

UNICAMP

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA

ÁREA DE CONCENTRAÇÃO: SISTEMAS DE PROCESSOS QUÍMICOS

E INFORMÁTICA

**DESENVOLVIMENTO DE UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO COM RECHEIO
UTILIZANDO CAMPOS CENTRÍFUGOS**

Autor: João Vicente Santiago do Nascimento

Orientador: Dr. João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira

Co-orientador: Dra. Teresa Masako Kakuta Ravagnani

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
Dezembro de 1999

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE



2007-03-24

EDADE BC
CHAMADA:
T/UNICAMP
N17d
Ex.
IMSO BC/ 41434
ROC. 278/00
C D
RECIB. R 8.11.00
DATA 03-07-00
L.º CPD

CM-00142340-1

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

N17d

Nascimento, João Vicente Santiago do

Desenvolvimento de uma coluna de destilação com
recheio utilizando campos centrífugos / João Vicente
Santiago do Nascimento.--Campinas, SP: [s.n.], 1999.

Orientador: João Alexandre Ferreira da Rocha
Pereira.

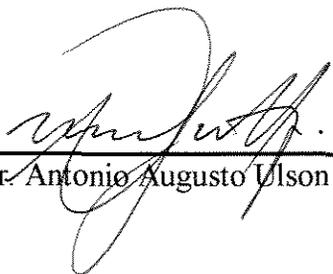
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de
Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

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

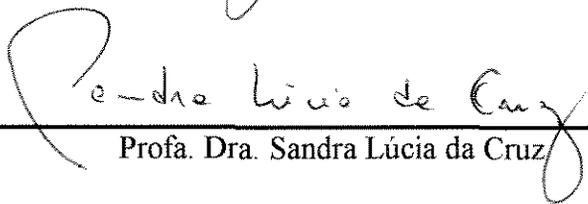
Dissertação de Mestrado defendida por João Vicente Santiago do Nascimento e aprovada em 17 de dezembro de 1999 pela banca examinadora constituída pelos doutores:



Prof. Dr. João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira
(Orientador)



Prof. Dr. Antonio Augusto Ulson de Souza



Profa. Dra. Sandra Lúcia da Cruz

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE

Este exemplar corresponde à redação da Dissertação de Mestrado em Engenharia Química defendida por João Vicente Santiago do Nascimento e aprovada pela banca examinadora em 17 de dezembro de 1999.



Prof. Dr. João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira

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

Agradecimentos

Acima de tudo, agradeço a Deus pela proteção e coragem de enfrentar esta grande etapa da minha vida.

Ao meu orientador Professor Dr. João Alexandre Ferreira da Rocha Pereira, pela amizade, paciência e por transmitir seus ensinamentos e sua vivência no meio profissional.

Da mesma maneira, à Professora Dra. Teresa Masako Kakuta Ravagnani, minha co-orientadora.

Ao Colaborador e amigo Daniel Soares de Moura, pelo grande apoio e serviços prestados durante à fase de montagem e construção do equipamento.

Ao meu Tio Luís pelo grande incentivo em realizar este objetivo e pela ajuda financeira.

A Professora Dra. Maria Helena Andrade Santana pelo incentivo em fazer parte da família DESQ (Departamento de Sistemas Químicos e Informática).

Aos colegas do Laboratório de Processos de Separação Paulo, Dorival, Márcia e Eliana; meus vizinhos Fernando e Leonardo, a todos os colegas da Pós-Graduação da FEQ e aos grandes amigos Arlan, Basilino, C. Alex, Marcone, A. Ribas, Alexandre “Espeto”, Everaldo, J. Wilson, Igor, Marlus e Ricardo “Ursão”, pelas “noitadas e farras” e pela amizade sincera adquirida e em especial, à Juliana.

À Fundação Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior, CAPES, pelo suporte financeiro, nesses dois anos de trabalho.

DESENVOLVIMENTO DE UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO COM RECHEIO UTILIZANDO CAMPOS CENTRÍFUGOS

Resumo

A evolução de equipamentos de alta performance como pequenas colunas de recheio é uma das preocupações mais freqüentes atualmente nas áreas de pesquisa e projeto em Engenharia Química. As colunas de recheio são importantes em operações líquido-vapor em larga escala tais como destilação, absorção, extração e dessorção. Estes sistemas normalmente necessitam grandes colunas para obter elevados níveis de separação, onde a gravidade é a força motriz do escoamento e contato das duas fases.

A literatura relata que a coluna de recheio centrífuga, na qual a força da gravidade substitui a força centrífuga, denominada “*Higee* – alta gravidade”, apresenta alta eficiência de separação em equipamento de dimensões reduzidas, comparado a uma coluna convencional. A unidade é baseada em uma centrífuga na qual o recheio de uma coluna convencional é comprimida em um disco (rotor) em forma de uma rosca.

O objetivo deste trabalho foi estudar o comportamento de transferência de massa e eficiência de uma coluna de destilação com recheio rotativo. O sistema n-hexano/n-heptano foi utilizado trabalhando-se à pressão ambiente sobre refluxo total. Neste sistema, o leito com recheio pode ser operado de 500 a 2500 rpm, na qual fornece uma força gravitacional de 22 a 560 **g** baseado no raio médio aritmético. O rotor possuiu 0,04 m de altura e 0,16 m de diâmetro e recheios de Anéis de Rasching cerâmicos de 0,7 e 0,9 cm de diâmetro. A fase gasosa escoou de fora para dentro do rotor (“olho” do rotor), em contracorrente com o líquido. A fase líquida escoou de dentro para fora do rotor devido à força centrífuga.

Os valores experimentais de $K_G a_G$ e $K_L a_L$ foram determinados e os resultados mostraram que o coeficiente de transferência de massa foi dependente da velocidade de rotação e vazões de líquido. Estes valores obtidos para o leito centrífugo foram 2 a 4 vezes maiores que aqueles calculados para um recheio convencional equivalente. Uma equação empírica foi desenvolvida para correlacionar os coeficientes de transferência de massa para um leito rotativo. O sistema apresentou alta eficiência de separação em um equipamento de tamanho e volume reduzido.

palavras chave: destilação, recheio, campos centrífugos

Abstract

The evolution of high performance equipment as the small packed columns is one of the most important preoccupations in chemical engineering research and design nowadays. The packed columns are important for large-scale vapour-liquid operations such as distillation, absorption, extraction and stripping. These operations, normally require large columns to obtain high separation degrees, where the gravity is the driving force for the flowing and contact of the two phases.

The literature reports that rotating packed beds, which replace gravity force by centrifugal force named “*Higee* – high gravity”, present high efficiency with reduced dimension, as compared to the conventional packed bed. The unit is based on a centrifuge in which the packing of a conventional distillation column is compressed in a doughnut-shaped disc (rotor).

The purpose of this work was to study the mass transfer and efficiency behaviour of a rotating packed distillation column. The binary system n-hexane/n-heptane was used under atmospheric pressure and total reflux conditions. In this system, the packed bed can be operating from 500 a 2500 rpm, which provides gravitational forces from 22 to 560 **g** based on the arithmetic mean radius. The rotor was 0.4 m in height and 0.16 m in diameter and ceramic Rasching rings packing from 0.7 and 0.9 cm in diameter. Gas flows inward from the outer to the inner edge (“eye” of rotor) countercurrently to the liquid. Liquid flows from the inner edge to the outer edge of the rotor due the centrifugal force.

Experimental values of $K_G a_e$ and $K_L a_e$ were determinated and the results show that the mass transfer coefficient was dependent on the liquid flow rates and rotation velocity. These values are 2 to 4 times higher than those calculaded for an equivalent conventional packed bed. An empirical equation was developed to correlate the mass transfer experimental coefficients for rotating packed beds. The system presented high separation efficiency in a reduced size and volume equipment.

Sumário

RESUMO.....	III
ABSTRACT.....	IV
NOMENCLATURA.....	VIII
 CAPÍTULO 1 <i>INTRODUÇÃO</i>	
1.1 INTRODUÇÃO.....	03
 CAPÍTULO 2 <i>REVISÃO DA LITERATURA</i>	
2.1 INTRODUÇÃO.....	07
2.2 CARACTERIZAÇÃO DE UM LEITO COM RECHEIO CENTRÍFUGO.....	07
2.3 TRANSFERÊNCIA DE MASSA EM CAMPOS CENTRÍFUGOS.....	08
 CAPÍTULO 3 <i>ASPÉCTOS TEÓRICOS SOBRE DIMENSIONAMENTO DE UMA COLUNA DE RECHEIO</i>	
3.1 INTRODUÇÃO.....	17
3.2 ESTUDO DA TRANSFERÊNCIA DE MASSA ENTRE AS FASES.....	17
3.2.1 Coeficientes globais de transferência de massa.....	20
3.2.1.1 Cálculo das unidades de transferência de massa para leitos centrífugos....	20
3.3 PROJETO DE COLUNAS DE RECHEIO.....	25
3.3.1 Tipos de recheio.....	25
3.3.1.1 Dimensão do enchimento.....	25
3.3.2 Altura do enchimento.....	26
3.3.3 Predição dos coeficientes de transferência de massa em leitos convencionais.....	27
3.3.4 Diâmetro da coluna (capacidade).....	28
3.4 EFICIÊNCIA NOS ESTÁGIOS.....	29

CAPÍTULO 4 EQUIPAMENTO E PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

4.1	INTRODUÇÃO.....	35
4.2	O EQUIPAMENTO.....	35
4.2.1	O refeedor.....	36
4.2.2	O leito centrífugo.....	37
4.2.3	O condensador.....	38
4.2.4	O motor.....	39
4.2.5	Dimensões do equipamento.....	40
4.3	OPERAÇÃO DO LEITO CENTRÍFUGO.....	41
4.3.1	A alimentação do leito.....	41
4.3.2	A operação efetiva da coluna.....	42
4.3.3	A aquisição de dados experimentais.....	42
4.3.4	O enchimento do rotor.....	44
4.3.5	Medida da composição molar.....	44

CAPÍTULO 5 DISCUSSÃO DOS RESULTADOS EXPERIMENTAIS

5.1	INTRODUÇÃO.....	49
5.2	DETERMINAÇÃO DOS COEFICIENTES GLOBAIS DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA.....	49
5.3	DETERMINAÇÃO DAS UNIDADES DE TRANSFERÊNCIA.....	54
5.4	DETERMINAÇÃO DA CORRELAÇÃO EMPÍRICA REFERENTE AO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA.....	56
5.5	ANÁLISE COMPARATIVA ENTRE AS COLUNAS COM RECHEIO CONVENCIONAIS E CENTRÍFUGAS.....	58
5.6	CÁLCULO DA EFICIÊNCIA DE MURPHREE PARA O LEITO CENTRÍFUGO.....	61

CAPÍTULO 6 CONCLUSÕES E SUGESTÕES

6.1	CONCLUSÕES.....	65
6.2	SUGESTÕES PARA TRABALHOS POSTERIORES.....	66

ANEXO A.....	67
ANEXO B.....	75
B.1 COMPOSIÇÃO DE VAPOR EM EQUILÍBRIO COM O LÍQUIDO NO ESTÁGIO.....	77
B.2 PRESSÃO PARCIAL DO SISTEMA.....	78
B.3 VAZÃO VOLUMÉTRICA DE VAPOR.....	79
B.4 ACELERAÇÃO CENTRÍFUGA MÉDIA.....	79
B.5 VELOCIDADE SUPERFICIAL MÉDIA.....	79
B.6 TEMPERATURAS DE EQUILÍBRIO.....	80
B.7 MASSA MOLECULAR DO SISTEMA	81
B.8 DENSIDADE DO SISTEMA.....	81
B.9 CONCENTRAÇÃO OU DENSIDADE MOLAR DO SISTEMA.....	82
B.10 TENSÃO SUPERFICIAL DO LÍQUIDO.....	82
B.11 VISCOSIDADE DO SISTEMA.....	83
B.12 COEFICIENTE DE DIFUSÃO DO SISTEMA.....	84
B.13 VAZÃO MÁSSICA DO SISTEMA.....	85
B.14 VAZÃO MOLAR DO SISTEMA.....	85
B.15 FLUXO MÁSSICO DO SISTEMA.....	85
B.16 EFICIÊNCIA DE MURPHREE NA FASE VAPOR.....	86
ANEXO C	
C.1 O MODELO DE WILSON.....	89
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	95

Nomenclatura

• Letras latinas

- a** constante de Antoine, *equação C.5*
- a_c** aceleração centrífuga, m/s^2
- a_e** área interfacial gás-líquido específica no recheio, m^2/m^3
- a_t** área superficial total do recheio, m^2/m^3
- a_w** área superficial molhada do recheio, m^2/m^3
- b** constante de Antoine, *equação C.5*
- c** constante de Antoine, *equação C.5*
- C** concentração molar, $kgmol/m^3$
- D** coeficiente de difusão do sistema, m^2/s
- d** diâmetro, m
- d_p** diâmetro efetivo do recheio, m
- DP**..... desvio padrão
- E_M** eficiência de Murphree
- F_{LV}** fator de fluxo
- G** vazão volumétrica da fase vapor, m^3/s
- g** aceleração gravitacional, $9,806 m/s^2$
- g^E**..... energia livre molar, $cal/g mol$
- G^M** vazão mássica da fase vapor, kg/s
- G_m** vazão molar da fase vapor, $kgmol/s$
- H** constante de Henry, $atm m^3/mol$
- h** altura axial de uma coluna, m^2
- h_{centr}**..... termo radial da coluna centrífuga, *equação 3.13*, m^2
- h_{conv}**..... altura do enchimento necessário em uma coluna, m
- k_G** coeficiente individual da fase gasosa tendo a pressão parcial como força motriz, $kgmol/m^2s$

- T** temperatura, $^{\circ}C$
T_e temperatura de equilíbrio, K
U velocidade superficial, m/s
v volume molar, $cm^3/gmol$
V volume, m^3
x fração molar de n-hexano na fase líquida
y fração molar de n-hexano na fase vapor

• **Letras gregas**

- α fator, *equação 3.40*
 β fator de recheio, (α_p / ε^3), *equação 3.40*
 δ espessura
 ε porosidade do recheio
 ϕ fator, *equação B.20*
 γ coeficiente de atividade, *equações C.2-4*
 η índice de refração
 $\lambda_{ij} - \lambda_{ii}$
 $\lambda_{ij} - \lambda_{jj}$ parâmetros da equação de Wilson, *equação C.1a*
 μ viscosidade do sistema, $kg/m s$
 π 3,1416...
 ρ massas específica do sistema, kg/m^3
 σ tensão superficial do sistema, dyn/cm
 υ fator, *equação B.19*
 ω velocidade rotação do rotor, rps
 ξ fator, *equação B.25a*
 ψ fator, *equação B.26*
 Λ fator, *equação C.1a*

- **Subscritos**

- 1** n-hexano
- 2** n-heptano
- A** na entrada do equipamento
- B** na saída do equipamento
- C** no condensador
- c** crítico
- E** externo
- eb** ebulição
- F** no refeedor
- G** fase vapor ou gasosa
- I** interno
- i** 1,2,3,..., N
- in** interface
- i** 1,2,3,..., N
- t** total
- L** fase líquida
- R** no recheio

- **Superescritos**

- * no equilíbrio termodinâmico
- média aritmética
- L** fase líquida

Abreviaturas

- corr**.... correlação
- exp**.... experimental
- eq** equipamento

- **Siglas**

AETP .. altura de uma seção contínua equivalente a um estágio teórico, *m*

AUT ... área de recheio equivalente a uma unidade de transferência, *m*²

HUT ... altura de recheio equivalente a uma unidade de transferência, *m*

NUT ... número de unidades de transferência

- **Números adimensionais:**

Fr_G $\alpha_t Q_G^2 / g \rho_G^2$ - Número de Froud – fase vapor

Fr_L $\alpha_t Q_L^2 / g \rho_L^2$ - Número de Froud– fase líquida

Gr_G $d_p^3 \rho_G^2 \alpha_t \omega / \mu_G^2$ - Número de Grashof – fase vapor

Gr_L $d_p^3 \rho_L^2 \alpha_t \omega / \mu_L^2$ - Número de Reynolds – fase líquida

Re_G $Q_G / \alpha_t \mu_G$ - Número de Reynolds – fase vapor

Re_L $Q_L / \alpha_t \mu_L$ - Número de Reynolds – fase líquida

Sc_G $\sigma_G / D_G \rho_G$ - Número de Schmidt – fase vapor

Sc_L $\rho_L / D_L \rho_L$ - Número de Schmidt – fase líquida

We_G ... $Q_G^2 / \alpha_t \sigma \rho_G$ - Número de Weber– fase vapor

We_L $Q_L^2 / \alpha_t \sigma \rho_L$ - Número de Weber– fase líquida

Capítulo 1

Introdução

1.1 INTRODUÇÃO

A unidade de separação *Higee* ('*high g*' – alta gravidade), assim popularmente conhecido, devido ao seu alto limite de inundação, foi significativamente importante no desenvolvimento do processo de separação gás-líquido, como a extração, absorção, dessorção e destilação, atuando em áreas específicas da Engenharia Química, como por exemplo, a Petroquímica e a Biotecnologia.

Esse projeto, inicialmente desenvolvido por Ramshaw (1981), caracterizou-se por apresentar um leito cilíndrico com recheio rotativo, proporcionando um maior contato do vapor ou gás com o líquido em contracorrente, gerando a formação de um campo centrífugo muito maior que o campo gravitacional da Terra, influenciado pela alta velocidade de rotação, obtendo altos coeficientes de transferência de massa. Ou seja, como o campo gravitacional da Terra não pode ser aumentado, então podemos substituí-lo por um campo centrífugo em função deste leito de recheio ser rotativo.

Por isso, o tamanho do equipamento pode ser consideravelmente reduzido comparado com colunas recheadas convencionais, reduzindo o custo do projeto, intensificando-se o processo. Além desta vantagem, muitas outras são oferecidas pela coluna de recheio rotativo, tais como:

- menor possibilidade de inundação da coluna;
- maior área total interfacial específica do recheio;
- maiores fluxos de vapor e líquido envolvidos;
- estado estacionário alcançado mais rapidamente;
- menor tempo de contato das correntes;
- menor degradação térmica de substâncias sensíveis ao calor;
- maior facilidade de manutenção do equipamento;
- menor risco de incêndio ou explosão devido à menores quantidades de materiais tóxicos e inflamáveis.

Seu pequeno tamanho também permite que a construção do equipamento seja mais econômica, quando existe a necessidade da utilização de ligas metálicas para resistir a corrosão ou para operações de risco, necessitando de baixos estoques de materiais perigosos.

Então, o propósito deste trabalho consiste em:

- determinar os coeficientes de transferência de massa para a fase vapor e para a fase líquida do leito centrífugo;
- comparar os coeficientes volumétricos de transferência de massa de um leito convencional através das correlações propostas por Onda (1968), com os do leito centrífugo obtidos experimentalmente;
- analisar o comportamento de cada coeficiente diante da velocidade de rotação e do fluxo mássico;
- propor uma correlação empírica para o cálculo do coeficiente volumétrico de transferência de massa para ambas as fases;
- calcular a eficiência de uma coluna de recheio rotativo através das formas empíricas de unidades de transferência de massa e a eficiência de Murphree para o leito desenvolvido nesta tese.

Assim, no Capítulo 2 deste trabalho, mostraremos através da revisão bibliográfica, as características fundamentais de uma unidade de separação em alta gravidade, mencionando os principais trabalhos publicados envolvendo este tema.

A seguir, no Capítulo 3, abordaremos o dimensionamento de uma torre de recheio convencional, destacando os conceitos básicos de transferência de massa, o comportamento da eficiência em colunas recheadas e o cálculo da eficiência de separação de Murphree.

No capítulo seguinte, descreveremos o equipamento centrífugo e o procedimento experimental desenvolvido neste trabalho.

E por fim, os resultados obtidos experimentalmente e conclusões serão devidamente discutidos.

Capítulo 2

Revisão da Literatura

2.1 INTRODUÇÃO

O presente capítulo faz um relato sobre a caracterização de uma unidade de separação influenciada pela alta gravidade, abordando de uma forma geral sua operação em escala industrial.

Os principais trabalhos publicados sobre o contato líquido-vapor envolvendo campos centrífugos, são apresentados desde a sua origem por Sheldon e Fahnestock até hoje, mostrando estudos do comportamento hidrodinâmico e de transferência de massa. Para melhor compreensão, procurou-se apresentá-los preferencialmente de forma cronológica.

2.2 CARACTERIZAÇÃO DE UM LEITO COM RECHEIO CENTRÍFUGO

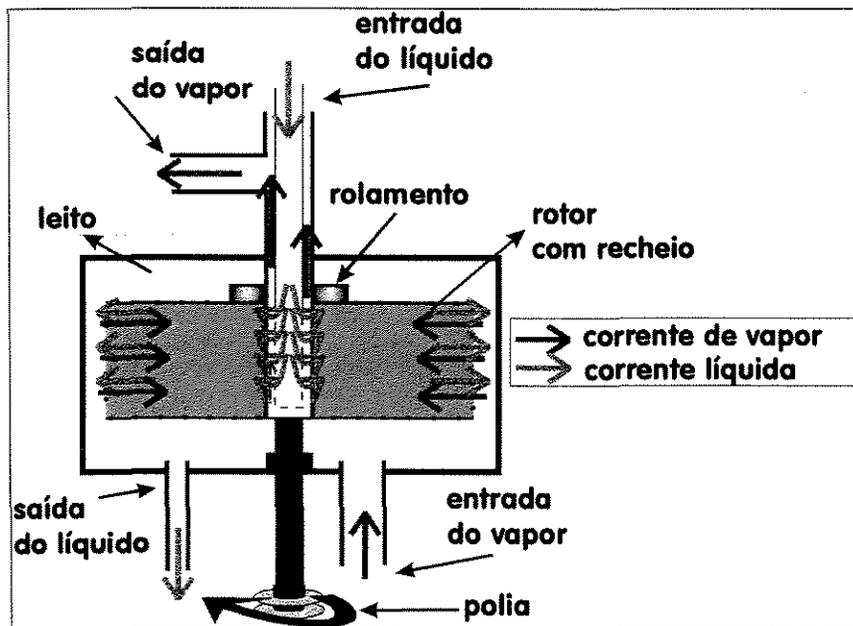


Figura 2.1 Modelo simplificado de um leito rotativo

O equipamento centrífugo, como mostra a Figura 2.1, consiste basicamente de um leito estacionário, contendo um rotor conectado a um motor situado fora do leito. O leito geralmente é constituído por um material transparente de forma cilíndrica, geralmente vidro, de forma a visualizar o regime de escoamento das correntes de vapor e de líquido. Em sua base, estão

localizadas a entrada e a saída dessas correntes. O rotor é constituído por duas placas cilíndricas metálicas denominadas flanges, onde é armazenada o recheio de anéis de Rasching por exemplo, para promover o contato líquido-vapor. O gás ou vapor é introduzido na superfície externa do rotor e é forçado a fluir radialmente em contracorrente com o líquido, deixando o leito pela parte central do equipamento. O líquido é introduzido no centro do rotor, e escoar para fora deste impulsionada pela força centrífuga.

Desde o seu surgimento até hoje, o projeto envolvendo campos centrífugos, sofreu algumas alterações físicas, mas mantém no geral, suas características básicas de operação. Aplicações na indústria para esse novo projeto são numerosos, entretanto a carência de conhecimento desse tipo de contato líquido-vapor aliado ao alto custo de operação, impede o seu emprego industrialmente.

Contudo, existem situações onde a coluna rotativa por ser mais compacta, é mais competitiva em relação as colunas convencionais, tradicionalmente mais largas e volumosas. Tais situações incluem: o aproveitamento da coluna rotativa em plantas onde o espaço é bem limitado e a dessorção ou borbulhamento de gases em plataformas de perfuração submarinas.

2.3 TRANSFERÊNCIA DE MASSA EM CAMPOS CENTRÍFUGOS

O estudo do contato entre as fases líquida e a de vapor em um campo centrífugo, surgiu em 1940 através de Sheldon e Fahnestock. Ambos, patentearam um aparato contendo uma coluna de recheio visando os processos de destilação, absorção e extração, obtendo uma notável semelhança ao projeto envolvendo campos centrífugos.

Vivian e colaboradores (1965), pesquisaram a influência da força gravitacional na dessorção do Dióxido de Carbono em Água, através da conexão de uma coluna de recheio de anéis de Rasching cilíndrico a uma larga centrífuga. O campo gravitacional atuando sobre o líquido foi variado de 1 a 6,4 vezes a força gravitacional terrestre, ou seja, de 1 a 6,4 **g**. Foi observado que o coeficiente volumétrico de transferência de massa na fase líquida aumentou proporcionalmente com a força gravitacional elevado à uma potência entre 0,41 a 0,48. O expoente torna-se maior com o decréscimo da vazão líquida.

Conforme visto anteriormente, na década de 70 pesquisadores da *Imperial Chemical Industries* (ICI), projetaram uma coluna de recheio rotativa de forma cilíndrica, visando os processos de destilação e absorção. Este tipo de leito rotativo foi bem trabalhado por Ramshaw e Mallinson (1981). O equipamento era composto por dois rotores sendo que a alimentação do sistema era realizado entre os equipamentos, operando em refluxo total. Eles obtiveram altíssimas capacidades de inundação permitindo o uso de recheios com altas porosidades (0,90 – 0,95) e altas áreas superficiais específicas (2000 – 5000 m²/m³) (Ramshaw, 1983). A queda de pressão encontrada possuiu a mesma ordem de grandeza em relação à colunas de recheio convencionais, apesar do pequeno tamanho da coluna rotativa. A força gravitacional variou de 200 a 1000 vezes a força normal da gravidade. Este novo projeto foi assim batizado de *Higee* (alta rotação), tornando-se popular no meio científico. O aumento do valor da transferência de massa foi comprovado resultado da formação de filmes mais finos e de menores formações de bolhas produzidas. Os coeficientes de transferência de massa aumentaram com o aumento da força da gravidade, ou seja, com o aumento da velocidade rotacional. Para a medida do coeficiente de transferência de massa na fase líquida, a absorção de Oxigênio do Ar em Água desoxigenada foi usada. Em relação à fase gasosa, foi utilizada a absorção de Amônia do Ar (5% em volume) na água.

Tung e Mah (1985), propuseram uma correlação para o coeficiente de transferência de massa na fase líquida em alta gravidade no processo de absorção, baseado em dados experimentais apresentados pela patente da ICI por Ramshaw e Mallinson. Estes dados foram comparados com as predições da teoria da penetração e pela correlação de Onda e colaboradores (1968). Tung realizou uma predição de dados do coeficiente individual de transferência de massa na fase líquida através da teoria da penetração com desvio de 25 %, como mostra a Equação 2.1, significando que, segundo estes pesquisadores, a teoria da penetração não descreve a real dependência deste coeficiente com a aceleração centrífuga. A concordância dos dados experimentais com os de Ramshaw e Mallinson foram satisfatórios, o mesmo não acontece com os da correlação de Onda.

$$k_L = 0,918 \frac{D_L}{d_p} \left(\frac{a_t}{a_e} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_L}{D_L \rho_L} \right)^{1/2} \left(\frac{Q_L}{a_e \mu_L} \right)^{1/3} \left(\frac{d_p^3 \rho_L^2 g}{\mu_L^2} \right)^{1/6} \quad (2.1)$$

Depois das pesquisas realizadas por Ramshaw e colaboradores da *ICI London*, a *Glitsch Incorporation* dos Estados Unidos, licenciou a tecnologia *Higee*. Ela implantou em escala comercial, o tratamento (desidratação) de gás ácido, bem como a remoção de componentes orgânicos voláteis de águas subterrâneas. (Bucklin e Won, 1987; Fowler e colaboradores, 1989).

O mesmo trabalho foi desenvolvido por Singh (1989), fornecendo resultados de queda de pressão, transferência de massa e incrustações do recheio, utilizando três leitos de tamanhos diferentes com raio interno e altura axial de 12,7 cm, e raio externo de 22,9; 30,5 e 38,1 cm respectivamente. Dois tipos de recheio foram utilizados neste trabalho: o primeiro na forma de uma esponja metálica composta de 85% de níquel e 15% de cromo, 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 $2067 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Singh introduziu o conceito de **AUT** (área do recheio equivalente a uma unidade de transferência), analogamente ao parâmetro **HUT** (altura do recheio equivalente a uma unidade de transferência), utilizado no projeto de torres convencionais, para aplicações em leitos com recheio rotativo. Discutiu-se a mudança de concentração do fluido com a distância radial do recheio. Tal conceito é desenvolvido no Capítulo 3. A equação final para o contato de vapor-líquido centrífugo é a seguinte:

$$\frac{L}{h K_L a_e} \frac{\ln \left[\left(\frac{x_A - y_B/m}{x_A - y_B/m} \right) (1 - 1/S) + 1/S \right]}{1 - 1/S} = \pi (r_E^2 - r_I^2) \quad (2.2)$$

onde: $S = \frac{m G_m}{L_m}$, e $K_L a_e$ em s^{-1} . (2.2a)

Esta equação é similar àquela usada para colunas com recheios convencionais. A exceção está no uso de coordenadas cilíndricas na expressão do quadrado dos raios para contato vapor-líquido centrífugo. O segundo membro desta equação está em unidades de área e a expressão $L / h K_L a_e$ situada no primeiro membro, é definida como área do recheio equivalente a uma unidade de transferência na fase líquida (**AUT_L**). O termo restante desse primeiro membro, é definido como número de unidades de transferência na fase líquida (**NUT_L**). O número de unidades de transferência independe do sistema de coordenadas, servindo tanto para colunas de recheio convencionais como para colunas com recheio centrífugo ou rotativo.

Singh observou através das análises dos dados experimentais que o **AUT** era inversamente proporcional à velocidade de rotação para os dois tipos de recheio envolvidos neste trabalho. Notou-se também a relação direta entre o **AUT** com o raio externo do rotor, sendo esta relação mais significativa a baixas velocidades de rotação.

Foi também desenvolvida uma predição do **AUT**, Equação 2.3, baseado na hipótese de que a taxa de transferência é controlada pelo filme líquido, assumindo como função, as variáveis: densidade, viscosidade, fluxo mássico na fase líquida, área superficial específica e aceleração centrífuga. Observou-se desvios de 20%, podendo ser essa correlação mais completa caso tivesse incluído em seus parâmetros o número de Schmidt. Singh justificou esta deficiência ao fato de que nos experimentos esse parâmetro permaneceu constante, aproximadamente igual à 1400, e por isso não foi incluído.

$$\text{AUT} = \left(\frac{3,4 \times 10^4}{a_i^2} \right) \left(\frac{Q_L}{\mu_L a_f} \right)^{0,6} \left(\frac{\rho_L^2 g}{\mu_L^2 a_f^3} \right)^{-0,15} \quad (2.3)$$

Munjál e colaboradores (1989), 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. A absorção do Dióxido de Carbono do Ar Atmosférico em Água foi usado para estudar a fase gasosa e a dissolução de Naftaleno em Água foi usada para estudar a fase líquida. Foi observado que os dados do modelo desenvolvido para o coeficiente de transferência de massa para o gás-líquido estão 20% acima dos valores encontrados experimentalmente.

Keyvani e Gardner (1989), estudaram as características da operação em leitos rotativos. O recheio consistiu em uma espécie de rotor maciço de alumínio, semelhante ao de Singh (1989), possuindo 92% de porosidade, variando de áreas superficiais específicas de 600 a 3000 m²/m³. O leito pode ser operado entre 500 a 2000 rpm, proporcionando campos gravitacionais de 60 a 1000 g. Os perfis de transferência de massa foram medidos utilizando a dessorção do Dióxido de Carbono da Água no Ar. O coeficiente de transferência de massa na fase líquida foi modelada com o auxílio da teoria da penetração. Áreas interfaciais efetivas foram calculadas através da correlação de Onda para o cálculo da área superficial molhada. Keyvani e seus colaboradores

apresentaram resultados de queda de pressão, sendo este diretamente proporcional a taxa de escoamento da fase gasosa, potência consumida e tempo de residência.

Kumar e Kao (1990), compararam dados experimentais para o coeficiente de transferência de massa na fase líquida, para absorção química em campos centrífugos, com os da correlação de Tung e Mah (1985), encontrando razoável concordância nos resultados. Eles discutiram também um modelo para seus dados de queda de pressão. Os coeficientes obtidos para o leito centrífugo correspondem a aproximadamente 2 vezes os valores encontrados em leitos convencionais.

Liu e colaboradores (1996), determinaram a transferência de massa (dessorção do Etanol) e a queda de pressão (sistema Ar-Água) de um leito com recheio rotativo. Neste sistema, o rotor apresentava 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, da qual forneceu um campo gravitacional de 13 a 273 vezes a força normal da gravidade. Dois tipos de recheios foram analisados: o primeiro na forma retangular (5x5x2,8)mm³ com porosidade 0,533 e área superficial 524 m²/m³; o segundo na forma cilíndrica (3x2,6x3,0)mm³, com porosidade 0,934 e área superficial 1027 m²/m³. Foi observado que a queda de pressão é fortemente dependente da vazão de gás e fracamente dependente da vazão de líquido. Uma equação semi-empírica foi também desenvolvida para correlacionar dados de queda de pressão. Os resultados mostraram que os coeficientes de transferência de massa aumentaram com a vazão de gás, vazão de líquido e velocidade de rotação. Além disso, o leito de recheio centrífugo foi comparado a um leito convencional apresentando melhores taxas de separação. Semelhante a equação de projeto desenvolvido por Singh (1992), para a transferência de massa para o líquido, em colunas de recheio centrífugo, desenvolveu-se a equação de projeto para o gás, com auxílio de balanços de massa e do conceito de unidades de transferência, representada a seguir, Equação 2.4:

$$\frac{G_m}{h P K_G a_e} \frac{\ln \left[\left(\frac{y_A - m x_B}{y_B - m x_B} \right) (1 - S) + S \right]}{S - 1} = \pi (r_E^2 - r_I^2) \quad (2.4)$$

A expressão $G_m / h P K_G a_e$, denomina-se área de recheio equivalente a uma unidade de transferência na fase gasosa (AUT_G) e o termo restante do primeiro membro, número de unidades de transferência na fase gasosa (NUT_G).

Kellher e Fair (1997), desenvolveu um estudo envolvendo a destilação em colunas com recheio em alta gravidade, utilizando o sistema binário Ciclohexano - N-heptano, trabalhando com pressões de operação de 166 KPa e 441 KPa, sobre condições de refluxo total. A faixa de velocidade rotacional utilizada neste projeto foi de 440 a 1200 rpm. Dados de eficiência de transferência de massa, queda de pressão e capacidade hidráulica foram obtidos. A excelente marca de seis unidades de transferência de massa foi encontrada nesta coluna de 21 cm de altura de leito rotativo, com a eficiência sendo diretamente proporcional a velocidade de rotação. Da mesma forma, Wenbing e colaboradores (1989), investigaram a transferência de massa através da coluna de destilação em colunas de recheio rotativas, utilizando o sistema binário Etanol-Água.

Guo e colaboradores (1997), estudaram experimentalmente a hidrodinâmica em colunas de recheio rotativas aplicando fluxos cruzados de líquido e vapor, através de três processos de transferência de massa: deaeração da Água controlada pela fase líquida (também estudado por Peel e colaboradores (1998)), a absorção de Amônia como solução aquosa controlada pela fase gasosa e a absorção de Dióxido de Enxofre como solução de Sulfito de Amônia controlada pela fase gasosa. Modelos de transferência de massa foram desenvolvidos empregando o modelo de renovação de superfície.

Por fim, Amatuzi (1998), investigou o comportamento hidrodinâmico e de transferência de massa em leitos de recheios centrífugo através do estudo da dessorção de Acetona em um sistema Etanol-Água-Ar, utilizando velocidades de rotação entre 0 e 5000 rpm e trabalhando-se com dois tipos de recheios: anéis de Rasching e “*wire mesh*” (cilindros de tela metálica). O comportamento hidrodinâmico do equipamento foi estudado utilizando o sistema Água-Ar. Verificou-se a elevada performance de 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. Amatuzi propôs uma correlação para o cálculo deste coeficiente volumétrico na fase vapor, com erro de predição de 11,26%, como mostra a Equação 2.5.

$$\frac{K_G a_e R T}{D_G a_t} = 1840,90 \text{ Re}_G^{0,669} \text{ Re}_L^{0,547} \text{ Gr}_G^{0,089} \quad (2.5)$$

Capítulo 3

Aspectos Teóricos sobre Dimensionamento de uma Coluna de Recheio

3.1 INTRODUÇÃO

Como o objetivo principal deste trabalho é o estudo de uma configuração alternativa de uma coluna de destilação, torna-se necessário apresentar fundamentos básicos sobre transferência de massa, pois é diretamente dependente da superfície interfacial de contato entre as fases e conseqüentemente influenciada pelo dimensionamento do equipamento. Para tal, é necessário destacar as etapas de um projeto de uma coluna de recheio de um modo geral, viabilizando a comparação referente ao dimensionamento entre leitos convencionais e centrífugos.

No presente capítulo, são apresentadas as determinações experimentais das unidades globais de transferência de massa para as fases líquida e vapor, envolvendo o conceito de **AUT** (para leitos centrífugos), **HUT** (para leitos convencionais) e o **NUT** proposto por Singh (1989), e a eficiência de Murphree adaptada a este tipo de equipamento.

3.2 ESTUDO DA TRANSFERÊNCIA DE MASSA ENTRE FASES

No processo de destilação, como em toda operação de separação que envolve o fenômeno de transferência de massa, as fases líquida e vapor devem ser mantidas em contato para permitir a transferência do soluto de uma fase à outra. A taxa de difusão referente a cada fase é dependente do gradiente de concentração existente entre elas. Ao mesmo tempo, esse gradiente de concentração é indicativo do afastamento em relação ao equilíbrio entre as fases.

Uma vez alcançado o equilíbrio entre as fases, o gradiente de concentração e portanto, a taxa de difusão devem cair a zero. Então, quando se estabelece um desvio em relação ao equilíbrio, iremos notar a existência de forças motrizes que proporcionam a difusão de soluto, permitindo uma determinação quantitativa das taxas de difusão.

Notamos na Figura 3.1, dois filmes estagnados de espessuras δ_g e δ_l que oferecem, cada qual em separado, resistência ao transporte do soluto de uma fase em direção a outra. A concentração do soluto no seio da fase gasosa é y e reduz para y_{in} na interface. No líquido, a concentração na interface cai de x_{in} para x no seio da fase líquida. O soluto deve vencer a resistência ao seu movimento em ambas as fases para que ocorra a separação. Contudo, a **Teoria**

das **Duas Resistências**, ou também chamada **Teoria dos Dois Filmes**, considera que a interface não oferece resistência ao transporte do soluto. Como consequência, os valores de concentrações y_{in} e x_{in} estão em equilíbrio.

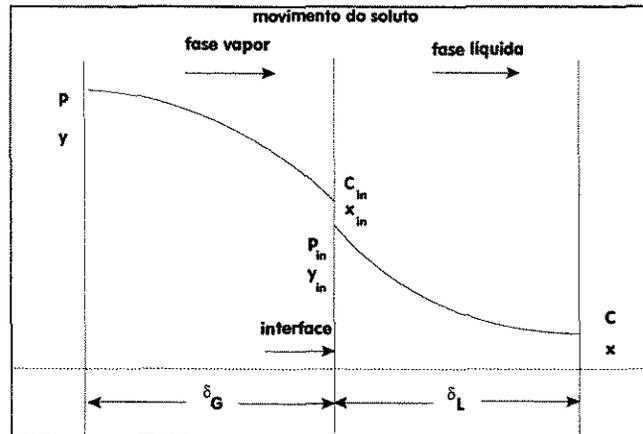


Figura 3.1 O conceito da teoria das duas resistências

Ao considerarmos a existência do equilíbrio termodinâmico na interface e supondo válida a teoria das duas resistências, fica simples estabelecer a continuidade do fluxo do soluto na fronteira entre as fases.

O fluxo global do soluto na fase vapor é representado pela seguinte expressão:

$$N_G = k_y (y - y_{in}), \quad (3.1)$$

em função da pressão parcial:

$$N_G = k_G (p - p_{in}) \quad (3.2)$$

onde $k_G = k_y / P$,

ou em função da concentração molar:

$$N_G = k_c (C - C_{in}) \quad (3.3)$$

onde $k_c = (R T / P) k_y$.

Na fase líquida, o fluxo global do soluto é descrito, em função da sua fração molar ou em termos da sua concentração molar, as quais são postas, respectivamente, de acordo com:

$$N_L = k_x (x_{in} - x) \quad (3.4)$$

$$N_L = k_L (C_{in} - C) \quad (3.5)$$

em que $k_L = k_x (M_L / \rho_L)$.

Se observarmos as Equações 3.1 e 3.4, percebemos que as composições na interface, y_{in} e x_{in} , estão interligadas por uma relação de equilíbrio termodinâmico líquido-vapor admitindo fases ideais, como mostra a curva apresentada na Figura 3.2a ou pela seguinte equação de reta válida para soluções diluídas:

$$y_{in} = m x_{in} \quad (3.6)$$

$$y^* = m x, \quad y = m x^* \quad (3.6a)$$

onde y^* é a fração molar na fase vapor em equilíbrio com a composição x no seio da fase líquida que deixa o estágio, estando na temperatura do ponto de bolha, e x^* é a fração molar na fase líquida em equilíbrio com a composição y no seio da fase líquida que deixa o estágio, estando na temperatura do ponto de orvalho.

A Equação 3.6, cuja inclinação é a constante m , está representada pela Figura 3.2b.

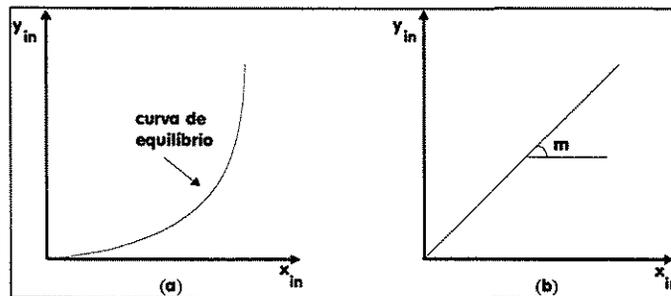


Figura 3.2 Curva de equilíbrio (a); Reta de equilíbrio (b)

3.2.1 Coeficientes globais de transferência de massa

Para conseguir uma medição direta dos valores de k_x e k_y (representaremos a partir de agora os coeficientes em função da fração molar), é necessário medir a concentração na interface. Porém, as suas determinações experimentais não são triviais. Uma das maneiras para estimá-los, consiste na realização de experimentos nos quais é estabelecido operacionalmente que a resistência oferecida ao transporte do soluto de uma das fases venha a ser desprezável em relação a outra. Caso contrário, o coeficiente obtido engloba as resistências das fases envolvidas no processo de separação. Como consequência, os coeficientes globais de transferência de massa, K_x , para a fase líquida e K_y , para fase vapor, nascem como alternativa para a determinação do fluxo de matéria, sendo assim definidos:

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

$$N_G = K_y(y - y^*) \quad (3.8)$$

Então, no estudo da transferência de massa temos quatro coeficientes de transferência, um global e um individual para cada fase, revelando de forma implícita, o grau de resistência à transferência imposto por cada fase.

3.2.1.1 Cálculo das unidades de transferência para leitos centrífugos

De acordo com a Figura 3.3, em um rotor centrífugo de uma coluna de destilação, podemos definir um elemento diferencial de volume dV de altura h e área interfacial específica a_e . Portanto, as equações de taxa de transferência de massa por unidade de área são as seguintes, fazendo-se um balanço de massa para ambas as fases:

$$N_G a_e = \frac{d(G_m y)}{dV} = K_y a_e (y^* - y) = k_y a_e (y_{in} - y) \quad (3.9)$$

$$N_L a_e = \frac{d(L_m x)}{dV} = K_x a_e (x - x^*) = k_x a_e (x - x_{in}) \quad (3.10)$$

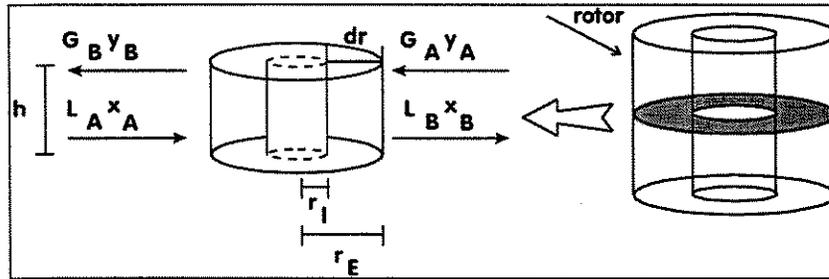


Figura 3.3 Fluidos em contracorrente em um elemento diferencial

Notem que devido à área interfacial a_e não poder ser satisfatoriamente estimada, o coeficiente de transferência de massa é combinado com esse termo que expressa a área interfacial por unidade de volume de acúmulo de líquido e vapor. Assim, os coeficientes $K_x a_e$ (coeficiente volumétrico de transferência de massa na fase líquida) ou $K_y a_e$ (coeficiente volumétrico de transferência de massa na fase vapor), são relacionados diretamente com os conceitos de unidade de transferência.

Aplicando coordenadas polares no elemento diferencial de volume:

$$dV = 2\pi r h dr \quad (3.11)$$

Combinando as Equações 3.9, 3.10 e 3.11, separando as variáveis e integrando-as do raio interno ao externo, assumindo as vazões de vapor e líquido constantes entre as fases (teoria das duas resistências):

$$\frac{L_m}{h P K_x a_e} \int_{x_A}^{x_B} \frac{dx}{(x - x^*)} = \frac{G_m}{h P K_y a_e} \int_{y_B}^{y_A} \frac{dy}{(y^* - y)} = \int_{r_i}^{r_e} r dr \quad (3.12)$$

Como o termo radial está em unidades de área, então podemos definir a seguinte expressão, após a integração da Equação 3.12:

$$h_{\text{centr.}} = \pi (r_E^2 - r_I^2) = \text{AUT NUT} \quad (3.13)$$

Singh (1989), introduziu o conceito de **AUT** (área por unidade de transferência), baseando-se nas Equações 3.12 e 3.13:

$$\text{AUT}_G = \frac{G_m}{h P K_y a_e} \quad (\text{fase vapor}) \quad (3.14)$$

$$\text{AUT}_L = \frac{L_m}{h P K_x a_e} \quad (\text{fase líquida}) \quad (3.15)$$

O termo **AUT** nos fornece a área do recheio na qual promove a mudança na composição equivalente a uma unidade de transferência. Ou seja, representa a medida direta da eficiência da separação envolvendo o desempenho do equipamento na realização da destilação. Este termo é a grande diferença entre as colunas centrífuga e convencional, da qual é caracterizada por apresentar o termo **HUT** (altura de unidade de transferência), que veremos a seguir, e por possuir sistemas de coordenadas cartesianas. Fisicamente, esta nova variável faz sentido pois a separação acompanhada no sentido radial, decresce quando o raio aumenta. Por outro lado, o **AUT** mantém valor constante sobre o leito, no sentido axial.

Da definição do **AUT**, é possível calcular o coeficiente volumétrico para ambas as fases:

$$K_y a_e = \frac{G_m}{h P (\text{AUT}_G)} = \frac{G_m (\text{NUT}_G)}{h P \pi (r_E^2 - r_I^2)} \quad (\text{fase vapor}) \quad (3.16)$$

$$K_x a_e = \frac{L_m}{h P (\text{AUT}_L)} = \frac{L_m (\text{NUT}_L)}{h P \pi (r_E^2 - r_I^2)} \quad (\text{fase líquida}) \quad (3.17)$$

O problema em calcular o $K_y a_e$ e $K_x a_e$ é determinar o **NUT** (número de unidades de transferência) de ambas as fases que é o mesmo derivado das colunas convencionais.

$$\text{NUT}_G = \int_{y_b}^{y_a} \frac{dy}{(y^* - y)} \quad (\text{fase líquida}) \quad (3.18)$$

$$\text{NUT}_L = \int_{x_A}^{x_B} \frac{dx}{(x - x^*)} \quad (\text{fase líquida}) \quad (3.19)$$

Este termo refere-se à medida da dificuldade de separação presente em um sistema, de acordo com a sua volatilidade relativa.

Fazendo uma balanço de massa entre a seção B do rotor (Figura 3.3), e uma outra qualquer, temos:

$$\mathbf{G}_m (\mathbf{y} - \mathbf{y}_B) = \mathbf{L}_m (\mathbf{x} - \mathbf{x}_B) \quad (3.20)$$

Como estamos tratando de soluções diluídas, torna-se razoáveis as seguintes aproximações, substituindo \mathbf{x} pela Equação 3.6a e analogamente para \mathbf{x}_B , temos:

$$\frac{\mathbf{L}_m}{\mathbf{G}_m} = \frac{(\mathbf{y} - \mathbf{y}_B)}{\left(\frac{\mathbf{y}^*}{\mathbf{m}} - \frac{\mathbf{y}_B^*}{\mathbf{m}} \right)} \quad (3.21)$$

Isolando o termo \mathbf{y}^* e fazendo $\mathbf{S} = \mathbf{G}_m / \mathbf{L}_m \mathbf{m}$, resulta na seguinte equação:

$$\mathbf{y}^* = \mathbf{S} \mathbf{y} - \mathbf{S} \mathbf{y}_B + \mathbf{m} \mathbf{x}_B \quad (3.22)$$

Substituindo a Equação 3.22 em 3.18, para fase vapor e fazendo a devida integração, resulta no termo do **NUT** da Equação 2.4, discutida por Singh (1989). Então:

$$\text{NUT}_G = \frac{\ln \left[\frac{\mathbf{y}_A - \mathbf{m} \mathbf{x}_B (1 - \mathbf{S}) + \mathbf{S}}{\mathbf{y}_B - \mathbf{m} \mathbf{x}_B} \right]}{\mathbf{S} - 1} \quad (3.23)$$

Analogamente, podemos calcular a expressão do **NUT** para a fase líquida. A equação é a seguinte:

$$NUT_L = \frac{\ln \left[\left(\frac{x_A - y_B/m}{x_B - y_B/m} \right) (1 - 1/S) + (1/S) \right]}{(1 - 1/S)} \quad (3.24)$$

Assim, as equações experimentais dos coeficientes globais de transferência de massa para ambas as fases, ficam definidas a seguir:

$$K_y a_e = \frac{G_m}{h P \pi (r_E^2 - r_i^2)} \frac{\ln \left[(1 - S) \frac{y_A - m x_B}{y_B - m x_B} + S \right]}{S - 1} \quad (\text{fase vapor}) \quad (3.25)$$

$$K_x a_e = \frac{L_m}{h P \pi (r_E^2 - r_i^2)} \frac{\ln \left\{ \left[\frac{x_A - y_B/m}{x_B - y_B/m} \right] (1 - 1/S) + (1/S) \right\}}{(1 - 1/S)} \quad (\text{fase líquida}) \quad (3.26)$$

Podemos estabelecer relações entre a resistência global, referenciada a uma certa fase, com as individuais, fases líquida e a vapor. A força motriz que proporciona a difusão também pode ser representada por:

$$y^* - y = (y^* - y_{in}) + (y_{ni} - y) = m (x - x^*) \quad (3.27)$$

De acordo com a Equação 3.6, assumindo que na interface também temos o equilíbrio:

$$y^* - y_i = m(x - x_{in}) \quad (3.28)$$

Portanto, a Equação 3.27 pode ser escrita em termos de conceito de resistência à transferência de massa:

$$\frac{1}{K_y a_e} = \frac{1}{k_y a_e} + \frac{m}{k_x a_e} = \frac{m}{K_x a_e}, \quad (3.29)$$

ou ainda, utilizando a constante de Henry (**H**), expressa como a razão entre a pressão parcial na fase vapor e a concentração mássica na fase líquida:

$$\frac{1}{K_G a_e} = \frac{1}{k_G a_e} + \frac{H}{k_L a_e} = \frac{1}{H K_L a_e}, \quad (3.30)$$

3.3 PROJETO DE COLUNAS DE RECHEIO

O projeto de colunas recheadas implicará as seguintes etapas:

- escolher o tipo e a dimensão do recheio;
- determinar a altura da coluna necessária para a separação especificada;
- determinar o diâmetro da coluna (capacidade), para lidar com os fluxos mássicos de líquido e de vapor;
- escolher e projetar os acessórios internos da coluna; suporte do recheio, distribuidor do líquido e redistribuidores. Este item será discutido no Capítulo 4.

3.3.1 Tipos de recheio

Os principais requisitos de um recheio são:

- proporcionar uma grande área de superfície: uma grande área interfacial entre o gás e o líquido;
- ter uma estrutura aberta: resistência baixa à passagem do gás;
- promover distribuição uniforme de líquido sobre a superfície do recheio;
- promover fluxo uniforme de gás ou vapor através da seção reta da coluna (ou do rotor para o caso de colunas rotativas).

Têm-se criado muitos tipos e formas diferentes de enchimento para satisfazer estes requisitos. Os anéis de Rasching utilizados neste trabalho, são um dos mais antigos tipos de enchimento ao acaso fabricados especialmente para este fim e ainda são de uso geral.

3.3.1.1 Dimensão do enchimento

Em geral, deve usar-se a maior dimensão de recheio que seja apropriada para a dimensão da coluna, até 50 mm. O uso de uma dimensão grande numa coluna pequena pode causar má distribuição no líquido.

Os intervalos de tamanho recomendados são de acordo com a Tabela 3.1:

diâmetro da coluna (rotor) (m)	dimensão do recheio recomendável (mm)
< 0,3	< 25 mm
0,3 a 0,9	25 a 38
> 0,9	50 a 75

Tabela 3.1 Dimensões recomendáveis do recheio em relação à coluna (rotor)

3.3.2 Altura do enchimento

Embora as colunas recheadas possam também ser projetadas como um processo envolvendo estágios, é mais conveniente usar a forma integrada das equações diferenciais estabelecidas considerando as velocidades de transferência de massa num ponto da coluna.

Quando a concentração do soluto é inferior a 10%, as vazões mássicas de vapor e líquido serão essencialmente constantes ao longo da coluna, e a altura do recheio necessária para uma torre convencional, h_{conv} , é dada por:

$$h_{\text{conv.}} = \frac{Q_{Gm}}{K_G a_e P} \int_{y_b}^{y_A} \frac{dy}{y - y^*} \quad (\text{fase vapor}) \quad (3.31)$$

$$h_{\text{conv.}} = \frac{Q_{Lm}}{K_L a_e C_t} \int_{x_b}^{x_A} \frac{dx}{x^* - x} \quad (\text{fase líquida}), \text{ onde } K_L a_e \text{ em } s^{-1}. \quad (3.32)$$

Da mesma forma que foi definido o dimensionamento da altura para leitos centrífugos em conceitos de unidades de transferência, temos para os convencionais as seguintes definições:

$$h_{\text{conv.}} = \text{HUT}_G \text{NUT}_G \quad (3.33)$$

ou:

$$h_{\text{conv.}} = \text{HUT}_L \text{NUT}_L \quad (3.34)$$

onde o termo HUT_G é a altura de uma unidade global de transferência de massa na fase vapor

$$\text{HUT}_G = \frac{Q_{mG}}{K_G a_e P} \quad (3.35)$$

e o termo HUT_L é a altura de uma unidade global de transferência de massa na fase líquida

$$\text{HUT}_L = \frac{Q_{mL}}{K_L a_e C_t}, \text{ onde } K_L a_e \text{ em } s^{-1}. \quad (3.36)$$

Os números de unidades globais de transferência para ambas as fases, NUT_G e NUT_L , são os mesmos definidos para leitos centrífugos (Equações 3.23 e 3.24).

3.3.3 PREDIÇÃO DOS COEFICIENTES DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA EM LEITOS CONVENCIONAIS

Onda e colaboradores (1968), propuseram correlações para coeficientes volumétricos individuais de transferência de massa, $k_G a_e$ e $k_L a_e$, para leitos convencionais, através da combinação das seguintes equações:

$$\frac{a_w}{a_t} = 1 - \exp \left[-1,45 \left(\frac{\sigma_c}{\sigma} \right)^{0,75} \text{Re}_L^{0,1} \text{Fr}_L^{-0,05} \text{We}_L^{0,2} \right] \quad (3.37)$$

$$\frac{k_G R T}{a_t D_G} = 2,00 \text{Re}_G^{0,7} \text{Sc}_G^{1/3} (a_t d_p)^{-2,0} \quad (3.38)$$

$$k_L \left(\frac{\rho_L}{\mu_L g} \right)^{1/3} = 0,0051 Re_L^{2/3} Sc_L^{-0,5} (\alpha_t d_p)^{0,4} \quad (3.39)$$

Eles consideraram que a área molhada é igual à interfacial específica para a transferência de massa $\alpha_e/\alpha_w = 1$. Estas predições são aplicadas na absorção e na destilação em escala de laboratório, com recheio randômico e anéis de Rasching, selas de Berl e esferas. O erro absoluto médio está em torno de 22%.

Com a combinação destas correlações e com o auxílio das equações que definem as unidades de transferência, foi possível além de predizer os valores dos coeficientes volumétricos individuais, dimensionar o leito convencional, possibilitando assim, compará-lo com o leito centrífugo, operando com as mesmas condições operacionais tais como as mesmas vazões e mesmo tipo de recheio.

3.3.4 Diâmetro da coluna (capacidade)

A capacidade de uma coluna com recheio é determinada pela sua área de seção reta. Normalmente, a coluna será projetada para funcionar à máxima queda de pressão econômica, para assegurar boa distribuição do líquido e gás. No caso de recheios randômicos a queda de pressão não excederá normalmente 80 mm de água por metro de altura de enchimento. Os valores de projeto recomendados são de **40 a 80 mm de água por metro de recheio** em destilação à pressão atmosférica e a pressão moderada.

A área da seção reta e o diâmetro da coluna para a queda de pressão escolhida podem ser determinada a partir da correlação de perda de pressão generalizada, adaptada de uma figura da Norton Co. com autorização, representada na Figura 3.5.

A Figura 3.5, correlaciona os fluxos de líquido e vapor, as propriedades físicas do sistema e as características do recheio, à pressão constante.

O valor de α nesta figura é a função:

$$\alpha = \frac{42,9 Q_G^2 \beta (\mu_L / \rho_L)^{0,1}}{\rho_G (\rho_L - \rho_G)} \quad (3.40)$$

onde β é o fator de recheio característico do tamanho e do tipo do recheio.

Os valores do fator de fluxo β dados na Figura 3.4 cobrem o intervalo que geralmente dará uma qualidade satisfatória à coluna.

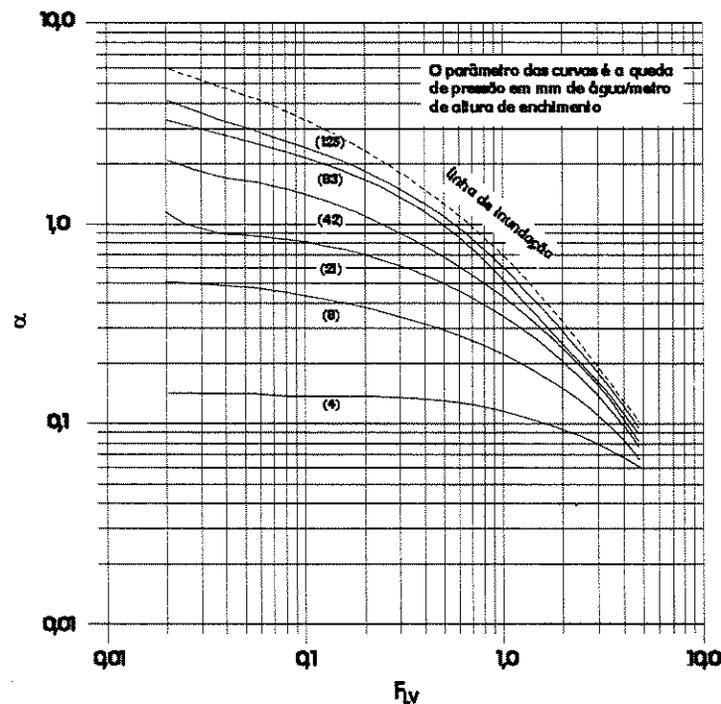


Figura 3.4 Correlação de perda de pressão generalizada

3.4 EFICIÊNCIA NOS ESTÁGIOS

Em qualquer processo de separação envolvendo transporte de massa por estágios, é necessário corrigir as hipóteses iniciais da mistura completa do líquido e vapor em uma coluna de pratos ou de recheio, composição uniforme e equilíbrio entre estas fases, pois estas condições não são factíveis na prática. Para tanto, introduz-se um fator de desempenho ou a eficiência de separação, ou seja, caracterizando o desvio da idealidade.

Vários métodos para o cálculo da eficiência de estágios ou de pratos são disponíveis, porém o mais conveniente em termos práticos, **inclusive adaptando-o para uma coluna com recheio rotativo**, é a metodologia de Murphree (1925). Sua determinação consiste em uma seqüência de interpretações do fenômeno de transferência de massa.

Para melhor compreensão desta metodologia, um modelo esquemático de uma coluna de pratos com vertedor é mostrado na Figura 3.6. Este modelo considera que as correntes de entrada e de saída de vapor, de composições y_{n-1} e y_n respectivamente, estão bem misturadas. Da mesma forma, a composição do líquido x_{n+1} e x_n , representam as correntes de entrada e de saída de líquido no prato.

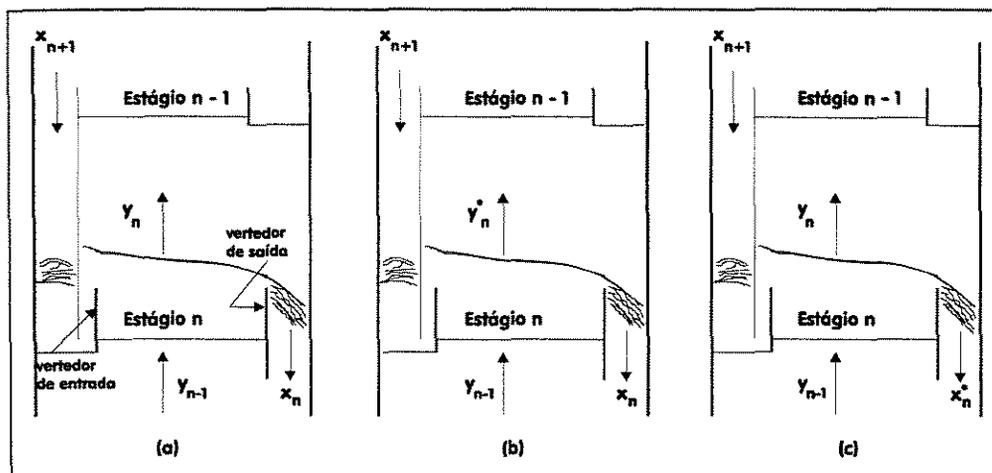


Figura 3.5 Modelo esquemático de um estágio real (a), um estágio ideal para a definição de E_{MV} (b) e um estágio ideal para definição de E_{ML} (c).

Se durante o contato, as duas fases que se misturam atingem as concentrações de equilíbrio, ou seja, se o vapor ascendente y_{n-1} encontra-se em equilíbrio com o líquido proveniente do estágio $n+1$ de composição x_n , que flui pelo vertedor de saída, o prato é considerado um estágio teórico. Isto significa que a separação definida para aquele estágio foi completa (100%), pois o líquido sobre o prato encontra-se totalmente misturado e com composição uniforme x_n .

A eficiência global para um prato definida por Murphree, relaciona o comportamento de um prato real com o de um prato ideal. Considerando os fluxos molares constantes ao longo da coluna, podemos definir as seguintes eficiências para cada estágio, de acordo com a Figura 3.5:

- eficiência global de Murphree em relação à fase de vapor (E_{MG}) para o componente i :

$$E_{MG} = \frac{y_{n,i} - y_{n-1,i}}{y_{n,i}^* - y_{n-1,i}}, \quad (3.41)$$

onde $y_{n,i}^*$ é a fração molar do componente i na fase de vapor em equilíbrio com o líquido de composição x_n que deixa o prato.

- eficiência global de Murphree em relação à fase líquida (E_{ML}) para o componente i :

$$E_{ML} = \frac{x_{n,i} - x_{n-1,i}}{x_{n,i}^* - x_{n-1,i}}, \quad (3.42)$$

onde $x_{n,i}^*$ é a fração molar do componente i na fase líquida em equilíbrio com o vapor de composição y_n que deixa o prato.

Para uma coluna de destilação com recheio rotativo, temos o modelo esquemático representado pela Figura 3.7:

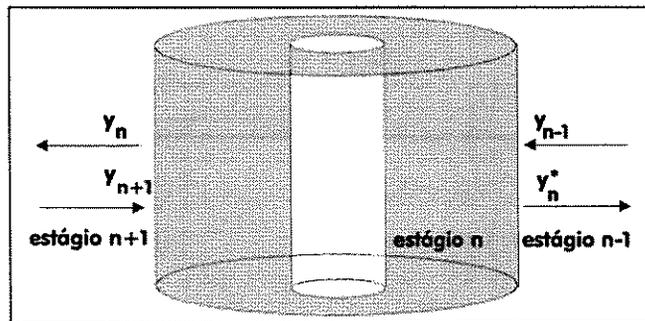


Figura 3.6 Modelo esquemático de um estágio ideal para uma coluna de recheio

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

Capítulo 4

Equipamento e Procedimento Experimental

4.1 INTRODUÇÃO

Neste capítulo, será apresentada a coluna de destilação com recheio centrífugo desenvolvida neste trabalho, baseada no esquema da Figura 2.1 do Capítulo 2. São relatadas as partes que compõem este equipamento, o seu sistema de funcionamento e o procedimento experimental no laboratório visando a coleta de dados experimentais apresentados no Anexo A.

4.2 O EQUIPAMENTO

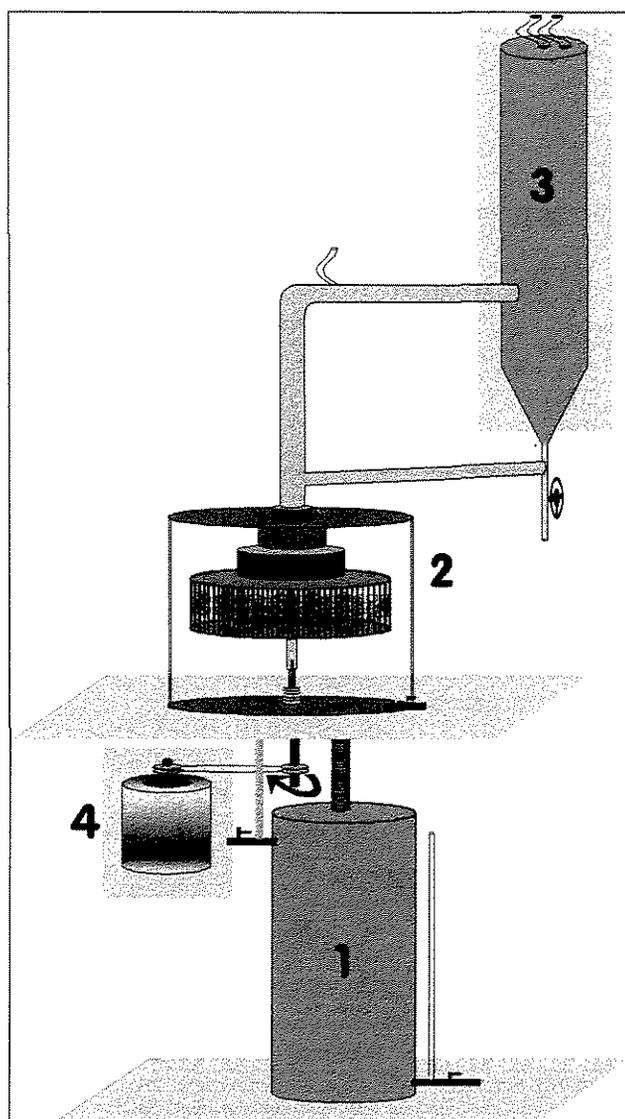


Figura 4.1 *Modelo experimental*

A coluna de destilação com leito centrífugo, consiste basicamente de 4 partes fundamentais, como mostra a Figura 4.1, acima: **refervedor (1)**; **leito centrífugo (2)**; **condensador (3)** e o **motor (4)**.

4.2.1 O Refervedor

O sistema em estudo é armazenado no refervedor (1), revestido por uma chapa de latão, Figura 4.2, cujo objetivo é promover o seu aquecimento. Sobre ele, foi conectado um cilindro sanfonado (1a), também de latão, de 6,0 cm de diâmetro e 40,0 cm de comprimento, com a finalidade de direcionar o fluxo de vapor formado por este aquecimento ao interior do leito. O refervedor possuiu três outras conexões: A primeira (1b), promove a passagem do liquido proveniente do recheio ao refervedor, como também constitui o local da alimentação (1c). A outra conexão (1d), auxilia na retirada de alíquotas da mistura líquida para leitura de sua composição molar.

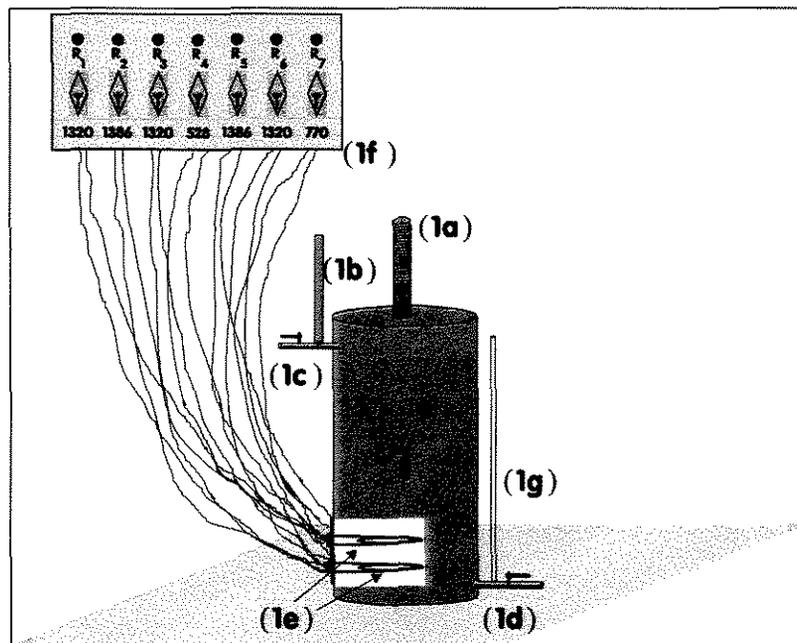


Figura 4.2 Sistema de aquecimento

Para o aquecimento do sistema, utilizou-se 7 resistências elétricas (1e) de diferentes potências: 3 resistências de 1320 W; 2 de 1386 W; 1 de 770 W e a última de 528 W. Em sua base, um flange foi adaptado para eventual troca de qualquer resistência, facilitando do seu manuseio. A variação desta potência foi feita com auxílio de uma painel de controle (1f) possuindo 7 chaves liga/desliga. A escolha da potência de aquecimento está diretamente relacionada com a taxa de vaporização desejada, ou seja, com a vazão volumétrica de líquido condensado. Um medidor de nível (1g), constituído por uma mangueira de silicone, situado na lateral do refervedor, fornece a indicação de que todas as resistências estão encobertas pela mistura líquida, **quando desligadas**.

4.2.2 O leito centrífugo

O leito centrífugo (2), Figura 4.3, constituiu-se por uma câmara de vidro (2a), de forma a visualizar o regime de escoamento das correntes de vapor e líquido do sistema. Em cada extremidade do cilindro, foram acopladas dois flanges de latão (2b) e 8 hastes (2c) também de latão. Entre o cilindro e os flanges, colocou-se arruelas de neoprene como vedantes. Em sua base, estão localizados orifícios que irão proporcionar a entrada de vapor (2d) no leito oriundo do refervedor e saída do líquido (2e) que fluirá em direção ao mesmo. A retirada de uma alíquota deste líquido proveniente do rotor, fez-se através da válvula (2j). Ao centro, encontra-se um selo mecânico (2f) (tipo 21 BF ICI $\frac{3}{4}$), recomendado na vedação de equipamentos com eixo rotativo.

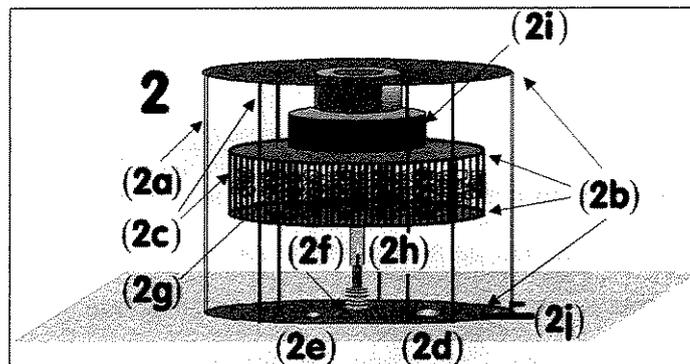


Figura 4.3 O leito centrífugo

O rotor com o recheio (2g), situado no interior do leito, foi composto por duas flanges de latão (2b) conectadas por várias hastes de latão (2c), e na sua parte inferior, por uma engrenagem de transmissão (2h). Em seu interior, batizado de “olho do rotor”, pois tem a forma de uma rosca, encontra-se o sistema de distribuição de 4,5 cm de diâmetro. Este sistema, foi montado por um conjunto de haletas de latão de 4,0 cm de comprimento por 1,7 cm de largura, sobrepostas uma a uma, em forma de “x” vistos superiormente, como mostra a Figura 4.4. Este arranjo tem como objetivo melhorar a distribuição da corrente líquida proveniente do condensador, dificultando o seu arraste pela corrente de vapor. Acima do rotor, acoplou-se um rolamento (2i) à seco da marca NSK, para promover o seu movimento rotativo. Em virtude de não contaminar o sistema, utilizou-se grafite para “amaciá-lo”.

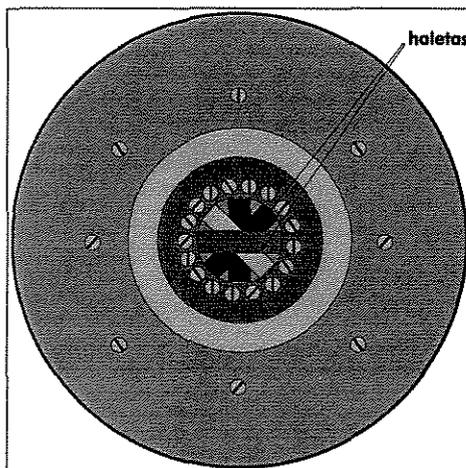


Figura 4.4 Distribuidor de líquido – visão superior

4.2.3 O Condensador

O condensador (3), Figura 4.5, foi projetado utilizando-se material de latão e três serpentinas de cobre fornecendo uma área de troca térmica de $1,2 \text{ m}^2$. Acima do condensador, duas mangueiras (3a) foram conectadas para circulação da vazão da água de refrigeração em direção ao interior da serpentina e, em seguida, seu retorno ao ambiente. O controle desta vazão foi feita por uma simples válvula (3b). Duas conexões foram acopladas ao condensador: uma para receber a corrente de vapor oriunda do topo da coluna (3c), e a outra, para que todo o líquido condensado retorne à coluna (3d), promovendo o refluxo total. Para garantir a pressão

atmosférica no sistema, um pequeno tubo de silicone (3e), foi mantido em comunicação com o ambiente.

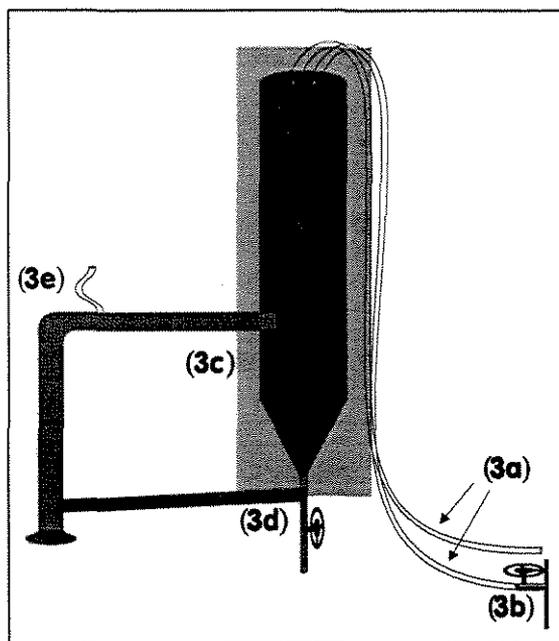


Figura 4.5 *Sistema de condensação total*

4.2.4 O motor

Com o objetivo de gerar energia mecânica para promover ao rotor movimento de rotação, aplicou-se em sua extremidade inferior através de seu eixo de transmissão (4a), um sistema de polias (4b) de 6,5 cm de diâmetro ligado à um motor (4) de marca Pollus, de 1,5 cv e 11 A, trabalhando-se em corrente elétrica contínua de 200 V (excitado), de acordo com a Figura 4.6.

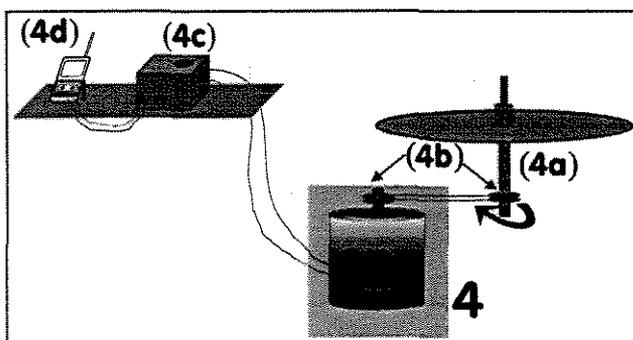


Figura 4.6 *Sistema de transmissão mecânica*

atmosférica no sistema, um pequeno tubo de silicone (3e), foi mantido em comunicação com o ambiente.

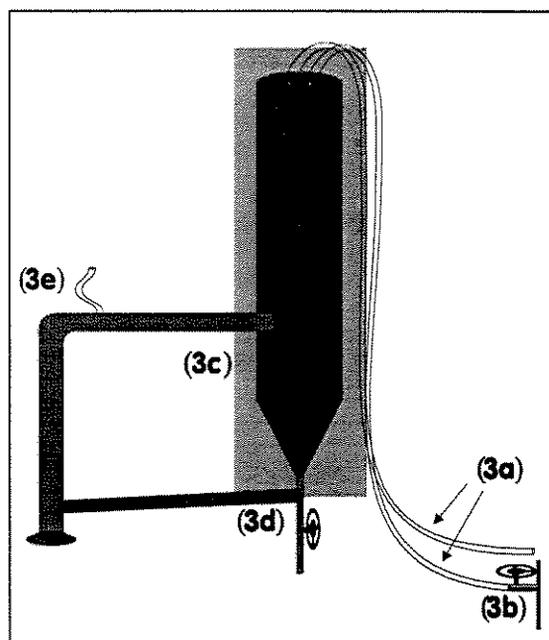


Figura 4.5 *Sistema de condensação total*

4.2.4 O motor

Com o objetivo de gerar energia mecânica para promover ao rotor movimento de rotação, aplicou-se em sua extremidade inferior através de seu eixo de transmissão (4a), um sistema de polias (4b) de 6,5 cm de diâmetro ligado à um motor (4) de marca Pollus, de 1,5 cv e 11 A, trabalhando-se em corrente elétrica contínua de 200 V (excitado), de acordo com a Figura 4.6.

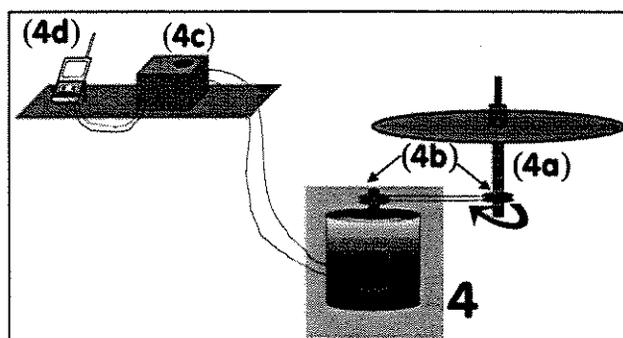


Figura 4.6 *Sistema de transmissão mecânica*

No intuito de controlar a voltagem da corrente elétrica de alimentação do motor, e desta forma, controlar a velocidade de rotação do leito centrífugo através do seletor de velocidade (4c), anexou-se ao motor, um voltímetro (4d) da marca Minipa ET-2002.

O voltímetro controlou a corrente da rede elétrica na faixa de 0 a 149,7 V. Então, ajustou-se uma curva de calibração, utilizando o *software* Origin, relacionando a voltagem controlada pelo aparelho e a velocidade de rotação do rotor, possibilitando a avaliação do sistema operacional em uma faixa de rotação de 0 a 2500 rpm, como mostra a Figura 4.7.

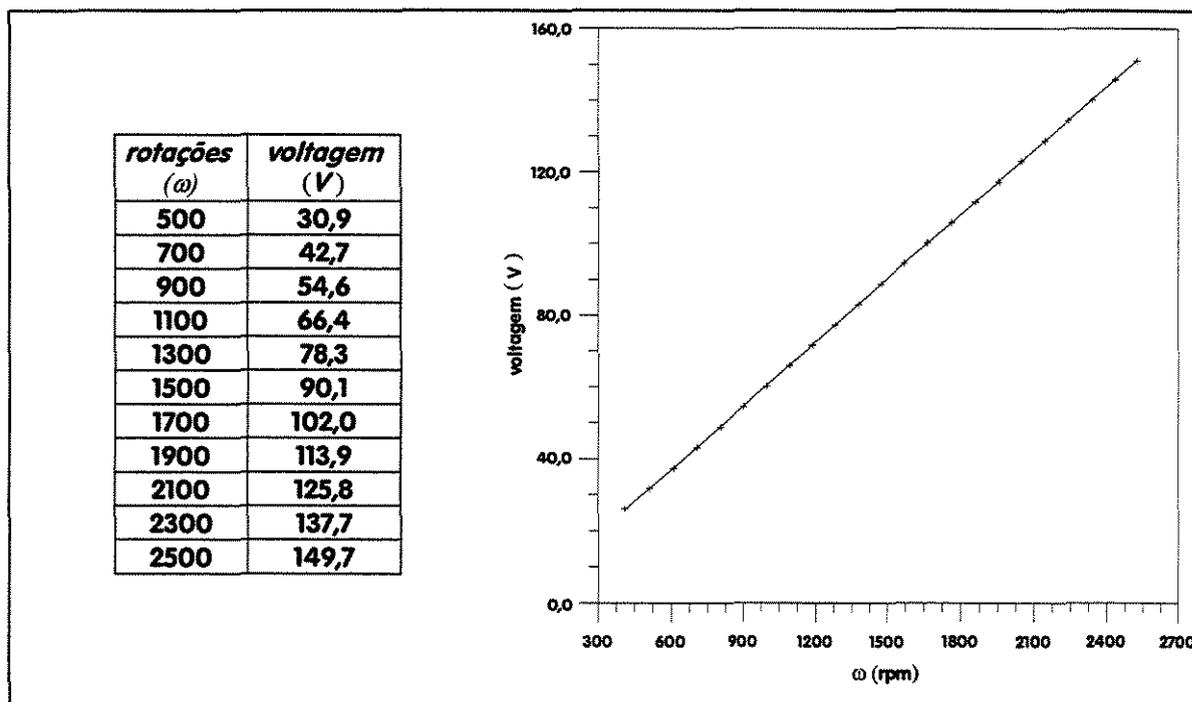


Figura 4.7 Curva de calibração do voltímetro

4.2.5 Dimensões do equipamento

A Tabela 4.1 a seguir, menciona as dimensões dos principais componentes do equipamento desenvolvido neste trabalho.

discriminação	altura (cm)	diâmetro (cm)	raio interno (cm)	raio externo (cm)
leito centrífugo	15,1	20,0	-	-
rotor	4,0	16,0	2,2	8,0
rolamento	1,8	8,5	-	-
condensador	60,0	15,5	-	-
refervedor	61,2	20,5	-	-

Tabela 4.1 *Dimensões da coluna centrífuga*

4.3 OPERAÇÃO DO LEITO CENTRÍFUGO

O procedimento experimental descrito em seguida para a operação da coluna de destilação centrífuga, baseou-se na Figura 4.8.

4.3.1 A alimentação do leito

Inicialmente, para que a coluna estivesse à pressão ambiente igual ao da cidade de Campinas, manteve-se a válvula (a) em aberto durante certo intervalo de tempo. A alimentação do leito, realizou-se inserindo a solução no refervedor (b), válvula (c), ajustando-se a composição molar desejada. É importante destacar que procurou-se manter o sistema destilante em um nível tal que possa abranger todas as 7 resistências existentes no refervedor, com o auxílio do medidor de nível (d).

Depois de fechada todas as válvulas da coluna, e de concluído o preparo da solução à composição desejada, deu-se início ao aquecimento da solução, ligando-se as resistências através de suas respectivas chaves (e), uma a uma, vagarosamente. Ao mesmo tempo, enquanto a solução foi aquecida, abriu-se a válvula (f), permitindo a circulação da água de resfriamento (corrente em verde) no condensador (g).

4.3.2 A operação efetiva da coluna

Iniciada a vaporização da solução, atribuiu-se uma determinada potência de aquecimento obtendo-se certa vazão de vapor na coluna e, conseqüentemente, certa vazão volumétrica de destilado. Feito isto, ligou-se o motor (**h**), dando início a rotação do rotor (**i**), ajustando-se a voltagem (**j**) de acordo com a velocidade de rotação desejada, tornando-se a operação plena da coluna de destilação centrífuga.

Como já foi mencionado anteriormente, no Capítulo 2, a corrente de vapor (em vermelho) que se forma no refulvedor, fluirá para o leito centrífugo indo em direção radial ao “olho do rotor” (**k**), passando por toda a extensão do recheio. Em seguida, esta corrente percorrerá em direção ao condensador onde irá ser totalmente condensado, pois trabalhou-se com refluxo total (**l**), retornando ao recheio já na fase líquida (corrente em azul). Então, com o auxílio do sistema de distribuição, entrará em contato com o vapor em contracorrente percorrendo toda a superfície dos anéis de Rasching, proporcionando a transferência de massa entre estas correntes.

4.3.3 A aquisição de dados experimentais

Com o total funcionamento da coluna, passado um certo tempo de cerca de 40 minutos de operação, retirou-se a cada 15 minutos em média, três alíquotas da corrente líquida na saída do rotor, válvula (**m**). Mediu-se seu índice de refração a 20°C em um refratômetro Abbé, da Carl Zeiss, e em seguida, através de uma curva de calibração, foi possível calcular a sua composição molar. Repetiu-se este procedimento até tornar a fração molar desta amostra constante com o tempo, caracterizando-se o **estado estacionário do equipamento**. Atingida a estabilidade, retirou-se em três pontos diferentes, no refulvedor, no recheio e no condensador, válvulas (**n**, **m**, e **o**, respectivamente), três alíquotas para cada ponto calculando a média aritmética dessas três alíquotas, com o objetivo de obter a eficiência de separação de Murphree.

A variação para cada medida lida no refratômetro foi de 0,2% em cada conjunto de três medições por ponto.

Por fim, mediu-se também a cada conjunto de três pontos lidos, a vazão volumétrica do condensado. Para isso, descarregou-se em um béquer de 500 ml, o líquido acumulado no condensador, abrindo-se a válvula (n). Imediatamente após o fim da descarga de líquido retido, coletou-se o destilado em uma proveta durante 10 segundos, obtendo-se a vazão volumétrica do condensado em $mL/10 s$.

Todo este procedimento foi repetido variando-se o tipo de recheio (01 e 02), taxa de aquecimento (vide item 4.1.1) e velocidade de rotação do rotor (500-2500 rpm), proporcionando uma variação no campo gravitacional entre 22 a 560 g, mantendo-se a fração molar de n-hexano a 2,68 % no refeedor. No Anexo A, encontram-se os dados experimentais adquiridos neste trabalho.

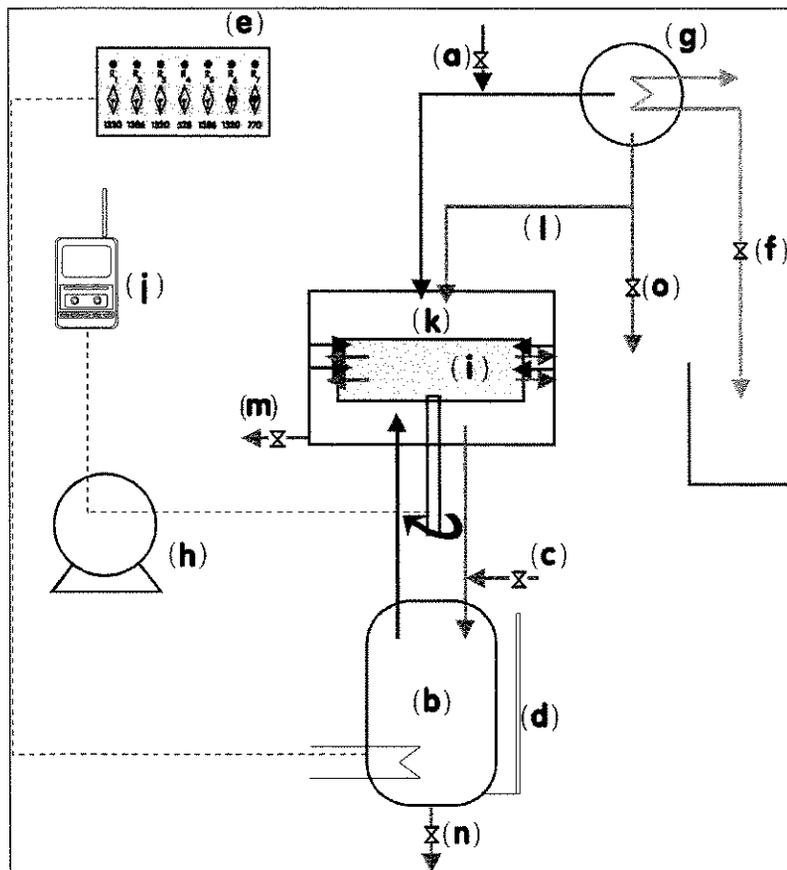


Figura 4.8 Esquema experimental de um leito centrífugo

4.3.4 O enchimento do rotor

Para o enchimento do rotor, utilizou-se dois tipos de recheio anéis de Rasching cerâmico para cada dado experimental obtido envolvendo o sistema n-hexano/n-heptano. A Tabela 4.2, apresenta as características de cada recheio:

tipo	d_i (cm)	d_e (cm)	h (cm)	ϵ	a_i (m^2)
01	0,50	0,90	0,90	0,62	448
02	0,40	0,70	0,70	0,55	484

Tabela 4.2 Características dos recheios anéis de Rasching cerâmicos

4.3.5 Medida da composição molar

O conhecimento das composições molares no refeedor, no leito centrífugo e no condensador foram necessários principalmente para o cálculo das propriedades físicas do sistema destilante, os coeficientes globais e número de unidades de transferência de massa e a eficiência de Murphree da fase vapor.

O procedimento adotado para este fim, baseou-se em uma calibração da mistura líquida do sistema n-hexano/n-heptano em relação ao seu índice de refração η , já que os componentes puros possuem índices de refração diferentes. Na Tabela 4.3, são apresentadas algumas propriedades físicas dos componentes puros, e no Anexo B, são apresentadas algumas propriedades físicas em relação a este sistema.

componente	M (g/gmol)	T_b ($^{\circ}C$) 760 mmHg	ρ (kg/m^3) 20 $^{\circ}C$	η a 20 $^{\circ}C$
n-hexano	86,178	68,174	613,7	1,3749
n-heptano	100,205	98,143	641,1	1,3876

Tabela 4.3 Propriedades físicas dos componentes puros

A calibração consistiu-se no preparo de várias soluções de n-hexano e n-heptano cujas composições molares foram conhecidas medidas através do seu índice de refração a 20°C. A partir desses dados, plotou-se uma curva de calibração da composição versus índice de refração, representada pela Figura 4.9. Fez-se uma regressão polinomial de ordem 2, utilizando o *software* Origin.

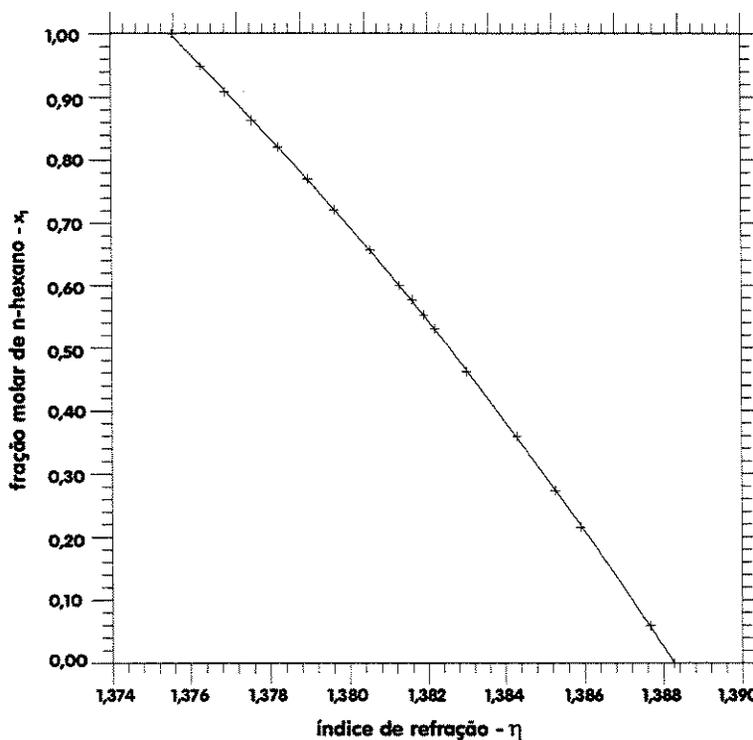


Figura 4.9 Curva de calibração n-hexano / n-heptano

$$x_1 = -1260,15 \eta^2 + 3404,53 \eta - 2297,73 \quad (4.1)$$

$$DP = 0,00209$$

$$R^2 = 0,99996$$

Capítulo 5

Discussão dos Resultados Experimentais

5.1 INTRODUÇÃO

Depois de apresentada no capítulo anterior a metodologia experimental realizada neste trabalho, será feita uma análise dos resultados obtidos pela coluna de destilação com recheio rotativo.

Uma correlação empírica é proposta baseada nos dados coletados experimentalmente. Além disso, uma análise comparativa dos equipamentos convencionais e centrífugos são discutidas no presente capítulo.

5.2 DETERMINAÇÃO DOS COEFICIENTES GLOBAIS DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA

O procedimento experimental mencionado no Capítulo 4, serve de base para a determinação dos coeficientes globais de transferência de massa de ambas as fases para o leito centrífugo e para cada tipo de recheio envolvido neste trabalho. Seus cálculos foram realizados mediante à Equação 3.25, para a fase vapor e a Equação 3.26, em relação à fase líquida.

Os resultados finais referentes aos coeficientes de transferência de massa, são apresentados na Tabelas 5.1 a 5.4. A partir destes tabelas foram elaborados gráficos (Figuras 5.1 a 5.4), proporcionando o desempenho do equipamento frente à transferência de massa.

De acordo com as Figuras 5.1 a 5.4a, verificou-se o crescimento do coeficiente volumétrico de transferência de massa diante do aumento do fluxo mássico da mistura líquida de n-hexano e n-heptano, utilizando anéis de Rasching cerâmico de 0,62 de porosidade (recheio 01) e 0,55 de porosidade (recheio 02) em ambas as fases.

Em relação ao recheio 01, para pequenos fluxos mássicos, não houve variação significativa dos coeficientes de transferência de massa para ambas as fases (Figuras 5.1b e 5.2b), diante do aumento da velocidade de rotação, obtendo-se um ligeiro aumento entre 500 rpm e 700 rpm. Para fluxos iguais a $0,611 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$, notou-se uma tendência de crescimento linear da curva.

Para maiores fluxos, $1,03 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$ e $1,59 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$, houve um considerável aumento dos coeficientes, trabalhando-se na faixa de 500 a 1100 rpm, mostrando a real influência da força centrífuga. A partir de 1100 rpm, praticamente para ambos os fluxos, houve uma estabilidade no

valor do coeficiente devido a não influência da força centrífuga no rotor e do pequeno tempo de contato entre as correntes líquida e a vapor.

tipo de recheio = 01				
ω (rpm)	$K_G a_s$ (gmol/atm m ² s)			
	$\bar{Q}_L = 0,306$ kg/m ² s	$\bar{Q}_L = 0,611$ kg/m ² s	$\bar{Q}_L = 1,03$ kg/m ² s	$\bar{Q}_L = 1,59$ kg/m ² s
500	62,97	126,65	197,18	327,97
700	67,93	119,55	223,99	353,42
900	67,42	123,93	266,04	412,58
1100	66,68	119,55	270,91	420,13
1300	66,35	128,54	270,91	432,10
1500	67,58	128,95	276,86	422,58
1700	67,58	129,36	273,63	422,58
1900	67,92	139,05	273,63	422,58
2100	67,24	138,36	275,26	427,40
2300	68,43	138,36	275,26	425,00
2500	67,58	138,36	280,02	427,40

Tabela 5.1 Determinação do $K_G a_s$ - recheio 01

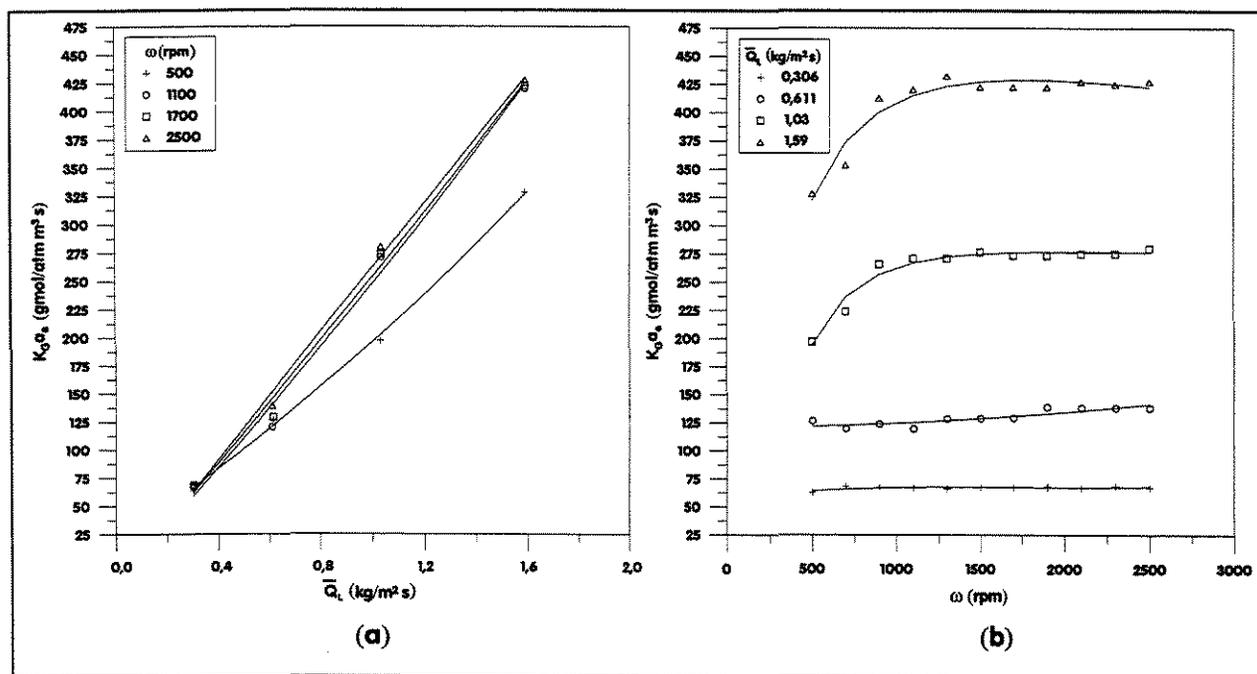
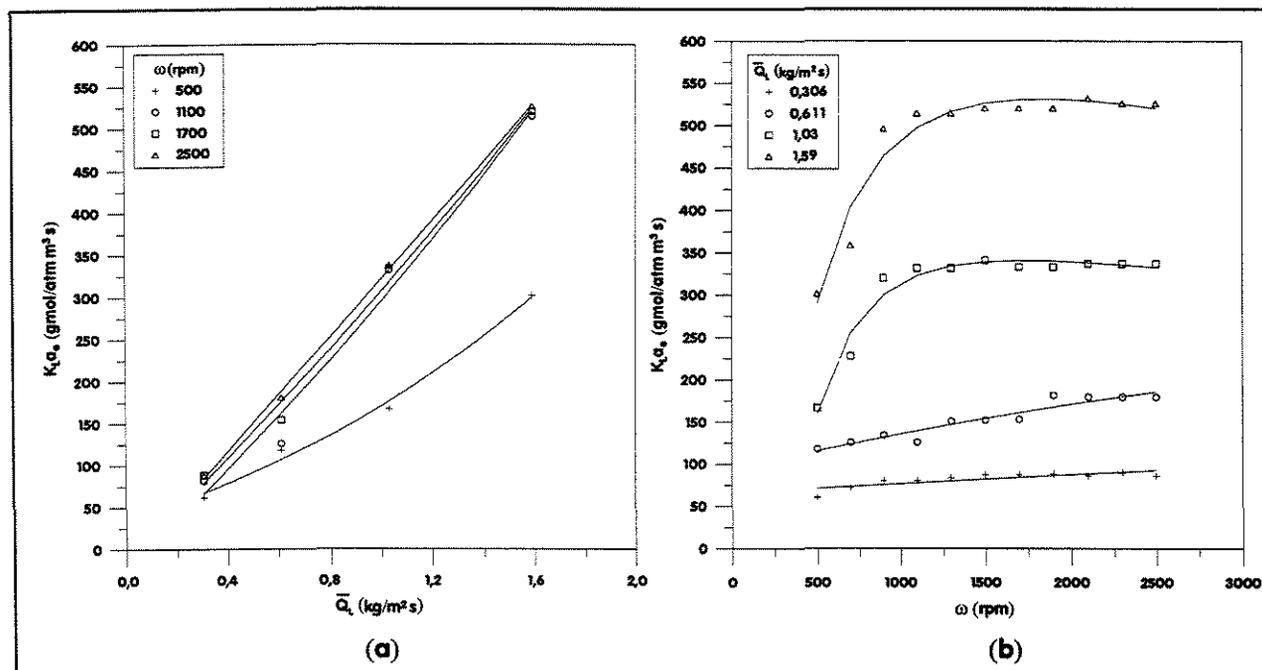


Figura 5.1 Variação do $K_G a_s$ frente ao fluxo mássico (a) e a velocidade de rotação (b) - recheio 01

tipo de recheio = 01				
ω (rpm)	$K_L a_e$ (gmol/atm m ² s)			
	$\bar{Q}_L = 0,306$ kg/m ² s	$\bar{Q}_L = 0,611$ kg/m ² s	$\bar{Q}_L = 1,03$ kg/m ² s	$\bar{Q}_L = 1,59$ kg/m ² s
500	60,55	117,75	166,79	301,44
700	72,32	125,67	227,89	358,61
900	80,30	134,29	319,87	496,06
1100	80,30	125,67	331,52	514,13
1300	83,47	150,72	331,52	514,13
1500	87,16	151,90	340,71	520,03
1700	87,16	153,08	332,94	520,03
1900	88,19	181,73	332,94	520,03
2100	86,12	179,65	336,84	531,66
2300	89,72	179,65	336,84	525,88
2500	86,12	179,65	336,84	525,88

 Tabela 5.2 Determinação do $K_L a_e$ - recheio 01

 Figura 5.2 Variação do $K_L a_e$ frente ao fluxo mássico (a) e a velocidade de rotação (b) - recheio 01

Em relação ao recheio 02, nas Figuras 5.3b e 5.4b, observou-se que para maiores fluxos, 1,04 kg/m² s e 1,59 kg/m² s, houve um coeficiente de transferência de massa em ambas as fases máximo na faixa de 1500 a 1900 rpm, descrevendo uma curva parabólica, indicando a existência

de um tempo ótimo de contato. Para fluxos menores, $0,322 \text{ kg/m}^2$ e $0,603 \text{ kg/m}^2$, temos uma situação análoga ocorrida ao caso anterior envolvendo o recheio 01.

tipo de recheio = 02				
ω (rpm)	$K_G a_e$ (gmol/atm m ² s)			
	$\bar{Q}_L = 0,322 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$	$\bar{Q}_L = 0,603 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$	$\bar{Q}_L = 1,04 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$	$\bar{Q}_L = 1,59 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$
500	75,44	103,81	194,99	292,20
700	80,23	111,23	202,18	328,41
900	79,53	109,69	207,61	340,44
1100	79,00	115,90	210,33	346,67
1300	79,00	125,55	207,61	349,71
1500	81,55	128,29	216,86	369,17
1700	81,31	117,06	215,58	376,27
1900	81,80	117,44	212,03	378,01
2100	82,99	125,49	210,87	340,44
2300	82,52	124,63	205,62	323,07
2500	82,28	124,63	209,69	338,59

Tabela 5.3 Determinação do $K_G a_e$ - recheio 02

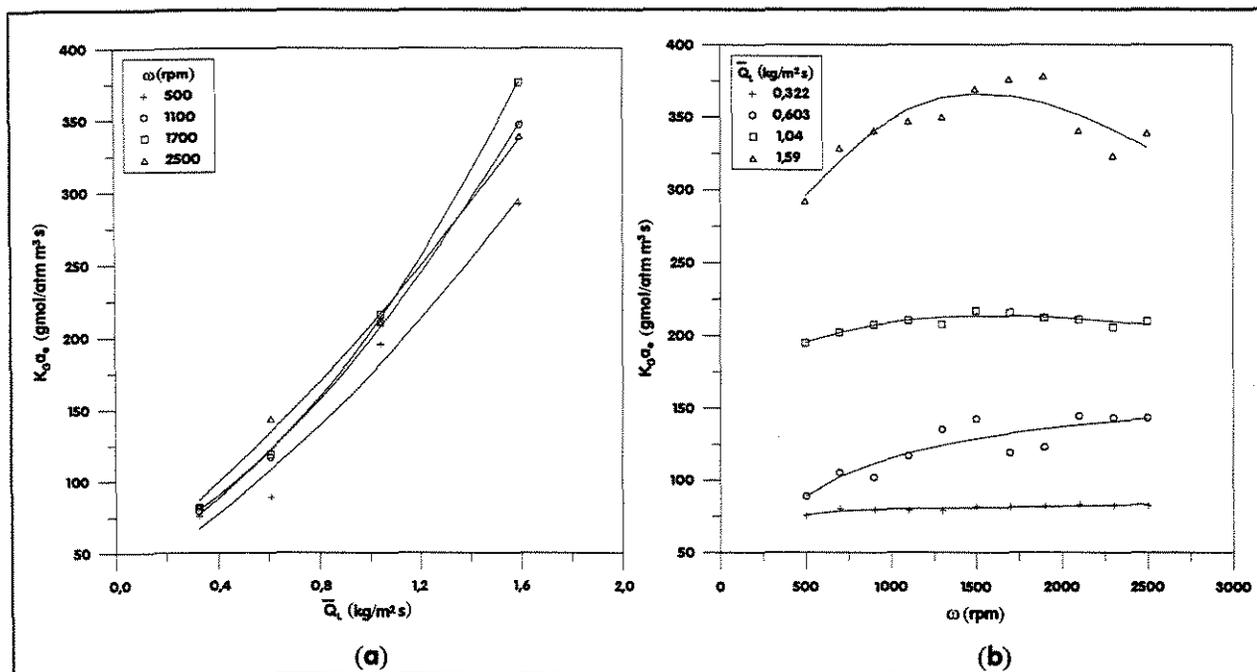


Figura 5.3 Variação do $K_G a_e$ frente ao fluxo mássico (a) e a velocidade de rotação (b) - recheio 02

tipo de recheio = O2				
ω (rpm)	$K_L a_e$ (gmol/atm m ² s)			
	$\bar{Q}_L = 0,322$ kg/m ² s	$\bar{Q}_L = 0,603$ kg/m ² s	$\bar{Q}_L = 1,04$ kg/m ² s	$\bar{Q}_L = 1,59$ kg/m ² s
500	84,34	88,75	163,96	241,63
700	96,82	105,23	187,97	325,06
900	102,66	101,99	199,64	363,01
1100	101,21	116,80	206,28	388,37
1300	101,21	135,24	199,64	396,37
1500	108,28	142,52	222,39	436,77
1700	107,59	118,95	219,22	443,65
1900	108,97	122,98	215,62	448,11
2100	112,33	144,54	217,95	363,01
2300	111,00	143,31	204,41	319,85
2500	110,32	143,31	209,73	358,37

Tabela 5.4 Determinação do $K_L a_e$ - recheio O2

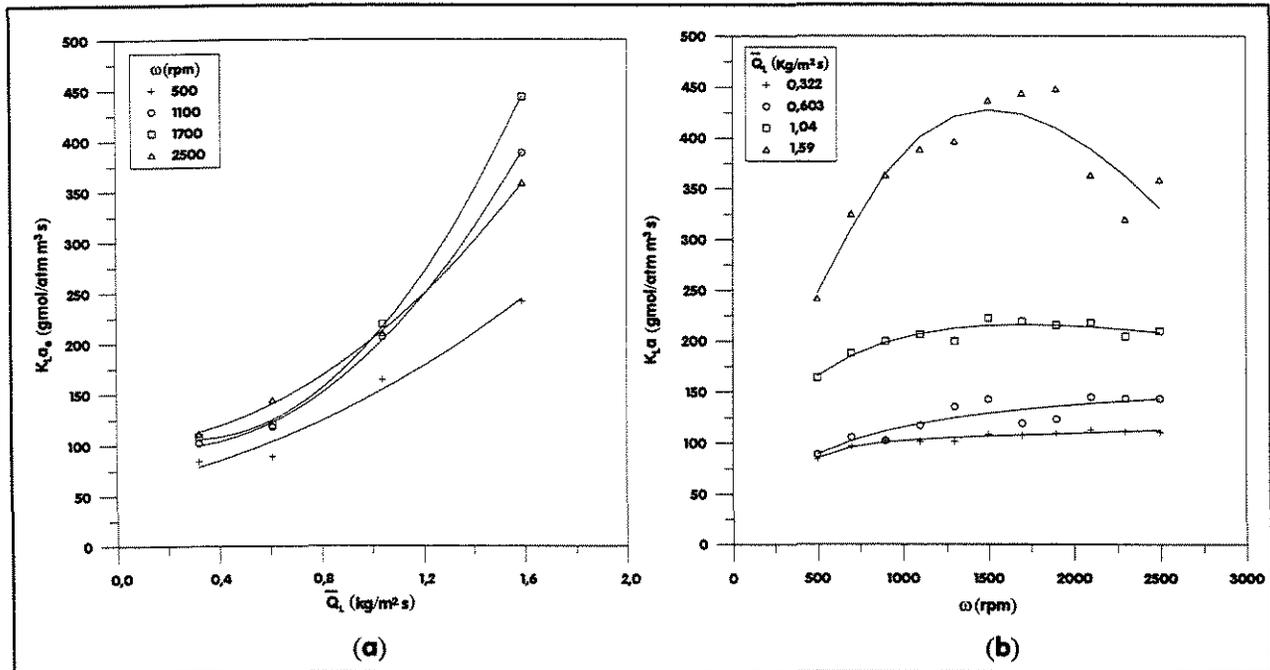


Figura 5.4 Variação do $K_L a_e$ frente ao fluxo mássico (a) e a velocidade de rotação (b) - recheio O2

5.3 DETERMINAÇÃO DAS UNIDADES DE TRANSFERÊNCIA

Como discutido anteriormente, a performance de transferência de massa de um rotor depende da medida da dificuldade de separação representada pelo **NUT** e pela medida direta da sua eficiência, **AUT**.

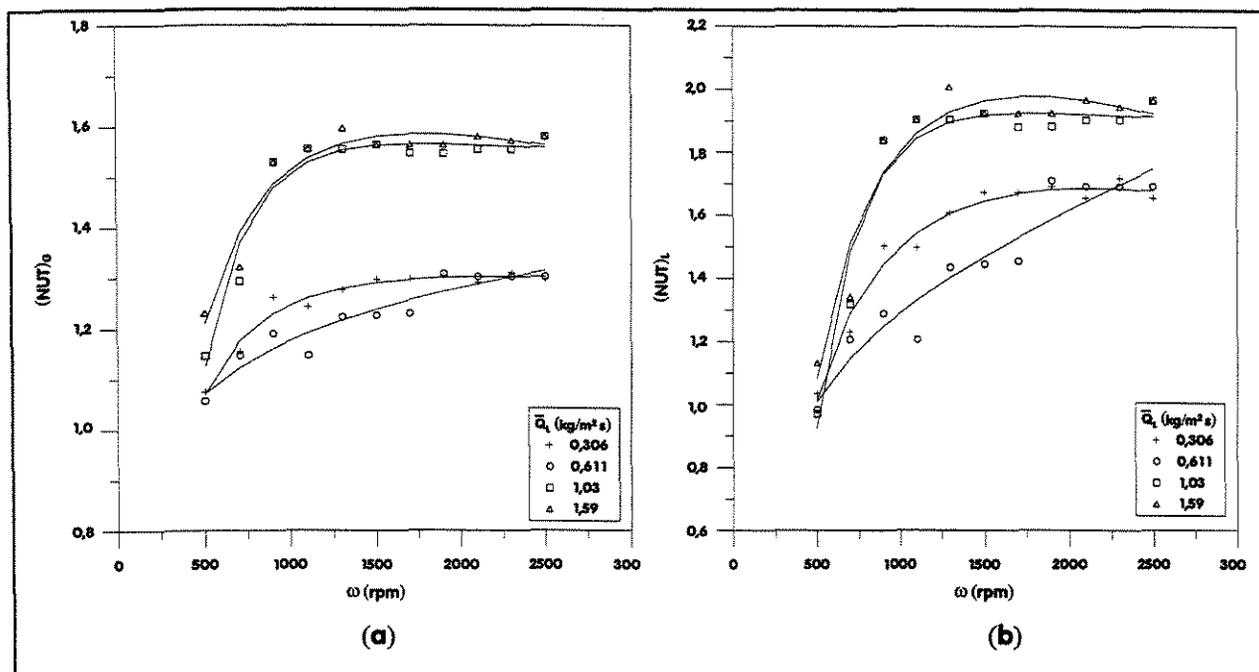


Figura 5.5 Variação do NUT em ambas as fases com a velocidade de rotação – recheio 01

De acordo com as Figuras 5.5 e 5.6 a e b, observou-se o aumento do **NUT** em relação ao aumento da velocidade de rotação envolvendo as fases vapor e líquida, como era de se esperar segundo Fair (1996), obtendo-se uma variação de 1 a 2 unidades de transferência envolvendo os recheios 01 e 02. Devido a presença de grandes fluxos mássicos, houve um valor máximo de **NUT** envolvendo o recheio 02 formando uma curva parabólica.

As Figuras 5.7 e 5.8 a e b, mostram os resultados encontrados em relação ao **AUT** utilizando os recheios 01 e 02, respectivamente. Verificou-se a diminuição do **AUT** em relação ao aumento da velocidade de rotação, exceto para maiores vazões envolvendo o recheio 02. Isto mostra que a influência da rotação além de permitir que o recheio tenha uma grande área

superficial específica, reduz a área de seção transversal, resultando na redução do volume do equipamento centrífugo frente ao convencional, aumentando sua eficiência.

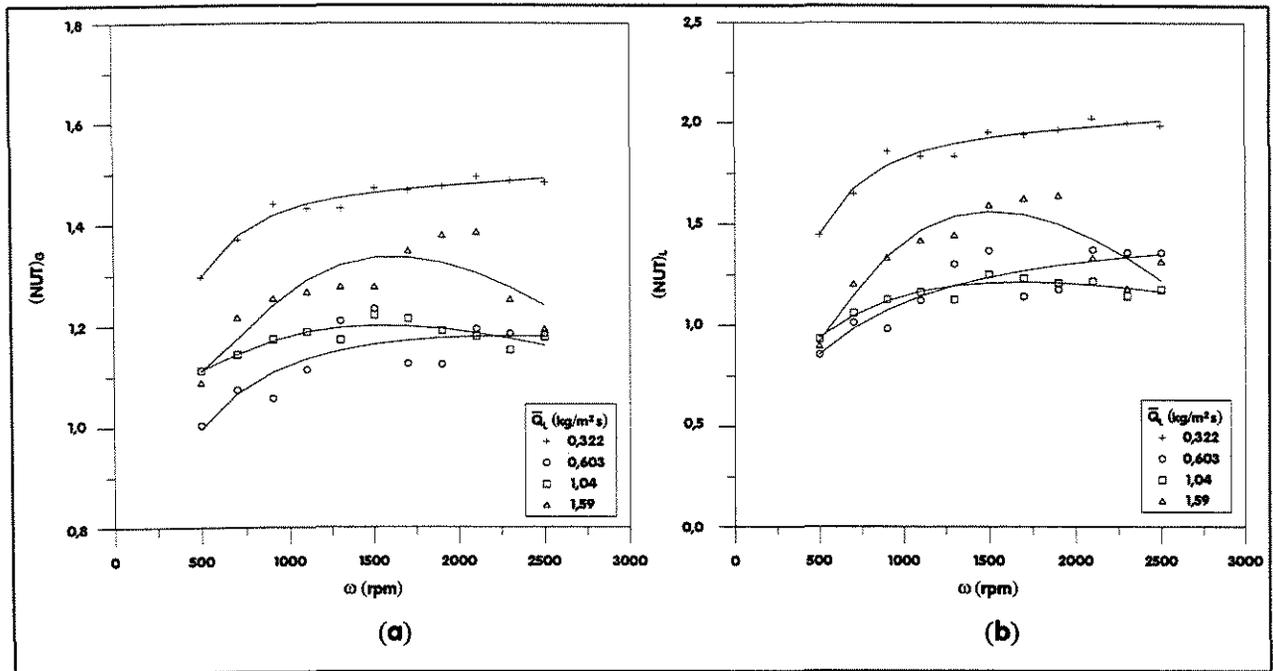


Figura 5.6 Variação do NUT em ambas as fases com a velocidade de rotação – recheio O2

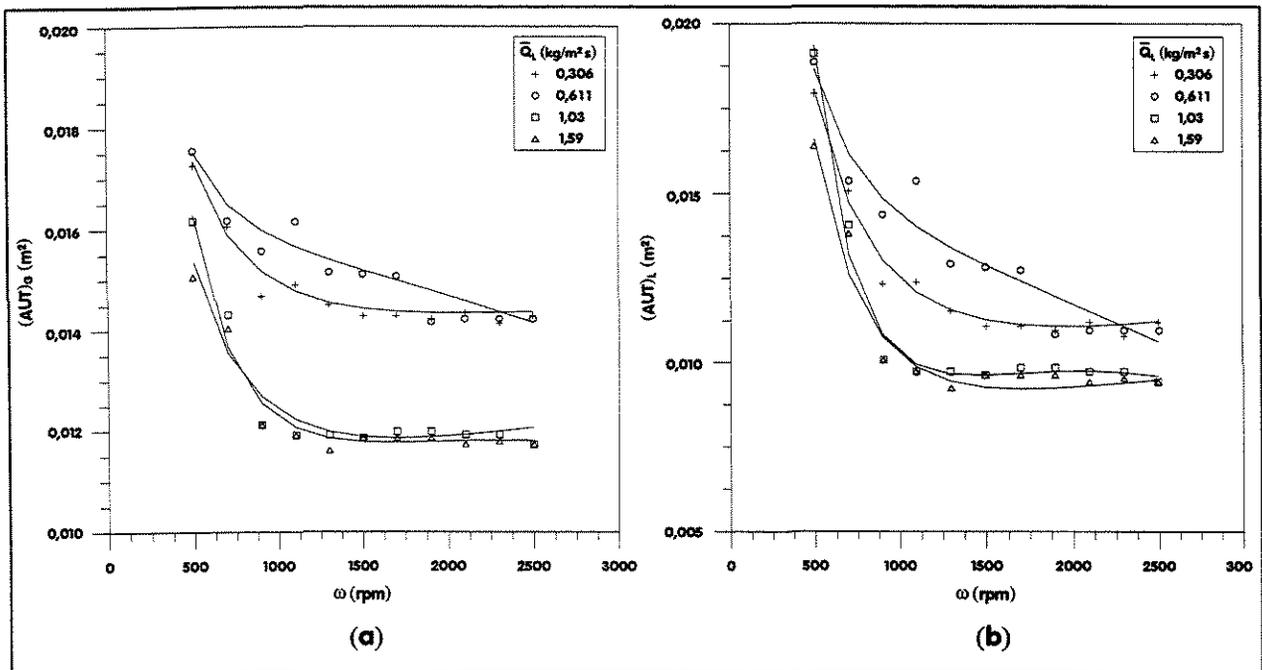


Figura 5.7 Variação do AUT em ambas as fases com a velocidade de rotação – recheio O1

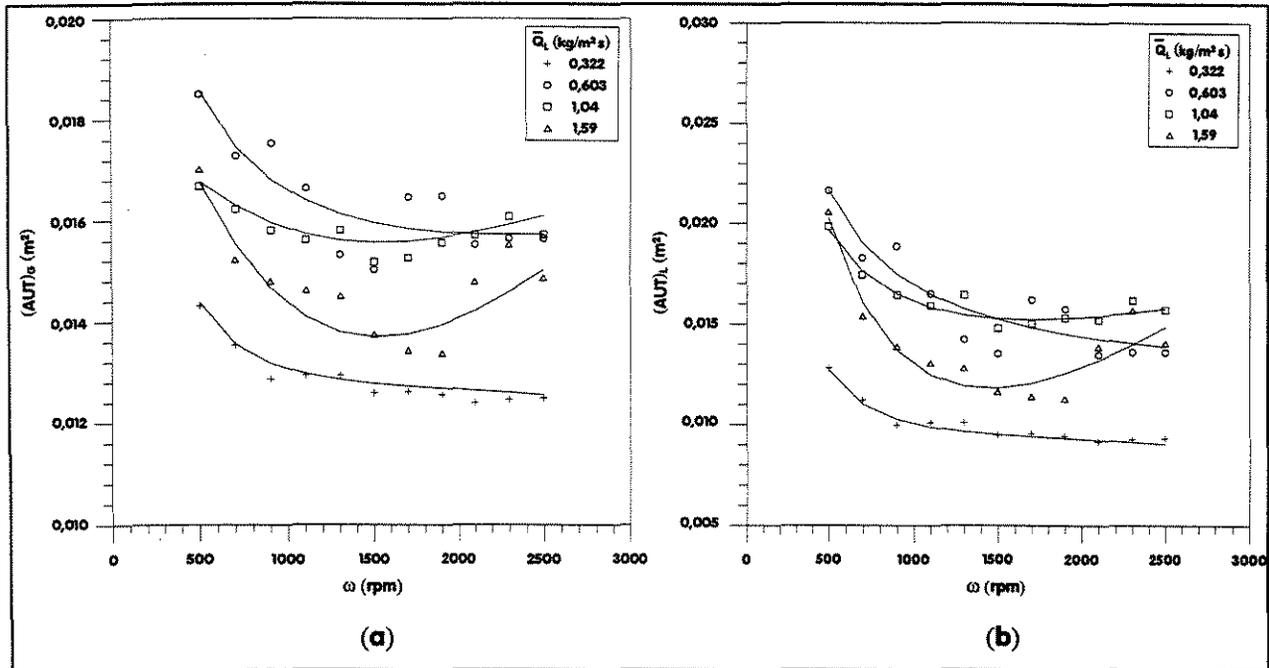


Figura 5.8 Variação do AUT em ambas as fases com a velocidade de rotação – recheio 02

5.4 DETERMINAÇÃO DA CORRELAÇÃO EMPÍRICA REFERENTE AO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA

Neste trabalho, propôs-se uma correlação empírica para cada fase (vapor e líquida), baseada em um modelo de Fair e Kelleher (1996), semelhante à uma coluna de destilação rotativa desenvolvida neste trabalho.

Como não é possível prever o $K_G a_e$ e o $K_L a_e$ através das equações vistas anteriormente, desenvolveu-se as correlações descritas abaixo (Equações 5.1 e 5.2), assumindo que os coeficientes dependem dos seguintes parâmetros referentes a cada fase: fluxo mássico, densidade, viscosidade, área superficial específica, diâmetro efetivo do recheio e aceleração centrífuga.

$$K_G a_e \left(\frac{d_p R T}{a_p D_G} \right) = A(1) Re_G^{A(2)} Gr_G^{A(3)} Sc_G^{A(4)} \quad (5.1)$$

$$K_L a_e \left(\frac{d_p R T}{a_p D_L} \right) = A(1) Re_L^{A(2)} Gr_L^{A(3)} Sc_L^{A(4)} \quad (5.2)$$

Os coeficientes A(1), A(2), A(3) e A (4), foram calculados através do método de Gauss, resultando nas seguintes correlações:

$$K_G a_e = 2,497 \times 10^{-3} Re_G^{0,9385} Gr_G^{0,07602} Sc_G^{-3,582} \quad (5.3)$$

$$K_L a_e = 54,16 Re_L^{0,9122} Gr_L^{0,1411} Sc_L^{0,09044} \quad (5.4)$$

O grupos adimensionais utilizados nesta correlação situaram-se nas seguintes faixas: $4,845 < K_G a_e d_p R T / a_p D_G < 3,331 \times 10^1$; $8,951 \times 10^1 < Re_G < 4,844 \times 10^2$; $3,838 \times 10^6 < Gr_G < 1,281 \times 10^8$; $0,5269 < Sc_G < 0,5608$; $2,991 \times 10^3 < K_L a_e d_p R T / a_p D_L < 2,630 \times 10^4$; $2,781 < Re_L < 1,670 \times 10^1$; $1,737 \times 10^8 < Gr_L < 5,273 \times 10^9$; $4,784 \times 10^1 < Sc_L < 5,977 \times 10^1$.

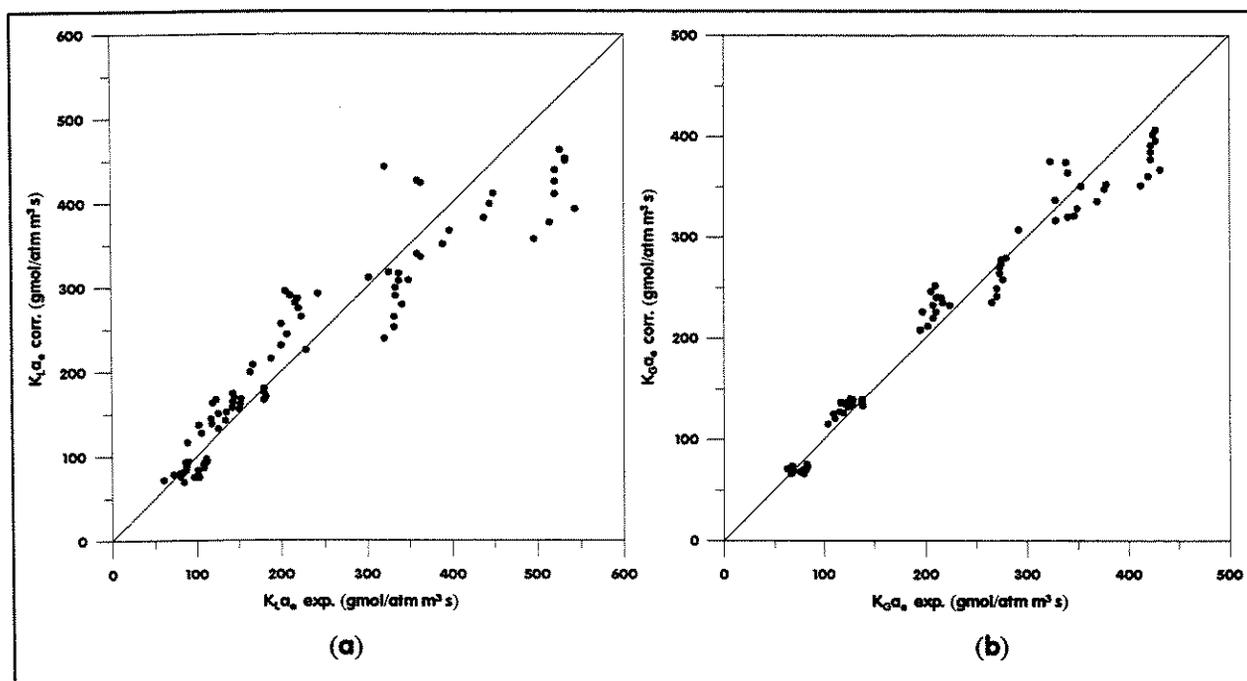


Figura 5.9 Comparação entre os coeficientes volumétricos globais experimentais e calculados na fase líquida (a) e na fase vapor (b)

Estes resultados foram plotados em gráficos representados acima nas Figuras 5.9a e 5.9b, comparando-se os coeficientes volumétricos globais de transferência de massa observados no equipamento e os coeficientes preditos pelas correlações empíricas acima para cada fase.

De acordo com as Equações 5.3 e 5.4, obteve-se respectivamente, os seguintes coeficientes de correlação: 0,9756 para a fase vapor com erro máximo de predição de 8,049% e 0,9122 para a fase líquida com 15,80% de erro, obtendo-se margens de erro aceitáveis, ocasionando a boa precisão destas correlações na predição desses coeficientes.

5.5 ANÁLISE COMPARATIVA ENTRE AS COLUNAS COM RECHEIO CONVENCIONAIS E CENTRÍFUGAS

A avaliação comparativa entre as colunas recheadas convencionais e centrífugas foram realizadas mediante a duas etapas: a primeira, referiu-se ao cálculo do $K_G a_e$ convencional aplicando-se as correlações de Onda (1968) mostradas no Capítulo 3; e a segunda, comparou-se a capacidade destes dois tipos de equipamentos.

A Figura 5.10, apresentou a comparação entre os coeficientes volumétricos globais de transferência de massa para fase vapor obtidos no laboratório através da Equação 3.25 para recheios centrífugos e os calculados pelas predições de Onda, Equações 3.37, 3.38 e 3.39, aplicando-se as mesmas condições operacionais.

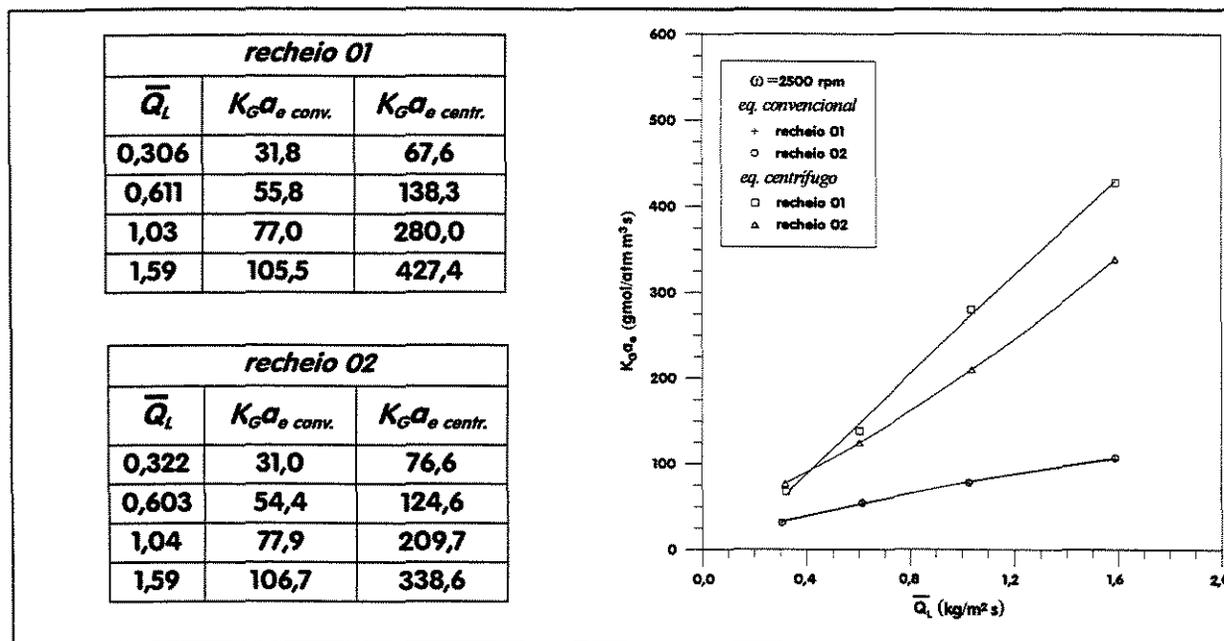


Figura 5.10 Comparação entre os $K_G a_e$ centrífugo e convencional

Como pode ser observado, operando-se o rotor a uma rotação de 2500 rpm e variando-se o fluxo mássico de líquido entre 0,306 e 1,59 kg/m² s, os coeficientes obtidos para leitos rotativos foram de 2 a 4 vezes acima dos valores dos coeficientes para leitos convencionais, em gmol/atm m³s. Destacou-se também a significativa influência do fluxo mássico frente ao $K_c a_c$ centrífugo, ao contrário do que ocorreu para o outro tipo de leito.

Calculou-se a capacidade do leito para o equipamento convencional, determinada pela sua área de seção reta, afim de compará-la com a do equipamento centrífugo. Como foi dito antes, no Capítulo 3, a área da seção reta e o diâmetro da coluna para a queda de pressão escolhida podem ser determinadas a partir da correlação de perda de pressão generalizada, Figura 3.5.

Como ilustração, para uma queda de pressão de 42 mmH₂O/m de recheio, combinando-se as Equações 3.23, 3.33, 3.35 e 3.40, encontrou-se os resultados de acordo com a Tabela 5.5. Trabalhou-se em condições operacionais iguais para realização de mesma separação do sistema n-hexano e n-heptano em ambos os equipamentos:

condições operacionais:				
P = 0,9329 atm		$\bar{Q}_L = 1,59 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$		
$\bar{x}_F = 0,0268$		tipo de recheio = 01		
equipamento centrífugo:				
$V_{centr} = 0,736 \text{ l}$		$h_{centr} = 0,0397 \text{ m}$		
$\omega \text{ (rpm)}$	\bar{x}_c	equipamento convencional		V_{conv} / V_{centr}
		$h_{conv} \text{ (m)}$	$V_{conv} \text{ (l)}$	
500	0,164	0,127	6,07	8
900	0,244	0,154	7,37	10
1300	0,268	0,159	7,62	10
1900	0,256	0,156	7,50	10
2500	0,261	0,161	7,77	11

Tabela 5.5 Comparação entre a capacidade de leitos centrífugos e convencionais envolvendo o recheio 01

Verificou-se através da Tabela 5.5, que para a transferência de massa obtida pelo leito centrífugo operando a 5000 rpm a uma concentração de 2,68 % de n-hexano, é necessário um leito convencional cujo volume de recheio equivale a aproximadamente **11 vezes o volume do equipamento centrífugo**.

<i>condições operacionais:</i>				
$P = 0,9329 \text{ atm}$		$\bar{Q}_L = 1,59 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$		
$\bar{x}_F = 0,0268$		tipo de recheio = 02		
<i>equipamento centrífugo:</i>				
$V_{centr} = 0,736 \text{ l}$		$h_{centr} = 0,0397 \text{ m}$		
$\omega \text{ (rpm)}$	\bar{x}_c	equipamento convencional		V_{conv}/V_{centr}
		$h_{conv} \text{ (m)}$	$V_{conv} \text{ (l)}$	
500	0,209	0,110	5,30	7
900	0,291	0,124	5,94	8
1300	0,339	0,124	5,94	8
1900	0,316	0,136	6,50	9
2500	0,288	0,127	6,10	8

Tabela 5.6 Comparação entre a capacidade de leitos centrífugos e convencionais envolvendo o recheio 02

Essa mesma tendência pode ser verificada em relação ao recheio 02, de menor diâmetro em relação ao recheio 01. Verificou-se um volume de recheio no equipamento convencional por volta de **9 vezes maior** em relação ao centrífugo a uma velocidade rotacional de 1900 rpm. Assim, demonstrou-se para os dois tipos de recheio, a influência força centrífuga na **intensificação do processo** de separação através da destilação.

5.6 CÁLCULO DA EFICIÊNCIA DE MURPHREE PARA O LEITO CENTRÍFUGO

Calculou-se o método da eficiência de Murphree para fase vapor envolvendo os dois tipos de recheios, através da Equação B.32, para cada velocidade de rotação, considerando-se o rotor onde encontra-se o recheio, como um prato pertencente a uma coluna de pratos.

tipo de recheio = 01				
ω (rpm)	E_{MG} (%)			
	$\overline{Q}_L = 0,306 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$	$\overline{Q}_L = 0,611 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$	$\overline{Q}_L = 1,03 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$	$\overline{Q}_L = 1,59 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$
500	116,17	111,67	91,25	100,04
700	132,89	130,52	121,99	119,27
900	159,43	136,82	173,53	173,53
1100	160,93	130,52	181,58	181,58
1300	173,55	153,98	181,58	194,94
1500	181,51	155,14	184,26	184,26
1700	181,51	156,30	178,90	184,26
1900	183,77	186,03	178,90	184,26
2100	179,24	183,77	181,58	189,60
2300	187,16	183,77	181,58	186,93
2500	181,51	183,77	189,60	189,60

Tabela 5.7 Eficiência de Murphree para o recheio 01

De acordo com as Equações 5.7 e 5.8, a coluna de destilação rotativa apresentou altos valores de eficiência, com o seu crescimento diante do aumento da velocidade rotacional do rotor. Operando-se a fluxos maiores (1,03 e 1,59 kg/m² s), em relação ao recheio 01, a eficiência não apresentou grandes variações em relação a influência da força centrífuga. Já para o recheio 02, apresentou uma eficiência máxima na faixa de 1900 a 2100 rpm, devido a existência de um tempo de contato ótimo para transferência de massa.

tipo de recheio = O2				
ω (rpm)	E_{MO} (%)			
	$\overline{Q_L} = 0,306 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$	$\overline{Q_L} = 0,611 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$	$\overline{Q_L} = 1,03 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$	$\overline{Q_L} = 1,59 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$
500	145,77	102,40	94,18	93,37
700	168,46	113,88	109,47	118,74
900	194,02	111,67	114,46	134,30
1100	190,85	123,21	117,78	145,60
1300	190,85	136,00	114,46	148,57
1500	206,64	142,85	126,06	162,01
1700	205,07	124,59	124,41	162,36
1900	208,21	129,56	124,66	164,15
2100	216,04	148,95	127,75	134,30
2300	212,92	148,24	120,83	119,44
2500	211,35	148,24	121,65	132,65

Tabela 5.8 Eficiência de Murphree para o recheio O2

Capítulo 6

Conclusões e sugestões

6.1 CONCLUSÕES

Este estudo investigou o desenvolvimento de uma coluna de destilação com recheio centrífugo, incluindo a transferência de massa e eficiência comparando-se dois tipos de recheio. Através da análise dos resultados experimentais obtidos, chegou-se as seguintes conclusões:

- no que diz respeito às condições operacionais, foram totalmente favoráveis à coluna rotativa, destacando-se a sua praticidade na montagem e reposição do recheio no rotor e das resistências no refeedor;
- em perfeito funcionamento do equipamento, o estado estacionário foi alcançado em um período de tempo relativamente baixo, cerca de 40 minutos, comprovando uma maior facilidade em atingir o equilíbrio termodinâmico em colunas centrífugas;
- a atuação da velocidade de rotação influenciou diretamente no desempenho de transferência de massa no leito rotativo. Os coeficientes globais experimentais aumentaram com o aumento da rotação do rotor, principalmente operando-se a altos fluxos mássicos, comprovando-se a influência do aumento da força centrífuga no processo;
- os coeficientes globais de transferência de massa para o leito rotativo foram em média 3 vezes maiores que os calculados para os leitos convencionais operando-se sob as mesmas condições de vazão de líquido e vapor. Daí a necessidade de um equipamento convencional de maior capacidade para realizar o mesmo grau de separação (ou seja, chegando a 9 vezes maior em média de volume de enchimento, dependendo do fluxo mássico) frente aos equipamentos rotativos, intensificando-se o processo;
- uma correlação para o $K_G a_e$ e uma outra para o $K_L a_e$ em leitos com recheio centrífugo foram obtidas, obtendo-se razoáveis concordâncias com os valores experimentais;
- a eficiência da coluna de destilação rotativa, representada através do conceito de área equivalente a uma unidade de transferência, tornou-se maior com o aumento da velocidade de rotação, mostrando mais uma vez a influência do campo centrífugo no que se refere à eficiência. Altos valores da eficiência de Murphree foram obtidos utilizando-se o sistema n-hexano e n-heptano.

6.2 SUGESTÕES PARA TRABALHOS POSTERIORES

Com a intenção de contribuir para realização de trabalhos futuros promovendo um estudo mais completo no desenvolvimento de colunas de recheio em campos centrífugos, são descritas a seguir, algumas sugestões perfeitamente viáveis no meio científico:

- a montagem de uma coluna de destilação com maiores dimensões do rotor, a fim de gerar um campo centrífugo de maior volume para transferência de massa;
- fornecer uma maior taxa de aquecimento ao refeedor com a finalidade de promover à coluna, uma maior vazão volumétrica de destilado;
- a utilização de outros tipos de recheios randômicos, como os anéis de Rasching de alumínio e os cilindros de tela metálica, e os recheios estruturados com a finalidade de obtenção de maiores áreas superficiais;
- o emprego de outros sistemas binários a fim de estudar o comportamento da transferência de massa em destilação com recheio centrífugo;
- desenvolver um estudo hidrodinâmico amplo da região de operação satisfatória do leito;

Anexo A

Dados Experimentais

Neste anexo, são apresentados a seguir nas Tabelas A.1-8, os dados obtidos experimentalmente coletados na coluna de destilação com recheio rotativo, conforme discutido no Capítulo 3:

- taxa de aquecimento em unidade de potência, W ;
- composição de hexano na fase líquida no refeedor, x_F ;
- composição de hexano na fase líquida no condensador, x_C ;
- composição de hexano na fase líquida presente no recheio, x_R ;
- vazão volumétrica do condensado, L , em ml/s .

taxa de aquecimento = 2620 W tipo de recheio = 01 $\bar{x}_F = 0,0268$			
ω (rpm)	L (ml/s)	\bar{x}_C	\bar{x}_R
500	6,2	0,3475	0,1644
700	6,2	0,3700	0,1554
900	6,2	0,4089	0,1464
1100	5,6	0,4363	0,1554
1300	5,6	0,4662	0,1554
1500	5,4	0,4850	0,1554
1700	5,4	0,4850	0,1554
1900	5,4	0,4903	0,1554
2100	5,4	0,4796	0,1554
2300	5,4	0,4983	0,1554
2500	5,4	0,4850	0,1554

Tabela A.1 Sistema *n*-hexano/*n*-heptano envolvendo o recheio 01, a uma taxa de 2620 W de aquecimento

taxa de aquecimento = 4000 W tipo de recheio = 01 $\bar{x}_F = 0,0268$			
ω (rpm)	L (ml/s)	\bar{x}_C	\bar{x}_R
500	12,7	0,3362	0,1644
700	11,0	0,3644	0,1554
900	11,0	0,3588	0,1464
1100	11,0	0,3644	0,1554
1300	11,0	0,4199	0,1554
1500	11,0	0,4226	0,1554
1700	11,0	0,4254	0,1554
1900	11,0	0,4957	0,1554
2100	11,0	0,4903	0,1554
2300	11,0	0,4903	0,1554
2500	11,0	0,4903	0,1554

Tabela A.2 Sistema n-hexano/n-heptano envolvendo o recheio 01, a uma taxa de 4000 W de aquecimento

taxa de aquecimento = 5390 W tipo de recheio = 01 $\bar{x}_F = 0,0268$			
ω (rpm)	L (ml/s)	\bar{x}_C	\bar{x}_R
500	18,7	0,1704	0,0917
700	18,7	0,2090	0,0917
900	18,7	0,2443	0,0825
1100	18,7	0,2530	0,0825
1300	18,7	0,2530	0,0825
1500	18,7	0,2559	0,0825
1700	18,7	0,2501	0,0825
1900	18,7	0,2501	0,0825
2100	18,7	0,2530	0,0825
2300	18,7	0,2530	0,0825
2500	18,7	0,2617	0,0825

Tabela A.3 Sistema n-hexano/n-heptano envolvendo o recheio 01, a uma taxa de 5390 W de aquecimento

taxa de aquecimento = 7500 W tipo de recheio = 01 $\bar{x}_F = 0,0268$			
ω (rpm)	L (ml/s)	\bar{x}_C	\bar{x}_R
500	29,0	0,1644	0,0825
700	29,0	0,1853	0,0825
900	29,0	0,2443	0,0825
1100	29,0	0,2530	0,0825
1300	29,0	0,2675	0,0825
1500	29,0	0,2559	0,0825
1700	29,0	0,2559	0,0825
1900	29,0	0,2559	0,0825
2100	29,0	0,2617	0,0825
2300	29,0	0,2588	0,0825
2500	29,0	0,2617	0,0825

Tabela A.4 Sistema n-hexano/n-heptano envolvendo o recheio 01, a uma taxa de 7500 W de aquecimento

taxa de aquecimento = 2620 W tipo de recheio = 02 $\bar{x}_F = 0,0268$			
ω (rpm)	L (ml/s)	\bar{x}_C	\bar{x}_R
500	6,2	0,3107	0,1192
700	6,2	0,3504	0,1192
900	5,8	0,3951	0,1192
1100	5,8	0,3895	0,1192
1300	5,8	0,3895	0,1192
1500	5,8	0,4171	0,1192
1700	5,8	0,4144	0,1192
1900	5,8	0,4199	0,1192
2100	5,8	0,4336	0,1192
2300	5,8	0,4281	0,1192
2500	5,8	0,4254	0,1192

Tabela A.5 Sistema n-hexano/n-heptano envolvendo o recheio 02, a uma taxa de 2620 W de aquecimento

taxa de aquecimento = 4000 W tipo de recheio = 02 $\bar{x}_F = 0,0268$			
ω (rpm)	L (ml/s)	\bar{x}_C	\bar{x}_R
500	11,0	0,3277	0,1734
700	11,0	0,3362	0,1614
900	11,0	0,3362	0,1584
1100	11,0	0,3532	0,1554
1300	11,0	0,3362	0,1373
1500	11,0	0,3504	0,1373
1700	11,0	0,3504	0,1554
1900	11,0	0,3812	0,1644
2100	11,0	0,4226	0,1644
2300	11,0	0,4281	0,1644
2500	11,0	0,4281	0,1644

Tabela A.6 Sistema n-hexano/n-heptano envolvendo o recheio 02, a uma taxa de 4000 W de aquecimento

taxa de aquecimento = 5390 W tipo de recheio = 02 $\bar{x}_F = 0,0268$			
ω (rpm)	L (ml/s)	\bar{x}_C	\bar{x}_R
500	19,0	0,2001	0,1070
700	19,0	0,2530	0,1222
900	19,0	0,2559	0,1192
1100	19,0	0,2617	0,1192
1300	19,0	0,2559	0,1192
1500	19,0	0,2762	0,1192
1700	19,0	0,2733	0,1192
1900	19,0	0,2935	0,1283
2100	19,0	0,3192	0,1373
2300	19,0	0,3049	0,1373
2500	19,0	0,2877	0,1283

Tabela A.7 Sistema n-hexano/n-heptano envolvendo o recheio 02, a uma taxa de 5390 W de aquecimento

taxa de aquecimento = 7500 W tipo de recheio = O2 $\bar{x}_F = 0,0268$			
ω (rpm)	L (ml/s)	\bar{x}_C	\bar{x}_R
500	29,0	0,2090	0,1131
700	29,0	0,2443	0,1100
900	29,0	0,2906	0,1192
1100	29,0	0,3334	0,1283
1300	29,0	0,3391	0,1283
1500	29,0	0,3391	0,1192
1700	29,0	0,3135	0,1100
1900	29,0	0,3164	0,1100
2100	29,0	0,2906	0,1192
2300	29,0	0,2646	0,1192
2500	29,0	0,2877	0,1192

Tabela A.8 Sistema n-hexano/n-heptano envolvendo o recheio O2, a uma taxa de 7500 W de aquecimento

Anexo B

***Cálculo das Variáveis de
Operação e Propriedades Físicas***

A partir dos dados experimentais apresentados no Anexo A, foram calculados as seguintes variáveis de operação e propriedades físicas:

- composição de vapor em equilíbrio com o líquido no recheio, y^* ;
- pressão parcial do sistema, p ;
- vazão volumétrica do vapor, G ;
- aceleração centrífuga média, $\overline{a_c}$;
- velocidade superficial média, $\overline{U_G}$ e $\overline{U_L}$;
- temperatura de equilíbrio, T_e ;
- massa molecular do sistema, M_G e M_L ;
- densidade do sistema, ρ_G e ρ_L ;
- concentração molar do sistema C ;
- tensão superficial do líquido, σ_L ;
- viscosidade do sistema, μ_G e μ_L ;
- coeficiente de difusão, D_G e D_L ;
- vazão mássica do sistema, G^M e L^M ;
- vazão molar do sistema, G_m e L_m ;
- fluxo mássico do sistema, Q_G e Q_L ;
- eficiência de Murphree na fase vapor, E_{MG} ;

B.1 COMPOSIÇÃO DE VAPOR EM EQUILÍBRIO COM O LÍQUIDO NO ESTÁGIO

Dados de equilíbrio líquido-vapor do sistema binário n-hexano/n-heptano a pressão de 709 mmHg (pressão média local da cidade de Campinas, São Paulo), não são disponíveis na literatura. Apenas dados a pressão de 760 mmHg são disponíveis em Gmehling e Onken (1977).

Utilizando-se os parâmetros da correlação de Wilson, foram preditos os dados de equilíbrio líquido-vapor a pressão de 709 mmHg, através de um programa de computador em linguagem Fortran (Anexo C), onde é calculado a composição na fase vapor e a correspondente temperatura do ponto de bolha, a uma dada composição do soluto na fase líquida.

Verificou-se que esta predição foi satisfatória na obtenção da curva de equilíbrio, comparando-se com àquela a 760 mmHg, variando-se apenas na 3ª casa decimal. Da mesma forma, a relação **Txy** teve variações de temperatura de no máximo 2°C para toda faixa de composição, o que não modifica consideravelmente os dados de propriedades físicas. A relação **y** versus **x** foi ajustada utilizando uma regressão polinomial, obtendo o seguinte polinômio, representado graficamente na Figura B.1:

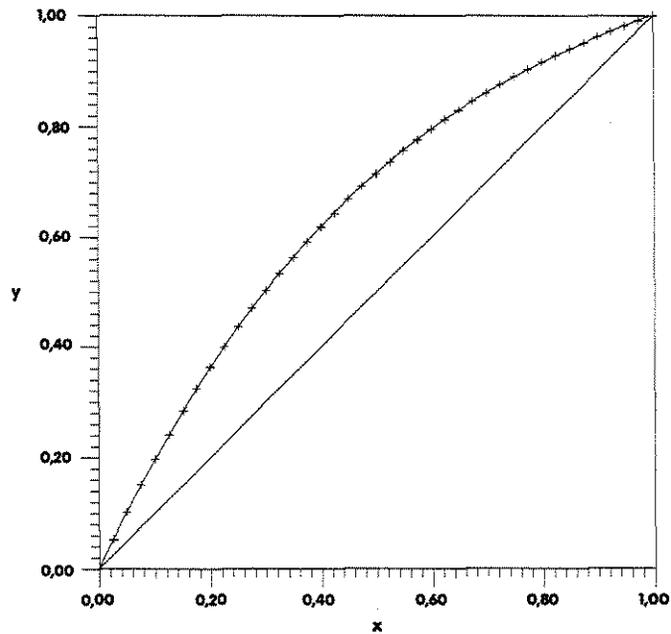


Figura B.1 *Curva de equilíbrio líquido-vapor do sistema n-hexano/n-heptano, a 709 mmHg*

$$y^* = 0,3432 x^7 + 1,368 x^6 - 2,221 x^5 + 1,731 x^4 - 0,08637 x^3 - 1,569 x^2 + 2,128 x + 4 \cdot 10^{-5} \quad (\text{B.1})$$

$$DP = 1,63635 \cdot 10^{-4} \quad R^2 = 1$$

B.2 PRESSÃO PARCIAL DO SISTEMA

Através da Equação B.2, calculou-se a pressão parcial do sistema:

$$p = y_c P \quad (\text{B.2})$$

B.3 VAZÃO VOLUMÉTRICA DO VAPOR

Para efetuar este cálculo, considerou-se a fase vapor comportando-se como um gás ideal. Assim, a lei dos gases ideais pôde ser aplicada. A equação utilizada para o cálculo da vazão volumétrica do vapor é a seguinte:

$$G = \frac{G_m R T_e}{P} \quad (B.3)$$

B.4 ACELERAÇÃO CENTRÍFUGA MÉDIA

A aceleração centrífuga média foi calculada através da seguinte relação:

$$\bar{a}_c = \left(\frac{\pi \omega}{30} \right)^2 \bar{r}, \quad (B.4)$$

onde:

$$\bar{r} = \left(\frac{r_e^2 + r_i^2}{2} \right)^{1/2}. \quad (B.4a)$$

B.5 VELOCIDADE SUPERFICIAL MÉDIA

Devido à área de seção transversal na qual o fluido atravessa não ser constante, a média da velocidade superficial é assim definida:

$$\bar{U} = \frac{1}{r_e - r_i} \int_{r_i}^{r_e} \frac{L}{2 \pi r h} dr \quad (B.5)$$

Como L representa a vazão volumétrica do líquido, então \bar{U} significa a média da velocidade superficial do líquido, representada por U_L . Da mesma forma, U_G será a média da velocidade superficial do vapor.

B.6 TEMPERATURAS DE EQUILÍBRIO

Através de dados de equilíbrio do sistema n-hexano/n-heptano, a pressão de 709 mmHg, obtidos em Gmehling & Onken (1977), foi construído o diagrama **Txy** através de uma regressão polinomial, assim representado na Figura B.2:

$$T_s = 2,628 x^4 + 5,394 x^3 + 5,823 x^2 - 37,93 x + 96,08 \quad (\text{B.6})$$

$$DP = 0,00407$$

$$R^2 = 1$$

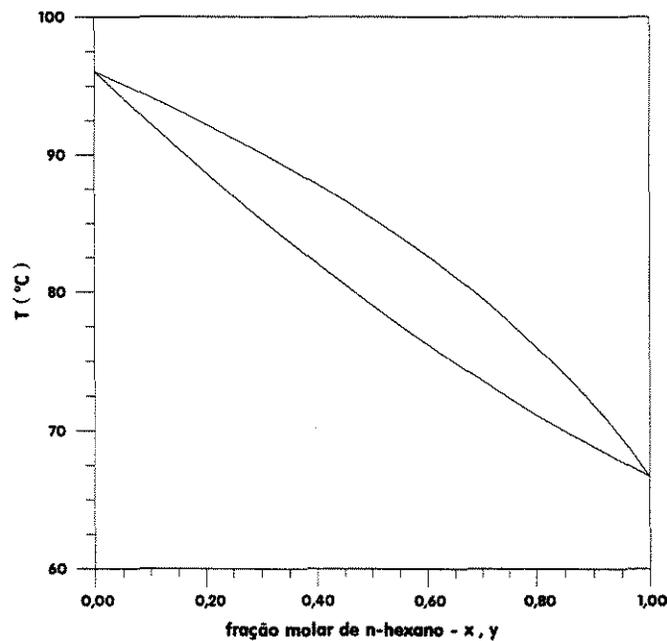


Figura B.2 Diagrama Txy do sistema n-hexano/n-heptano a 709 mmHg

B.7 MASSA MOLECULAR DO SISTEMA

Foram calculados os pesos moleculares do sistema em ambas as fases: líquida (M_L) e vapor (M_G). Considerou-se neste último caso, a concentração do refluxo igual a do vapor que deixa o recheio, já que trabalhou-se com refluxo total. Assim, temos as seguintes equações:

$$M_L = x_c M_1 + (1 - x_c) M_2 \quad (B.7)$$

$$M_G = y_c M_1 + (1 - y_c) M_2 \quad (B.8)$$

B.8 DENSIDADE DO SISTEMA

Considerou-se para o cálculo da densidade, as misturas líquida e vapor como sendo ideais, portanto:

$$\frac{1}{\rho_L} = \frac{1}{M_L} \left\{ \frac{x_c M_1}{\rho_{L1}} + \frac{(1 - x_c) M_2}{\rho_{L2}} \right\} \quad (B.9)$$

$$\frac{1}{\rho_G} = \frac{1}{M_G} \left\{ \frac{y_c M_1}{\rho_{G1}} + \frac{(1 - y_c) M_2}{\rho_{G2}} \right\} \quad (B.10)$$

As densidades para os componentes puros (ρ_{L1} , ρ_{L2} , ρ_{G1} e ρ_{G2}) foram obtidos através dos dados experimentais apresentados por Vargaftik (p. 263 e 266), obtendo as seguintes equações via regressão polinomial:

$$\rho_{L1} = -3,411 \cdot 10^{-11} T_c^4 + 2,383 \cdot 10^{-9} T_c^3 - 6,531 \cdot 10^{-7} T_c^2 - 0,00088 T_c + 0,6772 \quad (B.11)$$

$$DP = 0,00009$$

$$R^2 = 1$$

$$\rho_{L2} = -6,86 \cdot 10^{-15} T_c^6 + 4,374 \cdot 10^{-12} T_c^5 - 1,056 \cdot 10^{-9} T_c^4 + 1,127 \cdot 10^{-7} T_c^3 - 5,770 \cdot 10^{-6} T_c^2 - 7,4 \cdot 10^{-4} T_c + 0,7002 \quad (B.12)$$

$$DP = 0,00066$$

$$R^2 = 0,99996$$

$$\rho_{G_1} = 1,043 \cdot 10^{-12} T_o^5 - 4,419 \cdot 10^{-10} T_o^4 + 7,376 \cdot 10^{-8} T_o^3 - 4,413 \cdot 10^{-6} T_o^2 + 0,00012 T_o - 0,00017 \quad (B.13)$$

$$DP = 0,0005 \quad R^2 = 0,99975$$

$$\rho_{G_2} = 1,169 \cdot 10^{-17} T_o^7 - 6,665 \cdot 10^{-15} T_o^6 + 1,438 \cdot 10^{-12} T_o^5 - 1,288 \cdot 10^{-10} T_o^4 + 6,602 \cdot 10^{-9} T_o^3 + 6,576 \cdot 10^{-8} T_o^2 + 2,566 \cdot 10^{-6} T_o + 6,943 \cdot 10^{-5} \quad (B.14)$$

$$DP = 3,82 \cdot 10^{-5} \quad R^2 = 0,99999$$

B.9 CONCENTRAÇÃO OU DENSIDADE MOLAR DO SISTEMA

Para o cálculo da concentração molar, utilizou-se a seguinte equação:

$$C = \frac{\rho_L}{M_L} \quad (B.15)$$

B.10 TENSÃO SUPERFICIAL DO LÍQUIDO

A tensão superficial de uma mistura líquida, não é simplesmente função da tensão superficial dos componentes puros pois a composição da mistura na superfície difere em relação ao seio desta mistura. Para o cálculo da tensão superficial do líquido, foi utilizada a correlação de Macleod-Sugden modificada. Esta correlação é empregada em uma ampla variedades de sistemas líquidos não aquosos. Seu erro raramente excede a faixa de 5 a 10%. A equação é a seguinte:

$$\sigma_L = \frac{\rho_L}{M_L} \left[\frac{M_1}{\rho_1} x_c \sigma_1^{0,25} + \frac{M_2}{\rho_2} (1 - x_c) \sigma_2^{0,25} \right]^{1/0,25}, \quad (B.16)$$

sendo a densidade ρ , em g/cm^3 .

As tensões superficiais dos componentes puros na fase líquida foram calculadas através de dados experimentais fornecidos por Vargaftik (1975 - p. 265 e 269), obtendo as seguintes equações, por meio de regressão polinomial:

$$\sigma_{L_1} = -2,672 \cdot 10^{-13} T_e^6 + 1,923 \cdot 10^{-10} T_e^5 - 5,040 \cdot 10^{-8} T_e^4 + 6,209 \cdot 10^{-6} T_e^3 - 0,0003 T_e^2 - 0,1011 T_e + 20,56 \quad (B.17)$$

$$DP = 0,01272 \quad R^2 = 1$$

$$\sigma_{L_2} = 3,304 \cdot 10^{-13} T_e^6 - 2,775 \cdot 10^{-10} T_e^5 + 9,247 \cdot 10^{-8} T_e^4 - 0,00002 T_e^3 + 0,00147 T_e^2 - 0,17285 T_e + 23,82 \quad (B.18)$$

$$DP = 0,02146 \quad R^2 = 0,99999$$

B.11 VISCOSIDADE DO SISTEMA

A viscosidade do sistema na fase líquida foi calculada pela seguinte relação segundo Grunberg e Nissan (1949):

$$\mu_L = \exp \left[x_c \ln \mu_1 + (1 - x_c) \ln \mu_2 + x_c(1 - x_c) \upsilon \right], \quad (B.19)$$

onde $\upsilon = 0,12$. Fonte: Reid (1987), página 474.

Em relação ao sistema na fase vapor, utilizou-se a correlação de Wilke (1950):

$$\mu_G = \frac{y_c \mu_1}{y_c + (1 - y_c) \phi_{12}} + \frac{(1 - y_c) \mu_2}{(1 - y_c) + y_c \phi_{21}}, \quad (B.20)$$

onde: $\phi_{12} = 1,1267$ e $\phi_{21} = 0,8879$. Fonte: Reid (1987), página 407.

As viscosidades dos componentes puros nas fases vapor e líquida foram calculadas através de dados experimentais fornecidos por Vargaftik (p. 264 e 267), obtendo as seguintes equações, através de uma regressão polinomial:

$$\mu_{L_1} = -1,104 \cdot 10^{-8} T_e^5 + 7,999 \cdot 10^{-6} T_e^4 - 0,00233 T_e^3 + 0,3685 T_e^2 - 42,23 T_e + 3768 \quad (B.21)$$

$$DP = 6,862 \quad R^2 = 0,99993$$

$$\mu_{L_2} = 8,213 \cdot 10^{-11} T_e^6 - 7,359 \cdot 10^{-8} T_e^5 + 3 \cdot 10^{-5} T_e^4 - 0,00505 T_e^3 + 0,6254 T_e^2 - 63,41 T_e + 5192 \quad (B.22)$$

$$DP = 10,62 \quad R^2 = 0,99999$$

$$\mu_{G_1} = 1,014 \cdot 10^{-13} T_e^7 - 9,276 \cdot 10^{-11} T_e^6 + 3,746 \cdot 10^{-8} T_e^5 - 8,56 \cdot 10^{-6} T_e^4 + 0,00119 T_e^3 - 0,09889 T_e^2 + 4,705 T_e - 27,29 \quad (\text{B.23})$$

$$DP = 0,06773 \quad R^2 = 0,99999$$

$$\mu_{G_2} = -2,909 \cdot 10^{-9} T_e^4 + 2,221 \cdot 10^{-6} T_e^3 - 5,933 \cdot 10^{-4} T_e^2 + 0,2683 T_e - 50,49 \quad (\text{B.24})$$

$$DP = 0,34587 \quad R^2 = 0,99992$$

B.12 COEFICIENTE DE DIFUSÃO DO SISTEMA

Utilizou-se a correlação de Hayduk e Minhas (1982) para a predição do coeficiente de difusão da fase líquida. Esta correlação representada abaixo, é indicada quando o sistema é constituído por parafinas normais e com as seguintes faixas de número de carbonos: para o soluto, $5 \leq C \leq 32$ e para o solvente, $5 \leq C \leq 16$.

$$D_L = \frac{1,33 \times 10^{-7} T_e^{1,47} \mu_2^\xi}{v_1^{0,71}}, \quad (\text{B.25})$$

sendo que a viscosidade μ , em *cp*, e:

$$\xi = \frac{10,2}{v_1} - 0,791. \quad (\text{B.25a})$$

Em relação à fase vapor, utilizou-se a correlação de Fuller e colaboradores (1965) representada através da seguinte equação:

$$D_G = \frac{0,00143 T_e^{1,75}}{P M^{1/2} \psi} \quad (\text{B.26})$$

sendo a pressão **P**, em *bar*, e $\psi = 106,67$. Reid (1987), página 587.

B.13 VAZÃO MÁSSICA DO SISTEMA

As equações utilizadas para o cálculo das vazões mássicas em ambas as fases são:

$$L^M = L_m \rho_L \quad (B.27)$$

$$G^M = V_m \rho_G \quad (B.28)$$

B.14 VAZÃO MOLAR DO SISTEMA

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

Para o cálculo, utilizou-se a vazão volumétrica do líquido medida experimentalmente, a massa específica do sistema e o peso molecular da fase líquida, resultando na seguinte equação:

$$G_m = L_m = \frac{L \rho_L}{M_L} \quad (B.29)$$

B.15 FLUXO MÁSSICO DO SISTEMA

As equações utilizadas para o cálculo dos fluxos mássicos em ambas as fases são:

$$Q_L = \frac{L^M}{2 \pi \bar{r} h} \quad (B.30)$$

$$Q_G = \frac{G^M}{2 \pi \bar{r} h} \quad (B.31)$$

B.16 EFICIÊNCIA DE MURPHREE NA FASE VAPOR

A eficiência de Murphree foi calculada em função das composições da fase vapor, conforme a Equação 3.41, referente ao Capítulo 3:

$$E_{MG} = \frac{y_R - y_F}{y^* - y_F} \quad (\text{B.32})$$

Anexo C

***Predição do Equilíbrio
Termodinâmico***

Neste apêndice, é apresentado um programa numérico em linguagem Fortran, para o cálculo da concentração de n-hexano na fase vapor em equilíbrio com a sua fase líquida, baseando-se no modelo de Wilson. É calculado também a sua temperatura de equilíbrio em cada caso.

C.1 O MODELO DE WILSON

Para a determinação do equilíbrio líquido-vapor envolvendo o sistema n-hexano /n-heptano, utilizou-se o modelo de Wilson, pois apresenta boa precisão nos resultados. Wilson propôs a seguinte função logarítmica:

$$\frac{g^E}{R T} = \ln \left[\sum_{i=1}^N \Lambda_{ij} x_i \right] \quad (C.1)$$

onde:

$$\Lambda_{ij} \equiv \frac{v_i^L}{v_j^L} \exp \left[- \frac{(\lambda_{ij} - \lambda_{ji})}{R T} \right] \quad (C.1a)$$

Aplicando-se as equações acima para sistema binário, teremos:

$$\ln \gamma_1 = - \ln (x_1 + \Lambda_{12} x_2) + x_2 \left[\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12} x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{x_2 + \Lambda_{21} x_1} \right] \quad (C.2)$$

$$\ln \gamma_2 = - \ln (x_2 + \Lambda_{21} x_1) - x_1 \left[\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12} x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{x_2 + \Lambda_{21} x_1} \right] \quad (C.3)$$

A composição de equilíbrio y_i em equilíbrio com a fração molar na fase líquida x_i , pode ser determinada pela Equação C.4.

$$y_i^* = \frac{\gamma_i x_i p_i^{sat}}{p} \quad (C.4)$$

A pressão de saturação para os componentes envolvidos pode ser determinada pela equação de Antoine, Holmes (1970), Equação C.5, cujas constantes estão representadas na Tabela C.1.

$$\log P_i^{\text{sat}} = a - \frac{b}{c + T} \quad (\text{C.5})$$

componentes	A	B	C	T (°C)	v (cm ³ /gmol) $\cdot T_c$
n-hexano	6,91058	1189,640	226,280	(-30) - 170	131,61*
n-heptano	6,89386	1264,370	216,640	(-3) - 127	147,47*

*(Perry – cap. 13.21 tab. 13-4).

Tabela C.1 *Constantes de Antoine*

```

C
C   PROGRAMA PARA CALCULO DO PONTO DE BOLHA
C
COMMON/OP2/NCOMP,X(5),Y(5),XK(5),T,P
COMMON/CGAMA/VB(5),DELT(5,5)
COMMON/SAT/CANT(5,3)

C
OPEN(UNIT=9,FILE='TERMO1.DAT',STATUS='OLD')

C
WRITE(*,*)
WRITE(*,*)
WRITE(*,*) 'De o numero de componentes : '
READ(*,*) NCOMP
WRITE(*,*) 'De a pressao (atm) : '
READ(*,*) P

C
WRITE(*,*)

C
LEITURA DE DADOS TERMODINAMICOS
DO 10 I=1,NCOMP
READ(9,*) (CANT(I,J),J=1,3)
10 WRITE(*,20) (I,J,CANT(I,J),J=1,3)
20 FORMAT(3X,3('CANT(',I1,',',I1,') = ',F10.5,3X))
C
DADOS DO COEFICIENTE DE ATIVIDADE (MODELO DE WILSON)
READ(9,*) (VB(I),I=1,NCOMP)
WRITE(*,30) (I,VB(I),I=1,NCOMP)
30 FORMAT(5(3X,'Vb(',I1,') = ',F8.4))
DO 40 I=1,NCOMP
DO 40 J=1,NCOMP
DELT(I,J)=0.0
IF(I.NE.J) READ(9,*) DELT(I,J)
40 CONTINUE
DO 50 I=1,NCOMP
50 WRITE(*,60) (I,J,DELT(I,J),J=1,NCOMP)
60 FORMAT(3X,4('DELT(',I1,',',I1,') = ',F10.4,3X))
C
70 WRITE(*,*)
WRITE(*,*)
DO 90 I=1,NCOMP-1
WRITE(*,80) I
80 FORMAT(3X,'DE X(',I1,')')
READ(*,*) X(I)
90 CONTINUE
C
CALL NORMA

C
T=0.0
DO 100 I=1,NCOMP
TC=-CANT(I,3)-CANT(I,2)/(ALOG10(P*760.0)-CANT(I,1))
100 T=T+TC*X(I)
T=T+273.15

C
CALL EQUIL

C

```

```

TX=T-273.15
WRITE(*,110) TX
110  FORMAT(/,3X,'Temperatura de saturacao = ',F6.2,' C')
WRITE(*,120) (I,X(I),I=1,NCOMP)
120  FORMAT(3X,5('X',I1,' = ',F6.4,3X))
WRITE(*,130) (I,Y(I),I=1,NCOMP)
130  FORMAT(3X,5('Y',I1,' = ',F6.4,3X))
C
GO TO 70
C
END
C
=====
C
SUBROUTINE EQUIL
C
CALCULO DA CONSTANTE DE EQUILIBRIO E DA DERIVADA dT/dX PARA
C
TODOS OS COMPONENTES
C
DIMENSION GAM(5),PS(5)
COMMON/OP2/NCOMP,X(5),Y(5),XK(5),T,P
COMMON/SAT/CANT(5,3)
COMMON/CGAMA/VB(5),DELT(5,5)
C
ICONT=0
TA=T
10  TSAT=TA
CALL GAMA(TSAT,GAM)
F=0.0
DO 20 I=1,NCOMP
PS(I)=10.0** (CANT(I,1)-CANT(I,2)/(TSAT-273.15+CANT(I,3)))/760.0
20  F=F+X(I)*GAM(I)*PS(I)
ICONT=ICONT+1
SY=0.0
DO 30 I=1,NCOMP
30  SY=SY+X(I)*GAM(I)*PS(I)/P
SY=SY-1.0
IF(ABS(SY).LE.0.00001) GO TO 60
IF(ICONT.LE.50) GO TO 40
GO TO 60
40  F=F-P
TSAT=TA*1.001
CALL GAMA(TSAT,GAM)
F1=0.0
DO 50 I=1,NCOMP
PS(I)=10.0** (CANT(I,1)-CANT(I,2)/(TSAT-273.15+CANT(I,3)))/760.0
50  F1=F1+X(I)*GAM(I)*PS(I)
F1=F1-P
FL=(F1-F)/TA/0.001
TA=TA-F/FL
GO TO 10
60  T=TSAT
CALL GAMA(T,GAM)
DO 70 I=1,NCOMP
PS(I)=10.0** (CANT(I,1)-CANT(I,2)/(T-273.15+CANT(I,3)))/760.0
XK(I)=PS(I)*GAM(I)/P
Y(I)=X(I)*XK(I)

```

```

70  CONTINUE
    RETURN
    END

C
C  =====
C
C  SUBROUTINE GAMA(TGAM, GAM)
C
C  SUBROTINA PARA CALCULO DO COEFICIENTE DE ATIVIDADE PELO MODELO
C  DE WILSON PARA TODOS OS COMPONENTES
C
C  DIMENSION GAM(5), DE(5,5)
C  COMMON/OP2/NCOMP, X(5), Y(5), XK(5), T, P
C  COMMON/CGAMA/VB(5), DELT(5,5)
C
C  DO 10 I=1, NCOMP
C  DO 10 J=1, NCOMP
10  DE(I, J)=VB(J)*EXP(-DELT(I, J)/1.987/TGAM)/VB(I)
C  DO 50 I=1, NCOMP
C  S=0.0
C  DO 20 J=1, NCOMP
20  S=S+X(J)*DE(I, J)
C  AUX=-ALOG(ABS(S))+1.0
C  SK=0.0
C  DO 40 K=1, NCOMP
C  SJ=0.0
C  DO 30 J=1, NCOMP
30  SJ=SJ+X(J)*DE(K, J)
40  SK=SK+X(K)*DE(K, I)/SJ
C  GAM(I)=EXP(AUX-SK)
50  CONTINUE
    RETURN
    END

C
C  =====
C
C  SUBROUTINE NORMA
C
C  SUBROTINA PARA CALCULAR A FRACAO MOLAR DE X(NCOMP)
C
C  COMMON/OP2/NCOMP, X(5), Y(5), XK(5), T, P
C
C  NCO=NCOMP-1
C  IER=0
C  S=0.0
C  DO 10 I=1, NCO
10  S=S+X(I)
C  X(NCOMP)=1.0-S
C
C  TESTE DOS VALORES DE X(I)
C  SE OS VALORES DE X(I) ESTIVEREM FORA DA FAIXA 0-1, SERA FEITA
C  UMA NORMALIZACAO
C
C  S=0.0
C  DO 20 I=1, NCOMP
C  XA=X(I)
C  IF(XA.LT.0.0) IER=1

```

```
      IF(XA.GT.1.0) IER=1
      X(I)=ABS(X(I))
20     S=S+X(I)
      IF(IER.EQ.0) RETURN
C
C     NORMALIZACAO DOS X(I)
      DO 30 I=1,NCOMP
30     X(I)=X(I)/S
      RETURN
      END
C
```

Referências Bibliográficas

- AMATUZI, D. S.; PEREIRA J. A. F. R.; CRUZ S. L. *Transferência de Massa Gás-Líquido em Leitos de Recheio Centrífugos*. Campinas: Faculdade de Engenharia Química. Universidade Estadual de Campinas, 1999. Tese (Mestrado).
- BASIC, A.; DUDUKOVIC, M. P. Liquid holdup in rotating packed beds - Examination of the film flow assumption. *Aiche Journal* , v. 41, n. 2, p. 301-316, february 1995.
- COULSON, J. M.; RICHARDSON, J. F. *Tecnologia Química – Operações Unitárias – Volume II*. Lisboa: 2. ed. Fundação Calouste Gulbenkian, 1983.
- COULSON, J. M.; RICHARDSON, J. F. *Tecnologia Química – Uma Introdução ao Projecto em Tecnologia Química – Volume VI*. Lisboa: Fundação Calouste Gulbenkian, 1987.
- CREMASCO, M. A. *Fundamentos de Transferência de Massa*. Campinas: Editora da Unicamp, 1998.
- GMEHLING, J., ONKEN, U. *Vapour-Liquid Equilibrium Data Collection*. Dechema Chemistry Data Series, 1977.
- GUO, F.; ZHENG, C.; GUO, K.; et al. Hydrodynamics and mass transfer in crossflow rotating packed bed. *Chemical Engineering Science*, v. 52, n. 21-22, p. 3853-3859, november 1997.
- KELLEHER, T; FAIR, J. R. Distillation studies in a high-gravity contactor. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v. 35 ,n.12, p. 4646-4655, december 1996.
- KEYVANI, M.; GARDNER N. C. Operating characteristics of rotating beds, *Chemical Engineering Progress*, v. 85, n. 9, p. 48-52, september 1989.
- KISTER, H. Z., *Distillation Desigh*. New York: McGraw-Hill, Inc.1992.
- KUMAR, M. P.; RAO, D. P. Studies on a high-gravity gas-liquid contactor, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v. 29, n. 5, p. 917-920, may 1990.

- 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, october 1996.
- LOCKETT, M. J. Flooding of rotating structured packing and its application to conventional packed columns, *Chemical Engineering Research & Design*, v. 73, n. A4, p. 379-384, may 1995.
- MUNJAL, S.; DUDUKOVIC, M. P.; RAMACHANDRAN, P. Mass-transfer in rotating packed beds -I. Development of gas-liquid and liquid-solid mass-transfer correlations, *Chemical Engineering Science*, v. 44, n.10, p. 2245-2256, 1989.
- 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.
- ONDA, K., TAKEUCHI, H e OKUMOTO, Y. Mass Transfer Coefficients between Gas and Liquid Phases in Packed Columns. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, n. 1, v. 56, 1968.
- PEEL J.; HOWARTH C. R.; RAMSHAW C. Process intensification: Hige seawater deaeration. *Chemical Engineering Research & Design*, v. 76, n. A5, p. 585-593, july 1998.
- PERRY, R. H.; CHILTON, C. H. *Chemical Engineers Handbook*. New York: Mc Graw-Hill, 1973.
- RAMSHAW, C. Hige Distillation - An example of process intensification. *Chem. Eng. (London)*, v.13, p. 389, 1983.
- REID, R. C. *Properties of Gases and Liquids*. New York: McGraw-Hill, 1977.

SINGH, S. P.; WILSON, J. H.; COUNCE, R. M.; VILLIERS-FISHER, J. F.; JENNINGS, H. L., LUCERO, A. J.; REED, G. 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, february 1992.

TREYBAL, R. E. *Mass-Transfer Operations*. New York: Mc Graw-Hill, Inc.1981.

TUNG, H. H.; MAH, R. S. H. Modeling of liquid mass transfer in Hige separation process. *Chem. Eng. Commun*, v. 39, p. 147, 1985.

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

VIVIAN, J. E.; BRIAN, P. L. T.; KRUKONIS, V. J. The influence of gravitational force on gas absorption in a packed column. *AIChE J.*, v. 11, p. 1088, 1965