da ordem de 11,26%.

Sandilya et al. (2001) estudaram a 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, sendo o baixo valor obtido experimentalmente atribuído à má distribuição do líquido ao longo do rotor.

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

Lin et al. (2002) investigaram a absorção de CO<sub>2</sub> de gases contendo diferentes concentrações em uma coluna centrífuga, sendo as soluções aquosas de NaOH, MEA e AMP (2-amino-2-methyl-1-propanol) usadas como absorventes. Os autores observaram a

dependência do coeficiente volumétrico global de transferência de massa,  $K_{Ga}$ , em relação à velocidade rotacional, fluxo de gás, fluxo de líquido, concentração de absorvente e concentração de  $\text{CO}_2$ . Os resultados de  $K_{Ga}$  mostraram que foi necessária uma velocidade de rotação superior a 1000 rpm para se obter uma boa eficiência.

Finalmente, Chen et al. (2005) analisam a transferência de massa operando com fluidos viscosos newtonianos e não newtonianos. Os resultados mostraram que o coeficiente de transferência de massa decresce com aumento da viscosidade e que a velocidade de rotação ainda continua aumentando a transferência, sendo proposta uma correlação para predição deste coeficiente, para ambos os tipos de fluidos. Comparada com as colunas convencionais, a influencia da viscosidade do líquido sobre o coeficiente de transferência de massa é menor.

#### 2.4.2 Altura da Unidade de Transferência (*HUT*) e Área da Unidade de Transferência (*AUT*)

Keyvani e Gardner (1989) determinaram dados de *HUT* e realizaram a predição destes dados utilizando a teoria da penetração. O desvio obtido foi de 30 %.

Singh et al. (1992) utilizaram o processo de dessorção com ar na remoção de componentes voláteis de água subterrânea (*VOCs*), fornecendo resultados de queda de pressão, transferência de massa e incrustações no recheio, para 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  $2500 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ; o segundo, na forma de uma placa metálica com porosidade 0,934 e área superficial  $2067 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . O autor 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 de recheio na qual se promove uma mudança na composição equivalente a uma unidade de transferência. Ou seja, representa uma medida direta da eficiência da separação, envolvendo o desempenho do equipamento na realização das

operações de separação de forma análoga ao conceito de *HUT*. A Equação 2.4 apresenta a expressão final para o contato de vapor-líquido centrífugo.

$$AUT_G = \frac{Q}{l K_L a} \frac{\ln \left[ \left( \frac{X_1 - Y_2/H}{X_2 - Y_2/H} \right) \left( 1 - \frac{1}{S} \right) + \left( \frac{1}{S} \right) \right]}{\left( 1 - \frac{1}{S} \right)} = \pi(r_E^2 - r_I^2) \quad (2.4)$$

Sendo:

- G* .... vazão volumétrica de gás,  $m^3/s$
- H* .... constante da lei de Henry,  $atm \ m^3/mol$
- $K_L a$  .... coeficiente volumétrico global de transferência de massa na fase líquida,  $m^{-1}$
- l* .... altura axial do recheio,  $m$
- Q* .... vazão volumétrica de líquido,  $m^3/s$
- $r_I$  .... raio interno do recheio,  $m$
- $r_E$  .... raio externo do recheio,  $m$
- S* .... fator de dessorção,  $H G / Q$
- $X_1$  .... fração molar da fase líquida na entrada do equipamento
- $X_2$  .... fração molar da fase líquida na saída do equipamento
- $Y_2$  .... fração molar da fase gasosa na entrada do equipamento

Esta equação é similar à usada para colunas com recheios convencionais, e sua principal 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  $\frac{Q}{l K_L a}$ , no primeiro membro, é definido como a área de uma unidade global de transferência da fase líquida,  $AUT_L$ . O termo restante do primeiro membro é definido como o número de unidades de transferência da fase líquida,  $NUT_L$ , independente do sistema de coordenadas, servindo não só para colunas de recheio convencionais como para colunas com recheio rotativo.

Uma predição de  $AUT$  foi desenvolvida pelos autores, Equação 2.5, baseada na hipótese de que a taxa de transferência é controlada pelo filme líquido e, assumindo-a como função, da densidade, da viscosidade, do fluxo mássico na fase líquida, da área superficial específica e da aceleração centrífuga. Foram observados desvios de 20%, podendo ser essa correlação mais completa caso tivesse sido incluído o número de Schmidt entre seus

parâmetros. Os autores justificaram esta exclusão ao fato de que nos seus experimentos, esse parâmetro permaneceu constante, perto de 1400.

$$AUT_L = \left( \frac{3,4 \times 10^4}{a_t^2} \right) \left( \frac{L}{\mu_L a_t} \right)^{0,6} \left( \frac{\rho_L g}{\mu_L^2 a_t^3} \right)^{-0,15} \quad (2.5)$$

Sendo:

- $a_t$  ... área superficial específica do recheio,  $m^2/m^3$
- $g$  ... aceleração gravitacional,  $9,806 m/s^2$
- $L$  ... fluxo mássico de líquido,  $kg/m^2s$
- $\mu$  ... viscosidade cinemática do líquido,  $kg/ms$

Singh et al. (1992) também observaram a partir das análises dos dados experimentais, que a  $AUT_L$  era inversamente proporcional à velocidade de rotação, para os dois tipos de recheio.

Liu et al. (1996) determinaram a transferência de massa no processo de dessorção do etanol/água/ar em 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, e fornecendo um campo gravitacional de 13 a 273  $g$ 's. Dois tipos de recheios foram analisados: o primeiro, na forma retangular (5,0x5,0x2,8)mm, porosidade de 0,533 e área superficial de  $524 m^2/m^3$ ; o segundo, na forma cilíndrica (3,0x2,6x3,0)mm, porosidade de 0,934 e área superficial de  $1027 m^2/m^3$ . Os resultados mostraram que o  $K_{Ga}$  aumenta com as vazões de gás, de líquido e com a velocidade de rotação, para os dois tipos de recheios. O recheio retangular apresentou, em relação ao recheio cilíndrico, maior taxa de transferência e o efeito da velocidade de rotação nesse coeficiente ( $K_{Ga}$ ) foi mais pronunciado devido ao recheio retangular ter apresentado um contato mais efetivo entre fases e uma melhor distribuição da fase gasosa.

Além disso, os autores 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 e publicado por Houston e Walker (1950). Os coeficientes de transferência de massa em leitos centrífugos, operando em baixas vazões de gás foram bem maiores que os obtidos para equipamentos convencionais operando em altas

vazões de gás, evidenciando o melhor desempenho da coluna centrífuga frente à coluna convencional.

## 2.5 DESTILAÇÃO EM COLUNAS COM RECHEIO CENTRÍFUGO

Kelleher e Fair (1997) desenvolveram um estudo à destilação em colunas de recheio em alta gravidade, utilizando o sistema binário ciclohexano/*n*-heptano, trabalhando com pressões de operação de 166 kPa e 441 kPa, e sob condições de refluxo total. A faixa de velocidade rotacional utilizada neste projeto foi de 440 a 1200 rpm. Dados de eficiência da transferência de massa, da queda de pressão e da capacidade hidráulica foram obtidos. Utilizando a equação desenvolvida por Singh et al. (1992) os autores obtiveram seis unidades de transferência de massa para uma coluna de 21 cm de altura de leito rotativo, com a eficiência sendo diretamente proporcional à velocidade de rotação, sendo este um ótimo resultado quando comparado com uma coluna convencional.

Lin et al. (2002) desenvolveram uma coluna de destilação com dois tipos recheios rotativos, sendo utilizado o sistema metanol/etanol a 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, e 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.

Nascimento (1999, 2003) desenvolveu de uma coluna de destilação rotativa com diferentes tipos de recheios (dois tamanhos de anéis de Raschig cerâmicos e telas de arame) utilizando dois sistemas destilantes, *n*-hexano/*n*-heptano e etanol/água, à pressão ambiente. A velocidade de rotação foi operada entre 500 e 2500 rpm e vazões volumétricas de líquido de 5,9 a 29,0 ml/s, operando-se com refluxo total e parcial. Os resultados experimentais mostraram que o  $K_y a_e$  foi proporcional à velocidade rotacional e às vazões de vapor e de líquido. Altas taxas de transferência de massa no leito centrífugo foram obtidas, comparando-se com a coluna convencional, e altos valores de eficiência de separação foram verificados, mostrando a viabilidade de intensificação deste processo em escala

industrial. A Equação 2.6 e com a Tabela 2.1 representam as correlações propostas para os sistemas destilantes estudados:

$$Sh = A Re_{\gamma}^B Gr_{\gamma}^C Sc_{\gamma}^D \quad (2.6)$$

Tabela 2.1 Coeficientes da Equação 2.6

Sistema	Recheio	A	B	C	D
etanol/água	Anéis de Raschig 7 e 9 mm	$2,949 \times 10^{-5}$	0,8041	0,02076	-11,16
etanol/água	Telas de arame	$7,8 \times 10^{-5}$	0,7162	0,03602	-6,588
<i>n</i> -hexano/ <i>n</i> -heptano	Anéis de Raschig 7 e 9 mm	$2,848 \times 10^{-3}$	0,9156	0,1185	1,901
<i>n</i> -hexano/ <i>n</i> -heptano	Telas de arame	$1,59 \times 10^{-2}$	0,6608	0,1597	0,9641

Os valores das constantes A, B, C e D da Equação 2.6, foram obtidos através do método de Mínimos Quadrados.

## 2.6 CONCLUSÃO

A primeira unidade comercial *HIGEE* foi instalada para remoção de VOCs para descontaminação da água. Segundo Keyvani e Gardner (1989), esta unidade opera sem problemas desde 1985. Uma outra unidade de absorção a alta pressão (50-70 atm) com capacidade de 566.000 m<sup>3</sup>/dia, também foi instalada. No entanto, nenhuma publicação apresentando os resultados destas instalações é disponível na literatura aberta.

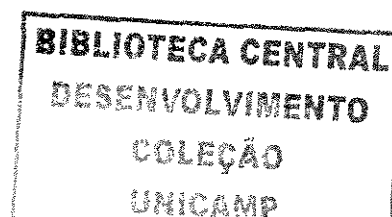
Rao et al. (2004) apresentam uma avaliação do processo *HIGEE* sobre diversos aspectos e fazem as seguintes observações:

- um campo gravitacional de 100-500 g's possibilita o aumento do coeficiente de transferência de massa da fase líquida, utilizando-se recheios com elevada área superficial;
- o escoamento do gás no interior do rotor ocorre como em um corpo sólido e, portanto, o fluxo de gás não aumentou o coeficiente de transferência de massa da fase gasosa. Para tal, um melhor projeto de rotor é requerido para aumentar a sua velocidade angular;



- a orientação do rotor afeta a carga de líquido e de gás permitido, pois este fator afeta a distribuição do líquido;
- o coeficiente individual  $k_L$  ficou em torno de 3-7 vezes maior, quando comparado com colunas convencionais;
- a carga é em torno de seis vezes maior, permitindo que a área correspondente ao raio interno seja duas vezes menor, e podendo ser de até cinco vezes caso se reduzir significativamente o fluxo de gás para o rotor;
- o  $HTU$  varia de 2-6 cm, sendo de 10-60 cm para colunas convencionais;
- o volume é reduzido de 4-20 vezes, possibilitando uma redução de até 100 vezes pela melhoria do projeto do rotor.

De acordo com a avaliação apresentada por Rao et al. (2004), verifica-se que apesar de bastante promissora, existem poucas informações sobre a aplicação de colunas de recheio rotativas em processos de destilação conforme indicado na referência bibliográfica. Este fato motivou o estudo deste tipo de coluna no Laboratório de Processos de Separação da FEQ – UNICAMP, objetivando caracterizar o equipamento. A implantação de unidades laboratoriais foi iniciada em 1998 e a realização deste trabalho faz parte deste objetivo.



Capítulo 3

**Transferência  
de  
Massa**

### 3.1 INTRODUÇÃO

Neste capítulo, será apresentada uma revisão de alguns conceitos sobre transferência de massa entre fases, com ênfase nos coeficientes locais e globais e no conceito da teoria das duas resistências, utilizados como base para o cálculo das unidades de transferência de massa em colunas de destilação centrífugas.

### 3.2 TRANSFERÊNCIA DE MASSA ENTRE FASES

Independente do tipo de coluna de destilação, o processo de transferência de massa é muito complexo. Na maioria das operações em que o fenômeno de transferência de massa está envolvido, o contato entre as fases líquida e vapor deve ser mantido, para permitir o transporte do soluto. Para cada fase, existe uma resistência associada ao movimento do soluto é inversamente proporcional ao coeficiente de transferência de massa.

Para haver uma transferência de massa efetiva, é necessário o contato vapor-líquido que ocorra sobre um regime turbulento, pois este aumenta a taxa de transferência de massa por unidade de área, facilitando a dispersão de um fluido em outro. A Teoria do Filme, desenvolvida por Lewis e Whitman (1924), estabelece que a turbulência desaparece à medida que se aproxima da interface, onde é postulado existir um filme fictício de espessura  $\delta$  na qual toda a resistência à transferência de massa ocorre puramente por difusão.

Em vez de considerar um decréscimo progressivo da turbulência à medida que se aproxima da interface, Lewis e Whitman (1924) assumiram uma variação brusca na hidrodinâmica, de modo que, no filme, o fluido é estagnado e, fora deste, encontra-se completamente misturado.

É postulado que o equilíbrio termodinâmico local prevalece na interface e que o gradiente de concentração no filme é estabelecido em um tempo muito curto se comparado ao tempo total de contato assumido à difusão, que se efetua em estado estacionário.

A Figura 3.1 mostra os dois filmes estagnados de espessuras  $\delta_G$  e  $\delta_L$  que governam a resistência ao transporte do soluto na fronteira entre as duas fases. No processo de

destilação, sem reação química, 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. As concentrações  $y_{A,V}$  e  $x_{A,L}$ , não estão em equilíbrio, sem isso não haveria a difusão do soluto. Entretanto essas concentrações não devem ser usadas diretamente na descrição das taxas de transferência de massa entre as fases.

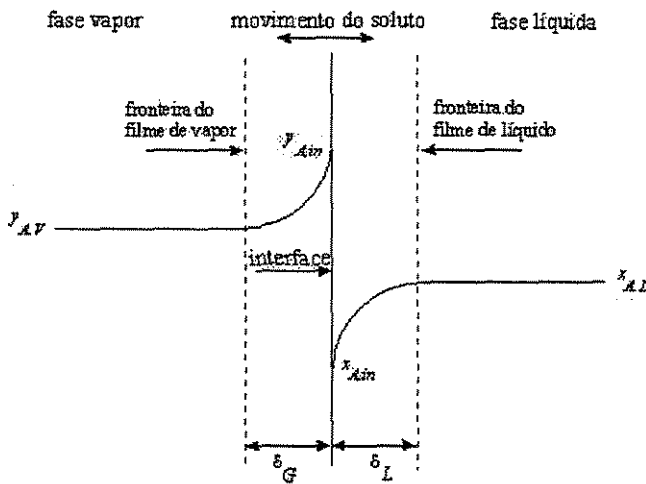


Figura 3.1 – Teoria das Duas Resistências

As concentrações  $y_{A,in}$  e  $x_{A,in}$ , estão em equilíbrio, estabelecendo assim o fluxo do soluto.

Esta teoria também serve 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

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

$$\left[ \begin{array}{l} \text{quantidade de} \\ \text{massa transferida} \end{array} \right] = \text{constante} \cdot \left[ \begin{array}{l} \text{área} \\ \text{interfacial} \end{array} \right] \cdot \left[ \begin{array}{l} \text{diferença de} \\ \text{concentração} \end{array} \right],$$

Sendo que a constante, representa o coeficiente global de transferência de massa.

A Figura 3.2 representa o modelo de um elemento diferencial do rotor com volume  $dV$ ; altura axial  $h_a$ ; área interfacial específica  $a_e$ ; vazões molares  $G_m$  e  $L_m$  e concentrações  $x_A$  e  $y_A$ .

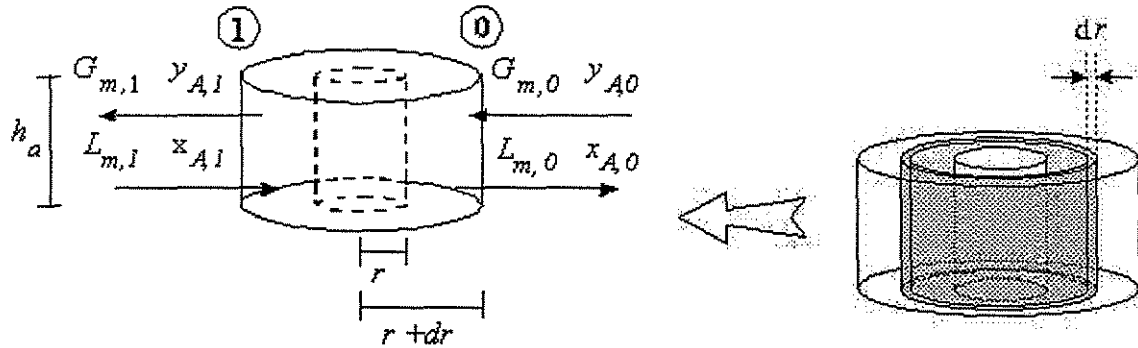


Figura 3.2 – Representação esquemática de um elemento diferencial de rotor

Assumindo que a vazão molar do componente A difundida ao longo da coluna é constante, tem-se para a fase vapor:

$$N_V = G_{m,0} y_{A,0} - G_{m,1} y_{A,1} = G_m (y_{A,0} - y_{A,1}) \quad (3.1)$$

Sendo o elemento de volume:

$$v(r, \theta) = \pi r^2 h_a \quad (3.2)$$

Aplicando a diferencial de volume em coordenadas cilíndricas:

$$dv = 2\pi r h_a dr \quad (3.3)$$

Assumindo-se que há transferência de massa equimolar e constante entre as fases, o número de moles por unidade de tempo do componente A transferido por unidade de volume sobre a seção do rotor é dado pela seguinte equação:

$$N_V a_e = G_m \frac{dy}{dv} \quad (3.4)$$

O número de moles transferido por unidade de volume pode também ser calculado através da equação que define a transferência de massa entre fases, temos:

$$N_V a_e = K_y a_e (y_A^* - y_A) \quad (3.5)$$

Substituindo as Equações 3.3 e 3.4 na Equação 3.5 tem-se a seguinte relação:

$$2\pi r dr = \frac{G_m}{h_a K_y a_e} \frac{dy}{(y_A^* - y_A)} \quad (3.6)$$

Separando as variáveis da Equação 3.6 e tendo, como limites de integração o raio interno e o externo, temos:

$$2\pi \int_{r_i}^{r_e} r dr = \frac{G_m}{h_a K_y a_e} \int_{y_{A,0}}^{y_{A,1}} \frac{dy}{(y_A^* - y_A)} \quad (3.7)$$

Resolvendo o primeiro,  $2\pi \int_{r_i}^{r_e} r dr$ , da Equação 3.7, temos as expressões que definem a área de unidade de transferência e o número de unidade de transferência de massa em coluna de destilação centrífuga para a fase vapor que foram introduzidas por Singh (1992).

$$\pi (r_e^2 - r_i^2) = AUT_G \cdot NUT_G \quad (3.8)$$

Sendo que:

$$AUT_G = \frac{G_m}{h_a K_y a_e} \quad (3.9)$$

Definido, como área de uma unidade global de transferência na fase vapor:

$$NUT_G = \int_{y_{A,0}}^{y_{A,1}} \frac{dy}{(y_A^* - y_A)} \quad (3.10)$$

Para a fase líquida o tratamento matemático é o mesmo, ao invés de utilizar  $G_m, L_m$  e no lugar das frações molares para fase vapor utilizar as frações molares da fase líquida.

Como visto anteriormente, o termo  $AUT$  é definido como a área a qual promove a mudança na composição em uma unidade de transferência, representando uma medida direta da eficiência de separação de uma coluna rotativa através do inverso do seu valor, ou seja quanto menor o valor de  $AUT$  maior é a eficiência de separação.

O termo  $NUT$ , definido pela Equação 3.10, corresponde a medida da dificuldade de separação presente em um sistema e, que depende da volatilidade relativa.

Para um determinado equipamento e sistema destilante, de acordo com a Equação 3.8  $AUT$  e  $NTU$  são inversamente proporcionais. Portanto, o desempenho da transferência de massa na coluna centrífuga pode ser analisada a partir de um destes dois termos,  $AUT$  ou  $NTU$ .

No entanto, valores de  $AUT$  ou  $NTU$  de diferentes sistemas destilantes podem ser comparados apenas nos casos em que possuem a mesma volatilidade relativa.

### 3.4 COEFICIENTE VOLUMÉTRICO GLOBAL DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA

Para o cálculo dos coeficientes volumétricos globais de transferência de massa,  $K_y a_v$ , é necessário se determinar inicialmente o  $NUT$  através das equações vistas anteriormente.

De acordo com a Figura 3.2, e fazendo um balanço de massa entre a seção 0 do rotor, e uma outra qualquer, “s” temos:

$$L_m(x_{A,s} - x_{A,1}) = G_m(y_{A,s} - y_{A,0}) \quad (3.11)$$

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

$$y_{A,n}^* = m x_{A,n} + b, \text{ para } n = 0, 1, 2, \dots, n \quad (3.12)$$

Substituindo a Equação 3.12 em 3.11, e fazendo:

$$y_{A,s}^* = y_A^*; \text{ e } S = m \frac{V_{mol}}{L_{mol}}$$

e rearranjando temos:

$$y_A^* = S(y_A - y_{A,0}) + y_{A,1}^* \quad (3.13)$$

Integrando a Equação 3.10, com o auxílio da Equação 3.12, temos a seguinte equação:

$$NUT_G = \frac{1}{S-1} \ln \left[ (1-S) \frac{y_{A,1} - m x_{A,1} - b}{y_{A,0} - m x_{A,1} - b} + S \right] \quad (3.14)$$

Rearranjando as Equações 3.9 e 3.14 e substituindo na Equação 3.8 tem-se:

$$K_y a_e = \frac{G_m}{h_a A U T_G} = \frac{G_m NUT_G}{\pi (r_E^2 - r_I^2) h_a} \quad (3.15)$$

As equações desenvolvidas em colunas convencionais envolvendo os coeficientes individuais e globais de transferência de massa, e escritas em termos das resistências ao transporte do componente entre as fases, não perdem sua validade para colunas centrífugas. Sendo assim:

$$\frac{1}{K_y a_e} = \frac{1}{k_y a_e} + \frac{m}{k_x a_e} \quad (3.16)$$

Na Equação 3.16, 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 individuais de transferência, “ $k_y$ ” e “ $k_x$ ”. Caso uma das resistências possa ser negligenciável em relação à outra, o sistema é considerado resistente a uma só fase.

A magnitude dos coeficientes individuais 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 altera as condições de temperatura e pressão. A difusão turbilhonar é controlada pela dinâmica dos fluidos envolvidos, sendo função da viscosidade, do escoamento e da massa específica, podendo, por isso, ser controlada diretamente pelas condições de projeto.

No capítulo seguinte, será caracterizado o equipamento utilizado e apresentadas as partes que compõem e suas respectivas funções operacionais.



Capítulo 4

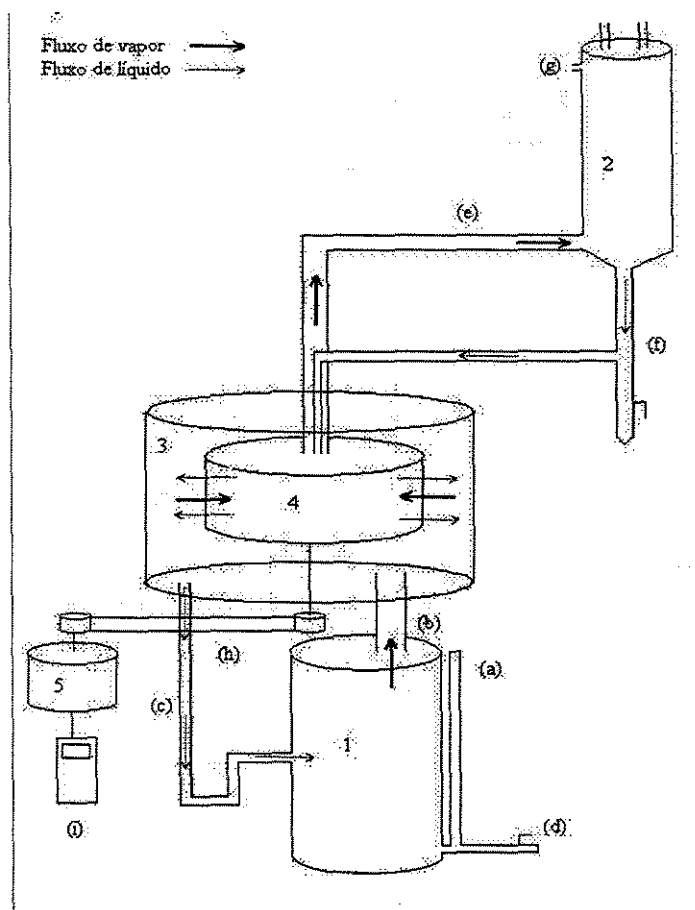
**Descrição do Equipamento**  
**e**  
**Procedimento Experimental**

## 4.1 INTRODUÇÃO

Neste capítulo, serão apresentadas a coluna de destilação com recheio centrífugo desenvolvida neste trabalho, as partes que a compõe seu sistema de funcionamento e o procedimento experimental.

## 4.2 DESCRIÇÃO DO EQUIPAMENTO

A Figura 4.1 apresenta o esquema do equipamento utilizado. Como mostra a figura, a coluna de destilação com leito centrífugo consiste, basicamente do refeedor (1), do condensador (2), da câmara (3), do rotor centrífugo (4), e do motor (5). O leito centrífugo é a parte principal deste equipamento, sendo cada parte detalhada a seguir.



BIBLIOTECA CENTRA  
DESENVOLVIMENTO  
COLEÇÃO  
UNICAMP

Figura 4.1 – Esquema do Equipamento

### *Refervedor (1)*

A evaporação da mistura foi realizada por um refervedor de latão com capacidade de 20 l. Foram instaladas 13 resistências elétricas com potências nominais entre 500 e 1500 W para possibilitar a variação da vazão de vapor por meio da escolha adequada do conjunto de resistências com o auxílio de um painel de controle. Um medidor de nível, Figura 4.1 (a), situado na lateral do refervedor, fornece a indicação de que todas as resistências estão submersas pela mistura, sendo este mesmo tubo utilizado para auxiliar na sua alimentação.

No topo do refervedor foi conectado um cilindro sanfonado, Figura 4.1 (b), também de latão, de 6,0 cm de diâmetro e 40,0 cm de comprimento, com a finalidade de amortecer a vibração e direcionar o fluxo de vapor para o interior do leito. O refervedor possuiu outras duas conexões: a primeira, que promove o retorno do líquido proveniente do recheio ao refervedor, Figura 4.1 (c); e uma outra, que auxilia a retirada de alíquotas da mistura líquida para a determinação de sua composição molar, Figura 4.1 (b).

### *Condensador (2)*

O condensador é de latão e possui três serpentinas de cobre fornecendo uma área de troca térmica de 1,2 m<sup>2</sup>. O vapor escoou pelo lado do casco. Duas conexões foram acopladas ao condensador: uma, para receber a corrente de vapor oriunda do topo da coluna, Figura 4.1 (e); e a outra, para que todo o líquido condensado retorne à coluna, Figura 4.1 (f). Na segunda conexão, foi instalado uma válvula do tipo esfera para retirada de amostras e para medir a vazão de condensado. Para garantir pressão atmosférica no sistema, um pequeno tubo de latão no topo do condensador foi mantido em comunicação com o ambiente, Figura 4.1 (g).

### *Câmara (3)*

A, Figura 4.2, encontra-se uma representação detalhada da câmara e do rotor.

A câmara cilíndrica, com 30 cm de diâmetro e 15 cm de altura, contém no seu interior o rotor centrífugo (recheio) e foi construída em vidro para permitir a visualização das características de escoamento da corrente de líquido no seu interior. Em cada

extremidade do cilindro, foram acoplados dois flanges de latão fixados por 16 hastes de aço e vedados com anéis de borracha nitrílica.

A entrada de vapor no leito e a saída de líquido para o refeedor estão localizadas no flange de base, sendo o tubo de alimentação do vapor colocado de modo a impedir o escoamento indesejável de líquido para o refeedor, Figura 4.2 (a).

Esferas de vidro, Figura 4.2 (b), foram colocadas na base do leito para evitar a formação de vórtice pela corrente líquida. A retirada de amostras do líquido fez-se por meio de uma seringa, Figura 4.2 (c), instalada no flange de base, próximo a sua saída. Ao centro, encontra-se um selo mecânico ( Viton tipo 21 BF ICI ¾), Figura 4.2 (d), utilizado para evitar vazamentos em equipamentos com eixo rotativo.

#### *Rotor centrífugo (4)*

Um rotor, altura de 4,0 cm, diâmetro de 26,0 cm e raio interno de 2,25 cm; foi posicionado verticalmente no interior da câmara, sendo composto por dois flanges de latão conectados por várias hastes de latão e, na sua parte inferior, por uma engrenagem de transmissão.

No centro do rotor, denominado de “olho do rotor”, encontra-se um sistema de distribuição líquido formado por um cone de alumínio da mesma altura do rotor, com o objetivo de melhorar a distribuição da corrente líquida proveniente do condensador. Acima do rotor, foi instalado um rolamento com 1,8 cm de altura e 11 cm de diâmetro externo, a seco, para promover o seu movimento. Para não contaminar as misturas utilizadas, como lubrificante foi utilizado grafite em substituição a graxa proveniente do fabricante.

Para o enchimento do rotor, utilizou-se anéis de Raschig cerâmicos de 0,9 cm e 0,2 mm de espessura, com uma porosidade do leito de 0,62 e área superficial específica de  $627 \text{ m}^2/\text{m}^3$ .

Abaixo, Figura 4.2, encontra-se uma representação detalhada em corte do rotor, com as suas peças e fluxos de líquido e vapor.

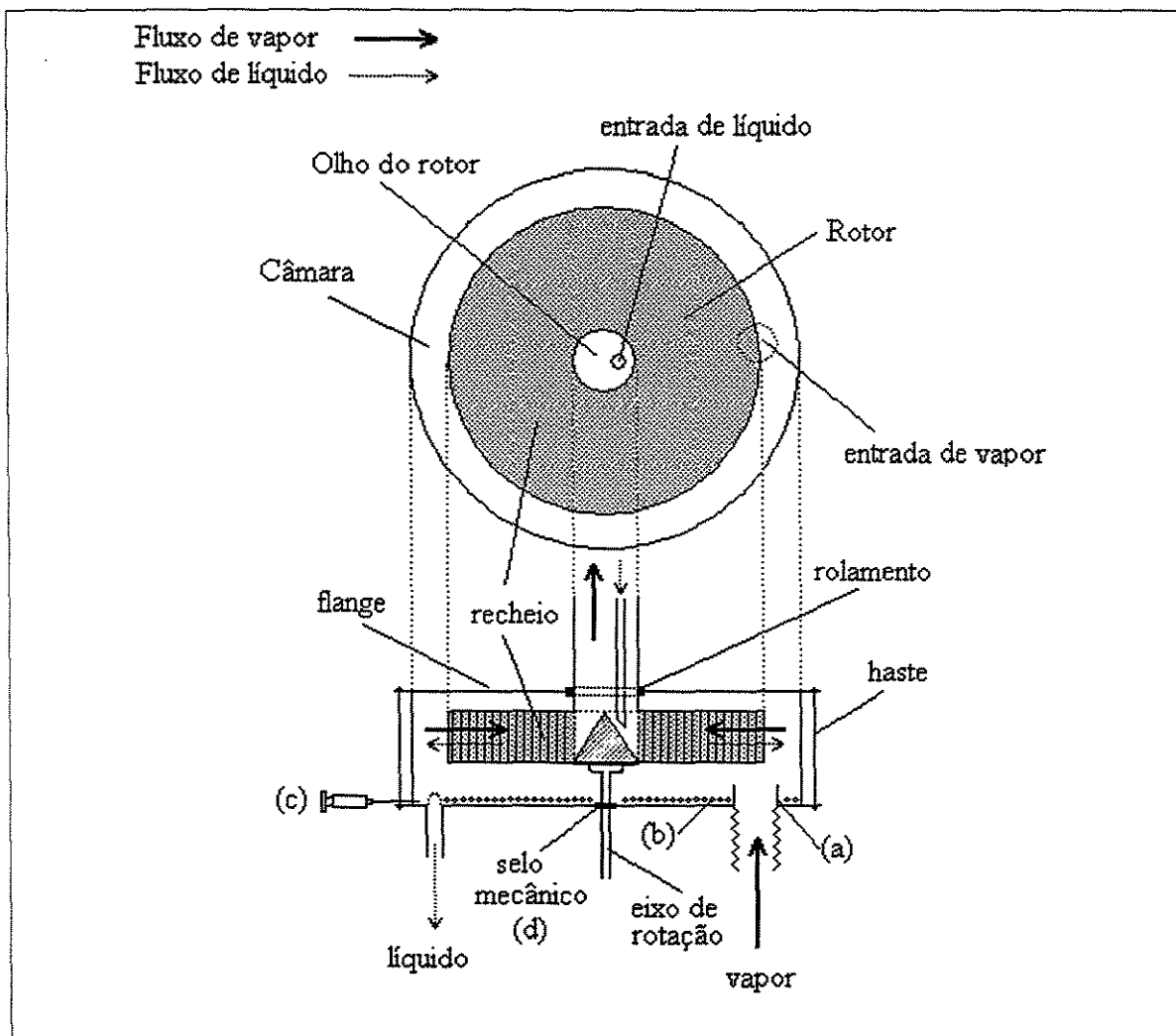


Figura 4.2 – Detalhe da câmara com vista

#### Motor (5)

Com o objetivo de proporcionar o movimento rotativo do recheio, foi instalado na parte inferior do eixo de rotação do rotor, um sistema de polias, Figura 4.1 (h), de 6,5 cm de diâmetro, com duas correias, ligado a um motor, de 1,5 CV e 11 A, da marca Pollus.

Para controlar a rotação do motor, foi instalado um controlador de voltagem, Figura 4.1 (i), na entrada da corrente elétrica, e com a ajuda de um voltímetro (Minipa ET-2002), foi possível controlar a velocidade de rotação requerida para o equipamento. Um tacômetro (Lutron DT-2236) foi utilizado para construir uma curva de calibração, Figura

4.3, possibilitando a avaliação do sistema operacional em uma faixa de rotação de 0 a 2300 rpm.

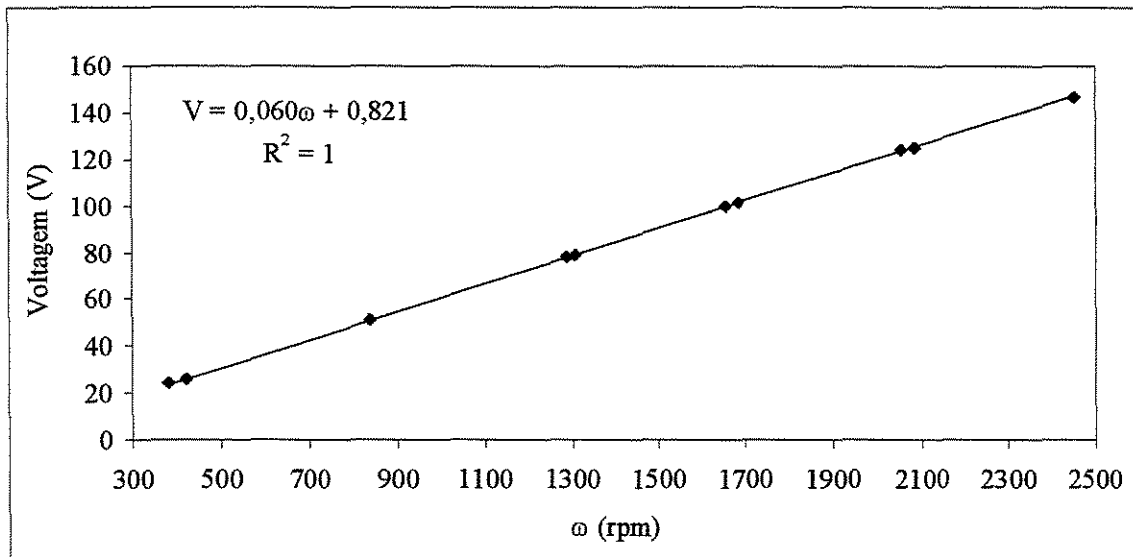


Figura 4.3 – Curva de calibração do voltímetro

#### 4.3 VARIÁVEIS ESTUDADAS

As variáveis de operação estudadas foram a velocidade de rotação, a vazão vapor na entrada da câmara e o sistema destilante.

Foram estudados dois sistemas destilantes: etanol/água e *n*-hexano/*n*-heptano. Estes sistemas possuem diferentes propriedades físicas, porém a sua principal diferença está no gradiente de tensão superficial, que promove a capacidade de estabilizar filme líquido-vapor. Segundo a classificação de Zuideerweg e Harmens (1958), o binário etanol/água é um sistema fortemente positivo, enquanto que o binário *n*-hexano/*n*-heptano é um sistema neutro. O sistema positivo possui alta capacidade de estabilização de filme. Quando o fenômeno de estabilização não está presente, o filme se rompe, formando gotículas.

Na Tabela 4.1, são apresentadas algumas propriedades físicas dos componentes puros.

Tabela 4.1 *Propriedades físicas dos componentes puros*

Componente	$MM$ (kg/kmol)	$T_b$ (°C)	$\rho_{L,20^\circ C}$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho_{V,T_b}$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\sigma_{20^\circ C}$ 10 <sup>3</sup> (N/m)	$\mu_{L,20^\circ C}$ 10 <sup>3</sup> (Ns/m <sup>2</sup> )	$\eta_{20^\circ C}$
etanol	46,07	78,40	789,0	1,49	22,8	1,198	1,3622
água	18,02	100,0	998,0	0,55	72,9	1,001	1,3335
<i>n</i> -hexano	86,18	68,17	613,7	2,87	18,5	0,307	1,3749
<i>n</i> -heptano	100,21	98,14	641,1	3,07	20,9	0,410	1,3876

Referência: Perry e Chilton 5ª Edição.

Para cada um dos sistemas destilantes, diferentes fluxos de vapor foram estudados (0,0947 a 0,1489 kg/m<sup>2</sup>s para etanol/água e 0,298 a 1,503 kg/m<sup>2</sup>s para *n*-hexano/*n*-heptano) e ainda, para cada vazão foi variada a velocidade de rotação de 500 a 2300 rpm, proporcionando uma variação no campo gravitacional entre 26 a 556 *g*'s.

A composição do componente mais volátil na mistura alimentada no refeedor foi de 1,4 mol%, para etanol/água e 3 mol%, para *n*-hexano/*n*-heptano.

A seguir, será descrito o procedimento experimental.

#### 4.4 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

O refeedor foi alimentado com 8 litros de solução com a composição desejada de modo a garantir que todas as resistências ficassem submersas.

Fecham-se todas as válvulas da coluna e dá-se início ao aquecimento da solução, ligando-se algumas resistências.

Abre-se a entrada de água de resfriamento do condensador enquanto a solução é aquecida.

Iniciada a vaporização da solução, ajusta-se a potência de aquecimento desejada por meio das chaves no painel de controle;

Quando a câmara já estiver molhada, liga-se o motor, dando início a rotação. Ajusta-se a voltagem de acordo com a velocidade de rotação desejada.

Após o estabelecimento das correntes líquidas e de vapor, retiraram-se, a cada 10 minutos, três alíquotas da corrente líquida na saída do rotor e da solução contida no refeedor, medindo suas composições.

Repete-se este procedimento até se obter composições das amostras de líquido constantes, caracterizando o estado estacionário do equipamento.

Atingida a estabilidade, são retiradas alíquotas em três pontos diferentes: no refeedor, na saída do rotor e no condensador.

Por fim, mede-se a vazão volumétrica do condensado. Para isso, descarrega-se em um béquer todo o líquido acumulado no condensador, e imediatamente após o fim da descarga, coleta-se o destilado em uma proveta durante 10 segundos, obtendo-se a vazão volumétrica do condensado em *ml/10 s*.

#### 4.5 ANÁLISE DA COMPOSIÇÃO

A composição das alíquotas foi medida a partir dos seus índices de refração a 20°C (refratômetro Abbé, da Carl Zeiss) e, em seguida, por meio de uma curva de calibração, foi possível calcular a sua composição molar. O refratômetro apresenta uma escala com os quatro primeiros algarismos significativos, sendo que o quinto algarismo era determinado por meio do afastamento da régua de indicação, do quarto algarismo. Para cada medida lida no refratômetro, aceitou-se uma variação de (um a dois décimos de milésimo) em cada conjunto. A composição do líquido em cada ponto foi determinada pela média aritmética do conjunto de três alíquotas.

Para a construção das curvas de calibração, foi preparado em uma proveta de 10 ml, soluções de etanol/água e *n*-hexano/*n*-heptano com seus volumes variando de 0 a 10 ml. As composições molares foram calculadas utilizando-se os valores da Tabela 4.1. Salienta-se que o sistema etanol/água apresenta um máximo no índice de refração para a composição volumétrica de etanol na faixa de 80 a 90%, ou 55 a 70% em fração molar, impedindo a utilização da curva na faixa de composição mais elevada. Por isto, para as amostras com composição superior a 25 %, o volume de etanol foi diluído em igual volume de água para



que todas as amostras fossem analisadas na região de boa resolução, de 0 a 25 % molar de etanol.

Deste, modo a curva de calibração composição molar versus índice de refração é obtida, representada pelas Figuras 4.4 e 4.5. Fez-se uma regressão polinomial de 2ª ordem, para obter a equação de origem da curva.

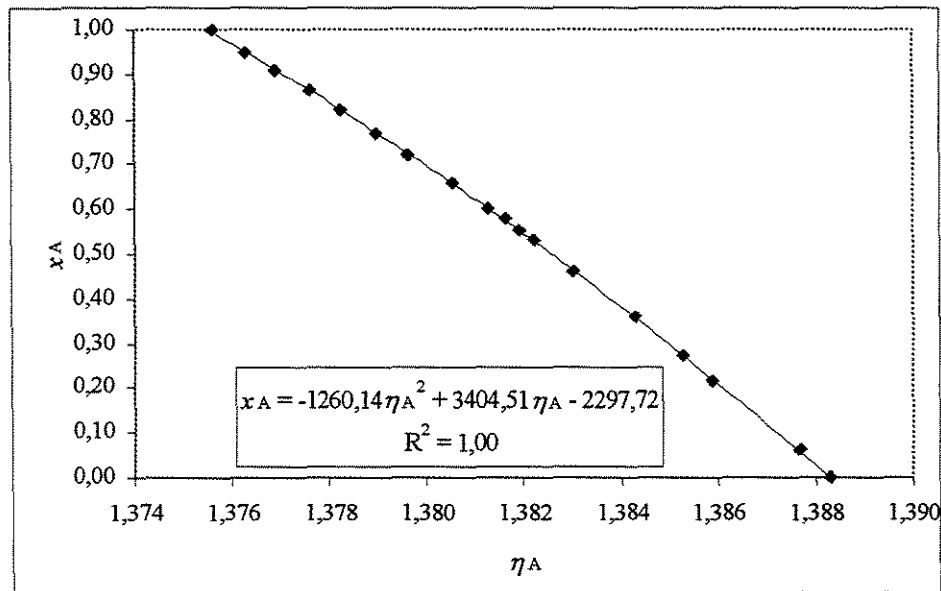


Figura 4.4 Curva de calibração *n*-hexano / *n*-heptano

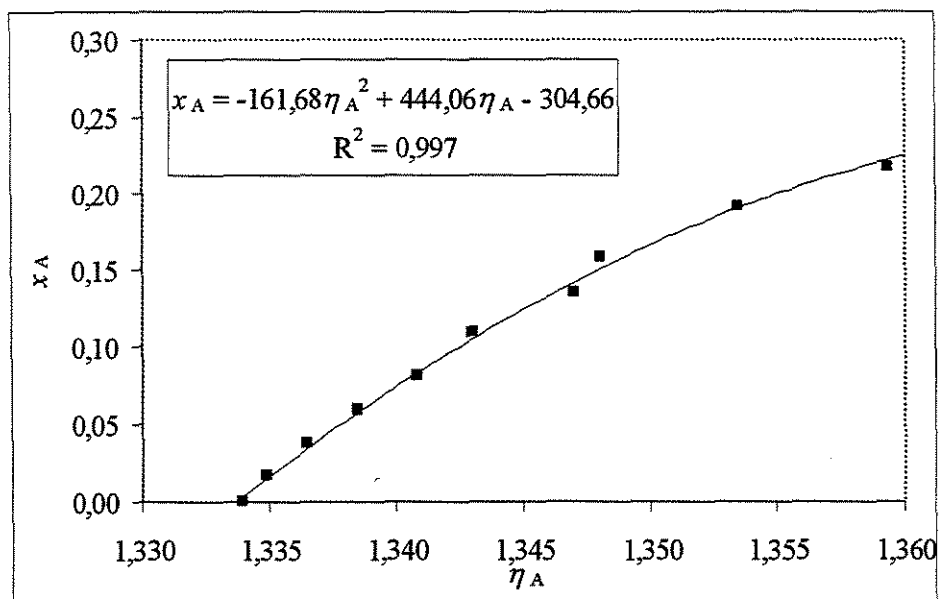


Figura 4.5 Curva de calibração etanol/água

Capítulo 5

**Apresentação**  
**e**  
**Discussão dos Resultados**

## 5.1 INTRODUÇÃO

No presente capítulo, serão apresentados os resultados obtidos conforme o procedimento experimental descrito no capítulo anterior, sendo analisado os efeitos da velocidade de rotação, da vazão de vapor e do sistema destilante sobre  $K_y a_e$  e  $AUT_G$  serão analisados.

## 5.2 OPERAÇÃO DA COLUNA CENTRÍFUGA

O tempo de estabilização do equipamento foi independente do tipo de sistema destilante estudado sendo de aproximadamente 40 minutos, a partir do momento que a rotação era mantida constante. Este é um dado muito importante para esta tecnologia, tendo em vista que a estabilização do equipamento é muito rápida que a das colunas convencionais.

Seu limite de operação, ou seja, o ponto de inundação da coluna, não foi alcançado neste trabalho. O sistema etanol/água foi trabalhado a baixas vazões e, para o sistema *n*-hexano/*n*-heptano, ficou-se restrito aos mesmos fluxos mássicos atingidos no trabalho de Nascimento (1999).

## 5.3 DETERMINAÇÃO DE $K_y a_e$ e $AUT_G$

De posse dos dados experimentais, e utilizando-se as equações 3.14 e 3.15, podem-se determinar  $K_y a_e$  e  $AUT_G$ , respectivamente. Para tal, são necessários os dados de equilíbrio e de propriedades físicas apresentado no Apêndice A.

Durante o experimento, verificou-se que o líquido, ao sair do rotor, é arremessado para parede da câmara de vidro, formando um “cinto” na altura do rotor que contribui para o aumento da taxa de transferência de massa. Na medida em que as características deste cinto dependem das condições operacionais, não é possível dissociar esta contribuição do rotor propriamente dito. E como a formação deste cinto faz parte do funcionamento deste tipo de coluna, a determinação do  $K_y a_e$  será realizada considerando-se o conjunto das contribuições.

5.3.1 Sistema etanol/água

A Figura 5.1 apresenta os resultados de  $K_y a_e$  em função da velocidade de rotação para diferentes vazões de vapor. Os valores de  $m$  e  $b$  das equações 3.12 foram obtidos da equação linearizada da curva de equilíbrio na faixa de concentração obtida.

$$y_A^* = 1,0800 x_A + 0,3334 ; \tag{5.1}$$

$$0,15 < x_A < 0,52$$

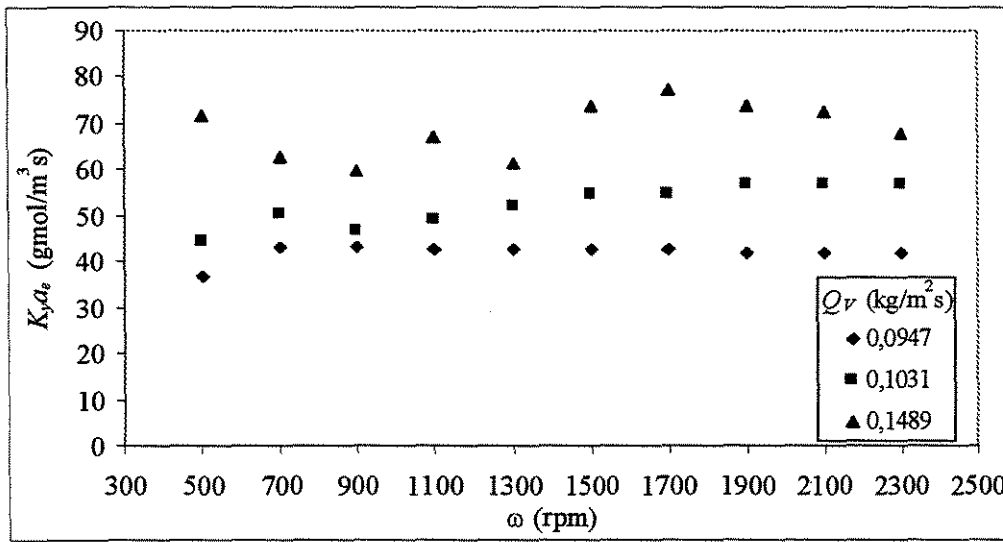


Figura 5.1 – Sistema etanol/água. Influência da rotação no  $K_y a_e$

Pela observação da Figura 5.1 pode-se notar ver que a velocidade de rotação pouco influencia o  $K_y a_e$ , principalmente para baixas vazões. Verifica-se, que para o maior fluxo mássico de vapor, o comportamento é instável em velocidades de rotação menores que 1500 rpm.

A Figura 5.2 mostra resultados semelhantes obtidos por Nascimento (2003), para um rotor de menor tamanho e concentração do refervedor de etanol de 5%.

Uma observação interessante é a variação da concentração de etanol no refervedor,  $x_{AF}$ . Apesar desta diferença de concentração de 1,4% para 5%, a faixa de concentração na câmara não sofreu grandes alterações, de 11-52 % para este trabalho e 15-40 % para o de Nascimento (2003). Uma provável razão para esta mudança pode estar na diferença da

retenção de líquido que ocorre no equipamento, uma vez que todas as tubulações utilizadas neste trabalho foram bem maiores.

Neste trabalho, o equipamento foi operado na mesma vazão que o de Nascimento (2003). Devido à diferença do tamanho do rotor, o fluxo mássico é bem menor.

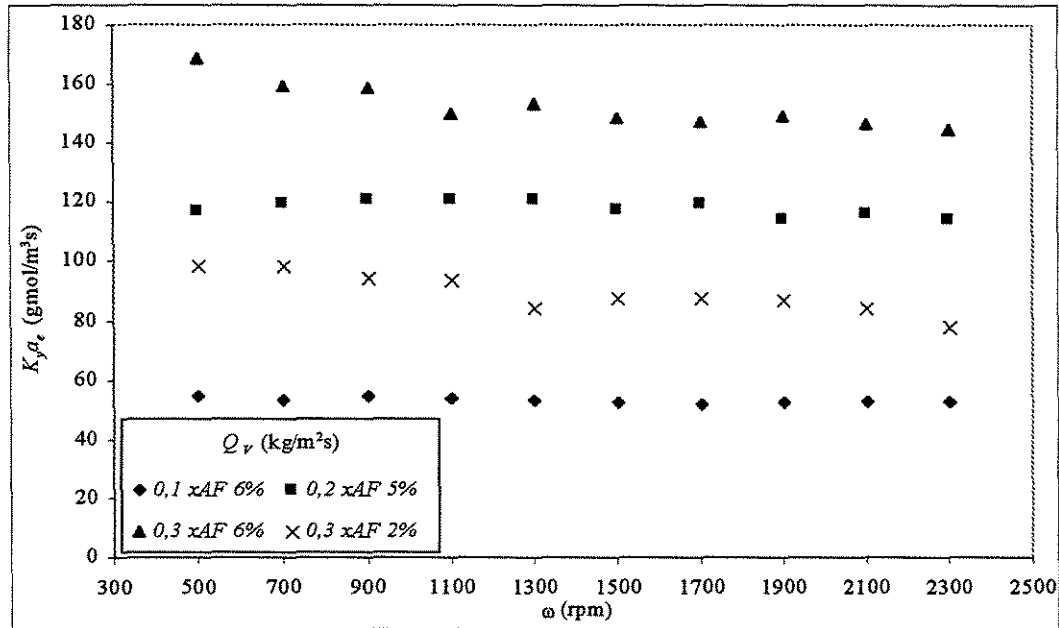


Figura 5.2 Sistema etanol/água. Influência da rotação no  $K_{y,a_e}$  (Nascimento, 2003)

Comparando-se as Figuras 5.1 e 5.2, verifica-se que ambos apresentam comportamentos similares. A velocidade de rotação só influencia nas maiores vazões de vapor. Os coeficientes  $K_{y,a_e}$  obtidos no presente trabalho foram menores.

A Figura 5.3 apresenta os dados de  $AUT_G$  às operações referentes à Figura 5.1, pela qual se verifica que a eficiência é praticamente constante, mantendo-se em torno de 0,04-0,05  $m^2$ . Apesar de o  $K_{y,a_e}$  aumentar com o fluxo de vapor, este aumento não foi suficiente para aumentar a eficiência.

A Figura 5.4 apresenta os dados de  $AUT_G$  de Nascimento (2003) às operações referentes à Figura 5.2, com um rotor menor, podendo-se verificar o mesmo comportamento obtido com o rotor maior, sendo que  $AUT_G$  variou menos ainda, mantendo-se praticamente constante e igual a 0,026-0,029  $m^2$ .

Comparando-se ambas as Figuras 5.3 e 5.4 verifica-se que o rotor maior apresentou uma eficiência bem menor, uma vez que este valor é medido diretamente pelo inverso do  $AUT_G$ .

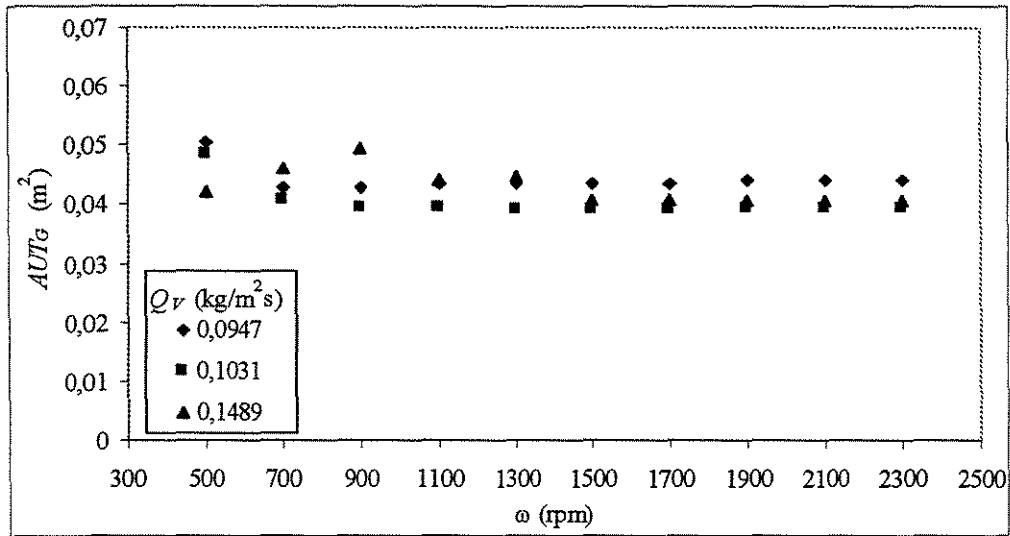


Figura 5.3 – Sistema etanol/água. Influência da rotação no  $AUT_G$

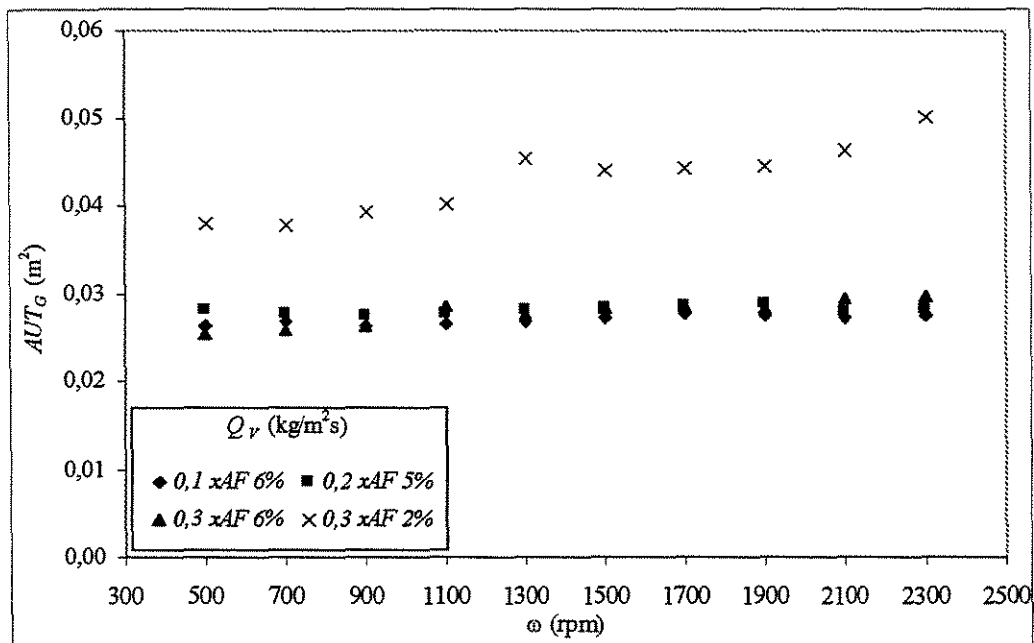


Figura 5.4 Sistema etanol/água. Influência da rotação no  $AUT_G$  (Nascimento, 2003)

A Figura 5.5 apresenta os resultados de  $AUT_G$  à mesma vazão volumétrica. Pela Figura observa-se a eficiência é praticamente a mesma. Porém neste trabalho, com rotor maior, apresenta sua melhor faixa de operação a baixas rotações, comportamento contrário ao descrito por Nascimento (2003).

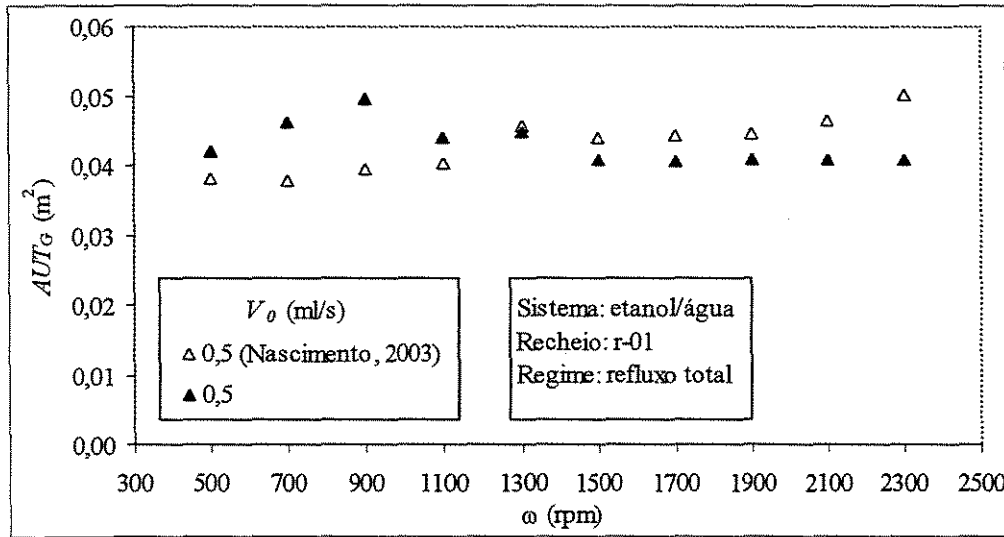


Figura 5.5 Comparação de  $AUT_G$  para o sistema etanol/água

### 5.3.2 Sistema *n*-hexano/*n*-heptano

A Figura 5.6 mostra os resultados de  $K_y a_e$  para o sistema *n*-hexano/*n*-heptano para diferentes velocidades de rotação e fluxo de vapor.

De forma análoga ao sistema etanol/água, não houve variação da concentração de *n*-hexano no refeedor,  $x_{AF}$ . Para este trabalho,  $x_{AF}$  foi mantido idêntico ao de Nascimento (1999), i.e. de 3%, conforme apresentamos no procedimento experimental. Consequentemente ocorreu uma diferença na faixa de concentração na câmara de 30-80 % para este trabalho e 15-60 % para o de Nascimento (1999). Isto fez com que os valores de  $m$  e  $b$  para as Equações 5.2 e 5.3 proveniente da equação 3.14, obtidas da equação de equilíbrio por segmentos de reta, foi também alterada:

$$\text{Nascimento (1999): } y_A^* = 1,700 x_A + 0,02590 \quad (5.2)$$

$$0,15 < x_A < 0,60$$

$$\text{Este trabalho: } y_A^* = 0,863 x_A + 0,25970 \quad (5.3)$$

$$0,30 < x_A < 0,80$$

Analogamente ao sistema etanol/água,  $K_{ya_e}$  sofreu pequena influência da velocidade de rotação para baixos fluxos de vapor. Em linhas gerais, pode-se dizer que  $K_{ya_e}$  aumenta com a velocidade de rotação para fluxos de vapor superiores a  $1,0 \text{ kg/m}^2\text{s}$ . No sistema *n*-hexano/*n*-heptano, de forma similar ao que ocorreu para o binário etanol/água, houve uma maior flutuação dos valores de  $K_{ya_e}$  principalmente nos dois maiores fluxos mássicos trabalhados, Figura 5.6, verificando-se uma grande flutuação, para a maior vazão de vapor, em rotações menores que 1500 rpm. Esta instabilidade pode estar associada à fraca distribuição de líquido, ou seja, o líquido ao atingir o cone no olho do rotor, não é arremessado de forma uniforme no recheio. Isto é confirmado com a diminuição da altura do cinto de líquido formado na parede da câmara. Neste caso, quanto menor a rotação, menor foi a altura do cinto de líquido.

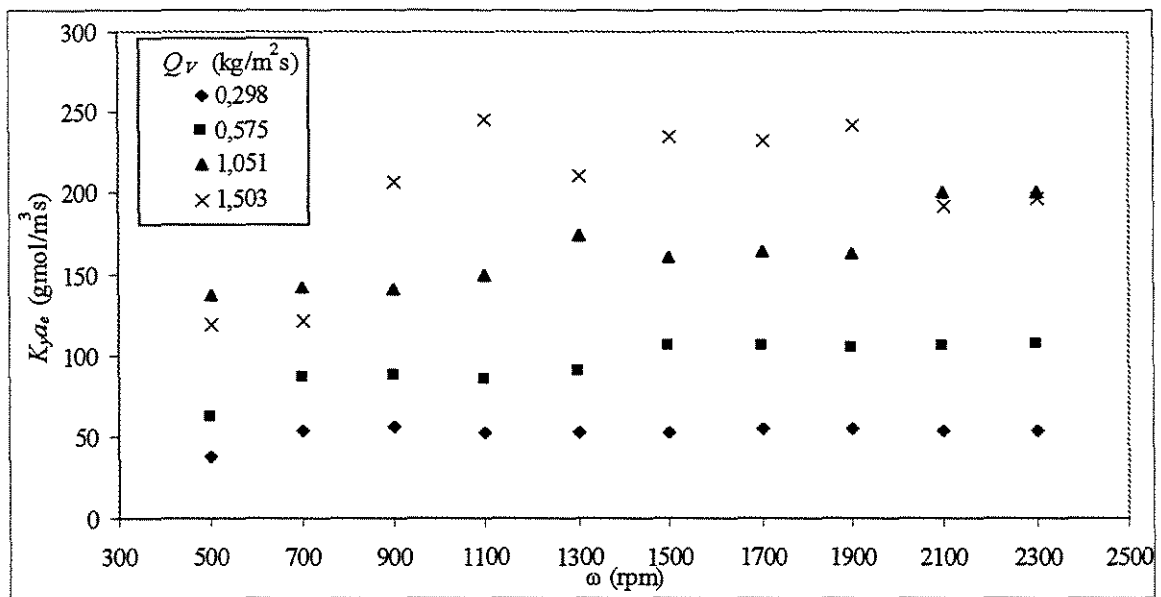


Figura 5.6 Sistema *n*-hexano/*n*-heptano, influência da rotação no  $K_{ya_e}$

No maior fluxo de vapor ocorreu uma diminuição de  $K_{ya_e}$  para as velocidades de rotação de 2100 e 2300 rpm. Esse comportamento pode estar associado a um arraste de líquido pelo vapor na região do olho do rotor.

A Figura 5.7 apresenta os valores de  $AUT_G$  para as operações referentes à Figura 5.6, pela qual se pode observar que o aumento da velocidade de rotação aumenta a eficiência na faixa de 500-1100 rpm e, para velocidades acima deste valor, a eficiência é praticamente constante.



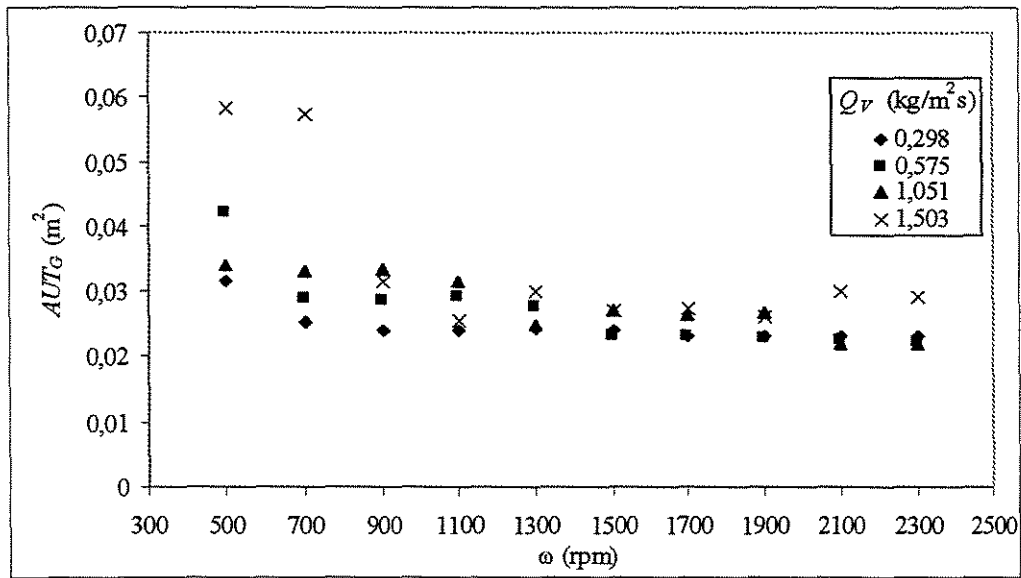


Figura 5.7 Sistema *n*-hexano/*n*-heptano. Influência da rotação no  $AUT_G$

Observa-se também que, mesmo havendo um aumento de  $K_y a_e$  com o fluxo de vapor, isso não garantiu a diminuição dos valores de  $AUT_G$ . O fluxo de vapor influencia muito pouco a eficiência.

Nascimento (2003) avaliou o efeito da concentração na eficiência da coluna operando com recheio de tela de arame para o sistema *n*-hexano/*n*-heptano. Ele verificou que a concentração não influenciou significativamente a eficiência uma vez que este sistema tem comportamento quase ideal e suas propriedades físicas pouco se alteram com a concentração. Considerando que este resultado pode ser aplicado ao recheio de Anéis de Raschig, apresenta-se, na Figura 5.8, os resultados de  $AUT_G$  para ambos os tamanhos de rotores.

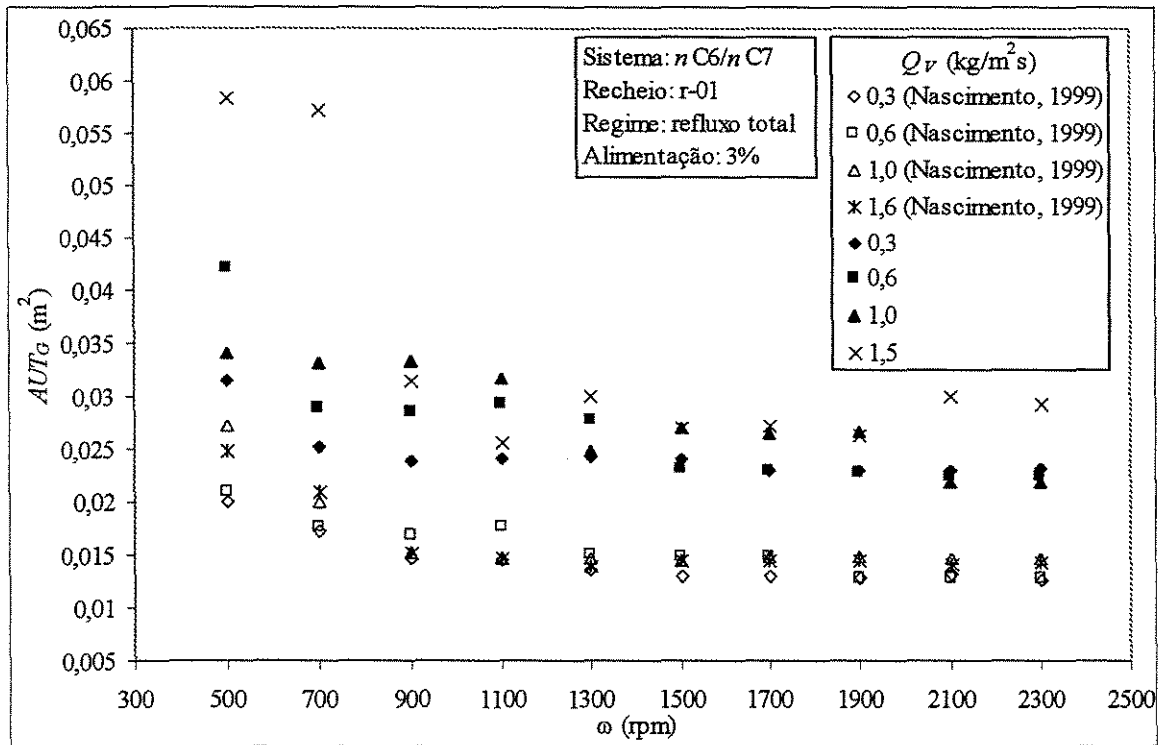


Figura 5.8 – Comparação do  $AUT_G$  para o sistema *n*-hexano/*n*-heptano

Analogamente ao que ocorreu com o sistema etanol/água, verifica-se que, para o menor rotor, a variação de  $AUT_G$  tanto com a velocidade de rotação como o fluxo de vapor é menor.

O comportamento do  $AUT_G$  foi semelhante para os dois tamanhos de rotores. Porém, a coluna com maior rotor obteve valores mais altos quando trabalhada em maiores rotações, conforme visto na Figura 5.8. Essa diferença é consequência da diminuição de  $K_L a_e$ , possivelmente causada pelo arraste de líquido na corrente gasosa.

Comparando-se valores de  $AUT_G$  para ambos os rotores, verifica-se a baixa eficiência obtida pelo maior rotor da mesma forma que para o sistema etanol/água, como já foi dito anteriormente a eficiência é inversamente proporcional ao  $AUT_G$ . Uma possível causa é o surgimento de caminhos preferenciais.

## 5.4 COMPARAÇÃO ENTRE SISTEMAS DESTILANTES

Conforme

O resultado apresentado para os dois sistemas destilantes, verifica-se que os valores de  $K_1 a_e$  não são muito diferentes para os fluxos mássicos de vapor de 0,1489 e 0,293 kg/m<sup>2</sup>s respectivamente para etanol/água e *n*-hexano/*n*-heptano. Porém, os valores de  $AUT_G$  foram bastante distintos. Muitos são os fatores que influenciam a qualidade do contato líquido-vapor e a taxa de transferência de massa, com maior ou menor intensidade, dependendo do tipo de contato líquido-vapor oferecido pelo equipamento. A seguir, estão citadas algumas propriedades que afetam este desempenho:

### *Faixa de operação diferente*

Devido à grande diferença entre as entalpias de vaporização dos dois sistemas, para uma mesma potência de aquecimento, as vazões de vapor obtidas para o sistema etanol/água são bem inferiores que as do sistema *n*-hexano/*n*-heptano. Se fosse só este o fato, bastaria aumentar o número de resistências no refeedor para obter os mesmos níveis de eficiência. No entanto, a faixa de operação é diferente. Segundo Nascimento (2003), em condições de refluxo total, e para o sistema etanol/água os limites de operação (mínimo e máximo fluxo mássico de vapor) está na faixa de 0,12 a 0,36 kg/m<sup>2</sup>s. Já a faixa de operação para o sistema *n*-hexano/*n*-heptano é de 0,31 a 1,60 kg/m<sup>2</sup>s. Estas faixas praticamente não são afetadas pela velocidade de rotação. Observa-se que há apenas uma pequena faixa de intersecção entre os dois sistemas, porém a comparação é impossível de ser realizada, pois no caso do etanol/água, a operação está próxima da inundação, em que a eficiência é sabidamente menor e, no caso do sistema *n*-hexano/*n*-heptano, ocorre o contrário.

Portanto, apesar dos fluxos mássicos operados neste trabalho não se encontrarem próximos do limite de operação, com certeza eles estão em diferentes regiões da operação estável da coluna.

### *Diferença entre as massas molares dos componentes do sistema*

Apesar de ambos serem operados a refluxo total (vazões molares do líquido e vapor iguais), as relações entre as vazões volumétricas de líquido e de vapor são bem

diferentes para o sistema etanol/água (resultado da diferença entre as massas molares dos componentes), fato este que não ocorre com o *n*-hexano/*n*-heptano. Esta relação contribui de forma significativa para os limites de operação da coluna (as curvas de inundação e secagem).

A Tabela 5.1 mostra a relação entre os fluxos mássicos e velocidade superficial para os dois sistemas.

Tabela 5.1 Relação entre os fluxos mássicos e velocidade superficial

Sistema	$Q_V$ (kg/m <sup>2</sup> s)	$U_V$ (m/s)	$U_V/U_L$
etanol/água	0,0947	0,13	1300
	0,1031	0,15	1364
	0,1489	0,21	1313
<i>n</i> -hexano/ <i>n</i> -heptano	0,298	0,10	196
	0,575	0,20	204
	1,051	0,35	194
	1,503	0,50	200

Conforme se pode ver pela tabela, os valores  $Q_L$ ,  $U_V$  e  $U_V/U_L$  são muito diferentes entre os dois sistemas. Para uma mesma velocidade superficial de 0,2 m/s, o  $K_y a_e$  e  $ATU_G$  são respectivamente iguais a 70 gmol/m<sup>3</sup>s e 0,04 m<sup>2</sup>, para o sistema etanol/água e 60-100 gmol/m<sup>3</sup>s (dependendo da rotação) e 0,025 m<sup>2</sup>, para o sistema *n*-hexano/*n*-heptano, implicando que o equipamento é menos eficiente para o sistema etanol/água.

Este fato não ocorre para colunas convencionais, em que o sistema etanol/água apresenta menor  $HTU$  que o *n*-hexano/*n*-heptano (mais eficaz), devido ao gradiente de tensão superficial.

#### *Tensão superficial e gradiente de tensão superficial*

Um dos fatores que influenciam a transferência de massa é a estabilização do filme líquido causada por um gradiente de tensão superficial ao longo da coluna. O efeito Marangoni está presente para o sistema etanol/água (fortemente positivo), mas não, para sistema *n*-hexano/*n*-heptano (neutro).

Para equipamentos que se baseiam na formação de bolhas, o sistema etanol/água apresenta eficiências maiores, pois é incrementado, tanto pela maior formação de área interfacial, quanto pela ocorrência do fenômeno de renovação da superfície, fenômeno este não apresentado pelo sistema do tipo *n*-hexano/*n*-heptano. Já para equipamentos nos quais há a formação de gotas, esta diferença entre os sistemas diminui, podendo até se inverter, pois mesmo que o fenômeno de renovação da superfície continue ocorrendo, a área interfacial formada é menor. Foi por estes motivos que se resolveu testar o desempenho do equipamento com estes sistemas. No entanto, para se ter certeza sobre a real influência destes fatores é necessário que outros sistemas destilantes sejam testados.

Estudos relativos ao efeito Marangoni sobre a eficiência da transferência de massa em colunas de destilação de recheio convencional indicam que colunas pequenas apresentam eficiências mais baixas para sistemas negativos, devido ao colapso do filme de líquido na superfície do recheio. Em colunas grandes (de escala industrial), porém, a situação é invertida, especialmente a cargas mais elevadas. Nestas colunas os sistemas negativos mostram frequentemente eficiências melhores. De acordo com Proctor et al (1998), isto é atribuído à formação de góticulas e de um spray mais pronunciados às misturas negativas, provendo uma superfície extra de troca e, conseqüentemente, melhor transferência de massa.

Neste trabalho, o sistema positivo apresentou menor eficiência que o neutro; um resultado oposto ao esperado para colunas pequenas. Este fato pode ter sido causado pela menor formação de spray e de gotas no distribuidor líquido no olho de rotor para o sistema positivo (devido à estabilização do filme) ou devido à própria tensão superficial (mais alta para água).

A força centrífuga existente também pode afetar as características de escoamento, colunas pequenas podem se comportar como uma coluna de grande porte, com a formação de gotas através da força centrífuga, apresenta um desempenho melhor para misturas negativas. Conforme apresentado na revisão bibliográfica, as características do fluxo de líquido que ocorre no interior do rotor da coluna centrífuga ainda não são bem conhecidas.

Porém, Zuideweg e Yanagi (1992) questionaram os resultados de alguns trabalhos que atribuíram ao efeito Marangoni a diferença de rendimento nas colunas de recheio de tamanho comercial. Segundo os autores, esta diferença de rendimento também pode ser

interpretada tanto em termos da contribuição da resistência individual da fase líquida como em termos da má distribuição de líquido. Na realidade, a contribuição da resistência da fase líquida para a eficiência depende do fator S, ou nas operações em refluxo total, depende da inclinação da linha de equilíbrio, m. A resistência da fase líquida diminui quanto maior é o valor de m. Como pode se ver nos itens 5.3.1 e 5.3.2, o valor de m para sistema *n*-hexano/*n*-heptano é maior que a do sistema etanol/água, que resultaria uma eficiência maior para o sistema *n*-hexano/*n*-heptano.

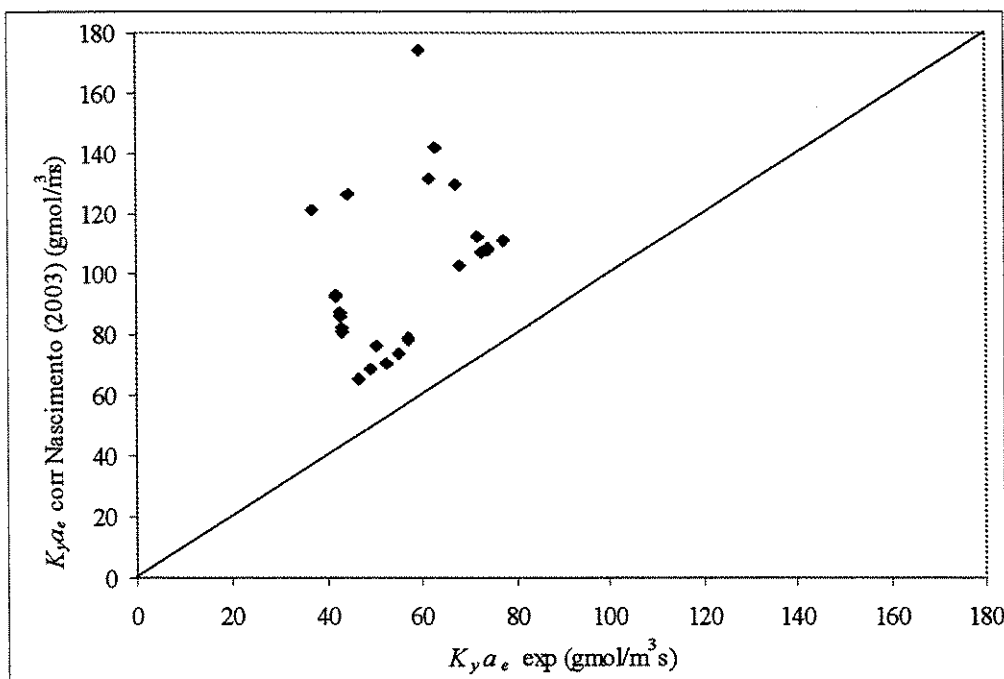
Outro ponto também se indicado por Zuiderweg e Yanagi (1992) é a má distribuição de líquido. A relação entre as velocidades superficiais do vapor e do líquido muda consideravelmente a distribuição de líquido dentro da coluna. O parâmetro de fluxo  $F_p$  para o sistema *n*-hexano/*n*-heptano é maior que para o sistema etanol/água. Isto, em princípio, favorece a sua eficiência. A vazão volumétrica para etanol/água pode não ser suficiente para molhar o recheio adequadamente.

## 5.5 CORRELAÇÕES EMPÍRICAS

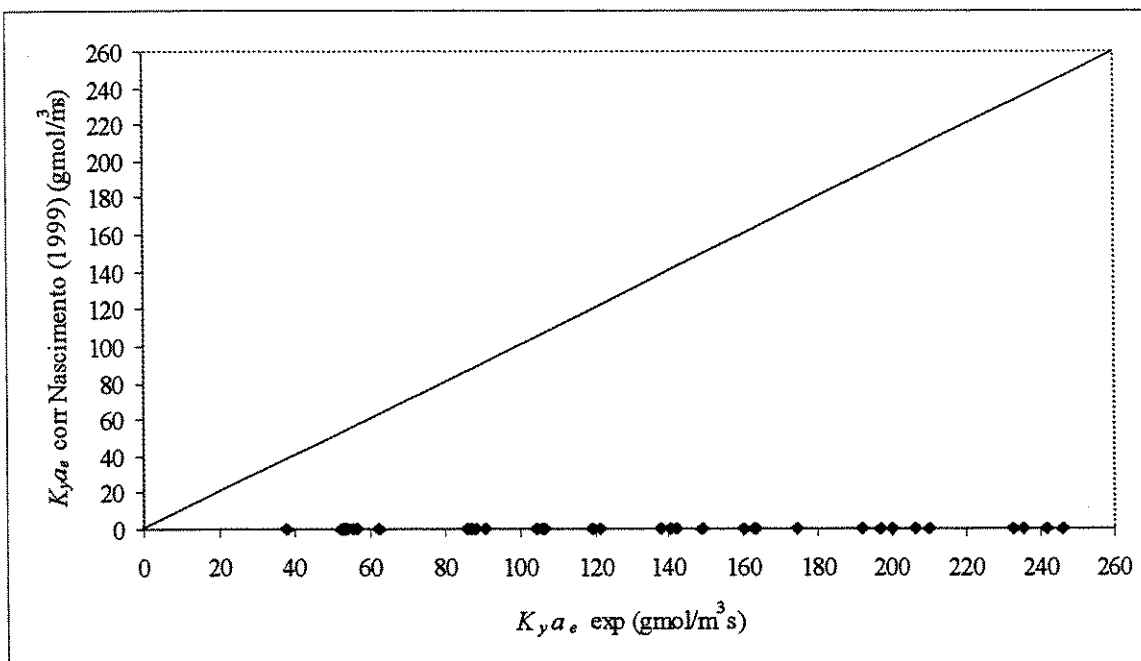
Como visto no item 2.5, Nascimento (1999, 2003) propôs uma série de correlações empíricas para a predição dos dados de  $K_y a_e$  a partir da equação apresentada por Fair e Kelleher (1996), Equação 5.1.

$$K_y a_e \left( \frac{RT_{sat,K} d_p}{a_p D_v P} \right) = A Re_v^B Gr_v^C Sc_v^D \quad (5.1)$$

Sendo assim avaliou-se, neste trabalho, se as correlações apresentadas por Nascimento (1999, 2003) poderiam ser utilizadas para predizer os dados de  $K_y a_e$  obtidos no rotor de maior raio externo. Verificou-se que a correlação não pode ser utilizada para ambos os sistemas, Figuras 5.9a e 5.9b, resultando em pior predição para *n*-hexano/*n*-heptano, o que mostra ser é muito sensível a mudança de raio externo do rotor.



(a) sistema etanol/água



(b) *n*-hexano/*n*-heptano

Figura 5.9 Comparação entre os  $K_y a_e$  experimentais e calculados pela correlação de Nascimento (1999, 2003)

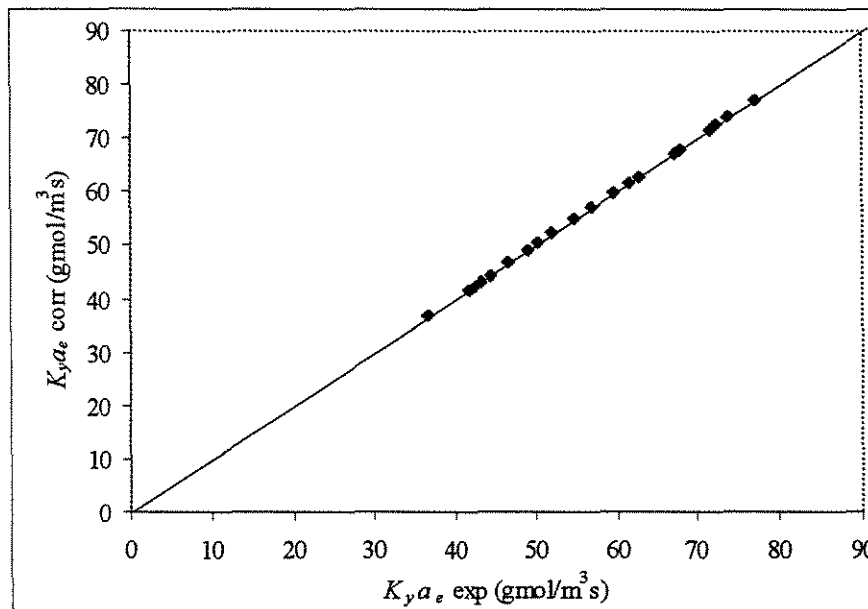
Para resolver este problema, foi desenvolvida uma nova correlação, utilizando o método dos mínimos quadrados para determinar os coeficientes, para todo o espectro de trabalho com um erro médio menor que 1% para ambos os sistemas destilantes. As Figuras 5.10a e 5.10b mostram a relação entre os  $K_y a_e$  experimentais e calculados pela correlação respectivamente para os sistemas etanol/água e *n*-hexano/*n*-heptano.

Os novos coeficientes para a Equação 5.1 são:

Tabela 5.2 Novos coeficientes para a Equação 5.1

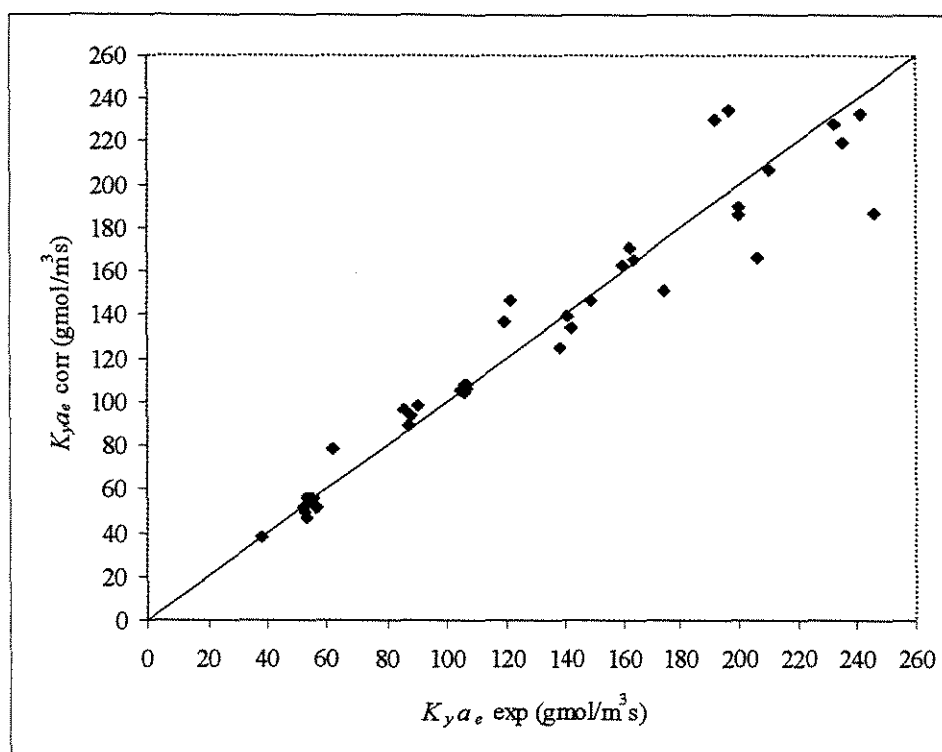
Sistema	A	B	C	D
etanol/água	1,3567	0,9995	$5,6346 \cdot 10^{-4}$	6,2376
<i>n</i> -hexano/ <i>n</i> -heptano	17,242	0,8517	0,0842	11,3959

Estas correlações são válidas para os sistemas etanol/água e *n*-hexano/*n*-heptano utilizando rotor de 13 cm de raio externo e recheio de anéis de Raschig de 9 mm.



(a) sistema etanol/água





(b) *n*-hexano/*n*-heptano

Figura 5.10 Comparação entre  $K_y a_e$  experimental e calculado

Pelos baixos valores dos coeficientes do grupo adimensional  $Gr_V$ , verifica-se a pequena influência da velocidade de rotação nos dados de  $K_y a_e$ , principalmente para o sistema etanol/água, conforme discutido anteriormente. Possivelmente, isso se deve aos baixos fluxos de líquidos operados neste trabalho, situação em que a velocidade de rotação praticamente não influencia o  $K_y a_e$ .

Quando analisada as correlações propostas por Nascimento (1999, 2003), elas não levam em consideração as variáveis de projeto como o raio externo, interno e altura de recheio. Juntando os dados de Nascimento (1999, 2003) e os deste trabalho, uma nova correlação foi proposta, Equação 5.2, no mesmo formato de grupos adimensionais desenvolvidas por Fair e Kelleher (1996), em que foi inserido um novo número adimensional, que leva em conta as diferenças geométricas do rotor:

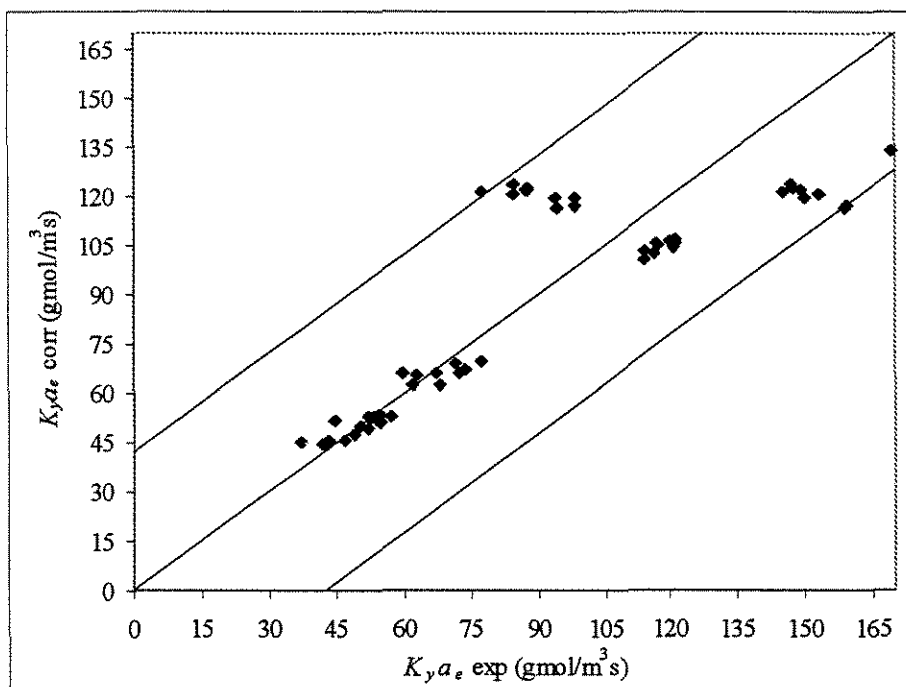
$$Sh = A Re_V^B Gr_V^C Sc_V^D \left( \frac{r_E - r_I}{h_s} \right)^E \quad (5.2)$$

Os coeficientes da correlação, Equação 5.2, estão na Tabela 5.3:

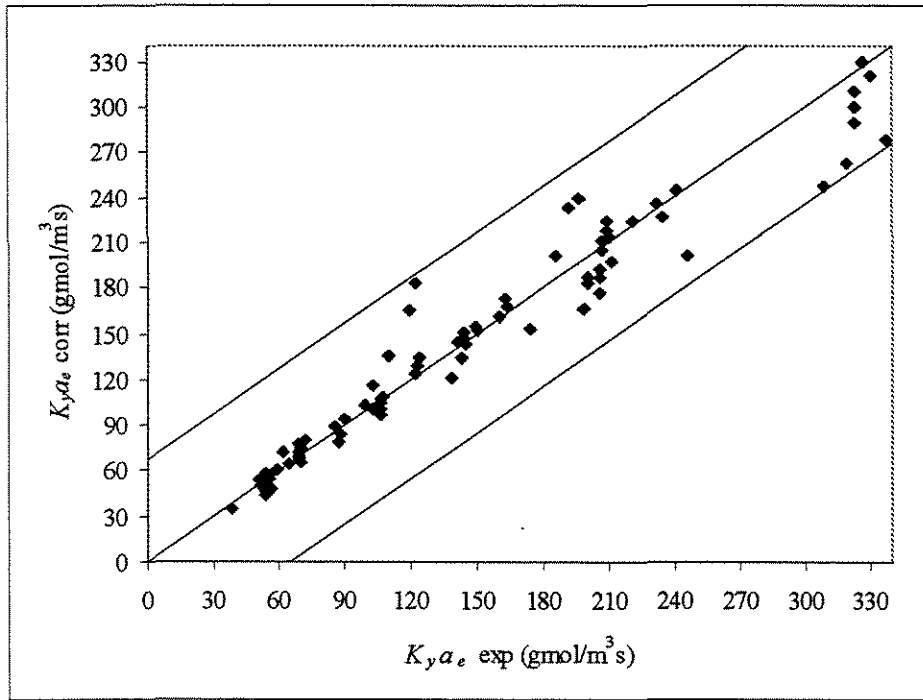
Tabela 5.3 Coeficientes da Equação 5.2

Sistema	Recheio	A	B	C	D	E
etanol/água	anéis de Raschig 9 mm	1,04E-01	0,8223	-0,0100	1,6723	0,0621
<i>n</i> -hexano/ <i>n</i> -heptano	anéis de Raschig 9 mm	0,1205	0,9032	0,1507	2,8391	-0,7567

As Figuras 5.11a e 5.11b mostram a qualidade destes ajustes para ambos os sistemas. O sistema etanol/água na sua correlação apresentou um desvio máximo de 35% e para o sistema *n*-hexano/*n*-heptano um desvio máximo de 25%.



(a) sistema etanol/água



(b) *n*-hexano/*n*-heptano

Figura 5.11 - Correlação empírica do  $K_y a_e$  envolvendo a geometria do rotor, para os dados de Nascimento (1999, 2003) e os deste trabalho.

Capítulo 6

**Conclusões**

**e**

**Sugestões**

Este trabalho procurou explorar um pouco mais a coluna de destilação com recheio centrífugo, utilizando dois sistemas destilantes e aumentando a dimensão do raio externo em relação aos trabalhos de Nascimento (1999, 2003), ocasionando um aumento no volume de recheio. A partir da análise dos resultados experimentais, chegou-se as seguintes conclusões:

*Influência da velocidade do rotor*

- A influência da velocidade de rotação em relação ao  $K_y a_e$  para o sistema etanol/água foi significativa apenas para o maior fluxo, de  $0,149 \text{ kg/m}^2\text{s}$ , sendo que nos menores houve pouca variação.
- No sistema *n*-hexano/*n*-heptano houve uma maior influência da velocidade de rotação nos fluxos mássicos de  $1,0$  a  $1,5 \text{ kg/m}^2\text{s}$ , sendo que, para os fluxos menores, essa influência ocorre quando é trabalhado a baixas velocidades de rotação e mantendo-se praticamente constante.

*Influência do fluxo mássico*

- À medida que se aumenta o fluxo mássico foi observado um aumento nos valores de  $K_y a_e$ , para ambos os sistemas destilantes.
- O fluxo mássico também afeta o  $AUT_G$ , indicando a existência de uma região ótima de operação, sendo, para o sistema etanol/água, a baixas vazões e, para o *n*-hexano/*n*-heptano a altas vazões;

*Influência do raio externo*

- O equipamento apresentou um bom comportamento com a mudança do raio externo, aumentando um pouco o tempo de estabilização. Entretanto continuou ótimo, sendo que o tempo de estabilização do rotor trabalhado por Nascimento (1999, 2003) foi menor, frente às colunas convencionais.
- Os valores de eficiência da coluna foram os que mais sentiram com o aumento do raio externo, ficando o  $AUT_G$  acima dos valores encontrados em outros trabalhos;

- As correlações apresentadas por Nascimento (1999, 2003) não são válidas quando se muda o tamanho do rotor.

### *Correlações propostas*

As correlações propostas, tanto a que leva em conta a relação das variáveis de projeto e a que leva em consideração somente os dados obtidos para cada sistema destilante, a respeito da predição do valor de  $K_y a_z$  obtiveram bom ajuste entre os valores obtidos experimentalmente e calculados.

## 6.1 SUGESTÕES PARA FUTUROS TRABALHOS

A seguir, algumas sugestões que podem vir a ser utilizadas, em futuros trabalhos de pesquisa, para melhorar o conhecimento em torno da tecnologia *HIGEE*, possibilitando uma maior gama de trabalhos a serem desenvolvidos.

- Avaliar o limite de operação da coluna utilizando bombas para retorno do refluxo.
- A mudança da entrada do vapor proveniente do refulvedor para o topo da câmara e não o fundo, como foi trabalhado, para evitar a formação de vórtice no fundo, bem como a entrada de líquido na alimentação de vapor. Esta mudança diminuiria ainda mais a retenção de líquido no equipamento.
- Estudo de diferentes sistemas de distribuição do líquido no olho do rotor, evitando a má distribuição do retorno do condensador e o arraste de líquido pelo vapor ascendente.
- Alterar a direção do rotor à posição vertical, utilizando dois eixos de sustentação, minimizando a força peso do recheio sobre o selo mecânico.
- A utilização de recheios estruturados, aumentando a área superficial consequentemente, a área de contato vapor-líquido.
- Empregar diferentes sistemas destilantes, a fim de estudar o comportamento da transferência de massa.

Apêndice A

**Equações das Variáveis de Projeto  
e  
Propriedades Físicas**

## 1. INTRODUÇÃO

Para o cálculo de  $K, \alpha_e$  e  $AUT_G$ , foram necessários alguns cálculos auxiliares para as variáveis de operação e para as propriedades físicas.

## 2. PROPRIEDADES DO ROTOR

2.1 Raio médio do rotor,  $\bar{r}$  (m) (Liu et al., 1996)

$$\bar{r} = \left( \frac{r_E^2 + r_I^2}{2} \right)^{1/2}$$

2.2 Área da seção transversal,  $A_{st}$  (m<sup>2</sup>) (Liu et al., 1996)

$$A_{st} = 2 \pi h_a \bar{r}$$

2.3 Volume total do rotor,  $v$  (m<sup>3</sup>) (Liu et al., 1996)

$$v = \pi h_a (r_E^2 - r_I^2)$$

2.4 Aceleração centrífuga média,  $a_{centr}$  (m/s<sup>2</sup>)

$$a_{centr} = \left( \frac{\pi \omega}{30} \right)^2 \bar{r}$$

## 3. PROPRIEDADES DO RECHEIO

3.1 Porosidade

$$\varepsilon = \frac{\text{Volume de vazios}}{\text{Volume total}}$$

Para a determinação da porosidade do recheio utilizou-se o seguinte procedimento:

- Encher com os anéis de Raschig uma proveta de 500 ml (não pode ser pequena para não ter efeito das paredes);

- Agitar para que a distribuição seja uniforme (da mesma forma que foi feito para o rotor);



- Encher com água até atingir o nível de 500 ml. O volume de água utilizada é correspondente ao volume de vazios.

### 3.2 Área Superficial

$$a_t = A_m N / V_{proveta} \text{ [cm}^{-1}\text{]}$$

sendo:

$$A_m = \frac{1}{6} \sum_{i=1}^6 A_i \text{ a área média}$$

sendo

$$A_i = \pi d_o l + \pi d_i l + 2(\pi d_o^2 / 4 - \pi d_i^2 / 4)$$

$N$  número de anéis existentes dentro da proveta;

$d_o$  diâmetro externo

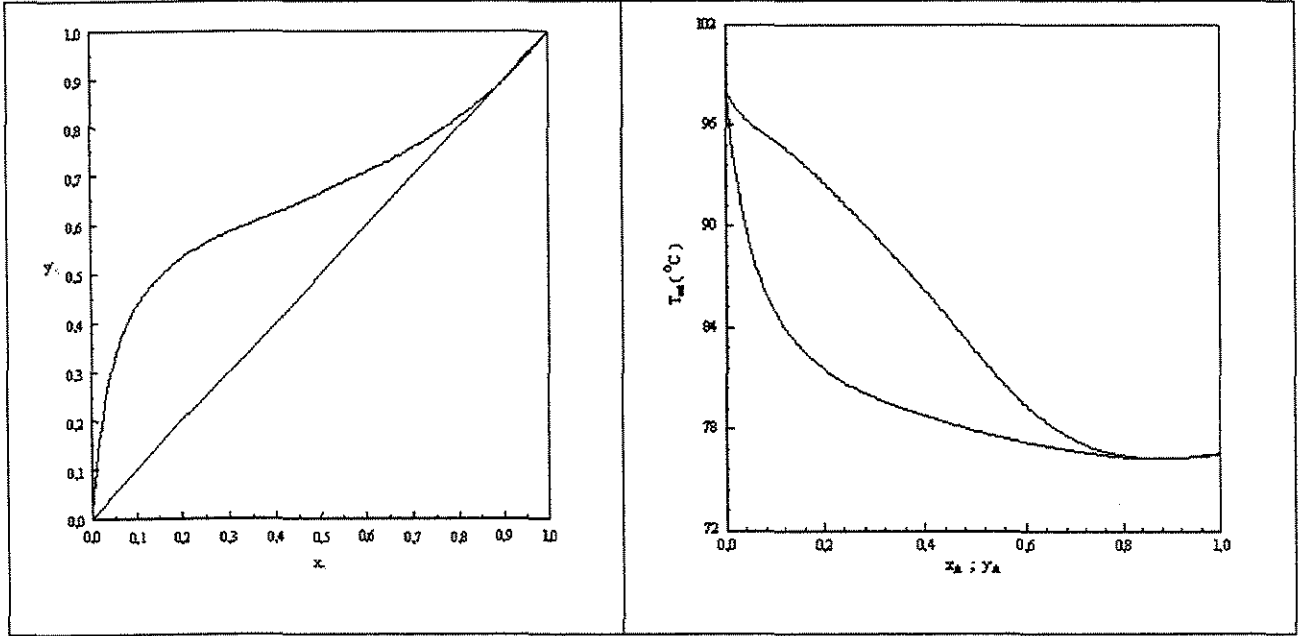
$d_i$  o diâmetro interno

$l$  altura. Os anéis de Raschig apresentam  $d_o=l$ .

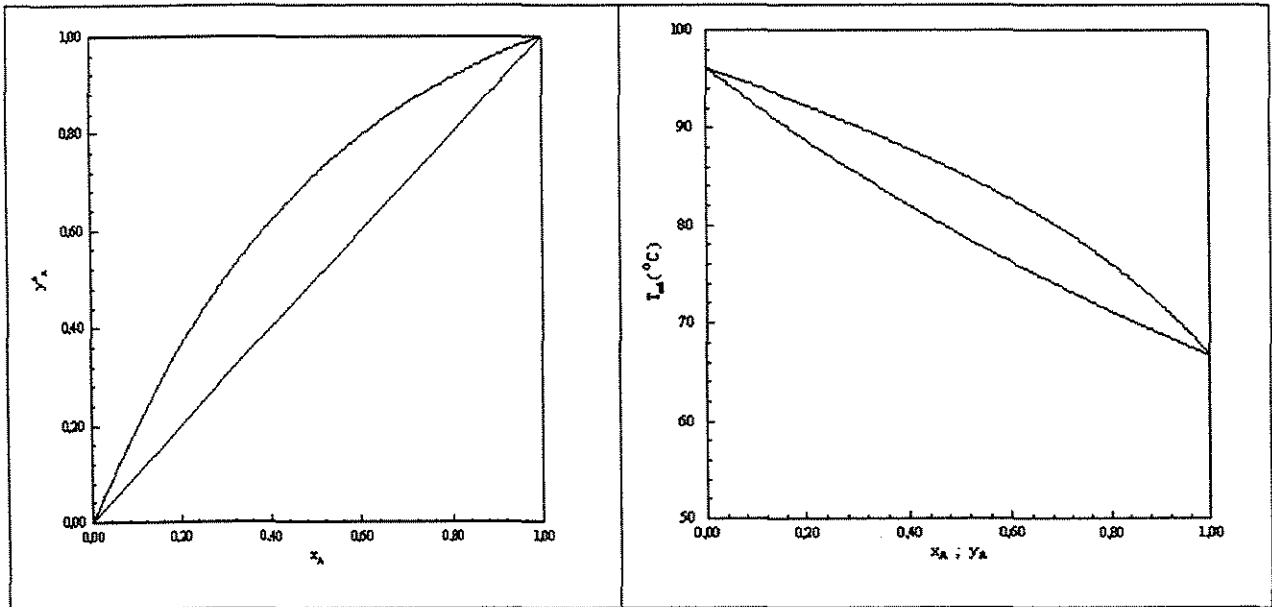
## 4. EQUILÍBRIO LÍQUIDO-VAPOR

Dados de equilíbrio líquido-vapor dos sistemas binário destilantes a pressão de 709 mmHg (pressão média local da cidade de Campinas - SP) foram preditos utilizando-se o modelo de Wilson, estando os parâmetros binários disponíveis em Gmehling e Onken (1977). Por meio de um programa de computador em linguagem Fortran são calculadas a composição na fase vapor e a correspondente temperatura do ponto de bolha, a uma dada composição do componente mais volátil na fase líquida.

4.1 Sistema Etanol/Água



4.2 Sistema *n*-hexano/*n*-heptano



## 5. PROPRIEDADES FÍSICAS

### 5.1 Sistema Etanol/Água

#### 5.1.1 Densidade do líquido, $\rho_L$ ( $kg/m^3$ )

$$\rho_L = \left\{ \frac{1}{MM_L} \left[ x_A \frac{MM_A}{\rho_{AL}} + x_B \frac{MM_B}{\rho_{BL}} \right] \right\}^{-1}$$

Dados dos componentes puros obtidos em Vargaftik (1975).

#### 5.1.2 Densidade do vapor, $\rho_V$ ( $kg/m^3$ )

$$\rho_V = \frac{MM_G}{v_G}$$

sendo:

$$v_G = \frac{Z R T_{sat,K}}{P} \quad \text{e} \quad Z = 1 + \frac{B P}{R T_{sat,K}}$$

Dados do coeficiente virial  $B$  estimados utilizando-se as relações apresentados por Dymond e Smith (1969).

#### 5.1.3 Tensão superficial, $\sigma$ ( $dina/cm$ )

Método de Tamura, Kurata e Odani (conforme Reid et al. (1987) pg. 650)

$$\sigma = \left[ \psi_B^\sigma \sigma_B^{\frac{1}{4}} + \psi_A^\sigma \sigma_A^{\frac{1}{4}} \right]^4$$

Em que,  $\psi_A^\sigma$ , 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.

5.1.4 Viscosidade cinemática do líquido,  $\mu_L$  ( $kg/ms$ )

$$\mu_L = -7,6 \cdot 10^{-3} \cdot T_{sat} + 1,0053$$

Dados de viscosidade da mistura obtidos em Vargaftik (1975).

5.1.5 Difusividade do líquido,  $D_L$  ( $m^2/s$ )

Correlação de Hayduk e Minhas (Reid et al., 1987, pg. 602)

$$D_L = 1,25 \cdot 10^8 \left( v_A^{-0,19} - 0,292 \right) T_{sat,K}^{1,52} \mu_{BL}^{\xi}$$

sendo:

$$\xi = \frac{9,58}{v_{eb,A}} - 1,12$$

e a viscosidade  $\mu$ , em  $cp$ .

5.2 Sistema *n*-hexano/*n*-heptano

5.2.1 Densidade do líquido,  $\rho_L$  ( $kg/m^3$ )

$$\rho_L = \left\{ \frac{1}{MM_L} \left[ x_A \frac{MM_A}{\rho_{AL}} + x_B \frac{MM_B}{\rho_{BL}} \right] \right\}^{-1}$$

5.2.2 Densidade do vapor,  $\rho_V$  ( $kg/m^3$ )

$$\rho_V = \frac{P MM_V}{R T_{sat,K}}$$

5.2.3 Tensão superficial,  $\sigma$  ( $dina/cm$ )

Correlação de Macleod-Sugden modificada (Reid et al., 1987, pg. 650)

$$\sigma = \frac{\rho_L}{MM_L} \left[ \frac{MM_A}{\rho_{L,A}} x_A \sigma_A^{0,25} + \frac{MM_B}{\rho_{L,B}} (1-x_A) \sigma_B^{0,25} \right]^4$$

sendo  $\rho_L$  ( $g/cm^3$ )

#### 5.2.4 Viscosidade cinemática do líquido, $\mu_L$ ( $kg/ms$ )

Método de Grunberg e Nissan (Reid et al., 1987, pg. 474)

$$\mu_L = \exp \left[ x_A \ln \mu_{A,L} + x_B \ln \mu_{B,L} + x_A x_B G_{AB} \right]$$

onde  $G_{AB}$  é o parâmetro de interação dado em Reid et al. (1987)

#### 5.2.5 Viscosidade cinemática do vapor, $\mu_V$ ( $kg/ms$ )

Método de Wilke (Reid et al., 1987, pg. 407).

$$\mu_V = \frac{y_A \mu_{AV}}{y_A + y_B \phi_{AB}} + \frac{y_B \mu_{BV}}{y_B + y_A \phi_{BA}}$$

onde:

$$\phi_{AB} = \frac{\left[ 1 + (\mu_{AV} / \mu_{BV})^{1/2} (M_{AV} / M_{BV})^{1/4} \right]^2}{\left[ 8 (1 + M_{AV} / M_{BV}) \right]^{1/2}}$$

$$\text{e } \phi_{BA} = \frac{\mu_{AV} M_{AV}}{\mu_{BV} M_{BV}} \phi_{AB}$$

#### 5.2.6 Difusividade do líquido, $D_L$ ( $m^2/s$ )

Método de Hayduk e Minhas (Reid et al., 1987 pg. 587)

$$D_L = \frac{1,33 \times 10^{-7} T_{sat}^{1,47} \mu_B^\xi}{\nu_A^{0,71}}$$

sendo:

$$\xi = \frac{10,2}{U_{eb,A}} - 0,791 \text{ e a viscosidade } \mu, \text{ em } cp.$$

5.2.7 Difusividade do vapor,  $D_V$  ( $m^2/s$ )

Correlação de Fuller et al. (Reid et al., 1987, pg. 587)

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

sendo:

$$M_{AB} = 2 \left[ \frac{1}{M_{AV}} + \frac{1}{M_{BV}} \right]^{-1}$$

e  $(\Sigma_V)_A$  e  $(\Sigma_V)_B$ , definidos como parâmetros de volume.

6. RELAÇÕES HIDRODINÂMICAS ENVOLVIDAS NO PROCESSO

6.1 Vazão volumétrica do vapor,  $G$  ( $m^3/s$ )

$$G = \frac{G_m}{\rho_V}$$

6.2 Vazão mássica do líquido,  $L_m$  ( $kg/s$ )

$$L_m = L \cdot \rho_L$$

6.3 Vazão molar,  $L_{mol}$ ,  $G_{mol}$  ( $kgmol/s$ )

$$L_{mol} = G_{mol} = \frac{G_m}{MM_V}$$

6.4 Velocidade superficial do líquido  $\overline{U}_L$  e vapor  $\overline{U}_V$  ( $m/s$ ) (Liu et al., 1996)

$$\overline{U}_L = \frac{1}{r_E - r_I} \int_{r_I}^{r_k} \frac{L}{2 \pi r h_a} dr \quad \text{e} \quad \overline{U}_V = \frac{1}{r_E - r_I} \int_{r_I}^{r_k} \frac{V}{2 \pi r h_a} dr$$

6.5 Fluxo mássico do líquido  $Q_L$  e vapor  $Q_V$  ( $kg/m^2s$ )

$$Q_L = \frac{L_m}{A_{st}} \quad \text{e} \quad Q_V = \frac{G_m}{A_{st}}$$

**Referência**  
**Bibliográfica**

- AMATUZI, D. S. *Transferência de massa gás-líquido em leitos de recheio centrífugos*. Campinas: Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, 1998. 157 p. Dissertação de Mestrado.
- BASIC, A. e DUDUKOVIC, M. P. Liquid holdup in rotating packed beds - Examination of the film flow assumption, *AIChE Journal*, v.41, n.2, p.301-316, 1995.
- BURNS, J. R. e RAMSHAW, C. Process Intensification: Visual study of liquid misdistribution in rotating packed beds. *Chemical Engineering Science*, v. 51, n.8 p. 1347-1352, 1996.
- 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, 2000.
- BILLET, R. e SCHULTES, M. Modelling of Pressure Drop in Packed Columns. *Chemical Engineering Technology*, v.14, p. 89, 1991.
- CHEN, Y. S. e LIU, H. S. Absorption of VOCs in a rotating packed bed. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v.41, n.6, p. 1583-1588, 2002.
- CHEN, Y. S., LIN, C.C., LIU, H. S. Mass Transfer in a Rotating Packed Bed with Viscous Newtonian and Non-Newtonian Fluids. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v.44, p. 1043-1051, 2005.
- DYMOND, J. H. e SMITH, E. B. *The Virial Coefficients of Gases. A Critical Compilation*. Oxford, Cleredeen Press, 1969.
- GMEHLING, J. e ONKEN, U. *Vapour-Liquid Equilibrium Data Collection*. Dechema Dhemistry Data Series, 1997.
- GUO, F., ZHENG, C., GUO, K., FENG, Y., GARDNER, N. C. Hydrodynamics and mass transfer in crossflow rotating packed bed. *Chemical Engineering Science*, v.52, n.21-22, p.3853-3859, 1997.
- GUO, K., GUO, F., FENG, Y., ZHENG, C., GARDNER, N. C. Synchronous visual and RTD study on liquid flow in rotating packed-bed contactor. *Chemical Engineering Science*, v.55, n.9, p.1609-1706, 2000.



- HOUSTON, R. W. e 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. e FAIR, J. R. Distillation studies in a high-gravity contactor. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v.35, n.12, p.4646-4655, 1996.
- KEYVANI, M. e GARDNER, N. C. Operating characteristics of rotating beds. *Chemical Engineering Progress*, v.85, n.9, p.48-52, 1989.
- KUMAR, M. P. e RAO, D. P. Studies on a high-gravity gas-liquid contactor. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v.29, n.5, p. 917-920, 1990.
- LEWIS, W. K. e WHITMAN, W. G. *Industrial & Engineering Chemistry*, v.16, p.1215, 1924.
- 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, 2000.
- 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, 2002.
- LIN, C. C., CHEN, Y. S., LIU, H. S. Prediction of liquid hold-up in countercurrent-flow rotating packed bed. *Trans. I ChemE*, v. 78, p. 391-403, 2000.
- LIU, H. S., LIN, C. C., WU, S. C., HSU, H.W. Characteristics of a rotating packed bed. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v.35, n.10, p.3590-3596, 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, 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, 1989 a.
- 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, 1989 b.

- NASCIMENTO, J. V. S. *Desenvolvimento de uma coluna de destilação com recheio utilizando campos centrífugos*. Campinas: Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, 1999. 99 p. Dissertação de Mestrado.
- NASCIMENTO, J. V. S. *Aplicação da Tecnologia HIGEE em Processos de Destilação*. Campinas: Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, 2003. 123 p. Dissertação de Doutorado.
- 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.
- PROCTOR, S. J., BIDDULPH, M. W., KRISHNAMURTHY, K. R. Effects of Marangoni surface tension forces on modern distillation packings. *AIChE J*, v. 44, n. 4, p. 831-835, 1998.
- RAMSHAW, C. Hige Distillation - An example of process intensification. *Chemical Engineering (London)*, v.13, p.389, 1983.
- RAMSHAW, C. e MALLINSON, R. H. Mass Transfer Process, U.S. Patent 4.283.285, 1981.
- REID, R. C., PRAUSNITZ, J. M., POLING, B. E. *The Properties of Gases and Liquids*. New York: McGraw-Hill, Inc., 1987, 741 p
- RAO, D. P., BHOWAL, A., GOSWAMI, P. S. Processes Intensification in Rotating Packed Beds (HIGEE): An Appraisal. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v.43, p. 1150-1162, 2004
- SHERWOOD, T. K., SHIPLEY, G.H., HOLLOWAY, F.A.L. Flooding velocities in packed columns. *Industrial & Engineering Chemistry*, v.30, p.765, 1938
- SANDILYA, P., RAO, D. P., SHARMA, A. Gas-phase mass transfer in a centrifugal contactor. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v.40, n.1, p. 384-392, 2001
- SINGH, S. P., WILSON, J. H., COUNCE, R. M., FISHER, J. F. V., JENNINGS, H. L., LUCERO, A. J., REED, E. D., ASHWORTH, R. A., ELLIOTT, M. G. Removal of volatile organic compounds from groundwater using a rotary air stripper. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v.31, n.2, p. 574-580, 1992

- TUNG, H. H. e MAH, R. S. H. Modeling of liquid mass transfer in Hige separation process. *Chemical Engineering Communications*, v.39, p.147, 1985
- VARGAFTIK, N. B. *Tables on the Thermophysical Properties of Liquids and Gases*. 2. ed., John Wiley & Sons, Inc., 1975
- WALLIS, G. B. *One-Dimensioned Two-Phase Flow*, McGraw-Hill, Inc., 1969
- ZHENG, C., GUO, K., FENG, Y., YANG, C. Pressure drop of centripetal gas flow through rotating beds. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v.39, n.3, p. 829-834, 2000
- ZUIDERWEG, F. J., HARMENS, A, The influence of Surface Phenomena on the Performance of Distillation Columns. *Chemical Engineering Science*, v. 9, n.2, p. 89-103, 1958
- ZUIDERWEG, F.J.; YANAGI, T., Marangoni effect, liquid phase resistance or misdistribution? *Inst Chem Eng Symp Ser*, v. 1, n. 128, p. A181-A190, 1992