

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS

FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA

ÁREA DE CONCENTRAÇÃO

SISTEMAS DE PROCESSOS QUÍMICOS E INFORMÁTICA

**MODELAGEM E ANÁLISE DO PROCESSO DE OBTENÇÃO DO
ÓLEO DE SOJA**

PAULO ROBERTO PARAÍSO

Engenheiro Químico (UFMG)

Msc. Engenharia de Produção (UFSC)

Prof. Dr. ROGER JOSEF ZEMP

Orientador

Tese de doutorado apresentada à Faculdade de Engenharia Química da Universidade Estadual de Campinas como parte dos requisitos para obtenção do título de DOUTOR EM ENGENHARIA QUÍMICA.

Campinas – São Paulo

Setembro/2001

UNICAMP

UNIDADE	BC
Nº CHAMADA	T/UNICAMP
	P212m
V	
TOMBO	48508
PROC.	16-837102
C	☐
D	☒
PREÇO	R\$ 11,00
DATA	
1º CPD	

CM001664BB-1

B ID 237928

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

P212m Paraíso, Paulo Roberto
Modelagem e análise do processo de obtenção do óleo de soja / Paulo Roberto Paraíso. --Campinas, SP: [s.n.], 2001.

Orientador: Roger Josef Zemp.
Tese (doutorado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

1. Óleo de soja. 2. Modelos matemáticos. 3. Extração - Equipamento. 4. Evaporação. 5. Análise térmica. I. Zemp, Roger Josef. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. III. Título.

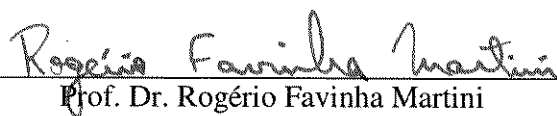
Tese de Doutorado defendida por Paulo Roberto Paraíso e aprovada em 10 de setembro de 2001 pela banca examinadora constituída pelos doutores:



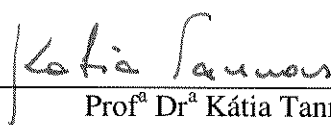
Prof. Dr. Roger Josef Zemp



Prof Dr. Cid Marcos Gonçalves Andrade



Prof. Dr. Rogério Favinha Martini



Profª Drª Kátia Tannous

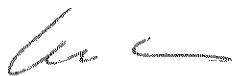


Prof. Dr. Sergio Persio Ravagnani

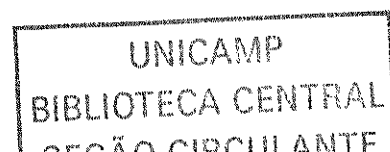
0496780

UNICAMP
BIBLIOTECA CENTRAL
SEÇÃO CIRCULANTE

Este exemplar corresponde à versão final da Tese de Doutorado em Engenharia Química defendida por Paulo Roberto Paraíso e aprovada em 10 de setembro de 2001 pela banca examinador.



Prof. Dr. Roger Josef Zemp
(Orientador)



**à minha esposa, Marilza, pelo amor e compreensão;
aos meus filhos, Gabriel e Eduardo, pelo amor e motivação.**

Dedico

**aos meus pais pelo apoio e carinho,
aos meus irmãos pelo incentivo.**

Agradecimentos

Agradeço a todos aqueles que, de forma direta ou indireta, colaboraram para a realização deste trabalho, e em especial:

Ao prof. Dr. Roger Josef Zemp, pela orientação fornecida no decorrer da realização deste trabalho.

Ao prof. Dr. Cid Marcos Gonçalves Andrade, pelos comentários e sugestões que propiciaram o enriquecimento deste trabalho.

Aos demais professores, funcionários e colegas do Departamento de Engenharia Química da UEM e da Faculdade de Engenharia Química da UNICAMP pelo apoio e colaboração que prestaram.

Sumário

Nomenclatura.....	xvii
Lista de Abreviaturas.....	xxvii
Resumo.....	xxix
Abstract.....	xxxi
1. Introdução.....	1
1.1 Colocação do Problema	1
1.2 Objetivos do Trabalho.....	5
1.3 Metodologia do Trabalho.....	6
1.4 Estrutura do Trabalho.....	7
1.5 Principais Contribuições do Trabalho.....	8
2. Revisão Bibliográfica.....	11
2.1 Introdução.....	11
2.2 Processo Industrial de Obtenção do Óleo Bruto de Soja.....	12
2.2.1 Operação de Extração com Solvente.....	13
2.2.1.1 A Extração Industrial de Óleo de Soja com Hexano.....	18
2.2.1.2 Análise da Extração do Óleo de Soja.....	22
2.2.2 Operação de Destilação da Miscela.....	25
2.2.2.1 Evolução Operacional da Destilação da Miscela.....	25
2.2.2.2 A Evaporação do Hexano.....	29
2.2.2.3 O <i>Stripping</i> do Hexano.....	30
2.2.3 Operação de Dessolventização-Tostagem.....	33
2.3 Integração Energética.....	37

2.3.1 Síntese de Processos Químicos.....	37
2.3.2 Análise <i>Pinch</i>	39
2.3.2.1 Consumo Mínimo de Utilidades.....	39
2.3.2.1.1 Método Gráfico.....	40
2.3.2.1.2 Algoritmo Tabular.....	41
2.3.2.2 Estimativas da Área Mínima de Troca Térmica e Capital.....	44
2.3.2.2.1 Estimativa da Área Mínima por Meio da Curvas Compostas.....	44
2.3.2.2.2 Representação da Curva Composta através de Trocadores de Calor.....	48
2.3.2.3 Síntese da Rede.....	49
2.3.2.3.1 Regras heurísticas para Sintetizar a Rede.....	49
2.3.2.3.2 Representação da Rede.....	51
2.3.2.4 Otimização do ΔT_{min}	51
2.4 Caracterização do Materiais de Processo.....	53
2.4.1 O Óleo de Soja.....	53
2.4.2 O Hexano.....	55
2.4.3 A Miscela.....	56
2.4.4 O Farelo de Soja.....	58
2.4.5 A Água.....	59
2.4.6 A Torta.....	59
2.6 Conclusões sobre o Capítulo 2.....	60
 3. Operação de Extração de Óleo com Solvente.....	 61
3.1 Introdução.....	61

3.2 Modelo Matemático do Extrator.....	64
3.3 Simulação da Operação de Extração.....	73
3.3.1 Introdução.....	73
3.3.2 Desenvolvimento do Algoritmo.....	73
3.3.3 Dados Operacionais e Físicos do Extrator.....	76
3.3.4 Resultados Obtidos e Discussões.....	77
3.4 Conclusões sobre a Extração.....	80
4. Destilação da Miscela.....	83
4.1 Introdução.....	83
4.1.1 O Evaporador.....	84
4.1.2 O <i>Stripper</i>	89
4.2 Modelo Matemático do Evaporador.....	91
4.3 Simulação da Evaporação da Miscela.....	97
4.3.1 Introdução.....	97
4.3.2 Desenvolvimento do Algoritmo.....	97
4.3.3 Dados Operacionais dos Evaporadores.....	100
4.3.4 Resultados e Discussões.....	103
4.3.4.1 Comparação entre Resultados do Modelo e os Resultados Operacionais.....	103
4.3.4.2 Influência da Temperatura do Vapor de Aquecimento na Concentração da Miscela na Saída do Evaporador.....	105
4.3.4.3 Influência da Vazão de Alimentação na Concentração de Saída do Evaporador.....	106
4.3.4.4 Influência da Temperatura da Alimentação nos Resultados Operacionais dos Evaporadores.....	107

4.3.4.5	Influência da Concentração da Alimentação nos Resultados Operacionais dos Evaporadores.....	108
4.3.4.6	Influência da Pressão de Operação nos Resultados Operacionais dos Evaporadores.....	109
4.3.4.7	Comparação entre os Resultados Obtidos Considerando a Miscela como Solução Real e Ideal.....	110
4.4	Conclusões sobre a Evaporação da Miscela.....	112
4.5	Modelo Matemático do <i>Stripper</i>	113
4.6	Simulação da Operação de <i>Stripping</i>	123
4.6.1	Introdução.....	123
4.6.2	Desenvolvimento do Algoritmo.....	123
4.6.3	Dados Operacionais do <i>Stripper</i>	125
4.6.4	Resultados e Discussões.....	128
4.6.4.1	Comparação dos Resultados do Modelo com os Resultados Operacionais do <i>Stripper</i>	128
4.6.4.2	Influência da Concentração da Alimentação nos Resultados Operacionais do <i>Stripper</i>	129
4.6.4.3	Influência do Modo de Injeção de Vapor Direto nos Resultados Operacionais do <i>Stripper</i>	131
4.7	Conclusões sobre o <i>Stripping</i>	132
4.8	Conclusões sobre a Destilação da Miscela.....	133
5.	Dessolventização-Tostagem.....	135
5.1	Introdução.....	135
5.2	O Dessolventizador-Tostador (DT).....	135
5.3	Modelo Matemático do DT.....	140
5.4	Simulação da Operação de Dessolventização-Tostagem.....	149

5.4.1	Introdução.....	149
5.4.2	Desenvolvimento do Algoritmo.....	149
5.4.3	Dados Operacionais do DT.....	152
5.4.4	Resultados e Discussões.....	154
5.4.4.1	Comparação entre os Resultados do Modelo e os Resultados Operacionais do DT.....	154
5.4.4.2	Influência da Concentração do Hexano na Torta sobre a Umidade do Farelo e o Consumo de Vapor.....	156
5.4.4.3	Influência da Temperatura de Entrada no DT sobre o Consumo de Vapor Direto.....	158
5.5	Conclusões sobre a Dessolventização-Tostagem.....	158
6.	Análise Energética do Processo.....	161
6.1	Introdução.....	161
6.2	Fluxograma do Processo.....	162
6.3	Determinação das Correntes do Processo.....	163
6.3.1	Caracterização das Correntes do DT.....	164
6.3.2	Caracterização das Correntes do Primeiro Evaporador.....	166
6.3.3	Caracterização das Correntes do Segundo Evaporador.....	169
6.3.4	Caracterização das Correntes do <i>Stripper</i>	171
6.3.5	Caracterização da Corrente do Hexano Recuperado.....	173
6.4	Aplicação da Análise <i>Pinch</i>	175
6.5	Conclusões sobre a Análise Energética.....	179
7.	Discussões, Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros.....	181
7.1	Discussões.....	181

7.2 Conclusões.....	182
7.3 Sugestões para Trabalhos Futuros.....	182
Referências Bibliográficas.....	185
Anexo1. O MÉTODO UNIFAC.....	193
Anexo2. Aplicação do Método dos Volumes Finitos na Resolução das Equações (3.27) e (3. 28).....	197

Nomenclatura

A	área de troca térmica
A_{C_p}	coeficiente de C_p
$A_{C_p}^0$	coeficiente de C_p^0
A_{min}	área de troca térmica mínima
A_{ω_p}	coeficiente de ω_p
a, b, c	coeficientes de custo
a_h	atividade do hexano na miscela
a_{nm}, b_{nm}, c_{nm}	parâmetros de interação do UNIFAC entre os grupos n e m
a_t	área interfacial
B	largura do extrator
A_j, B_j, C_j, D_j	coeficientes da matriz tridiagonal
B_{C_p}	coeficiente de C_p
B_{ω_p}	coeficiente de ω_p
$B_{\omega_p}^0$	coeficiente de ω_p^0
C	concentração da fase líquida em valor adimensional
C_C	parte combinatorial
C_m	conjunto de matrizes tridiagonais
CT	custo do trocador
C_N	concentração adimensional de óleo na fase líquida no ponto N^*
C_n	concentração adimensional de óleo na fase líquida na face norte do volume de controle

C_P	concentração adimensional de óleo na fase líquida no ponto P^*
C_s	concentração adimensional de óleo na fase líquida na face sul do volume de controle
C^0	concentração adimensional inicial de óleo na fase líquida
C_0'	concentração inicial de óleo na fase líquida em valor dimensional
C_N^0	concentração adimensional de óleo na fase líquida do ponto N^* no tempo anterior ao que se busca a solução
$C_N^{\theta'}$	concentração adimensional de óleo na fase líquida do ponto N^* , no início ou no fim do intervalo de tempo
C_P^0	concentração adimensional de óleo na fase líquida do ponto P^* no tempo anterior ao que se busca a solução
$C_P^{\theta'}$	concentração adimensional de óleo na fase líquida do ponto P^* , no início ou no fim do intervalo de tempo
C_{in}'	concentração dimensional do óleo na fase líquida na entrada do sistema
$C^{*'} $	concentração dimensional de equilíbrio do óleo na fase líquida
c	número de componentes i da mistura
c_p	calor específico da corrente
c_{pa}	calor específico da água líquida
c_{pc}	calor específico da corrente fria
c_{pf}	calor específico do farelo de soja
c_{ph}	calor específico do hexano líquido
c_{po}	calor específico do óleo de soja
c_{pq}	calor específico da corrente quente
c_{pay}	calor específico da água no estado de vapor
c_{phy}	calor específico do hexano no estado de vapor

D	coeficiente de distribuição
D_f	difusividade molecular
D_p	diâmetro da partícula
F_i	propriedade auxiliar do componente i dada pela relação entre a fração superficial e a fração molar
F_j	vazão molar de alimentação no estágio j
F_m	vazão molar de alimentação do estágio 1 até o j
f	fator escalar de atenuação
$\dot{G}$	vazão do vapor saturado no evaporador
G_s	fluxo de massa superficial
G_j	vazão molar de vapor direto superaquecido no estágio j
G_m	vazão molar de vapor direto superaquecido do estágio 1 ao j
GI_j	vazão molar de vapor indireto no estágio j do DT
H	entalpia do corrente
H^*	comprimento da esteira do extrator na direção y
H_E	entalpia molar entrada no evaporador
H_j^F	entalpia molar da alimentação do estágio j
H_j^G	entalpia molar do vapor direto no estágio j
H_j^L	entalpia molar da corrente líquida no estágio j
H_S	entalpia da corrente líquida que sai do evaporador
H_V	entalpia da corrente de vapor que sai do evaporador
H_j^V	entalpia da corrente de vapor no estágio j
H_V^w	calor de vaporização do hexano no ponto de saturação
h	coeficiente de película
h_i	coeficiente de película da corrente quente i

h_j	coeficiente de película da corrente fria j
h^*	fração de vazios
J_D	fator de transferência de massa
k	número de iterações
k_c	coeficiente de transferência de massa na fase líquida
k_d	coeficiente de transferência de massa na fase sólida
K_{OC}	coeficiente global de transferência de massa
$K_{h,j}$	constante de equilíbrio do hexano no estágio j
L	dimensão do extrator na direção x
L_j	vazão molar da corrente líquida do estágio j
L_t	número de laços de troca térmica na rede
M	vazão mássica da corrente
$\dot{M}_E$	vazão molar da miscela que entra no evaporador
$\dot{M}_S$	vazão molar da miscela que sai do evaporador
$\dot{M}_V$	vazão molar do vapor de hexano que sai do evaporador
m	constante de equilíbrio do óleo na fase sólida em relação à fase líquida
m_E	vazão mássica da miscela na entrada do evaporador
m_S	vazão mássica da miscela na saída do evaporador
N	número de estágios
$N_{t,c}$	número de unidades de transferência
N_{RE}	número de Reynolds
N_{SC}	número de Schmidt
n	identificação da face norte do volume de controle na discretização

n_c	número de correntes do processo
P	pressão de operação do evaporador
P_j	pressão do estágio j
P_L	pressão da fase líquida
P_v	pressão da fase de vapor
P_j^F	pressão da alimentação no estágio j
P_j^G	pressão do vapor direto superaquecido no estágio j
P_{hj}^0	pressão de vapor do hexano no estágio j
$\dot{Q}$	fluxo de calor no evaporador
Q_E	carga térmica no intervalo de entalpia
Q_k	carga térmica no intervalo k de entalpia
Q'_k	área relativa de van der Waals do subgrupo k
$\dot{Q}I_j$	fluxo de calor indireto no DT
q_i	carga térmica da corrente quente i
q_j	carga térmica da corrente fria j
q'_i	área superficial relativa de van der Walls do componente i
R	constante universal dos gases
$\dot{R}$	taxa de retenção do hexano na torta
R_k	volume relativo de van der Walls do subgrupo k
R_R	parte residual
RAH	razão entre a massa do vapor d'água e hexano
r_i	volume relativo de van der Walls do componente i
S	área da seção transversal do leito perpendicular ao fluxo de sólidos
s	identificação da face sul do volume de controle na discretização

S_r	número de problemas independentes na rede
T	temperatura da solução no evaporador
T_E	temperatura da alimentação no evaporador
T_G	temperatura do vapor saturado no evaporador
T_j	temperatura do estágio j
T_L	temperatura da miscela na saída do evaporador
TR	número de unidades de troca térmica na rede
T_r	temperatura de referência
T_V	temperatura do hexano na saída do evaporador
T_W	temperatura de saturação
T_{IN}	temperatura no intervalo
T_{ABS}	temperatura absoluta
T_j^F	temperatura alimentação no estágio j
T_j^G	temperatura do vapor direto superaquecido no estágio j
t	tempo de residência
U	coeficiente global de transferência de calor
u_b	velocidade da esteira do extrator
u_s	velocidade superficial do fluido
u_x	velocidade na direção x
u_y	velocidade na direção y
V	volume da seção empacotada do extrator
V_i	relação entre a fração volumétrica e a fração molar do componente i
V'_i	valor de V_i modificado empiricamente
X_m	fração molar do grupo m na fase líquida

X_{OE}	fração mássica do óleo na alimentação do evaporador
X_{OS}	fração mássica do óleo na corrente líquida de saída do evaporador
x	distância da entrada da corrente líquida no extrator
x_i	fração molar do componente i na fase líquida
X_{hj}	fração mássica do hexano na corrente líquida do estágio j
x_{hj}	fração molar do hexano na corrente líquida do estágio j
x_{ij}	fração molar do componente i na corrente líquida do estágio j
x_{OE}	fração molar do óleo na alimentação do evaporador
x_{OS}	fração molar do óleo na corrente líquida que sai do evaporador
Y_{hj}	fração mássica do hexano na corrente de vapor no estágio j
y	distância da entrada do sólido no extrator
y_{ij}	fração molar do componente i na fase de vapor no estágio j
z_{hj}	fração molar do hexano na alimentação do estágio j
z_{ij}	fração molar componente i na alimentação do estágio j
$v_k^{(i)}$	número de grupos estruturais do tipo k na molécula i
$v_k^{(j)}$	número de grupos estruturais do tipo k na molécula j
μ	viscosidade absoluta do fluido
μ_L	potencial químico do componente na fase líquida
μ_V	potencial químico do componente na fase de vapor
Φ_E	vazão na entrada do estágio de extração
θ	tempo de residência adimensional
θ_m	fração superficial do grupo m na fase líquida
θ'	indicação do fluxo no início, em qualquer posição, ou no fim do intervalo de tempo
f_k	coeficiente de atividade do grupo k na mistura

$\Gamma_k^{(i)}$	coeficiente de atividade do grupo k na substância pura
ρ	densidade do fluido
ω	concentração do óleo na fase sólida, em valor adimensional
ω_P	concentração de óleo na fase sólida num ponto P^* qualquer, em valor adimensional
ω^0	concentração inicial de óleo na fase sólida, em valor adimensional
ω_P^0	concentração adimensional de óleo na fase sólida do ponto P^* no tempo anterior ao que se busca a solução
$\omega^{0'}$	concentração adimensional de óleo na fase sólida no início, numa posição qualquer, ou no fim do intervalo de tempo
$\omega_P^{0'}$	concentração adimensional de óleo na fase sólida no ponto P^* , no início ou no fim do intervalo de tempo
ω'	concentração de óleo na fase sólida, em valor dimensional
ω_0'	concentração inicial do óleo na fase sólida, em valor dimensional
δ^E	propriedade em excesso
γ	coeficiente de atividade
$\gamma_{h,j}$	coeficiente de atividade do hexano no estágio j
γ_i	coeficiente de atividade do componente i na solução
γ^{Cc}	parcela combinatorial do coeficiente de atividade
γ^{R_R}	parcela residual do coeficiente de atividade
γ^∞	coeficiente de atividade em diluição infinita
λ	calor latente de vaporização fluido de aquecimento
λ_a	calor latente de vaporização da água
λ_h	calor latente de vaporização do hexano
ξ	distância adimensional a partir da entrada da corrente líquida na

	direção x
ψ_{km}	parâmetro de interação entre os grupos k e m
ψ_{nm}	parâmetro de interação entre os grupo n e m
ΔH	diferença de entalpia
ΔT	variação de temperatura
ΔT_{min}	diferença mínima de temperatura
$\Delta T_{LMTD,k}$	média logarítmica das temperaturas no intervalo de entalpia
IN	intervalo
ΔH_{IN}	variação de entalpia no intervalo
ΣMc_p	somatório da capacidade calorífica da corrente
Δx	variação de x
Δy	variação de y
Δz	variação de z

Lista de abreviaturas

AOCS	American Oil Chemists Society
COAMO	Cooperativa Agrícola Mourãoense
DT	Dessolventizador/Tostador
GCC	Grande Curva Composta
ITAL	Instituto de Tecnologia de Alimentos
JAOCS	Journal of the American Oil Chemists Society
PEE	Ponto de Estrangulamento Energético
UNIFAC	UNIQuac Functional-group Activity Coefficient

RESUMO

A indústria de obtenção de óleo e farelo de soja é um importante ramo da agroindústria da região noroeste do estado do Paraná. Os produtos gerados atendem tanto o mercado interno como o mercado externo. A concorrência é elevada, e para serem competitivos, a redução de custos e de desperdício é fundamental; além disso, como as indústrias da região utilizam o hexano como solvente na extração do óleo, a preocupação com a saúde do trabalhador e com o meio ambiente é de fundamental importância. Estas preocupações podem ser avaliadas tanto no projeto de novas unidades como no funcionamento das atuais unidades em melhores condições. Tais avaliações do processo podem propiciar uma redução no consumo de energia, bem como no consumo e no nível de perdas do hexano para o meio ambiente.

O objetivo geral deste trabalho é desenvolver modelos para análise das operações existentes na obtenção do óleo bruto de soja visando a recuperação máxima de hexano e o consumo mínimo de energia. Os modelos são desenvolvidos, em regime estacionário, para analisar as condições de operação do extrator, do evaporador, do *stripper* e do dessolventizador-tostador (DT); na sequência, os dados obtidos pelos modelos serão utilizados na análise energética do sistema.

O modelo do extrator se compõe de balanços de massa, relações de equilíbrio, equações empíricas e de um algoritmo de solução. O modelo do evaporador é baseado em balanços de massa, balanços de energia, relações de equilíbrio e num algoritmo de solução. Os modelos do *stripper* e do DT se compõem de balanços de massa, balanços de energia, relações de equilíbrio e do algoritmo de Burningham-Otto para a solução.

Desenvolvidos os modelos, as aplicações foram realizadas com dados de uma indústria local e os resultados obtidos foram bastante satisfatórios. Com isso, verifica-se que os modelos apresentados no trabalho são coerentes e poderão ser utilizados na melhoria do desempenho de uma planta de obtenção de óleo e farelo de soja.

Uma utilização importante desses modelos é no que se refere à integração energética da planta. Esta integração foi realizada com dados gerados pelos modelos e os resultados obtidos mostraram que o sistema atual da empresa já está razoavelmente integrado, mas que pequenas melhorias no consumo de energia ainda poderão ser obtidas.

Palavras-Chave: Óleo de soja, modelagem, extração, evaporação, dessolventização-tostagem e integração energética.

ABSTRACT

The industry of oil production and soy meal is an important branch of the agroindustry of the northwest area of the Paraná State. The generated products assist both the internal market and the external market. The competition is intense, and to be competitive, the reduction of costs and of waste is fundamental; besides, as the industries of the area use hexane as solvent in the extraction of the oil, the concern with the worker's health and with the environment is of fundamental importance. These concerns can be so much appraised in the project of new units as in the operation of the current units in better conditions. Such evaluations of the process can propitiate a reduction in the consumption of energy, as well as in the consumption and in the level of losses of hexane to the environment.

The general objective of this work is to present a methodology for analysis of the existent operations in the obtaining of the crude oil of soybean seeking the maximum recovery of hexane and the minimum consumption of energy. The models are developed, in stationary regime, to analyze the conditions of operation of the extractor, of the evaporator, of the stripper and of the desolventizer-toaster (DT); in the sequence, the results obtained with these models will be used in the analysis energy of the system.

The model of the extractor is composed of mass balance, balance relationships, empirical equations and of a solution algorithm. The model of the evaporator is based on mass balances, balances of energy, equilibrium relationships and on a solution algorithm. The models of the stripper and of DT are composed of mass balances, balances of energy, equilibrium relationships and of Burmingham-Otto's algorithm for the solution.

Once the models were developed, the applications were accomplished with data from a local industry and the obtained results were quite satisfactory. Whereupon, it is verified that the models presented in the work are coherent and they can be used in the improvement of the performance of a plant of oil production and soy meal.

An important use of those models is in what it refers to the energy integration of the plant. This integration was accomplished with data from these models and the obtained results showed that the current system of the company is already quite integrated, but a small improvement in the consumption of energy can still be obtained.

Key words: Soybean Oil, Modeling, Extraction, Evaporation and Heat analysis

1 INTRODUÇÃO

1.1 Colocação do Problema

A industrialização de oleaginosas constitui-se num dos mais importantes setores do sistema agroindustrial, pela importância de seus produtos nas indústrias siderúrgicas, de cosméticos e como matéria-prima no processamento de alimentos para o consumo animal e humano, segundo Barbosa (1998).

Ainda segundo esse autor, a soja respondeu por 94,2% da produção e por 90,8% do consumo de óleos vegetais no Brasil em 1995/96, sendo, portanto, a mais importante matéria-prima da cadeia de produção de óleos vegetais. Além disso, o Brasil se destacou no período 1997/98 no comércio internacional do complexo soja, por liderar as exportações mundiais de farelo, com aproximadamente 30% do volume comercializado no mundo, bem como a segunda colocação nas exportações mundiais de óleo de soja com aproximadamente 21% do total. De tal forma que o complexo soja gerou em divisas para o país, em 1997, o valor de aproximadamente US\$ 5,5 bilhões incluindo, neste caso, grãos, óleo e farelo.

O cultivo da soja no Brasil se deu a partir da década de 60. No entanto, o grande avanço da produção ocorreu na década de 70, alavancada pela forte demanda internacional por soja em grãos e seus derivados, e também pelo forte apoio governamental, em forma de subsídios.

A industrialização da soja no Brasil coincidiu com a expansão da produção de grãos na década de 70. Ela iniciou-se nas pequenas empresas que se dedicavam ao processamento de outras oleaginosas tradicionais como o algodão e o amendoim. Este sistema industrial inicial se caracterizava, em primeiro lugar, pela existência de poucas empresas de grande porte, que operavam com um alto grau de integração e pequena ociosidade, ao lado de número expressivo de empresas de pequeno e médio porte. O segundo aspecto a ser ressaltado refere-se a este último grupo de empresas que, de modo geral, apresentavam usinas ineficientes, equipamentos desatualizados, administração centralizada e familiar, além da pouca disponibilidade de capital de giro. Por esta falta de capital de giro, essas empresas não conseguiam fazer estoques e ficavam até seis meses paradas na entressafra por falta de matéria-prima. Tal ociosidade não ocorria em nenhuma

empresa grande, que, em geral interrompia as operações no máximo trinta dias no ano para manutenção e reparos dos equipamentos, conforme Savasini (1981).

O crescimento da demanda por produtos com maior valor agregado e a oportunidade de obtenção de maior volume de divisas com a exportação desses produtos, exigiu grandes modificações na estrutura, no tamanho e nos processos de produção das empresas de processamento de soja no Brasil. Essas modificações visaram atender à demanda crescente, a melhoria de rendimento e, principalmente, a redução do consumo de energia, a qual está ligada diretamente à redução de custos.

O parque industrial brasileiro de derivados de oleaginosas caracteriza-se por apresentar uma grande dispersão espacial, um número muito representativo de empresas e uma concentração em termos regionais bem marcantes.

O estado do Paraná, em especial, a região noroeste destaca-se nacionalmente pela grande produção de soja e seus derivados. Com o grande avanço da produção de grãos nas décadas de 70/80, instalaram-se nesta região grandes unidades industriais que contribuem significativamente ao atendimento da demanda tanto no mercado interno quanto no mercado externo, sendo o óleo e o farelo os principais produtos que compõem a receita destas empresas. Cabe ressaltar que estas empresas foram instaladas naquela época com processos bem integrados energeticamente, e com tecnologias avançadas que as permitiram operar com altos rendimentos, com economia de energia e solvente, com segurança e qualidade de seus produtos. Entretanto, a realidade dos tempos atuais é outra. A concorrência tanto no mercado externo quanto no mercado interno, principalmente, de óleos vegetais está cada vez mais acirrada, os preços do petróleo no mercado internacional estão se elevando; de modo que para ser competitivo, este ramo industrial tem que procurar sempre reduzir seus custos de produção. Além disso, preocupação que deve ser constante nessas indústrias é com relação ao meio ambiente e à segurança tanto interna quanto do consumidor, pois o solvente hexano utilizado para extrair o óleo é bastante tóxico e explosivo.

Na questão do meio ambiente, Kemper (1998) é enfático. Para o autor, um dos impactos negativos da indústria processadora de oleaginosas é o solvente não recuperado, proveniente do processo de extração do óleo vegetal; o hexano é o solvente que normalmente se utiliza, o qual foi identificado como um perigoso poluidor do ar, segundo

recentes normas. A indústria processadora de óleos tem que lutar continuamente para melhorar a recuperação do solvente melhorar, assim, a qualidade do meio ambiente.

Durante os primeiros anos da extração de óleo de soja por solvente, se considerava como “boa” uma recuperação de 99,27% do solvente bombeado para o extrator de óleo de soja. Essa percentagem era tida como razoável, bem como economicamente praticável. Em outras palavras, aproximadamente, 4 litros se perdiam por cada tonelada de soja processada. Nos anos 70, com o surgimento de indústrias maiores e a nova tecnologia para a recuperação de solvente proveniente do ar processado, o que passou a ser considerado como uma “boa” recuperação cresceu para 99,86% do solvente bombeado para o extrator. Isto significa que a perda de solvente foi reduzida para aproximadamente 2 litros por tonelada de soja processada. Este residual foi considerado como uma “boa” recuperação de solvente até os anos 80, quando as indústrias instalaram modernos dessolventizadores-tostadores utilizando destilação completa por arraste de vapor a contracorrente. Atualmente, muitos processadores consideram que uma recuperação de solvente é considerada “boa” quando esta atinge 99,92% do solvente bombeado para o extrator, resultando numa perda de aproximadamente 1 litro de solvente por tonelada de soja processada.

Uma estratégia importante visando a redução de custos e a proteção do meio ambiente e do consumidor, nas indústrias já instaladas, é procurar sempre estabelecer as melhores condições de operação do seu processo produtivo. Tais condições podem propiciar um consumo menor de energia e um nível mais elevado de recuperação de hexano que podem ser importantes tanto na redução de custos quanto na proteção do meio ambiente e do consumidor. As indústrias instaladas na região utilizam o processo contínuo de extração por solvente, sendo o solvente utilizado o hexano. As operações fundamentais deste processo e que deverão ser principais numa estratégia de redução de custos operacionais são: a extração do óleo por solvente, a destilação da miscela e a dessolventização-tostagem do farelo uma vez que elas consomem muita energia e a manipulação com o hexano é intensa.

A extração de óleo com solvente é feita num extrator de forma contínua, do qual saem duas correntes importantes bem distintas. Uma é denominada de miscela e a outra é denominada de torta. A miscela é uma mistura líquida composta de óleo/hexano cujo teor de óleo está na faixa 24-30%, em massa; por sua vez a torta é uma mistura de farelo, solvente, água e uma pequena quantidade de óleo.

A destilação da miscela é um conjunto de operações que visam separar o hexano do óleo bruto de soja. As operações principais que realizam a destilação são a evaporação e a desorção (*stripping*) com vapor d'água direto e superaquecido.

A dessolventização-tostagem é uma operação cujo objetivo é separar o hexano do farelo de soja num equipamento denominado dessolventizador-tostador, que utiliza vapor direto e indireto para realizar a separação.

A recuperação do hexano, em conjunto com a obtenção do óleo e do farelo de soja está intimamente ligada ao consumo de energia nas operações de aquecimento. Segundo Johnson (1983), a indústria de extração de óleo de soja é intensiva em energia, e os custos desta energia são em torno de dois terços do seu custo operacional; e grande parte da energia consumida é nas operações de separação do solvente hexano.

A preocupação dos estudiosos com a economia de energia na planta de recuperação de solvente (hexano) surgiu desde a década de 50, mas ganhou um impulso efetivo com as crises energéticas da década de 70. Mais recentemente, esta preocupação se manifesta devido à necessidade premente de redução dos custos operacionais devido à forte concorrência internacional, entre os países produtores, bem como de óleos de outras espécies, como por exemplo, o óleo de palma bastante produzido nos países do oriente. Neste sentido, trabalhos importantes na área têm sido desenvolvidos.

Em seu trabalho, Gavin (1983) faz uma série de considerações sobre economia de energia nas várias operações de obtenção do óleo de soja e resalta as condições de operação necessárias, bem como as medidas de conservação de energia em uso ou propostas por indústrias americanas. Na mesma época, Schumacher (1983), apresentou o estado da arte em relação ao consumo de energia para o processo completo de obtenção do óleo e farelo de soja, que incluía a secagem de sementes e sua preparação para a extração, a destilação da miscela, a dessolventização e secagem do farelo e a degomagem. Ele constrói três situações para o consumo de vapor por tonelada de semente processada. A primeira é situação histórica advinda da década de 50. A segunda se refere ao estado da arte até a época, cuja principal contribuição foi a utilização dos vapores provenientes da separação do farelo/hexano no aquecimento do primeiro evaporador utilizado na separação do óleo/hexano. A terceira situação se refere à proposição de alterações no processo, como a utilização do vapor *flash* no segundo evaporador utilizado na separação do óleo/hexano;

além disso, o autor descreve ainda possibilidades de economia de energia nos processos de dessolventização e secagem do farelo. Mais recentemente, Kemper (2000), propõe alterações no projeto mecânico original do dessolventizador-tostador (DT) que propiciam melhorias na recuperação do hexano sem afetar o consumo de energia e a qualidade do farelo.

No Brasil, especialmente no noroeste do estado Paraná, Ravagnani e Cardoso (1998) preocupados com o processo de redução de custos das indústrias de obtenção de óleo de soja da região apresentaram um trabalho em que mostra uma metodologia para se realizar a integração energética de uma planta industrial de obtenção de óleo de soja. Nesta metodologia eles usaram os conceitos da Análise *Pinch* e fizeram uma aplicação utilizando-se de dados reais coletados na indústria do cooperativa COAMO (Cooperativa Agrícola Mouraoense) situada na cidade de Campo Mourão.

Como bem sugeriu Gavin (1983), um estudo mais aprofundado das condições de operação das operações envolvidas na obtenção do óleo e farelo de soja pode possibilitar à indústria estabelecer as melhores condições de operação resultando na economia de energia e melhorias na recuperação de hexano. Assim, uma metodologia deve ser desenvolvida no sentido de fornecer às indústrias interessadas ferramentas adequadas para que as mesmas possam facilmente estabelecer a qualquer momento as melhores condições de operação dos equipamentos envolvidos, bem como outras situações que prevejam a recuperação máxima de hexano e o consumo mínimo de energia. Para que esta análise possa ser rápida e eficiente deve-se utilizar a simulação computacional, a qual se baseará em modelos provenientes de balanços de massa, de energia e equações de equilíbrio relacionados aos sistemas envolvidos. Aliada a esta parte anteriormente descrita, seria fundamental a introdução no estudo de um método simples e eficiente.

1.2 Objetivos do Trabalho

O objetivo geral deste trabalho é desenvolver modelos para análise das operações existentes na extração de óleo bruto de soja visando a recuperação máxima de solvente e o consumo mínimo de energia.

Como objetivos específicos, tem-se:

- desenvolvimento de modelos, em regime estacionário, para o extrator, o evaporador, o *stripper* e o dessolventizador-tostador (DT); e
- utilização desses modelos para realizar a análise energética do sistema em estudo.

Para cumprir os objetivos acima propostos, pretende-se encaminhar a solução do problema como segue. Inicialmente serão estudados os modelos matemáticos de interesse que serão utilizados no trabalho. Em seguida, pretende-se adaptar a modelagem estudada às operações específicas da indústria de extração do óleo bruto de soja e, complementarmente, desenvolver algoritmos e implementar programas de solução, em linguagem FORTRAN. Após isso, é intenção deste trabalho simular as condições de operação do sistema e comparar os resultados com dados coletados na região. Finalmente, planeja-se realizar a análise energética do sistema em estudo utilizando-se os dados simulados.

1.3 Metodologia do Trabalho

A metodologia que será apresentada para cumprir os objetivos propostos é composta dos seguintes tópicos:

- Modelagem matemática das operações envolvidas no processo – nesta etapa primeiro descreve-se um conjunto de hipóteses para o processo envolvido e, a seguir, desenvolve-se um modelo matemático baseado em balanços de massa, balanços de energia, relações de equilíbrio e equações empíricas.
- Desenvolvimento de algoritmos – nesta etapa são analisados os algoritmos existentes na literatura e sua adaptação à solução do problema envolvido, bem como o desenvolvimento de programas computacionais.
- Simulação das condições reais de cada operação – esta etapa se refere à obtenção de diversos dados de correntes na saída do processo manipulando-se os dados reais de entrada, com isso alcançando diversas situações de operação.
- Comparação de resultados – esta etapa visa comparar os resultados simulados com os dados reais coletados na indústria e, dessa forma, validar os modelos dos processos.

- Análise energética do sistema – esta etapa visa essencialmente analisar energeticamente as correntes quentes e frias que foram obtidas através dos modelos desenvolvidos na etapa anterior.

1.4 Estrutura do Trabalho

O presente trabalho foi dividido em sete capítulos. Este primeiro capítulo visa colocar o problema, definir os objetivos a serem atingidos, delinear a metodologia a ser empregada para atingir os objetivos, bem como a sua contribuição científica.

O segundo capítulo refere-se à revisão bibliográfica a respeito de conceitos básicos de materiais, de propriedades e de processos que devem embasar teoricamente o desenvolvimento dos modelos. Assim, serão caracterizados, de uma forma geral, os materiais envolvidos, o processo produtivo de extração de óleo de soja com destaque para as operações de interesse no trabalho, bem como as condições de equilíbrio líquido-vapor aliadas aos balanços de massa, de energia e equações de equilíbrio pertinentes a cada tipo de operação.

O terceiro capítulo apresenta a modelagem matemática e simulação da extração do óleo presente nos flocos, formados da semente da soja, através do solvente hexano. A modelagem é baseada em balanços de massa e relações de equilíbrio e as simulações são realizadas utilizando-se dados operacionais de uma indústria da região.

O quarto capítulo apresenta a modelagem matemática e simulação da etapa denominada destilação da miscela usada na separação da hexano do óleo de soja. Ele especificamente se refere ao desenvolvimento de modelos matemáticos para as operações de evaporação e de *stripping*, às simulações destas operações, bem como a análise comparativa dos resultados simulados com os coletados numa indústria da região.

O quinto capítulo apresenta a modelagem matemática e simulação da etapa denominada dessolventização-tostagem utilizada para separar a hexano do farelo de soja. O capítulo se refere, especificamente, ao desenvolvimento de modelos apropriados para essas operações a fim de simular as suas condições de operação, bem como comparar os resultados simulados com dados coletados na indústria.

O sexto capítulo trata da análise energética do processo, via aplicação da tecnologia *pinch*, desde a extração de óleo propriamente dita até a obtenção do óleo bruto e do farelo, utilizando-se dados obtidos nas simulações.

Finalmente, o último capítulo apresenta as discussões e conclusões obtidas a partir da aplicação dos modelos desenvolvidos, apresentando também recomendações para futuros trabalhos.

1.5 Principais Contribuições do Trabalho

O presente trabalho visa essencialmente contribuir cientificamente com o desenvolvimento de modelos para simulação e análise de operações unitárias, de um modo geral, pouco convencionais na indústria química, porém importantes na indústria de obtenção de óleo de soja com solvente.

Esses modelos, da forma como estão sistematizados poderão ser úteis na melhoria do desempenho de uma parte importante da indústria de extração de óleo de soja, bem como auxiliar na obtenção de informações rápidas sobre o processo, quando estas forem necessárias na elaboração de seus projetos.

Poder-se-ia questionar, neste trabalho, o fato de não se optar pelo uso de simuladores de processos já consagrados no ramo da Engenharia Química como o ASPEN PLUS®, PROVISION® e outros. Sem dúvida, simuladores como estes podem ser utilizados para simular um grande número de processos para a indústria química. Porém, alguns processos, e junto com eles determinados tipos de materiais, são muito específicos e, dessa forma, podem inviabilizar a utilização desses simuladores comerciais. Nesta linha de raciocínio, convém citar o exemplo da simulação do dessolventizador-tostador (DT), do próprio extrator (Rotocel), além dos materiais de processo que são misturas complexas como a miscela e a torta. Além disso, o investimento relativamente alto que se teria que disponibilizar ao adquirir esta categoria de *software*.

Observando estas dificuldades técnicas e econômicas deste ramo da indústria é que se decidiu incluir na proposta de trabalho o desenvolvimento de simuladores específicos. Entende-se que o conjunto de simuladores juntamente com as técnicas da integração

energética contribuirão de forma significativa com as indústrias da região no sentido de analisar e otimizar os seus processos produtivos.

A seguir, no próximo capítulo, será feita uma revisão bibliográfica com o intuito de situar alguns processos no contexto da indústria de obtenção de óleo de soja, bem como colocar alguns conceitos e técnicas importantes no que se refere à integração energética e aos materiais envolvidos no processo.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Introdução

Este capítulo tem como objetivo geral apresentar uma breve revisão dos aspectos básicos do processo industrial típico de obtenção do óleo bruto de soja, e um método que possibilite realizar integração energética das operações envolvidas, bem como dos materiais envolvidos neste processo.

A leitura deste capítulo mostrará que a revisão bibliográfica a respeito das operações envolvidas com o processo de produção do óleo e farelo de soja é restrita. Como se verificará, os trabalhos científicos, analisados e referenciados sobre as operações envolvidas no processo, carecem de atualidade pelo menos na literatura aberta. Estes se situam entre as décadas de 50 e 80. A partir de então até os dias atuais, uma revisão bibliográfica acurada mostrou que, durante a década de 90, houve uma estagnação no que se refere ao desenvolvimento científico do processo produtivo em si; porém, houve uma percepção de que os esforços do desenvolvimento científico, nestes últimos anos, se voltaram no sentido de agregar valor ao óleo e ao farelo de soja.

No que se refere ao processo industrial, procura-se contextualizar as operações principais do processo e os equipamentos envolvidos. Neste caso, a revisão se inicia descrevendo o processo como um todo onde, na forma de um fluxograma, estão interligadas todas as operações em estudo. Na sequência, as seções do capítulo mostram em destaque cada operação em particular e seus equipamentos. As operações discutidas são as seguintes: extração de óleo com solvente, destilação da miscela e a dessolventização/tostagem.

No que se refere à operação de extração, procura-se mostrar o mecanismo de extração de óleo por um solvente, as formas de extração, os principais tipos de equipamentos utilizados e, em especial, o equipamento mais utilizado pelas indústrias da região na extração de óleo de soja pelo hexano. No que se refere à destilação da miscela, procura-se mostrar a sua evolução no contexto da indústria de obtenção de óleo de soja com hexano, as características das operações: a evaporação e o *stripping* e os tipos de equipamentos envolvidos. No que se refere à dessolventização/tostagem, procura-se

mostrar suas principais características operacionais e o tipo de equipamento envolvido; deve-se salientar que este equipamento é bastante singular e com detalhes operacionais muito específicos no contexto da Engenharia Química.

Com relação à revisão da integração energética, aborda-se conceitos relativos à síntese de processos e demais aspectos relevantes da *Análise Pinch*.

Finalmente, conceituam-se e caracterizam-se os principais materiais envolvidos no processo. Estes materiais são: o óleo, o hexano, a miscela, a torta e a água.

2.2 Processo Industrial de Obtenção do Óleo Bruto de Soja

O processo de obtenção do óleo está originalmente relacionado com a extração de lipídios das sementes vegetais. Os métodos comumente empregados nesta obtenção são: a prensagem, a extração por solvente ou a combinação destes também chamado de misto. O primeiro tipo usa, normalmente, prensas de alta pressão, que são bastante flexíveis para operar com diferentes tipos de oleaginosas. Entretanto, este processo está totalmente ultrapassado, pois além de deixar um residual de óleo na torta muito alto (4 a 5%) ele consome muita energia, em média 65,0 kWh de energia para cada tonelada de soja processada.

O processo denominado misto se refere à combinação do sistema de prensagem com o sistema de extração por solvente, ele pode ser utilizado em larga escala e também ser adaptado para vários tipos de oleaginosas. O consumo de energia desse tipo de processo está em torno de 46,0 kWh de energia por tonelada de soja processada e o residual de óleo na torta é de 1,1 a 1,4%.

O processo de extração por solvente é o mais amplamente utilizado e o mais eficiente em termos de consumo de energia e residual de óleo na torta. Este consome energia em torno de 20 a 25 kWh de energia por tonelada de soja e gera um residual de óleo na torta em torno de 0,8%, segundo Savasini (1981).

Sempre houve no sistema industrial esforços visando melhorar o rendimento do processo de obtenção de óleo de soja, bem como otimizar o consumo de energia. Neste sentido, o processo de extração por solvente é o mais relevante e será objeto de estudo deste trabalho.

O processo de obtenção de óleo de soja bruto é uma parte importante na indústria de óleo de soja comestível e constitui-se das seguintes grandes etapas: preparação das sementes na forma de flocos, extração com solvente e a recuperação do solvente. A preparação das sementes consiste em um conjunto de operações apropriadas até que os flocos de sementes sejam formados para um melhor rendimento na operação de extração. Estes flocos são colocados, no extrator, juntos com o solvente, que normalmente é a hexano, a fim de que ocorra a extração do óleo através do solvente; daí resultam duas correntes importantes no processo. Uma corrente é denominada de torta, que é a mistura formada de farelo de soja, hexano, água e óleo residual; e a outra corrente é denominada de miscela, que é a mistura do óleo de soja com hexano. Este solvente precisa ser recuperado para tornar o óleo e o farelo de soja apropriados para o consumo, bem como reutilizá-lo na extração. A recuperação do hexano é efetuada em duas etapas paralelas. Uma é a separação do hexano da torta (farelo), chamada de dessolventização-tostagem; a outra é a separação do hexano do óleo de soja denominada de destilação da miscela. A figura 2.1 mostra o esquema geral deste processo.

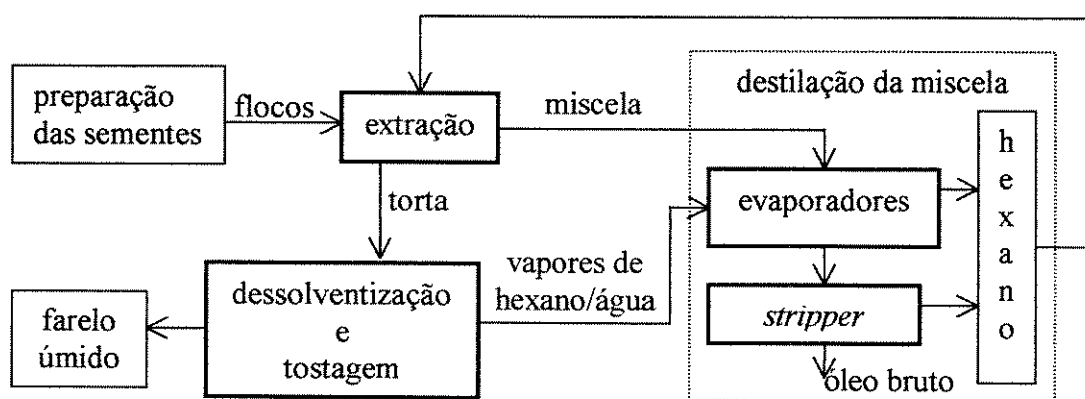


Figura 2.1 Esquema geral da obtenção de óleo bruto de soja

A seguir, a operação de extração será estudada com mais detalhes.

2.2.1 Operação de Extração do Óleo com Solvente

A extração com solvente é uma operação de transferência de massa amplamente utilizada na indústria de alimentos para retirar o óleo de sementes oleaginosas. Estas sementes, após serem preparadas em flocos, são colocadas num ambiente adequado junto

com o solvente de forma a ocorrer transferência do óleo da fase sólida para a fase líquida. O mecanismo do processo de extração com solvente pode ser visto através da figura 2.2, conforme Milligan (1984).

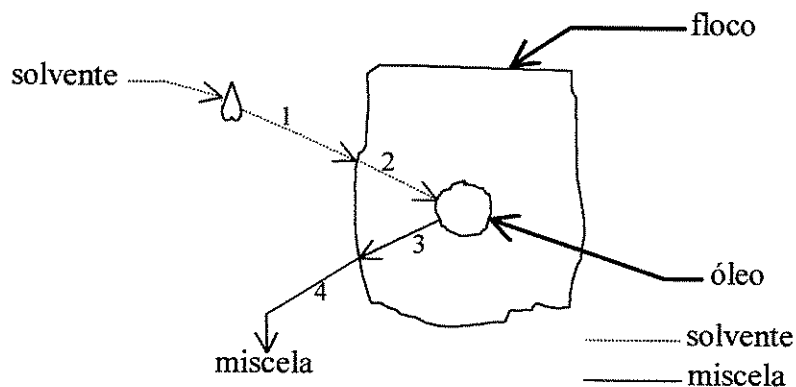


Figura 2.2 Mecanismo da extração de óleo por solvente

A figura 2.2 mostra quatro etapas distintas que devem ocorrer ao se extrair o óleo presente no floco. Estas etapas são as seguintes:

- Etapa 1- refere-se ao contato do solvente com a superfície do floco;
- Etapa 2- refere-se ao fenômeno de difusão do solvente da superfície do floco até o óleo a fim de dissolvê-lo;
- Etapa 3- refere-se ao fenômeno de difusão da mistura do solvente e óleo (miscela) através do floco até atingir a sua superfície; e,
- Etapa 4- refere-se à drenagem da miscela para outra posição distante do floco extraído.

O objetivo da extração é reduzir o teor de óleo no floco ao valor mais baixo possível com o uso mínimo de solvente. O alcance deste objetivo depende de dois fatores. O primeiro, se refere à quantidade do “óleo não-extraído”, ou seja, aquele óleo que não foi extraído pelo solvente nas etapas 1 e 2 mostradas na figura 2.2; e o segundo se refere ao “óleo de superfície”, ou seja, aquela quantidade de óleo que não completou a etapa 4 mostrada na figura 2.2 devido à ineficiência no processo de drenagem da miscela. Para reduzir a quantidade de “óleo não-extraído” ao mínimo, o floco deve ser preparado de maneira que haja a ruptura das células que contém o óleo, fornecendo assim, a máxima área de contato entre o óleo e o solvente; enquanto que para reduzir a quantidade do “óleo de

superfície” ao mínimo, o floco deve ser preparado para formar um leito que não empacote durante o processo de drenagem.

Durante o tempo de contato entre os flocos e o solvente, pode-se observar, na realidade, dois tipos de extrações que ocorrem simultaneamente, sendo uma mais rápida do que a outra, conforme relata o trabalho de Bernardini (1976). Uma é chamada de “extração por solução” e a outra é chamada de “extração por difusão”. A primeira acontece quando a grande quantidade de óleo disponível em células obstruídas, em consequência dos processos de preparação dos flocos, é dissolvido rapidamente pelo solvente; enquanto que a segunda ocorre através da difusão do solvente até uma pequena quantidade de óleo ainda dentro de células intactas e que, portanto, a sua extração é mais difícil e demorada. Estas formas diferentes do solvente extrair o óleo influenciam o tempo de residência e o projeto do equipamento de extração. O projeto industrial do sistema de extração de óleo por solvente pode ser do tipo batelada ou do tipo contínuo. O tipo contínuo pode ser de duas maneiras: por imersão e por percolação, as quais influenciam na configuração do sistema que realiza a extração.

A operação de extração é considerada a mais importante operação de todo processo de obtenção de óleo bruto por solvente. Nas indústrias típicas ela ocorre num único equipamento denominado de extrator.

Os extratores do tipo batelada são usados em pequenas unidades principalmente para recuperar o óleo de tortas que já passaram por extração ou com baixo teor de óleo e materiais lignosos, tais como sementes de uva e de oliva, segundo Bernardini (1976). O material para ser extraído deve ter o mínimo de finos. O maior problema nestes extratores é a descarga do resíduo extraído uma vez que algumas oleaginosas aglomeram-se durante a recuperação do solvente, que é geralmente efetuado por meio de vapor vivo, injetado diretamente no seio da massa extraída. Para resolver este problema, alguns extratores são equipados com agitadores internos, mas o alto consumo de energia e problemas mecânicos têm tornado este sistema não competitivo economicamente. A figura 2.3 mostra o esquema de um extrator do tipo batelada.

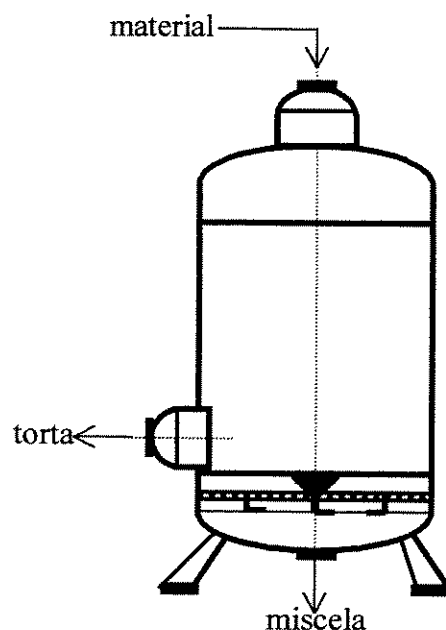


Figura 2.3 Esquema de um extrator do tipo batelada

A figura 2.3 mostra que o extrator consiste de um cilindro com um prato no fundo. Na sua parte superior há uma abertura para o carregamento do material e na parte inferior as aberturas para a saída da miscela e para a saída da massa exaurida (torta).

Nos últimos tempos, devido ao crescimento da demanda por óleos vegetais e a impossibilidade de manusear grandes quantidades de materiais, os extratores em batelada estão sendo trocados por sistemas contínuos, que possibilitam economia de energia, de mão-de-obra e de solvente.

Como mencionou-se, a extração contínua pode ocorrer por imersão ou por percolação. O extrator por imersão, onde predomina a difusão, está apresentado através do esquema da figura 2.4. Este opera de maneira contracorrente e é utilizado para operar especialmente com materiais difíceis de preparar e de extrair e, principalmente, materiais que estão na forma de pedaços muito irregulares.

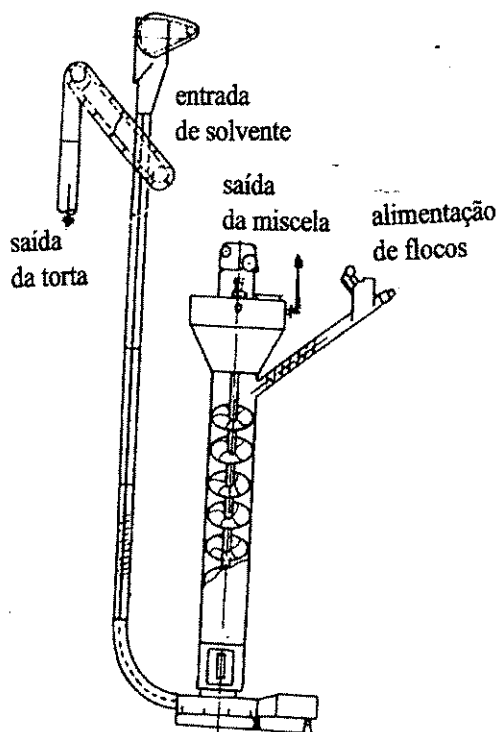


Figura 2.4 Esquema de um extrator por imersão

A figura 2.4 mostra que o extrator consiste de duas torres verticais, ligadas embaixo por uma peça horizontal, dentro das quais as roscas perfuradas arrastam lentamente o material através do solvente. Este solvente se movimenta no sentido contrário ao do material a extrair e é retirado abaixo da entrada do material, através de sistema composto de uma tela perfurada. Extratores deste tipo têm construção simples, e normalmente requerem pouca manutenção. Estas são suas principais vantagens operacionais; entretanto, a grande desvantagem operacional deste sistema é o fato do material sólido estar em constante movimentação através das roscas. Com isso, as partes finas são mantidas em suspensão e são arrastadas junto com a miscela e, desta forma, exigem uma dispendiosa e complexa instalação de filtração. Devido a este problema, surgiu o sistema de extração por percolação, cuja forma de extração predominante é aquela denominada de extração por solução. O extrator com esta característica é o mais utilizado no mundo e se apresenta em diversos modelos com princípio de operação similar, segundo Milligan (1976). Um modelo típico de extrator por percolação pode ser visto na figura 2.5.

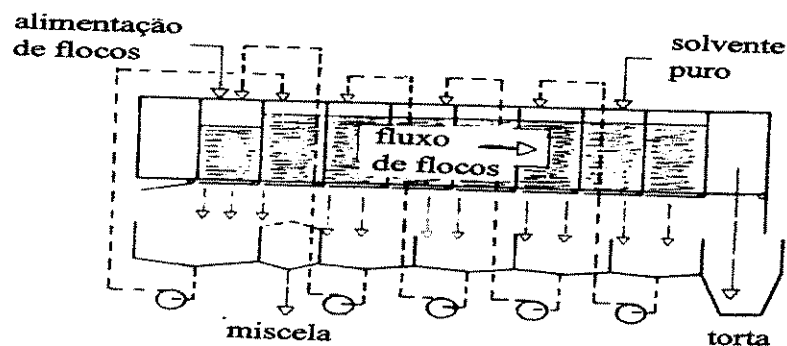


Figura 2.5 Esquema de um extrator por percolação

A figura 2.5 mostra que o solvente fresco é lançado sobre o leito antes da descarga do flocos extraídos (torta); estes seguem para a drenagem antes de serem lançados num tubo receptor. A miscela é bombeada de forma contracorrente ao fluxo dos flocos, tornando-se cada vez mais concentrada a medida que o óleo é extraído e, finalmente, ela é bombeada sobre um leito de flocos frescos. Ao passar por este leito a miscela se torna livre de finos, concentra-se, podendo ser encaminhada para o sistema de destilação. Com este mesmo princípio de funcionamento, existe o extrator do tipo giratório, o Rotocel, muito empregado nos sistema de extração das plantas típicas, e será analisado posteriormente. As características específicas da extração de óleo de soja com o hexano serão descritas com mais detalhes, a seguir.

2.2.1.1 A Extração Industrial do Óleo de Soja com Hexano

A extração industrial do óleo de soja é normalmente realizada em extratores do tipo percolação. Estes têm como meta reduzir o teor de óleo dos flocos da semente de soja de um valor em torno de 19%, em massa, para um valor inferior a 1% utilizando o hexano como solvente.

Devido à superioridade operacional observada nos extratores por percolação, uma variedade significativa de projetos e modelos é encontrada no mercado. Estes modelos são geralmente similares no princípio de operação, diferindo apenas no projeto mecânico para efetuar a percolação, conforme Gimenes (1989).

O modelo típico de extrator do óleo de soja com hexano que se pretende analisar neste trabalho é do tipo giratório, o Rotocel. Este extrator é muito utilizado nas indústrias da região e, segundo Ritter (1981), ele é adequado para grandes capacidades, econômico em termos de consumo de energia, de solvente e na utilização de mão de obra. A figura 2.6 mostra o esquema deste extrator.

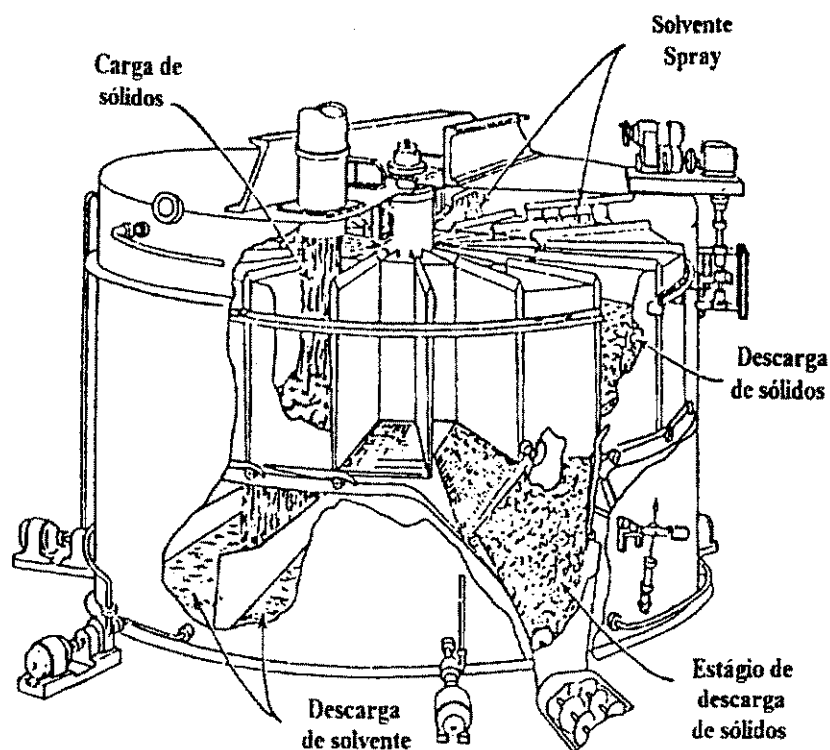


Figura 2.6 O extrator Rotocel (fonte : Schwartzberg, 1980)

A figura 2.6 mostra o Rotocel, que possui uma carcaça estacionária e um conjunto de compartimentos (células) que giram em torno de um eixo vertical. O diâmetro do extrator está na faixa de 3,4 m a 11,3 m e altura de 6,4 m a 7,3 m. As células giram sob uma trajetória circular dentro do casco, possuindo no fundo uma porta articulada e perfurada, a qual é suportada por rolos sobre um trilho. Ainda na sua parte inferior, o extrator possui um conjunto de compartimentos cuja função é coletar o material líquido gerado no processo. A partir desta estrutura, o extrator é capaz de receber os flocos preparados da semente de soja, que formam um leito dentro de cada célula; este leito, por sua vez, recebe o hexano e, através do contato entre eles, é extraído o óleo. Desta forma, duas correntes de saída são geradas no extrator: a sólida que é formada pela torta e a líquida que é formada pela miscela.

Uma outra forma de apresentar o Rotocel é através da figura 2.7, que permite ilustrar com mais detalhes a operação e a formação das correntes no extrator.

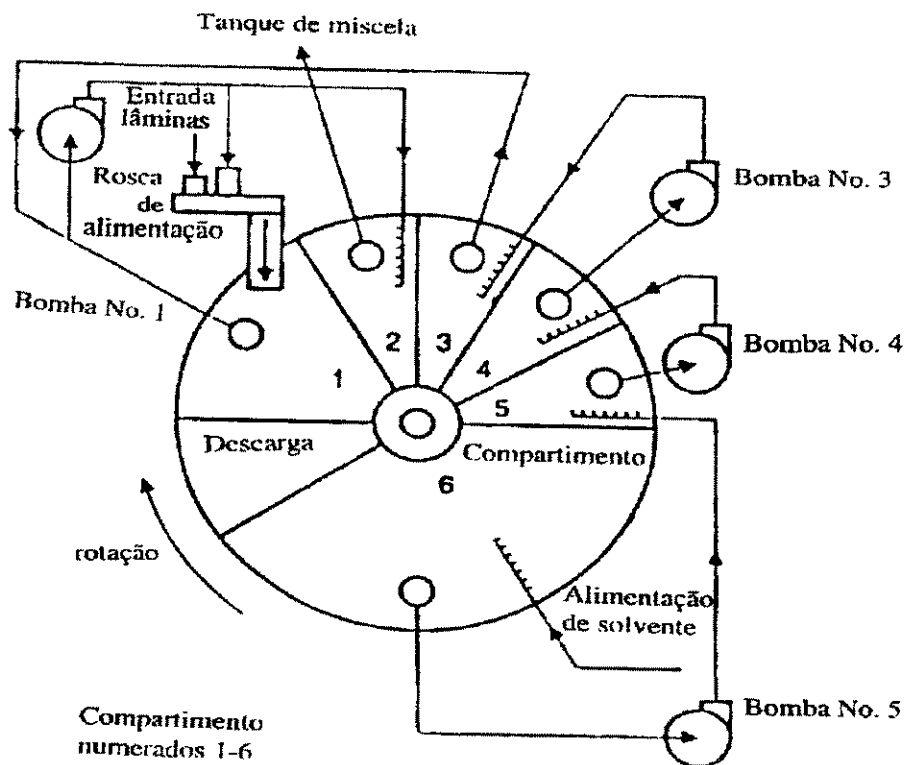


Figura 2.7 Diagrama esquemático do extrator Rotocel (fonte: Erickson, 1995)

O diagrama da figura 2.7 mostra os detalhes e as instalações auxiliares importantes para a operação do Rotocel. Eles são os seguintes:

- um sistema de roscas faz a alimentação (carga) dos flocos ao extrator;
- na posição oposta à alimentação dos flocos está instalado o sistema de alimentação de hexano puro ao extrator;
- um conjunto de compartimentos que funcionam como coletores da miscela que vai se formando nos leitos, durante o giro do extrator;
- um conjunto de bombas instaladas aos compartimentos e que têm como função retornar a miscela sobre os leitos de sólidos, em posições anteriores ao compartimento na qual está instalada, a fim de garantir o caráter contracorrente da operação;

- um conjunto de jatos estacionários posicionados para lançar a miscela ou o hexano puro sobre o leito;
- solvente puro é lançado sobre o leito exaurido no último compartimento, que é bem maior que os demais compartimentos, esta característica garante que o hexano puro fique mais tempo junto com a massa de sólidos e possibilite a sua difusão até à pequena parte do óleo que ainda está presente no interior do sólido;
- após o último compartimento, tem-se o setor de descarga do sólido exaurido (torta); e,
- finalmente, a miscela concentrada nos dois primeiros compartimentos se junta e é encaminhada para o tanque de miscela.

A configuração do Rotocel e suas instalações auxiliares formam um sistema que possibilita uma extração contínua e contracorrente no que se refere às correntes sólida e líquida. Continuamente, as células recebem flocos que formam leitos, os quais giram sob ação de jatos estacionários de hexano (miscela) até atingir a posição de descarga. O líquido lançado sobre a parte superior do leito percola este, e no final da percolação, é coletado pelos compartimentos instalados no extrator; em seguida, a bomba conectada ao compartimento conduz o líquido coletado (miscela) na direção oposta à rotação das células com a finalidade de ser jorrado novamente sobre o material sólido. Este retorno da miscela é feito em posições fixas; se inicia com a miscela pobre em óleo coletada no último compartimento e continua, na ordem progressiva da sua concentração em óleo, até atingir a posição inicial do extrator onde será coletada e encaminhada ao tanque de miscela. O material sólido, por sua vez, ao entrar na célula permanece na célula até ser descarregado; ele é colocado em contato, primeiro, com a miscela mais concentrada em óleo, e de forma consecutiva é colocado em contato com miscela com concentração decrescente até receber a carga de hexano puro. Após esta etapa, o material sólido passa pelo processo de drenagem para em seguida ser descarregado.

É importante salientar que o tempo de retenção do Rotocel depende da velocidade de rotação e da capacidade de cada célula.

Como já mencionado anteriormente, a extração do óleo de soja é uma operação que coloca a corrente rica em óleo em contato contracorrente com a corrente rica em

hexano, propiciando a transferência do óleo presente na semente de soja para a corrente rica em hexano. Esta transferência irá ocorrer até que um estado de equilíbrio seja atingido.

A análise de desempenho do extrator deverá levar em consideração um modelo baseando-se em balanços de massa e nas relações de equilíbrio. A seguir, procura-se mostrar uma breve revisão de trabalhos já desenvolvidos com o intuito de analisar a operação de extração.

2.2.1.2 Análise da Extração do Óleo de Soja

Como já foi mencionado, a operação de extração é o coração da planta de obtenção de óleo e farelo de soja. Este aspecto do processo despertou o interesse de muitos pesquisadores sobre o tema. Neste sentido, esta seção tem como objetivo apresentar uma síntese cronológica dos trabalhos já desenvolvidos a fim de que se possa verificar os diversos aspectos abordados sobre o tema.

Othmer e Agarwal (1955) apresentaram um trabalho pioneiro no sentido de estabelecer uma metodologia, com base teórica e experimental, para a análise e projeto da operação de extração de óleos vegetais com solvente. Assim, os autores tentaram determinar a teoria e o mecanismo da extração; formular uma técnica rápida e eficiente para obtenção de dados do processo; e métodos para propiciar a estimativa das especificações do processo. No estudo do mecanismo, a conclusão mais importante foi que a difusão molecular não é importante na extração e sim o escoamento capilar ao longo do leito formado pelos flocos. A técnica experimental foi desenvolvida e a quantidade extraída foi determinada, bem como a quantidade de óleo e solvente retida na parte sólida. Estas informações obtidas do processo correlacionadas com as propriedades inerentes ao escoamento capilar como densidade, viscosidade e tensão superficial. Finalmente, esses autores afirmam que a extração de óleo com solvente é um problema apenas de dinâmica dos fluidos e a taxa de extração é física e matematicamente definida pela lei de Hagen-Poiseulli, a qual governa o fluxo de fluidos nos capilares formados no leito. Como pode observar, Othmer e Agarwal simplificam o modelo proposto desprezando-se os efeitos da difusão molecular na operação de extração; mas, conforme o estudo do mecanismo da extração já apresentado na seção 2.2.1, a etapa da difusão é importante no processo de

extração por percolação e desprezar os seus efeitos pode comprometer os resultados na análise e no projeto dessa operação.

Treybal (1968) apresentou uma metodologia para calcular a concentração de saída e o número de estágios do extrator de esteira usado na extração de óleo de soja. O método usa balanços de massa combinado com dados práticos de equilíbrio, os quais devem ser obtidos em laboratório em condições de operação semelhantes às do extrator industrial. O tempo de residência total no extrator pode ser estimado supondo que o tempo de residência em cada estágio está relacionado aos dados da drenagem.

Na prática industrial atual, os extratores operam de maneira que a fase sólida forma leitos e através dos quais percola a fase líquida a fim de extrair o óleo. O modelo de Treybal não considera esta movimentação da fase líquida através da fase sólida; com isso, esse desconsidera a transferência de massa no local onde esta ocorre e sim, a transferência apenas na sua forma global. Esta característica do modelo pode gerar dificuldades nas atividades de projeto, como por exemplo a determinação da profundidade do leito, do comprimento da esteira etc., bem como uma análise mais detalhada de desempenho do extrator.

Spaninks e Bruin (1979) apresentaram um modelo matemático para extrator tipo esteira baseado na analogia entre o contato que ocorre num fluxo cruzado e o contato que ocorre num leito fixo. As equações diferenciais parciais que descrevem a transferência de massa no leito fixo são usadas para descrever a extração num estágio do extrator. A concentração de saída para todos os estágios são calculadas num ciclo e a convergência é alcançada quando nenhuma variação for encontrada entre dois ciclos subsequentes. O número de unidades de transferência em cada estágio e também a constante de equilíbrio são usados nos cálculos. As variáveis de projeto tais como, fluxo de sólidos perpendicular ao fluxo de solvente, a velocidade do extrator e outras variáveis relacionadas às dimensões do extrator estão envolvidas. A análise mais detalhada desse modelo permite destacar algumas vantagens e desvantagens.

As vantagens são as seguintes:

- modelo pode ser aplicado à maioria dos extratores comerciais em operação, tanto aqueles com esteiras planas como aqueles com esteiras circulares;

- balanço de massa do soluto (óleo) pode ser ao longo do leito de sólidos formado dentro do extrator;
- a relativa independência de dados experimentais em comparação a outros modelos disponíveis; e,
- a possibilidade que o modelo apresenta para estimar dimensões importantes do extrator, tais como a profundidade e o comprimento.

As desvantagens são as seguintes:

- não contempla a taxa de retenção de líquido na torta;
- o fluxo de líquido através do leito é do tipo *plug flow*, com isso a variação da concentração é somente na direção vertical do escoamento do líquido e do movimento do extrator; e,
- despreza o calor de solução proveniente da mistura entre o óleo e o hexano.

Karnofsky (1986, 1987) apresentou um método de cálculo que prevê, através de dados de laboratório, o tempo de retenção da miscela em extratores comerciais. O método é baseado na observação empírica de que a taxa de dissolução do óleo determina o tempo de retenção e que a resistência à difusão do óleo nos contornos dos flocos é relativamente pequeno. O autor comenta que os valores calculados foram de acordo com os dados obtidos de um extrator comercial porque o tempo de extração na indústria e o no laboratório são muito próximos, particularmente quando o teor de óleo residual desejado é muito baixo.

Uma análise desse modelo de Karnovsky indica que o mesmo pode ser utilizado para determinar as concentrações de saída do extrator, bem como determinar o tempo de extração relacionado com os extratores industriais que operam por percolação, como por exemplo o Rotocel. Entretanto, a sua aplicação, nas atividades de projeto ou avaliação de desempenho, exige a utilização de dados experimentais de extração em escala semelhante ao extrator comercial. Este aspecto devido ao seu alto custo tem inviabilizado a aplicação desse modelo.

Como pode ser observado, esta revisão apresenta os modelos que podem ser aplicados para a avaliação de um extrator contínuo e contracorrente, cada um deles com suas possibilidades e restrições.

Polon (1997) desenvolveu um trabalho de análise de um extrator industrial do tipo Rotocel utilizando nas simulações o modelo matemático desenvolvido por Spaninks e Bruin (1979). O argumento do autor para a escolha de tal modelo foi, principalmente, a sua relativa independência de dados experimentais em relação aos outros tipos de modelos, além disso o modelo leva em consideração na sua formulação as características físicas do equipamento e dos materiais envolvidos. Porém, nesse trabalho o autor não considerara a taxa de retenção de hexano na torta e os resultados obtidos com o modelo foram diferentes dos dados coletados na prática industrial. A comparação foi realizada utilizando os dados coletados na planta industrial da COAMO (Cooperativa Agrícola Mouraoense) situada na cidade de Campo Mourão, região noroeste do Estado do Paraná.

2.2.2 Operação de Destilação da Miscela

A miscela é uma mistura líquida de óleo de soja e hexano que sai do extrator a concentração de 20 a 30% em massa de óleo, segundo Zanetti (1981).

A destilação da miscela é um conjunto de operações que visa a separação do solvente do óleo com o aquecimento da mistura. Este sistema foi desenvolvido e aprimorado ao longo dos anos sempre buscando a economia de energia, recuperação máxima de hexano e aumento da capacidade de processamento. O desenvolvimento passou por três projetos básicos, conforme Gimenes (1989). A seguir, apresenta-se esta evolução.

2.2.2.1 Evolução Operacional na Destilação da Miscela

Esta seção procura mostrar as alterações importantes pelas quais passou o processo de separação do óleo de soja do hexano desde a sua concepção original. Primeiro será mostrado o fluxograma do projeto original e, posteriormente, mais dois fluxogramas contendo as mudanças importantes que ocorreram neste processo.

O projeto original de destilação da miscela foi concebido sem grande preocupação com a economia de energia. Ele foi instalado nas primeiras indústrias de processamento do óleo de soja cuja preocupação principal era com a qualidade do óleo produzido sem grande

preocupação com os custos de produção. A figura 2.8 mostra o fluxograma básico deste processo.

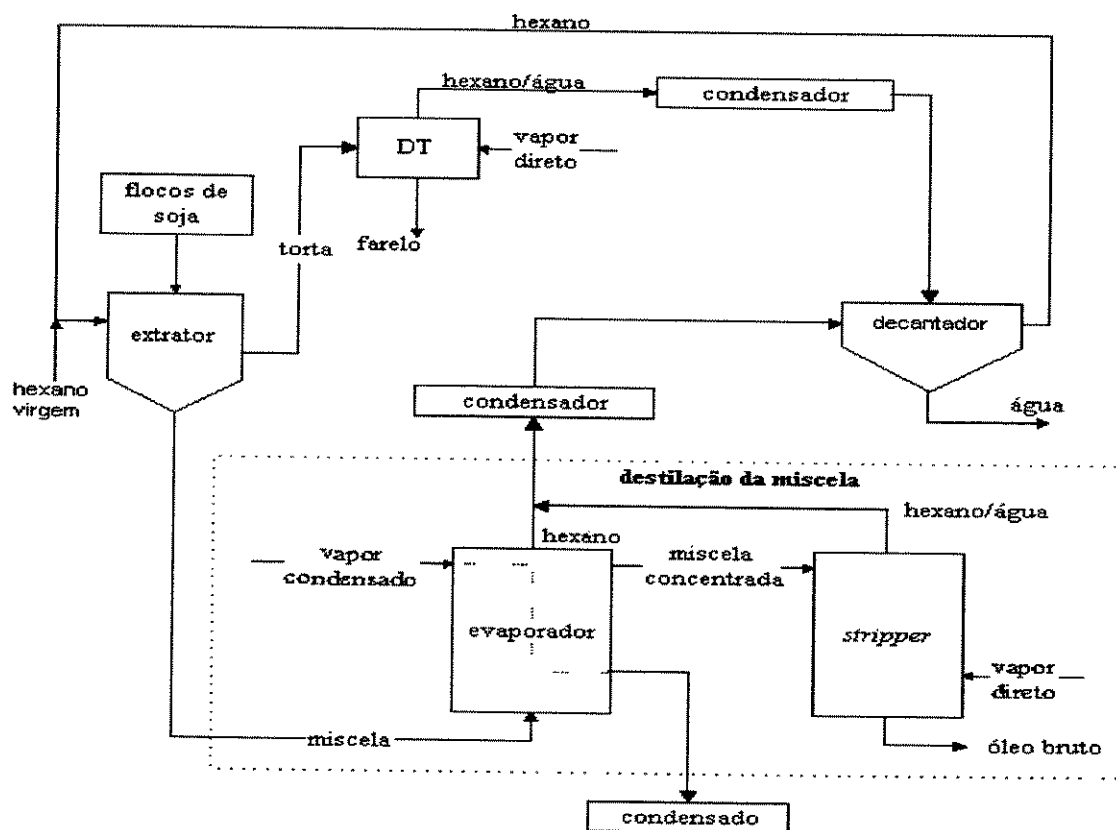


Figura 2.8 Esquema do projeto original de destilação da miscela

O fluxograma da figura 2.8 mostra as seqüências e interligações do projeto original de obtenção do óleo bruto e farelo de soja. Ele mostra a soja preparada em flocos e o solvente hexano entrando no extrator de onde saem a miscela e a torta. A torta é encaminhada ao dessolventizador-tostador (DT) com o objetivo de separar o hexano do farelo através de um *stripping* com vapor direto; o farelo úmido sai no fundo e os vapores que saem no topo seguem para a condensação e depois para a decantação onde a água se separa do hexano que retorna ao processo. Por sua vez, a miscela passa por um conjunto de operações denominado de destilação da miscela como pode ser visto na parte pontilhada da figura 2.8. Nesta etapa, a miscela passa primeiro por um evaporador onde sofre aquecimento de vapor condensado afim de evaporar o máximo possível hexano e se concentrar. A miscela concentrada vai para uma coluna onde sofre um *stripping* de vapor direto e daí se obtém o óleo bruto no fundo e os vapores de hexano/água no topo, os quais

se juntam ao vapor de hexano que sai do evaporador e seguem para um condensador e depois para um decantador onde a água separa do hexano que retorna ao processo.

Este sistema de destilação da miscela, como mostra a figura 2.8, foi usado em pequenas indústrias, cuja capacidade era na faixa de 100 a 200 toneladas de processamento de soja por dia.

O segundo sistema de destilação é uma evolução do primeiro, cujas modificações foram concebidas na perspectiva de economizar energia. Essa economia se manifesta na utilização dos vapores quentes provenientes do DT como fonte de calor no evaporador ao se promover a concentração da miscela em 90% ou mais. Desta forma eliminou-se a necessidade de se utilizar quantidades expressivas de vapor indireto no evaporador. A figura 2.9 mostra o esquema de destilação da miscela

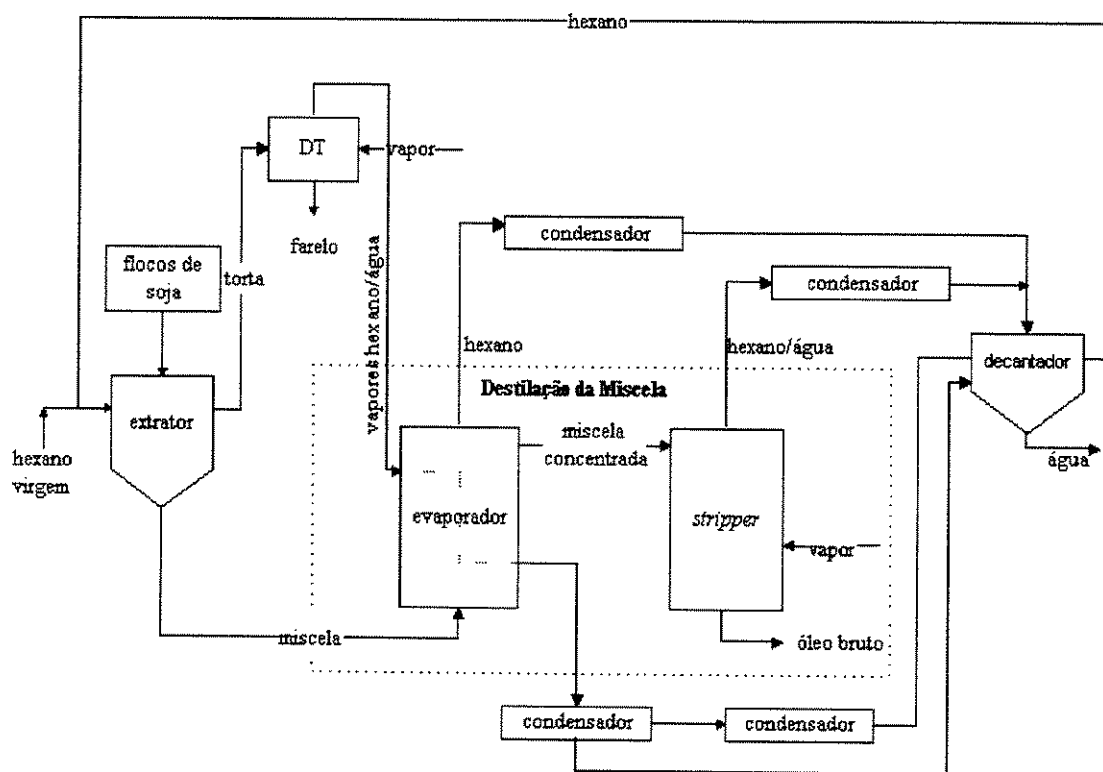


Figura 2.9 Esquema do segundo sistema de destilação da miscela

O fluxograma da figura 2.9 apresenta algumas alterações em relação ao fluxograma da figura 2.8. A primeira, e mais importante, é a passagem dos gases de topo do DT através do evaporador, afim de aquecer a miscela e evaporar o hexano. Com isso, o evaporador funciona também como um condensador; porém, muitas vezes os vapores não

se condensam totalmente e necessitam de passar por uma condensação antes de chegar ao decantador. A outra alteração é que os vapores que saem do evaporador e da coluna *stripper* passam cada uma por um condensador específico até chegar ao decantador.

O terceiro sistema de destilação é uma evolução do segundo sistema e difere deste pela introdução na linha de mais um evaporador. A figura 2.10 mostra esta alteração e as etapas nas quais ocorrem a separação do óleo do solvente. São três etapas, e para cada uma delas existe um aparelho especial: o pré-evaporador ou evaporador principal, o evaporador posterior e a coluna de *stripping*.

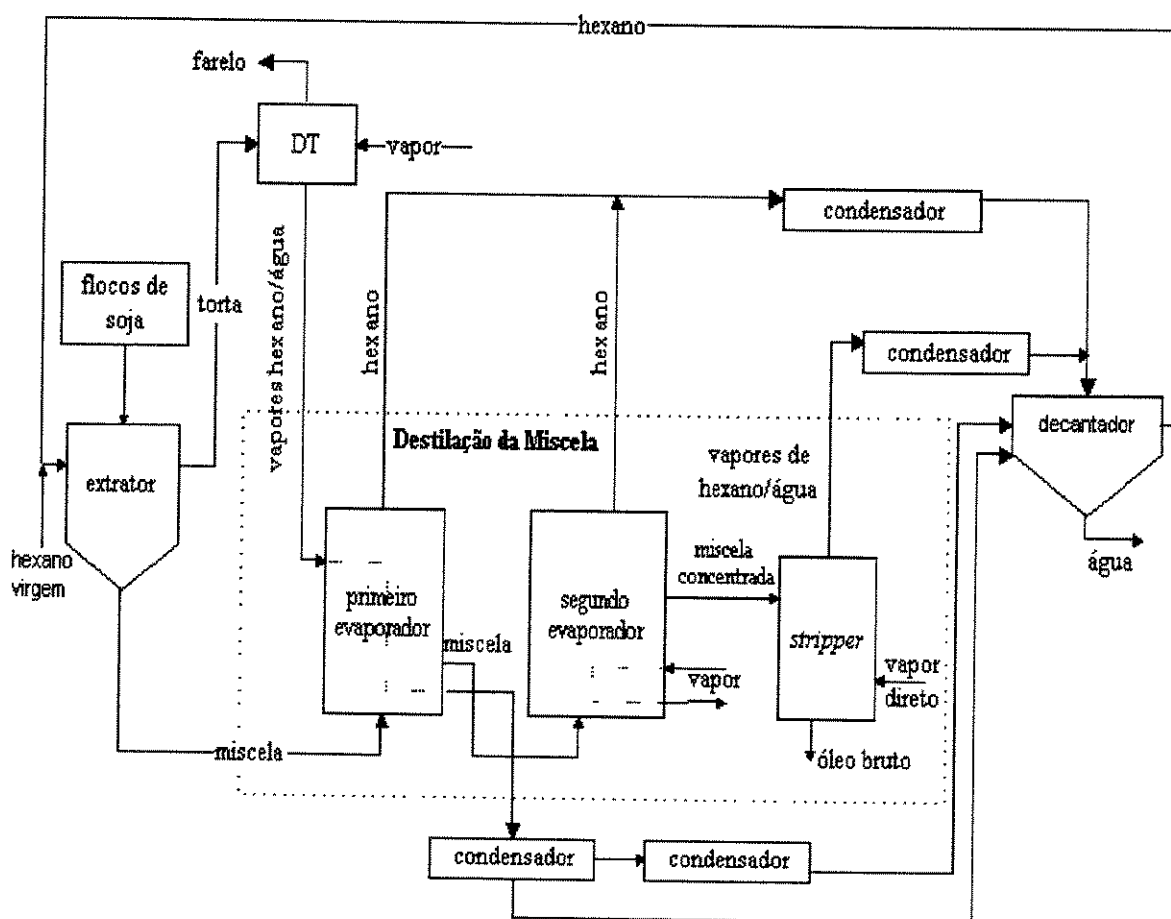


Figura 2.10 Esquema do terceiro sistema de destilação da miscela

A figura 2.10 mostra o sistema básico de destilação da miscela utilizado atualmente no meio industrial. Ele permite maior produção, economia de energia com o aproveitamento dos vapores quentes da dessolventização do farelo e melhor qualidade do óleo bruto com a operação a vácuo dos equipamentos. Este vácuo propicia uma temperatura de operação mais baixa, condição esta que favorece a qualidade do óleo bruto produzido.

2.2.2.2 A Evaporação do Hexano

Esta operação tem a função de receber a separar parte do hexano do óleo de soja. Para tanto, ela recebe a miscela e através do aquecimento, o hexano puro é vaporizado, concentrando, assim, a miscela.

A miscela entra no primeiro evaporador com uma concentração na faixa de 20 a 30% e recebe o aquecimento de vapores condensados do DT; com isso, o hexano puro é recuperado na forma de vapor e a miscela sai com uma concentração na faixa de 65 a 67% em massa de óleo. Com essa concentração, ela entra no segundo evaporador e sofre um aquecimento de vapor d'água condensado; este aquecimento provoca a separação de mais uma parte do hexano na forma de vapor e a miscela sai com uma concentração na faixa de 95 a 98% em massa de óleo. Nesta faixa de concentração, a taxa de evaporação do hexano é muito pequena mesmo com um aumento grande de temperatura e, portanto, um outro tipo de operação mais apropriada deve ser empregada para efetuar a separação. A figura 2.11 mostra o esquema do tipo de evaporador empregado no processo.

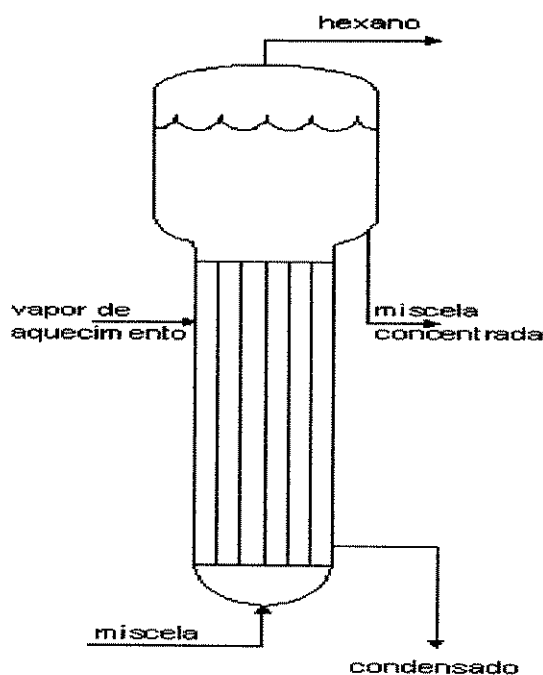


Figura 2.11 Esquema do um evaporador vertical de tubos verticais longos

O evaporador típico utilizado na indústria de extração de óleo de soja é como o esquema mostrado na figura 2.11. Em geral, ele é um evaporador do tipo vertical com tubo

longo e fluxo ascendente, que constitui-se de uma parte inferior estreita e uma parte superior mais alargada. A parte inferior é formada por tubos longos, na qual ocorre o aquecimento da miscela que entra por baixo, sobe através dos tubos de tal forma que grande parte do hexano é evaporada; a parte superior, mais larga, possui dispositivos para impedir o arraste do óleo junto com o hexano e para permitir a saída da miscela para a etapa seguinte do processo. O vapor de aquecimento ao entrar no evaporador depara-se com chicanas instaladas no feixe de tubos cuja função é provocar um movimento livre do vapor, do condensado e do não-condensado para baixo.

Além do já descrito acima, convém destacar que estes evaporadores típicos permitem operar com vazões em torno de 40 m³/h de solução, graças ao fenômeno da convecção natural gerado no interior dos tubos. Com isso, esses evaporadores são aptos a operar em instalações de grande capacidade. Os tubos que conduzem a solução medem, em geral, de 4,0 a 6,0 m de comprimento e as velocidades em torno de 0,20 m/s, são suficientes para que a chicana atue como um eficiente eliminador de espuma, para que o processo de transferência de calor seja eficiente, bem como gerar o óleo com a qualidade adequada para o consumo.

2.2.2.3 O *Stripping* do Hexano

Como mostra o fluxograma da figura 2.10, a outra etapa de extrema importância na destilação da miscela é a operação de *stripping* do óleo. Esta tem a função de finalizar a destilação da miscela, ou seja, deve haver a separação do baixo teor de hexano que ainda permanece no óleo após a operação de evaporação. É uma operação que realiza a separação do hexano do óleo, em estágios, utilizando para tanto o vapor d'água superaquecido. Este vapor entra em contato com a miscela em contracorrente provocando, assim, a eficiente separação do hexano. Essa separação ocorre normalmente a uma pressão abaixo da pressão atmosférica a fim de manter uma temperatura de operação compatível com a qualidade do óleo. O equipamento utilizado neste tipo de operação é denominado de *stripper* e mostrado no esquema da figura 2.12

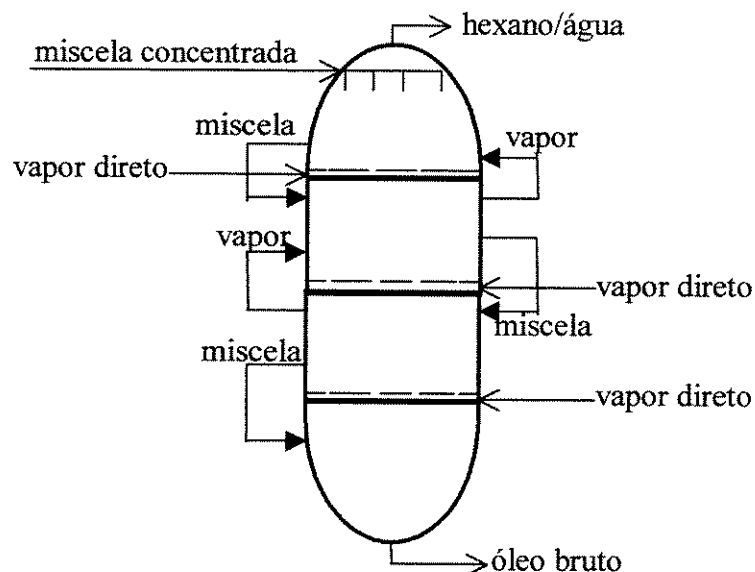


Figura 2.12 Esquema do *stripper*

O esquema da figura 2.12 mostra o esquema de um *stripper* típico utilizado numa planta de obtenção de óleo bruto de soja. Este se apresenta como uma coluna dividida em compartimentos denominados de estágios e com estruturas específicas para propiciar o fluxo e o contato dos materiais no seu interior. A miscela concentrada em óleo forma a corrente líquida que entra na parte superior e passa por uma estrutura que facilita sua distribuição dentro do equipamento. Esta corrente ao atingir o estágio forma um pequeno reservatório de líquido, o qual possibilita um contato eficiente entre o vapor direto e a miscela. Este vapor entra no fundo do estágio, que é dotado de uma estrutura capaz de distribuir o vapor no seio do líquido de modo a ocorrer o *stripping* do hexano presente no óleo. Após o reservatório atingir um determinado nível, o líquido flui automaticamente para o estágio inferior através de uma tubulação instalada externamente ao equipamento, conforme mostra a figura 2.12. Este fluxo da corrente líquida ocorre até que o óleo bruto saia no fundo do *stripper*. A corrente de vapor que se forma no processo é composta por vapor d'água e hexano. Esta corrente flui de maneira contracorrente em relação à corrente líquida e passa de um estágio inferior para o superior através de tubulações também instaladas na parte externa do equipamento, conforme também mostra a figura 2.12. Assim, pode-se observar que o fluxo de líquido e de vapor, de estágio a estágio, neste equipamento se diferencia um pouco da forma tradicional. Ele se diferencia na medida em que a corrente

de vapor que sobe e a corrente de líquido que desce não se cruzam no fundo do estágio uma vez que este é fechado, como mostra o esquema da figura 2.12.

O *stripper* é um equipamento bem específico e extremamente importante na planta de obtenção do óleo bruto de soja. A forma e o cuidado como ele é operado irá determinar o grau de recuperação do hexano e a qualidade do óleo. Para maximizar esta recuperação, Kemper (1998) recomenda que a miscela na entrada do *stripper* deva ter uma concentração em massa de óleo de 97% ou mais e a uma temperatura superior a 107 °C; a operação contracorrente deve ser completa, com fluxo de vapor direto distribuído uniformemente; o vapor deve ser superaquecido com temperatura em torno de 177 °C e uma pressão de aproximadamente de 4 kgf/cm²; e a pressão de operação deve situar-se em torno de 610 mmHg.

O óleo destilado no *stripper* é encaminhado para os depósitos de óleo bruto, para posterior refino, ou para tratamento na instalação de lecitina. Se após o *stripper* o óleo ainda conter uma quantidade de solvente acima dos padrões, ele retorna ao tanque de miscela. O teste do óleo, quanto a vestígios de solvente, é feito durante o processo, pelo seu cheiro, em amostra coletada em local determinado. Nos últimos anos, o teste tem sido feito pelo “ponto de fulgor”. Este é definido como o ponto mais baixo da temperatura em que os vapores saídos do líquido, misturados com o ar, e em contato com uma chama, queimam explosivamente na superfície desse líquido. A tabela 2.1 mostra o ponto de fulgor (°C) do hexano no óleo de soja e a sua respectiva concentração (ppm).

Tabela 2.1 Ponto de fulgor versus hexano residual

ponto de fulgor (°C)	hexano residual (ppm)
82	3500
99	1600
121	1000
160	550

A operação de destilação da miscela se encerra com a recuperação de parte do hexano usado na operação de extração e na produção do óleo bruto. Em todas etapas de sua realização quantidades expressivas de energia são utilizadas. Assim, a análise destas

operações no sentido de recuperar hexano com o consumo mínimo de energia e óleo de boa qualidade é um aspecto fundamental na estratégia competitiva deste ramo industrial.

Além das características gerais da destilação da miscela já mencionadas, cabe ressaltar que este conjunto de operações é um grande consumidor de energia, na forma de vapor. O valor estimado por Jongeneelen (1976) é de 40 kg de vapor por tonelada de soja processada.

A seguir, apresentar-se-á a revisão da operação de dessolventização/tostagem, com o objetivo de mostrar como se processa a separação da outra parte do hexano usada no extrator que ficou retida no farelo da soja.

2.2.3 Operação de Dessolventização-Tostagem

No meio industrial, “dessolventizar” significa retirar o solvente e “tostar” significa que, além da retirada do solvente residual, o farelo de soja recebe um tratamento de calor e de umidade visando a melhoria da sua qualidade nutricional.

A figura 2.13, a seguir, mostra o esquema da operação de dessolventização/tostagem e suas interfaces.

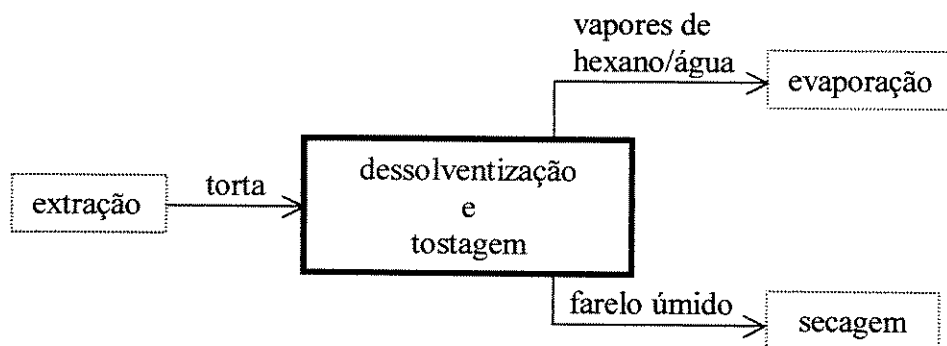


Figura 2.13 Esquema geral da operação de dessolventização-tostagem

A figura 2.13 mostra que a torta proveniente da operação de extração é encaminhada para a operação de dessolventização/tostagem. Nesta operação são geradas duas correntes: uma é o farelo úmido e a outra os vapores formados por hexano e água que irão posteriormente ser utilizados como fluido de aquecimento na destilação da miscela, em especial, no primeiro evaporador.

A dessolventização-tostagem é uma operação em estágios onde a torta entra em contato direto com vapor d'água propiciando um *stripping* do hexano, o aumento da umidade e tostagem do farelo. O equipamento para fazer esta operação é denominado no meio industrial de dessolventizador-tostador (DT). A figura 2.14 mostra o esquema geral de um DT.

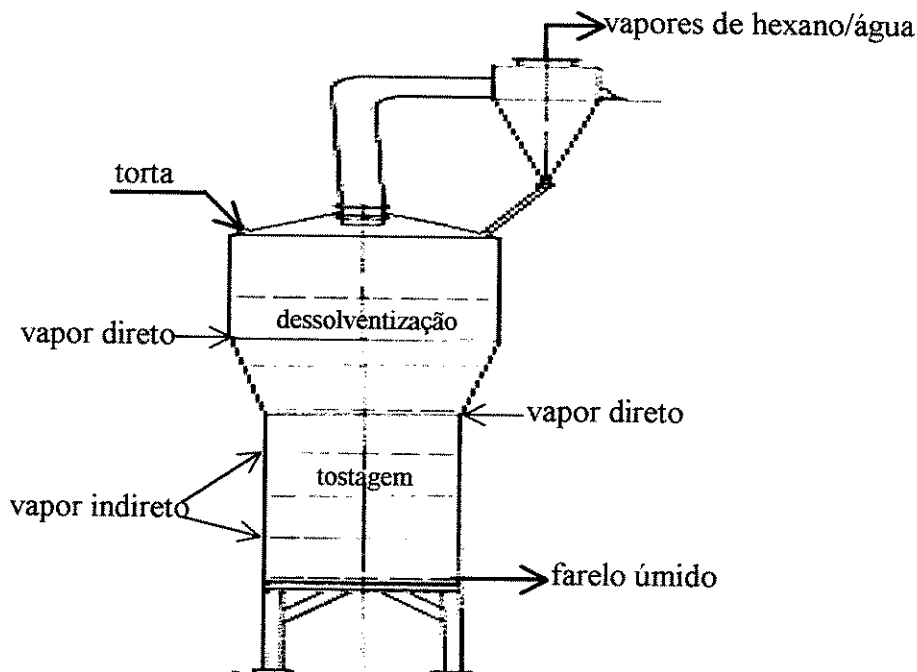


Figura 2.14 Esquema geral do DT

O DT é um equipamento que opera continuamente e realiza a sua tarefa em duas etapas. A primeira etapa é a dessolventização e logo em seguida a tostagem. Para tanto, este recebe a torta proveniente do extrator composta de uma mistura de farelo, de hexano, de água e de uma pequena quantidade de óleo residual e, através de aquecimento com vapor direto e indireto, obtém-se o farelo dessolventizado e tostado, bem como uma corrente de vapores que será utilizada na evaporação da miscela no primeiro evaporador.

A etapa da dessolventização visa separar a maior parte do hexano que ficou retido na torta durante a operação de extração. O material, normalmente, sai do extrator com um teor de hexano na faixa de 25 a 35%, em massa, a uma temperatura em torno de 50 °C e, em seguida, entra na parte superior do DT fluindo de cima para baixo através de compartimentos denominados de estágios ou pisos. O DT típico tem de 5 a 8 estágios sendo que, normalmente, nos dois primeiros ocorre a dessolventização. Em cada estágio, uma lâmina movimenta o material, que propicia o seu fluxo através do equipamento. A

passagem contínua de material de estágio para estágio é regulada por meio de indicadores de nível, que o mantém, permitindo que os estágios, de cima para baixo, estejam constantemente recebendo material. A separação do solvente deste material se processa, na etapa de dessolventização, por meio do arraste feito pelo vapor direto superaquecido que entra em contato com a torta através de furos existentes no piso de cada estágio. Os furos são cuidadosamente instalados para permitir uma distribuição homogênea do vapor. Do vapor injetado diretamente nos estágios condensa-se uma parte, e fornece o calor de condensação para a evaporação do hexano e a outra parte se mantém e arrasta o hexano para o topo do DT. A condensação do vapor é necessária para aumentar a umidade da torta e, assim, propiciar um farelo tostado de boa qualidade nutricional. Uma vez que o hexano presente na torta evapora numa temperatura mais baixa que a temperatura de condensação do vapor, ao ser injetado, o vapor condensa sobre as lâminas do farelo, já no primeiro estágio, fornecendo o calor necessário para vaporizar o solvente. Na prática, é recomendável utilizar uma quantidade suficiente de vapor vivo para vaporizar todo solvente no primeiro estágio de tal forma que o farelo passe para o segundo numa temperatura na faixa de 82 a 93 °C, segundo Sipos (1961). No segundo estágio ocorre mais uma evaporação do hexano e a torta bastante úmida passa para os estágios seguintes para ocorrer a segunda etapa da operação, a tostagem do farelo.

A etapa denominada de tostagem tem por objetivo evaporar mais alguma quantidade de hexano que não foi evaporada na etapa da dessolventização, bem como fazer um tratamento térmico do farelo a fim de destruir enzimas presentes, prejudiciais à sua digestibilidade. O tratamento térmico é feito com vapor saturado indireto, o qual entra saturado numa camisa em volta do estágio fornecendo, assim, o calor latente necessário para a operação. O calor latente do vapor é conduzido através das paredes metálicas da bandeja e atinge o farelo que está sendo continuamente agitado e em contato direto com a superfície da bandeja.

O farelo não pode ser tostado em excesso pois desta forma o seu valor nutritivo será reduzido. A tostagem correta está relacionada a três fatores que devem estar perfeitamente sincronizados: tempo de residência, temperatura e umidade. O tempo de residência situa-se em torno de 30 minutos, a umidade em torno de 20% em massa, a temperatura em torno de 110 °C na descarga do tostador. As variáveis, tempo de residência e temperatura são garantidas pelas dimensões do aparelho, porém modificáveis pelo nível

de carga e pela pressão do vapor, enquanto que o teor de umidade depende do teor de hexano que entra no DT, conforme Mustakas (1981), bem como da quantidade de vapor direto injetada pelos operadores na etapa da dessolventização. Além disso, a tostagem deve ser avaliada em termos de sua capacidade ureática e a solubilidade das proteínas em água. A atividade ureática deve ser bem neutralizada, pois o seu teor no farelo vai determinar a atividade de fermentos que dificultam a digestão. No farelo bem tostado, a atividade ureática deve situar-se na faixa de 0,02 a 0,5. Um valor mais baixo significa excesso de tostagem. No farelo de soja cru, 80% das proteínas são solúveis em água; no farelo bem tostado o teor de proteínas deve situar na faixa de 20 a 40%. Valores mais baixos significam também excesso de tostagem, segundo Zanetti (1981).

Finalmente, segundo Kemper (1998), para que a operação de dessolventização-tostagem no DT tenha o máximo desempenho as seguintes condições devem ocorrer:

- operação contra-corrente completa, com o fluxo de vapor direto distribuído uniformemente;
- fornecimento de vapor superaquecido a 177 °C e uma pressão aproximada de 1,5 kgf/cm²;
- a temperatura de descarga adequada após a tostagem deve ser igual ou superior a 104 °C; e
- o tempo de residência adequado deve ser igual ou superior a 20 minutos.

Como foi visto, o DT consome vapor tanto na dessolventização como na tostagem do farelo. Este consumo depende das condições de operação do equipamento, as quais devem ser as melhores possíveis a fim de que ocorra economia de energia e, como consequência, a redução dos custos operacionais.

Nas seções anteriores deste capítulo, apresentou-se uma revisão das principais operações envolvidas no processo de obtenção do óleo e farelo de soja. Nesta revisão, procurou-se mostrar a essência da operação destacando-se, principalmente, as correntes de entrada e de saída de cada equipamento envolvido na operação. Pode-se observar que existem correntes líquidas e gasosas, quentes e frias, as quais podem e devem ser integradas energeticamente utilizando-se, no estudo da integração, de técnicas simples e eficientes. Assim, a próxima seção apresenta uma revisão dos conceitos de integração energética,

destacando-se o método que será utilizado neste trabalho, a Análise *Pinch*. A seguir, serão descritos os princípios básicos desta metodologia a fim de que, posteriormente, se possa aplicá-la na integração das correntes quentes e frias geradas no processo de obtenção do óleo bruto de soja.

2.3 Integração Energética

Integrar energeticamente um sistema de produção consiste basicamente em utilizar primeiro o calor disponível na correntes quentes para aquecer as correntes frias, para daí fazer uso de utilidades se houver necessidade para aquecimento ou resfriamento das correntes para que estas atinjam as temperaturas exigidas no processo. Para tanto, existem na área de engenharia de processo algumas metodologias que podem ser aplicadas, porém pela simplicidade, aliada à sua eficiência, optou-se neste trabalho pela Análise *Pinch*, a qual será descrita a seguir.

2.3.1 Síntese de Processos Químicos

A síntese de processos se destaca como importante área de estudo da Engenharia Química. A busca constante de processos químicos mais eficientes em termos energéticos, bem como a necessidade de satisfazer critérios cada vez mais rigorosos do controle ambiental, contribuíram para o desenvolvimento de novos conceitos e tecnologias que possibilitam a análise e a melhoria desses processos.

Na síntese de processos, entretanto, um dos grandes problemas que aparece na sua aplicação se refere à grande quantidade de configurações para o processo a ser sintetizado. Este problema pode ser minimizado dividindo-o em diferentes níveis de decisão. O diagrama de Smith (1995) esquematizado na figura 2.15 (*Onion diagram* – diagrama da cebola) mostra esta divisão.

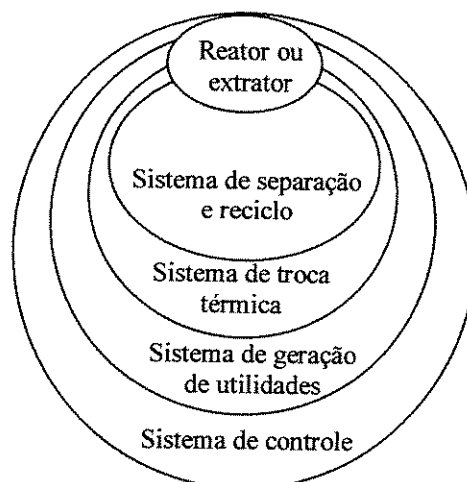


Figura 2.15 *Onion Diagram* (diagrama da cebola)

O diagrama representado na figura 2.15 mostra a relação hierárquica entre os diversos sistemas que compõem um processo químico. Ele mostra que a escolha do sistema de separação depende do sistema de reação ou de extração adotado. Na sequência, a definição do sistema de troca térmica e de utilidades só poderá ser realizada, caso o sistema de separação já tenha sido definido. O sistema de controle é definido por último, uma vez que todos os outros sistemas já foram definidos.

Entretanto, a forma hierárquica apresentada no diagrama não é rigorosamente verdadeira. O fluxo de informações não ocorre somente de dentro para fora, mas também de fora para dentro. Por exemplo, a escolha de um determinado tipo de reator ou extrator pode comprometer a eficiência do sistema de separação e dificultar o desempenho do sistema de controle, levando uma reanálise do sistema de reatores ou de extratores.

Além das etapas hierárquicas que compõem o projeto de um processo químico, o desenvolvimento da Análise *Pinch* foi uma grande contribuição para a síntese de um processo, conforme Linnhoff *et al.* (1982). Esta contribuição se deu através do desenvolvimento de um método para a síntese de sistemas de recuperação de energia, utilizando redes de trocadores de calor e a integração energética das diferentes partes do processo. Utilizando a Análise *Pinch* é possível prever o consumo mínimo de utilidades e as configurações necessárias para tal condição. Assim é possível fazer um balanço econômico do consumo energético sem a necessidade de realizar o projeto completo do sistema de recuperação de energia.

2.3.2 Análise *Pinch*

Os processos químicos industriais, em sua grande maioria, apresentam correntes que precisam ser aquecidas e correntes que necessitam ser resfriadas, sendo estas correntes denominadas frias e quentes, respectivamente. Para satisfazer as temperaturas de entrada e de saída dessas correntes de forma a aproveitar a própria energia disponível no processo utiliza-se a síntese de uma rede de trocadores de calor, a qual proporcionará a integração energética entre as várias correntes do processo.

Os processos químicos, no entanto, são constituídos, em geral, por diversas correntes de processo e isto dificulta a previsão antecipada de quais correntes devem ser cruzadas, bem como o sequenciamento dos trocadores de calor. Na busca da solução deste problema, a síntese da rede de trocadores de calor com consumo mínimo de energia e número mínimo de trocadores de calor, dois métodos foram desenvolvidos: o matemático e o baseado em conceitos termodinâmicos, conhecido como Análise *Pinch*.

O uso da metodologia *Pinch* para obter a integração entre um conjunto de correntes de processo pode ser dividida em duas partes: uma que envolve o consumo mínimo de utilidades, estimativas de área mínima e custos, e a outra que envolve a definição dos cruzamentos entre as correntes e o sequenciamento entre os trocadores.

3.3.2.1 Consumo Mínimo de Utilidades

O consumo mínimo de utilidades para um conjunto de correntes de processo pode ser determinado por dois métodos: um gráfico e outro matemático. O método gráfico resulta da construção da Curva Composta para as correntes de processo e o matemático da aplicação de um algoritmo conhecido Algoritmo Tabular (*Problem Table*) proposto por Linnhoff e Flower (1978).

Para aplicação de ambos os métodos necessita-se do conhecimento das temperaturas de entrada e saída, da capacidade calorífica e das vazões das correntes de processos, bem como da fixação de uma diferença mínima de temperatura entre as correntes, conhecida como ΔT_{min} .

2.3.2.1.1 Método Gráfico

As correntes de processo quando representadas em um diagrama formam duas curvas: a curva composta quente formada pelas correntes quentes e a curva composta fria formada pelas correntes frias. No diagrama, a abscissa representa a variação de entalpia e a ordenada a temperatura das correntes. A construção das curvas compostas, quente ou fria, resulta simplesmente na soma das variações de entalpias para as correntes existentes em um mesmo intervalo de temperatura.

A representação das curvas compostas quente e fria, conforme figura 2.16, pode ser feita no mesmo gráfico $T \times H$ (temperatura versus entalpia) estabelecida uma diferença mínima de temperatura entre elas.

Através da figura 2.16 observa-se que a abertura horizontal superior entre as curvas compostas representa a necessidade de utilidade quente, e a abertura inferior representa a necessidade de utilidade fria. A região entre estas duas aberturas indica a máxima integração energética que pode haver entre as correntes do processo para o ΔT_{min} estabelecido. O local onde as duas curvas estão mais próximas é conhecido como ponto de estrangulamento energético, *Pinch*. Este ponto limita o grau de integração energético possível no processo e permite que o problema seja dividido em duas regiões energeticamente independentes, uma acima e outra abaixo do *Pinch*.

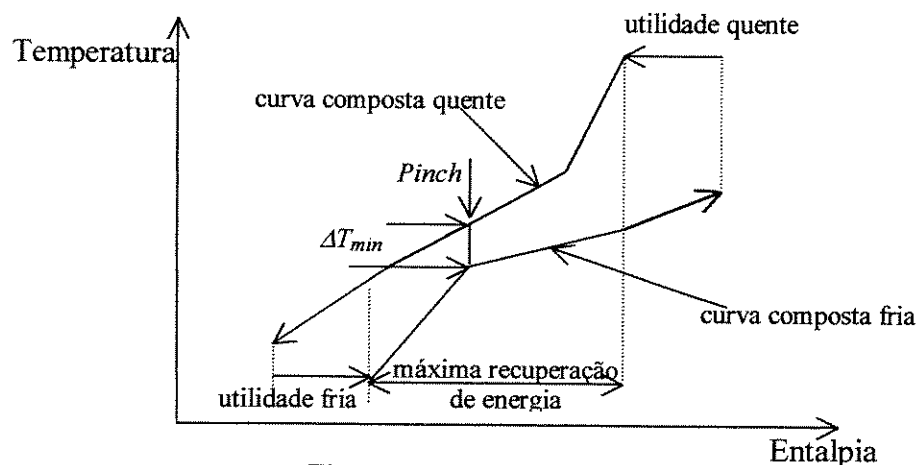


Figura 2.16 Curva composta

O balanço de energia mostra três características da curva composta:

- na região acima do *Pinch* (Ponto de Estrangulamento Energético) somente se necessita fornecer utilidades quentes para as correntes frias;

- na região abaixo do *Pinch* existe somente a necessidade de fornecer utilidades frias para as correntes quentes; e
- não existe transferência de energia das correntes acima do *Pinch* para as correntes abaixo do *Pinch*.

A violação de qualquer uma destas três características leva a um aumento no consumo de utilidades.

2.3.2.1.2 Algoritmo Tabular

Este algoritmo foi proposto Linnhoff e Flower (1978) e é uma maneira alternativa para se obter o ponto *pinch* e as quantidades mínimas de utilidades quentes e frias necessárias para um ΔT_{min} fixado. É um método que facilita a implementação computacional, para a qual as seguintes etapas devem ser seguidas:

- fazer distribuição das correntes do processo em intervalos de temperatura. Isto é feito utilizando-se duas escalas distintas, uma para as correntes quentes e outra para as correntes frias. O valor utilizado para esta escala é $\Delta T_{min}/2$, sendo este valor subtraído das correntes quentes e acrescido para as correntes frias;
- com a nova escala é construída uma tabela, onde os valores para as temperaturas são escritos em ordem decrescente. Para cada intervalo de temperatura realiza-se um balanço de energia, ou seja, calcula-se o calor disponível ou requerido para o intervalo;
- o balanço energético possibilita observar as regiões com energia disponível, assim como as que necessitam de energia. Assim, para aproveitar a energia, é construída uma cascata fazendo com que o calor disponível em cada intervalo de temperatura seja transferido ao intervalo imediatamente inferior. A partir da cascata é possível encontrar os valores das utilidades (quente ou fria) e o PEE. A temperatura do PEE será identificada no intervalo de temperatura onde não houver calor sendo transferido. A esta temperatura é somado e subtraído o valor $\Delta T_{min}/2$, já que para a aplicação do algoritmo modificou-se os dados de

temperaturas das correntes, encontrando-se assim as temperaturas quente e frias no PEE.

Um exemplo com quatro correntes de processo será, a seguir, apresentado com o intuito de uma melhor compreensão do método proposto. A tabela 2.2 mostra o conjunto de dados necessário para a aplicação do método

Tabela 2.2 Dados de correntes de processo

Corrente	Mcp (kW/°C)	T_{en} (°C)	T_{sai} (°C)	h (kW.m ⁻² .K ⁻¹)
fria (1)	2	20	135	0,5
quente (2)	3	170	60	0,5
fria (3)	4	80	140	0,5
quente (4)	1,5	150	30	0,5

De posse dos dados das correntes do processo fixa-se o valor de ΔT_{min} , que neste exemplo, será igual a 10 °C. Aplicando-se o método já descrito anteriormente e utilizando-se os dados da tabela 2.2 é possível construir a tabela 2.3.

Tabela 2.3 Aplicação do Algoritmo Tabular

T_{IN} (°C)	Correntes				Intervalo IN	$T_{IN} - T_{IN+1}$ (°C)	$\Sigma Mcp_q - \Sigma Mcp_c$ (kW/°C)	ΔH_{IN} (kW)
165					1	20	3	60
145	↑				2	5	0,5	2,5
140		↑			3	55	-1,5	-82,5
85			↓		4	30	2,5	75
55				↓	5	30	-0,5	-15
25								

A primeira coluna possui os dados de temperaturas das correntes de processo que foram convertidas para a nova escala e dispostas em ordem decrescente. A segunda coluna representa os intervalos de temperatura, nos quais as correntes estão disponíveis. Na terceira coluna tem-se a enumeração dos intervalos de temperatura, e as demais colunas constituem o balanço de energia. Como pode ser observado pela sexta coluna, tem-se intervalos onde a energia está disponível, os intervalos 1, 2 e 4, e intervalos que necessitam

de energia, os intervalos 3 e 5. Assim, para atender as necessidades dos intervalos gera-se uma cascata de energia, mostrada na figura 2.17. Nesta cascata a energia é transferida de um nível de temperatura elevado para os intervalos mais frios.

Observando-se o primeiro fluxo de energia da figura 2.17 percebe-se que as correntes do processo não apresentam energia suficiente para satisfazer suas necessidades térmicas, uma vez que mesmo realizando a transferência de energia tem-se um intervalo onde o saldo de energia é negativo mostrando-se que ele necessita de calor. Assim, a única alternativa é fornecer utilidade quente. Desta forma determina-se o consumo mínimo de utilidade quente e um novo fluxo (nova cascata) de energia é construído, porém agora com um consumo de 20 kW para a utilidade quente. Três informações importantes podem ser obtidas do segundo fluxo: o consumo mínimo de utilidade quente (início do fluxo), o PEE, e o consumo mínimo de utilidade fria (fim do fluxo). O PEE é determinado no intervalo de temperatura onde não há transferência de calor; para o exemplo analisado este ocorre a 85 °C. Uma vez que as temperaturas reais foram deslocadas do valor $\Delta T_{min}/2$, para as correntes quentes e frias, o valor da temperatura no PEE para as correntes quentes torna-se 90 °C e para as correntes frias 80 °C, onde a diferença entre estas duas temperaturas corresponde exatamente ao valor de ΔT_{min} fixado.

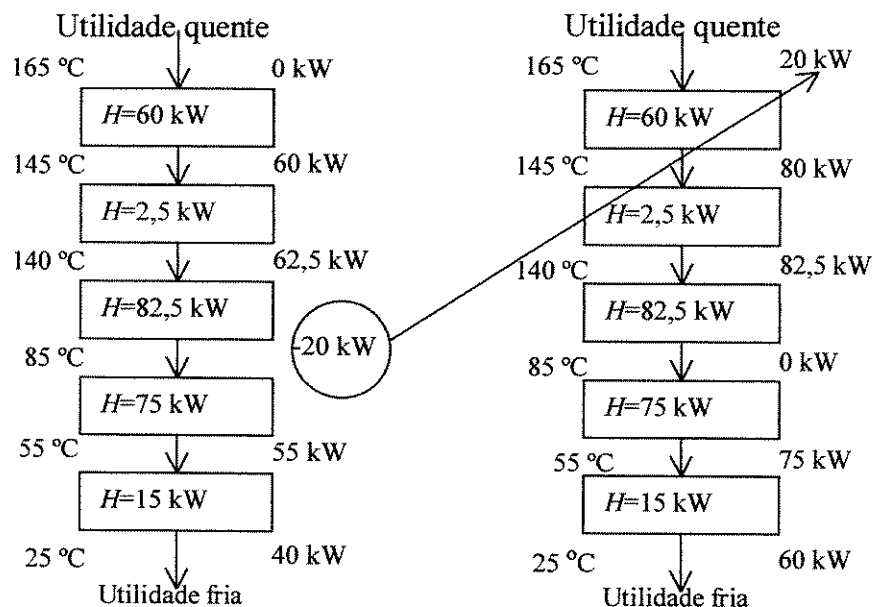


Figura 2.17 Cascata ou fluxo de energia

2.3.2.2 Estimativas da Área Mínima de Troca Térmica e Capital

2.3.2.2.1 Estimativa da Área Mínima por Meio das Curvas Compostas

A construção das curvas compostas, além de fornecer o consumo mínimo de utilidades, também possibilita a estimativa da área mínima de troca térmica. Ambos os dados, o consumo de utilidades e a estimativa de área mínima, estão associados ao ΔT_{min} fixado. Então, variando-se o valor de ΔT_{min} tem-se o consumo de energia e a estimativa de área mínima diferentes. O cálculo da área da rede através da curva composta, utilidades também devem ser incluídas neste tipo de gráfico, uma vez que aquecedores e resfriadores trocam calor com as correntes, e portanto, tem uma área de troca térmica que deve ser computada. A inclusão das utilidades é feita analisando-se a sua posição no processo através da construção de um diagrama conhecido como grande curva composta (GCC). Para se construir a GCC é necessário apenas plotar os dados de temperatura na ordenada e entalpia na abcissa encontrados na cascata de energia. Para o caso apresentado anteriormente, a GCC é construída com dados da tabela 2.4 e representada na figura 2.18.

Tabela 2.4 Dados da GCC

Temperatura (°C)	Entalpia (kW)
165	20
145	80
140	82,5
85	0
55	75
25	60

O diagrama representado na figura 2.18 possibilita a obtenção de um dado muito importante: a magnitude da temperatura para as utilidades que pode ser utilizada para o processo em estudo. Assim, o projetista evita desperdícios, deixando de utilizar utilidades com temperatura muito acima da necessária, e como consequência reduz os custos do processo.

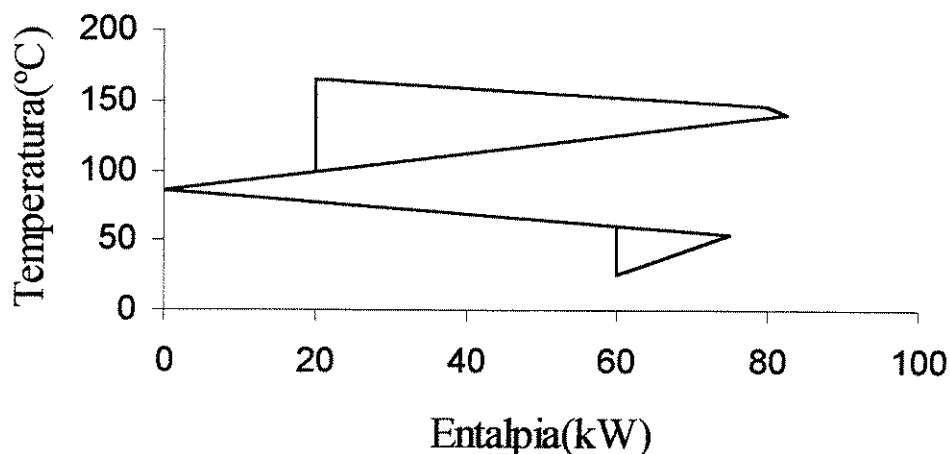


Figura 2.18 Grande curva composta

A análise de diagrama da GCC indica que os dois bicos fechados mostrados na figura 2.18 delimitam regiões sob integração energética, ou seja, se está ocorrendo troca de energia entre as correntes de processo, enquanto as demais regiões atendidas por utilidades. O gráfico mostra na sua parte superior um consumo de utilidade quente de 20 kW e na parte inferior um consumo de 60 kW de utilidade fria. Se o analista tiver disponível vapor saturado em duas condições, um a 200 °C e outro a 150 °C, através do diagrama da GCC ele teria a informação de que o vapor na temperatura mais baixa poderia ser utilizado, uma vez que as correntes que não estão sob integração energética estão disponíveis numa faixa de temperatura que poderia ser atendida por essa utilidade, conforme mostra a figura 2.18. Já a utilidade fria necessária poderia ser água à temperatura ambiente, já que as correntes quentes, que não estão sob integração energética, estão disponíveis numa faixa de temperatura mais elevada.

Conhecendo-se a magnitude das utilidades necessárias, a sua localização na curva composta poderá ser feita e com isso calcular a área mínima de troca térmica. A utilidade quente será representada por uma linha horizontal no diagrama da curva composta, visto que se trata de vapor saturado e não ocorre troca de calor sensível entre ela e as correntes de processo. A área mínima de troca térmica é obtida dividindo-se o diagrama da curva composta em intervalos de entalpia. Os intervalos são obtidos para cada mudança de inclinação nas curvas compostas, conforme mostra a figura 2.19.

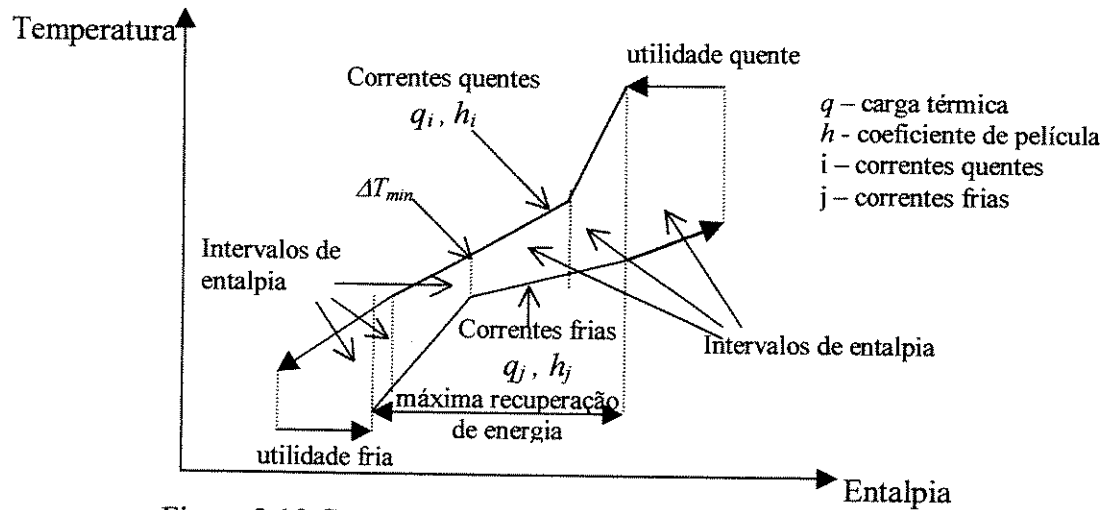


Figura 2.19 Curva composta em intervalos de entalpia

Para cada intervalo da figura 2.19, considera-se que a transferência de calor ocorra de forma vertical. Isso significa que as correntes quentes de cada intervalo só poderão trocar calor com as correntes frias do mesmo intervalo, não sendo permitida a troca de energia entre os intervalos de entalpia. Para o exemplo ilustrativo que foi mostrado, a curva composta está ilustrada conforme a figura 2.20.

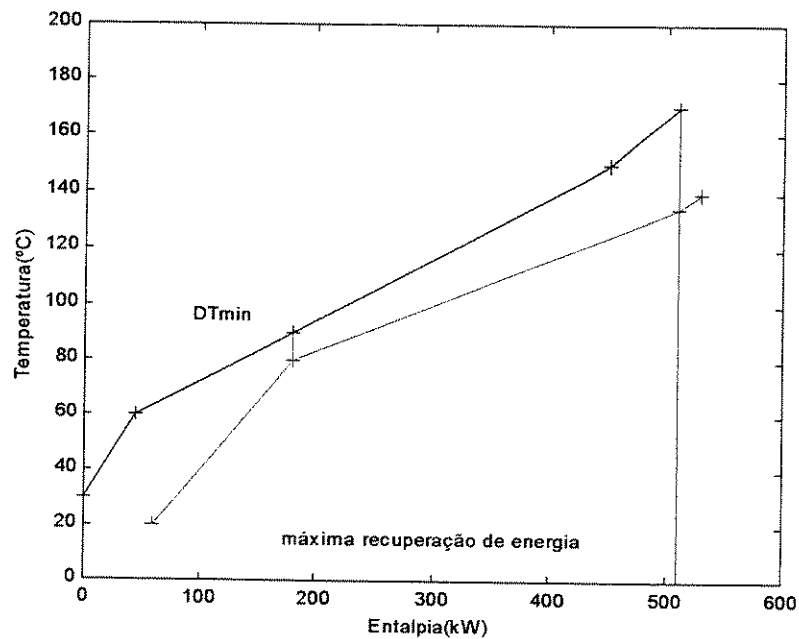


Figura 2.20 curva composta para o exemplo estudado

Como pode ser observado através da figura 2.20, o processo analisado apresentou seis intervalos de entalpia. A utilidade quente é representada pela linha horizontal no

penúltimo intervalo de entalpia e a utilidade fria por água à temperatura ambiente no primeiro e segundo intervalo.

A partir da divisão da curva composta em intervalos de entalpia, Linnhoff *et al* (1982), propuseram uma equação simples para prever a área mínima de troca térmica, que corresponde ao somatório de áreas nos intervalos de entalpia. Esta fórmula é a seguinte:

$$A_{min} = \frac{1}{U} \sum_k^{intervalosK} \frac{Q_k}{\Delta T_{LMTD,k}} \quad (2.1)$$

sendo k , o número do intervalo de entalpia, A_{min} , a área de troca térmica mínima, U , o coeficiente global de transferência de calor, Q_k , a carga térmica no intervalo de entalpia e $\Delta T_{LMTD,k}$, a diferença média logarítmica das temperaturas no intervalo de entalpia

O cálculo de ΔT_{LMTD} para trocadores de calor operando de forma contracorrente pode ser feito a partir da seguinte fórmula:

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (2.2)$$

sendo ΔT_1 , a diferença de temperatura para as correntes à esquerda do trocador, e ΔT_2 a diferença de temperatura para as correntes à direita do trocador, conforme pode ser observado na figura 2.21.

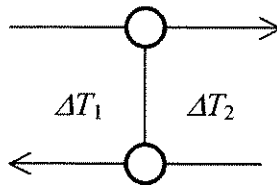


Figura 2.21 Escoamento contracorrente no trocador de calor

Assim, conhecendo-se, para cada intervalo de entalpia k da figura 2.20, a entalpia, as temperaturas e o coeficiente global de transferência de calor é possível estimar a área mínima de troca térmica através da equação (2.1).

Na sequência, com o valor da área mínima determinado, pode-se obter uma estimativa do investimento de capital (investimento fixo) para a integração energética. Para tanto, uma equação de custo em função da área deve ser utilizada. Esta equação, normalmente, tem a seguinte forma:

$$CT = a + b A^c \quad (2.3)$$

sendo CT , o custo do trocador e a , b e c os coeficientes de custo que variam de acordo com o material de construção e o tipo de trocador de calor utilizado.

2.3.2.2.2 Representação da Curva Composta através de Trocadores de Calor

A curva composta quando representada através de trocadores de calor forma uma estrutura em forma de rede, chamada de Estrutura *Spaghetti* por Linnhoff *et al.* (1982), que pode ser construída conforme mostra a figura 2.22. A rede é composta de seções de troca térmica e a cada uma delas corresponde a um determinado intervalo de entalpia no diagrama da curva composta. As temperaturas entre as seções de troca da rede correspondem às temperaturas entre os intervalos de entalpia.

Pode ocorrer que as correntes tenham que ser divididas nas seções da rede, neste caso os trocadores de calor são alocados em paralelo nos ramos de quebra das correntes. Nestes locais, a carga térmica de cada trocador e a capacidade calorífica são escolhidas de forma a manter a mistura na mesma temperatura.

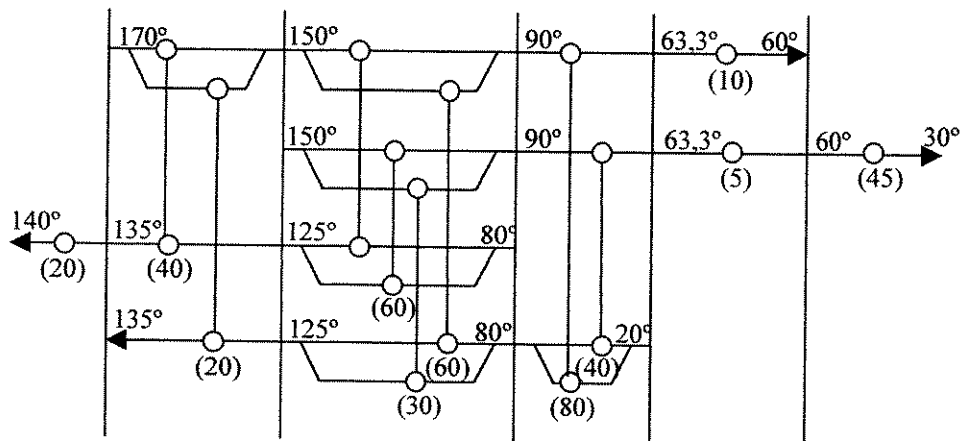


Figura 2.22 Estrutura *Spaghetti* do problema proposto

Conforme pode ser visto na figura 2.22, os números sob os círculos e entre parênteses representam a carga térmica e são expressos em kW e as temperaturas em °C.

2.3.2.3 Síntese da Rede

A síntese da rede de troca térmica com a máxima recuperação de energia é a segunda fase da Análise *Pinch*, também conhecida como *Pinch Design Method*, segundo Linnhoff e Hindmarsh (1983). Esta fase incorpora o ponto de estrangulamento energético (PEE), o qual já foi determinado anteriormente através do Algoritmo Tabular, e em função dele divide-se o problema da integração energética em duas regiões independentes: uma acima e outra abaixo do PEE. A síntese da rede para cada uma das regiões é feita começando-se pelo PEE e caminhando-se no sentido contrário a ele. A escolha das correntes que vão trocar calor devem obedecer a três regras simples:

- número de correntes que saem do PEE deve ser maior ou igual que chega ao PEE;
- os valores das capacidades caloríficas das correntes que saem do PEE devem ser maior ou igual aos das que chegam ao PEE; e
- a diferença entre o somatório das capacidades caloríficas que deixam o PEE e o somatório das correntes que chegam ao PEE não pode ser menor que o somatório da diferença entre as capacidades caloríficas das correntes que trocam calor no PEE.

Caso alguma dessas três regras sejam violadas, há a necessidade de se dividir as correntes para que não haja a violação do ΔT_{min} fixado.

Observando-se esse conjunto de regras, faz-se os cruzamentos que são possíveis e desta forma sintetiza as duas subredes, uma acima e outra abaixo do PEE. Estas subredes são acopladas em uma só rede de forma que garanta a máxima recuperação de energia. Alguns refinamentos posteriores poderão ser feitos com o objetivo de minimizar o seu custo global.

2.3.2.3.1 Regras Heurísticas para a Síntese da Rede

O projeto de uma rede de trocadores de calor deve ter um custo global mínimo, ou seja, deve-se reduzir tanto o custo de energia como o custo de capital. Este último é fortemente influenciado pelo número de trocadores existentes no processo, além disso cada

trocador tem relacionado a si a instalação, tubulações, válvulas, manutenção, mão-de-obra entre outros fatores de custo. A redução do custos de uma rede de trocadores de calor está diretamente ligada à obtenção do menor número possível de unidades de troca térmica.

A utilização de regras heurísticas propostas por Linnhoff *et al.* (1979) possibilita encontrar esse número mínimo possível de trocadores de calor. Este pode ser encontrado através da equação (2.4).

$$TR = n_c + L - S \quad (2.4)$$

sendo TR , o número de unidades de troca térmica na rede, inclusive aquecedores e resfriadores; n_c , o número de correntes, inclusive as utilidades; L , o número de laços de troca térmica na rede (*loops*); e S , o número de problemas (sistemas) independentes na rede.

O laço numa rede de trocadores de calor pode ser definido como trocadores que realizam trocas térmicas entre as mesmas correntes do processo. Estes laços podem ser eliminados, diminuindo o número de unidades de troca térmica. Entretanto, esta eliminação pode significar um aumento no consumo de utilidades ou a violação do $\Delta T_{\min}$ estabelecido, neste caso é o projetista que deve tomar a decisão mais conveniente: reduzir os custos eliminando os trocadores ou aumentar o consumo de utilidades.

O cálculo do número mínimo de trocadores pode ser simplificado modificando-se a equação 2.4. Esta equação pode ser modificada, fazendo-se o número de laços independentes nulo e o número de sistemas igual a um. Assim, a equação 2.4 torna-se:

$$TR = n_c - 1 \quad (2.5)$$

Conforme mostra a equação 2.5, o número de trocadores pode ser determinado conhecendo-se apenas o número de correntes. Esta equação simplificada pode ser aplicada desde que a rede seja assumida como sendo livre de laços independentes e havendo apenas um sistema. Além disso, se o problema não apresenta um PEE ela fornece o número mínimo de unidades, porém se existe o *Pinch* ela deve ser aplicada separadamente em cada lado do *Pinch*, da seguinte forma:

$$TR = (n_{c \text{ acima do Pinch}} - 1) + (n_{c \text{ abaixo do Pinch}} - 1) \quad (2.6)$$

2.3.2.3.2 Representação da Rede

Dentre as diversas alternativas para a representação de uma rede de troca térmica há o diagrama de grade introduzida por Linnhoff *et al.* (1982), no qual as correntes quentes, localizadas na parte superior, são representadas por setas que partem da esquerda para a direita, e as correntes frias, por setas que partem da direita para a esquerda. Cada trocador existente na rede é identificado por uma linha vertical unindo dois círculos localizados nas correntes que trocam calor entre si. Os aquecedores e os resfriadores são representados por círculos na corrente onde ocorre o aquecimento ou o resfriamento.

Um exemplo de diagrama de grade é apresentado pela figura 2.23, onde a linha vertical tracejada indica o PEE. Especificamente, este diagrama é uma síntese da rede para o caso mostrado anteriormente com a aplicação das regras heurísticas.

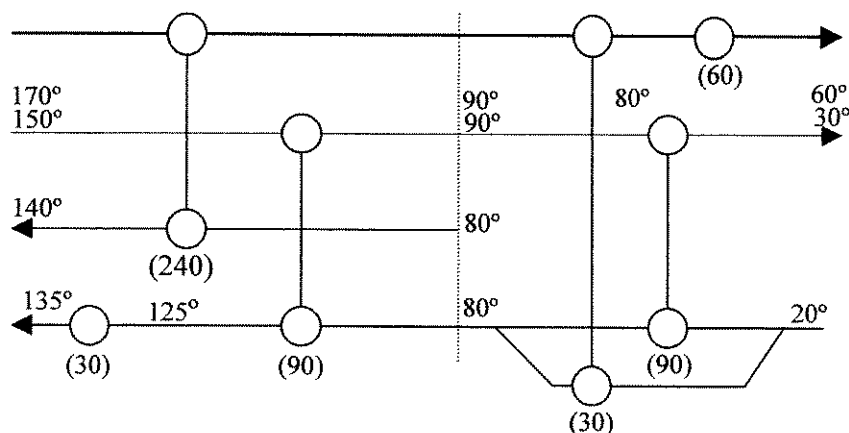


Figura 2.23 Diagrama de grade

A figura 2.23 mostra a rede sintetizada e, com isso, é possível calcular a área de trocadores, inclusive resfriadores e aquecedores, a partir de suas cargas térmicas, coeficientes de película e temperaturas. Com o valor da área determinado, calculam-se os custos dos trocadores de calor.

2.3.2.4 Otimização do ΔT_{min}

O ΔT_{min} é um valor pré-fixado para a construção da curva composta ou para a aplicação do algoritmo tabular a fim de se obter as quantidades mínimas de utilidades e o Ponto de Estrangulamento Energético (*Pinch*). Entretanto, por mais experiente que seja o projetista, dificuldades se apresentam no momento de escolha do valor para o ΔT_{min} ótimo,

pois este valor leva a um custo global mínimo, considerando tanto o custo de energia como o custo de capital. Para facilitar a escolha, uma análise na variação do ΔT_{min} e suas consequências deve ser considerada. A variação no valor ΔT_{min} gera dois comportamentos:

- A diminuição no valor de ΔT_{min} leva a um menor consumo de utilidades, uma vez que as curvas compostas no diagrama T versus H se aproximam uma da outra, no entanto a área de troca térmica tende a aumentar visto que ΔT_{LMTD} diminui.
- O aumento no valor de ΔT_{min} provoca um aumento no consumo de utilidades uma vez que as compostas no diagrama T versus H se distanciam, no entanto a área de troca térmica tende a diminuir visto que ΔT_{LMTD} aumenta.

Desta forma, para se obter um valor de ΔT_{min} ótimo necessita-se fazer um balanço entre a energia, a área e o número mínimo de utilidades, ou seja, deve-se plotar a função custo global anual, obtida pela soma do custo de energia com o custo de capital, sendo este último a combinação do custo referente à área de troca térmica e à variação do número mínimo de unidades, para diversos valores de ΔT_{min} . A partir daí determinar qual valor de ΔT_{min} fornece o custo global mínimo, conforme mostra a figura 2.24.

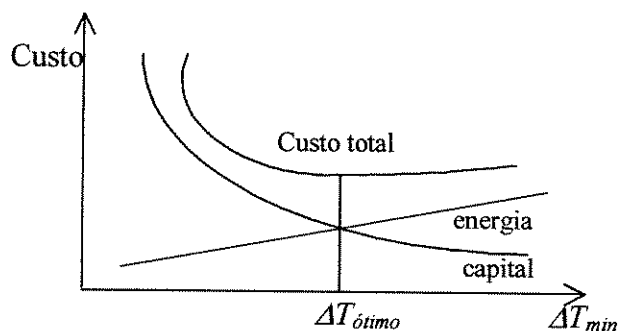


Figura2.24 Diagrama de custo versus ΔT_{min}

A seguir, serão apresentados os principais materiais envolvidos no processo em estudo com a finalidade de facilitar a manipulação de suas propriedades no decorrer do trabalho.

2.4 Caracterização dos Materiais de Processo

Na indústria de processamento de soja, os principais materiais envolvidos no processo e que são os principais objetos de estudo neste trabalho são: o óleo, o solvente hexano, o farelo e a água. A seguir será feita uma breve descrição destes materiais.

2.4.1 O Óleo de Soja

O óleo representa em torno de 20%, em massa, da semente de soja. Este é uma substância insolúvel em água formado predominantemente de glicerídeos, segundo Moretto (1986). O óleo bruto de soja apresenta na sua composição substâncias que podem ser classificadas em dois grandes grupos: os glicerídeos e os não glicerídeos. A seguir mostra-se a composição do óleo cru de soja:

- glicerídeos;
- fosfatídeos;
- matéria insaponificável (esteróis, tocoferóis, esqualenos);
- ácidos graxos livres; e
- traços de metais (ferro, cobre)

Os glicerídeos compõem a maior parte do óleo bruto, cujo valor percentual está na faixa de 95 a 97% em peso do óleo. Eles são formados de ácidos graxos saturados e insaturados, os quais são mostrados na tabela 2.5 com os respectivos valores percentuais médios de suas composições em peso no óleo cru.

Tabela 2.5 Composição dos ácidos graxos no óleo de soja

Componentes	fração	peso molecular	fórmula	ponto de
ácidos saturados	fássica	(g/mol)	molecular	ebulição (°C)
Láurico	0,1	200,32	C ₁₂ H ₂₄ O ₂	91,2
Mirístico	0,2	228,38	C ₁₄ H ₂₈ O ₂	250,0
Palmitico	10,7	256,44	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	351,5
Estearico	3,9	284,48	C ₁₈ H ₃₆ O ₂	232,0
Araquídico	0,2	312,54	C ₂₀ H ₄₀ O ₂	204,0
ácidos insaturados				
Palmitoléico	0,3	254,41	C ₁₆ H ₃₀ O ₂	131,0
Oléico	22,8	282,44	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	288,0
Linoleico	50,8	280,44	C ₁₈ H ₃₂ O ₂	229,2
Linolênico	6,8	278,44	C ₁₈ H ₃₀ O ₂	231,0
Total	95,8	-		-

Fonte: Perkins, E. G., in Handbook of Soybean Oil Processing and Utilization

Como observa-se na tabela 2.5, a percentagem média total de matéria graxa no óleo bruto de soja é de 95,8%, sendo os 4,2% restantes formados pelos não-glicerídeos.

Os dados referentes às propriedades físicas de sementes de soja e seus produtos são escassos na literatura, conforme Perkins (1995). A soja e seus constituintes podem variar sua composição de acordo com fatores tais como a espécie e as condições climáticas. Além disso, a composição do óleo pode variar e as propriedades físicas poderão mudar significativamente conforme as condições de processamento. A tabela 2.6 mostra como o óleo de soja varia com a temperatura.

Tabela 2.6 Massa específica do óleo bruto de soja

temperatura (°C)	massa específica (g/ml)
-10,0	0,9410
0,0	0,9347
10,0	0,9276
25,0	0,9175
40,0	0,9075

O calor específico do óleo bruto de soja varia com temperatura e pode ser calculado pela seguinte expressão:

$$c_{po} = 0,0007 + 0,4402T \quad (2.7)$$

sendo c_{po} o calor específico em cal/g°C e T a temperatura em °C. Esta equação é válida para valores de T seguinte intervalo: $1,2 \leq T \leq 250,5$, conforme Perkins (1995).

O óleo de soja é solúvel em solventes apolares. Vários solventes já foram testados para a extração do óleo de soja, mas o solvente mais utilizado nas indústrias brasileiras é o hexano.

2.4.2 O Hexano

Hexano é o nome do solvente usado comercialmente para extrair o óleo da soja floculada que entra no extrator. Este solvente não é composto pelo n-hexano puro, mas por uma fração de petróleo que consiste principalmente de uma mistura de hidrocarbonetos saturados de seis átomos de carbono. A composição do hexano para extração varia de fornecedor para fornecedor. Normalmente, o componente em maior quantidade é o n-hexano, cuja concentração pode variar de menos que 50% a mais que 90% em volume. O isohexano e o metilciclopentano podem estar presentes em quantidades apreciáveis. As temperaturas normais de ebulição da mistura hexano devem variar do valor mínimo de 65 °C a um valor máximo de 70 °C.

O fornecedor normalmente apresenta as especificações do produto e o consumidor de hexano deve avaliar, no recebimento, se as características estão de acordo com as suas necessidades; pois, o hexano fora das especificações compromete o desempenho da extração, bem como a qualidade do óleo. Por exemplo, a presença de enxofre no solvente pode criar problemas de odor, bem como no refino e na hidrogenação.

O solvente com características desejáveis é aquele que tem uma oferta suficiente e constante, uma baixa toxicidade, uma não-inflamabilidade, uma alta capacidade de solvência, uma fácil separação do material extraído, um ponto de ebulição desejável, um baixo calor específico, um baixo calor latente de vaporização e uma alta estabilidade. Com base nestas características, as principais desvantagens do hexano são alta capacidade inflamável, a sua toxidez e a sua dependência dos fornecedores de petróleo. Estes problemas têm desafiado

continuamente os projetistas e os engenheiros operacionais. As preocupações em promover a segurança e as medidas para reduzir as perdas de hexano têm sido muito efetivas na indústria de processamento de soja nas últimas duas décadas.

O hexano deve ser recuperado e reciclado com um mínimo de perdas. As principais operações e as condições nas quais devem ocorrer a recuperação máxima deste solvente serão descritas posteriormente.

Neste trabalho, o hexano será considerado composto apenas com o n-hexano, pois como já foi relatado, este é o hidrocarboneto com a maior concentração no solvente. O n-hexano, segundo Johnson (1983), tem um peso molecular de 86,17 g/mol, uma massa específica de 0,659 g/cm³, uma temperatura normal de ebulição de 69 °C, um calor latente de vaporização de 79,9 cal/g, uma viscosidade a 20 °C de 0,312 cp, uma solubilidade em água a 25 °C de 0,05 g/L, uma capacidade calorífica no estado líquido de 0,533cal/g°C; e uma capacidade calorífica no estado gasoso, conforme Van Ness (1980), que pode ser calculada pela seguinte expressão:

$$c_{phy} = 6,011 + 106,746 \times 10^{-3}T_{ABS} - 33,363 \times 10^{-6}T_{ABS}^2 \quad (2.8)$$

sendo que a temperatura T_{ABS} está em K e a capacidade calorífica c_{phy} está em cal/mol°C. Nesta equação a temperatura T_{ABS} pode variar de 298 a 1500 K.

O hexano é um solvente levemente solúvel em água e forma com o óleo de soja uma mistura denominada de miscela.

2.4.3 A Miscela

A miscela é uma solução líquida formada pela dissolução completa do óleo de soja no solvente. O processo de dissolução provoca alterações moleculares na estrutura dos componentes que formam a solução, que por sua vez, provocam mudanças energéticas do sistema envolvido.

Segundo Johnson (1983), a dissolução envolve dois processos endotérmicos e um exotérmico. Primeiro, as moléculas do óleo se separam em moléculas isoladas através de um processo endotérmico. A energia envolvida é pequena para as moléculas do óleo de soja que são apolares. As moléculas do óleo separadas podem se dispersar no seio do solvente. Para tanto, é necessária a dissociação das moléculas do solvente visando a acomodação das

moléculas do óleo; esta etapa do processo é também endotérmica e a magnitude da energia envolvida depende do grau de polaridade do solvente e do tamanho das moléculas do óleo. A terceira etapa do processo é exotérmica e se refere à interação das moléculas do óleo com as moléculas do solvente.

A mudança global de entalpia é tanto mais negativa quanto as perdas de energia das interações moleculares, de óleo com óleo e de hexano com hexano, são maiores que a energia ganha na interação molecular do óleo com hexano. Essa variação global de energia é denominada de calor de solução da miscela.

Os calores de solução, muitas vezes, devem ser levados em consideração no balanço de energia quando se trata de problemas de mistura e separação. Caso isso não seja possível, por falta de dados, pequenos erros poderão ocorrer nos resultados obtidos com a resolução do problema.

Nos processos que operam com a miscela ocorrem fenômenos de transportes, tais como escoamentos e transferências de calor, os quais necessitam do conhecimento da viscosidade para proceder os cálculos tanto no projeto como na análise das operações.

Na extração do óleo pelo solvente existem vários fenômenos envolvidos. O mecanismo de transferência é governada pelo fluxo capilar e a taxa do óleo transferido é parcialmente dependente dos valores das viscosidades do solvente e da miscela, segundo Jonhson (1983).

Uma etapa utilizada na separação do óleo do solvente é a evaporação onde ocorre a transferência de calor de um fluido de aquecimento para a miscela. A taxa de transferência de calor depende do coeficiente global de transferência de calor que por sua vez é influenciado pela viscosidade dos fluidos envolvidos. A tabela 2.7 mostra os dados da viscosidade em função da temperatura e da concentração do óleo no solvente.

Tabela 2.7 Viscosidade da solução óleo de soja de soja/hexano

% do solvente no óleo (em massa)	viscosidade (centipoises)			
	0°C	10°C	25°C	40°C
0,00	172,9	99,7	50,09	28,86
11,45	49,03	31,78	18,61	11,95
20,69	21,88	15,40	9,88	6,68
30,80	10,34	7,83	5,43	3,81
39,96	5,69	4,48	3,18	2,44
50,79	3,15	2,57	1,97	1,52
78,39	0,91	0,80	0,67	0,56
84,56	0,72	0,64	0,54	0,46

Fonte: Perkins, E. G., in: Handbook of Soybean Oil Processing and Utilization

2.4.4 O Farelo de Soja

O farelo representa em torno de 70% da semente de soja. Ele forma a parte sólida da semente e é composto com 51% de proteínas, 43% de carboidratos e 6% de cinzas, em massa.

Os carboidratos por sua vez são compostos de monossacarídeo, de oligossacarídeos e de polissacarídeos. O monossacarídeo está presente apenas como traços de glicose; os oligossacarídeos têm composição de aproximadamente 44% e são formados pela sacarose, pela rafinose e pela estaquiose; e os polissacarídeos tem aproximadamente 56% e são formados pela arabinose, pela arabinogalactose e por ácidos polissacarídeos.

As proteínas formam uma parte importante do farelo e o tornam importante do ponto de vista nutricional e comercial. Entretanto, as proteínas de soja contém compostos conhecidos como inibidores tripsina, os quais inibem a digestão das proteínas. Normalmente, a redução dos efeitos destes inibidores é feita através de aquecimento durante o processamento.

2.4.5 A Água

A semente de soja quando vem do campo e chega à fábrica, esta apresenta um teor médio de umidade em torno de 18% em massa. Após a descarga, as sementes são armazenadas e passam por uma preparação adequada até alcançarem a granulometria e teor de umidade necessários para a extração com o solvente.

A semente de soja preparada em flocos entra no extrator com umidade na faixa de 9 a 12% em massa. Essa faixa de concentração é normalmente utilizada porque valores da umidade abaixo de 9% dificultam o movimento do solvente no seio do leito e valores acima de 12% dificultam a atuação do hexano na solubilização do óleo.

Como já foi mencionado anteriormente, o óleo não se solubiliza na água e o hexano se solubiliza levemente. O solvente tem grande afinidade com o óleo, portanto água presente no extrator sai totalmente na torta e a miscela, por sua vez, sai completamente livre de água.

Finalmente, a umidade é fundamental no tratamento do farelo em termos nutricionais e de qualidade.

2.4.6 A Torta

A torta é a outra corrente de material que sai do extrator. Esta é formada pelo farelo, pelo hexano retido, pela água e pelo óleo residual. Após o extrator, a torta vai para uma seção onde deve ocorrer vaporização do hexano e o tratamento do farelo, afim de que se obtenha um produto praticamente livre do solvente e com a qualidade necessária para ser comercializado.

A composição da torta que sai do extrator varia com as condições de operação, mas o aspecto mais relevante na operação em relação a esta composição é o teor de óleo residual que deve ser menor que 1,0% e o teor de hexano que deve estar na faixa de 25 a 30%.

2.6 Conclusões sobre o Capítulo 2

A revisão apresentada neste capítulo permite obter as seguintes conclusões:

- a falta de trabalhos mais abrangentes sobre alguns assuntos, principalmente no que se refere à destilação da miscela e à dessolventização/tostagem do farelo;
- as operações envolvidas no processo de obtenção do óleo e do farelo não podem ser analisadas como as típicas da indústria química;
- nas operações envolvidas, principalmente as de separação, o consumo de energia é elevado justificando estudos mais aprofundados para minimizar este consumo;
- o número de correntes quentes e frias presentes no processo é significativo, as quais devem ser bem integradas energeticamente a fim de reduzir o consumo de utilidades; e
- os materiais envolvidos no processo formam misturas complexas e de composição muito variada.

Nos próximos capítulos as operações de extração, de destilação da miscela e de dessolventização/tostagem serão mais detalhadas com a finalidade de estabelecer os modelos que serão utilizados no desenvolvimento dos simuladores do sistema.

3 OPERAÇÃO DE EXTRAÇÃO DO ÓLEO COM SOLVENTE

3.1 Introdução

A operação de extração é considerada a mais importante operação de todo processo de obtenção de óleo bruto de soja através do solvente hexano. Esta operação ocorre num único aparelho denominado de extrator, onde ocorre o contato do solvente hexano com flocos provenientes da preparação das sementes. Estes flocos entram no extrator com um teor de óleo em torno de 19%, em massa, e normalmente, saem do extrator com um teor de óleo abaixo de 1%, segundo Gimenes (1989).

A análise da operação em estudo pressupõe o cálculo, entre outras grandezas, das concentrações e quantidades de determinados componentes nas correntes que saem dos equipamentos. Este cálculo normalmente é feito mediante a utilização de balanços de massa e de relações de equilíbrio.

A extração do óleo de soja é uma operação que coloca a corrente rica em óleo em contato contra-corrente com a corrente rica em hexano, propiciando a transferência do óleo presente na semente de soja para a corrente rica em hexano. A transferência do óleo pode ocorrer devido à convecção, à difusão molecular ou à difusão turbulenta, Schwartzberg (1982). A transferência pela convecção e difusão turbulenta são mais rápidas quando comparadas com a difusão molecular; e, assim, a difusão no sólido é a etapa que controla o processo de transferência do óleo para o hexano.

A transferência do óleo presente no sólido para a corrente rica em hexano irá ocorrer até que um estado de equilíbrio seja atingido. Abraham (1988) publicou um artigo sobre o equilíbrio que pode ocorrer na operação de extração de óleo com solvente. Segundo o autor, para entender este equilíbrio é necessário avaliar o que ocorre quando o solvente entra em contato com os flocos preparados da semente. O trabalho destaca inicialmente, a necessidade de se conhecer a quantidade de solvente mais óleo retida na parte sólida à medida que a miscela vai sendo drenada durante o tempo entre a carga e a descarga do leito. A relação entre a quantidade retida e o tempo pode ser visto na figura 3.1.

A figura 3.1 mostra que inicialmente a miscela drena rapidamente e à medida que o tempo passa a drenagem reduz sensivelmente, podendo a quantidade retida atingir um valor constante. O óleo e o solvente retidos podem estar dentro das células ou ligados à superfície das lâminas. O tempo para a quantidade retida alcançar um valor constante pode ser considerado um tempo de residência para uma extração num dado estágio. Isto porque ele é o tempo gasto pela miscela para percolar do topo até o fundo do leito, onde ocorre a drenagem. A obtenção da quantidade de hexano e óleo (miscela) retida nas lâminas extraídas é de fundamental importância para o cálculo das concentrações de saída do extrator conhecendo-se o número de estágios do extrator.

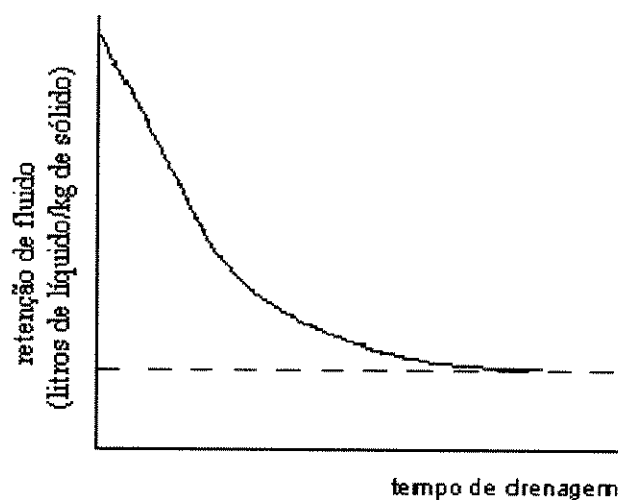


Figura 3.1 Curva do fluido retido na torta em relação ao tempo de drenagem
(fonte: Abraham, 1988)

O segundo destaque neste trabalho, diz respeito à informação sobre a constante de equilíbrio do óleo retido na torta e o óleo na miscela. Segundo esse autor, o valor da constante é praticamente igual à unidade.

Outros autores, tais como Treybal (1981) e Geankoplis (1993) apresentam resultados de equilíbrio para a extração do óleo de soja com hexano semelhantes aos resultados obtidos no trabalho de Abraham.

Como já foi citado, o balanço de massa acoplado às relações de equilíbrio no extrator geram modelos que permitem a determinação dos valores das quantidades de correntes que saem do extrator.

Polon (1997) desenvolveu um trabalho de análise de um extrator industrial do tipo Rotocel utilizando-se nas simulações o modelo matemático desenvolvido por Spaninks e Bruin (1979). O argumento desses autores para a escolha de tal modelo foi, principalmente, a sua relativa independência de dados experimentais em relação aos outros tipos de modelos, além disso o modelo leva em consideração, na sua formulação, as características físicas do equipamento e dos materiais envolvidos. Naquele trabalho, os valores obtidos das correntes de saída do extrator, a partir de simulações foram conforme a tabela 3.1 e estão comparados com os resultados operacionais coletados na COAMO.

Tabela 3.1 Comparação dos Dados da COAMO e os Resultados obtidos por Polon (1997)

seção de extração	COAMO		simulação	
	Concentração do óleo em massa (%)		concentração do óleo em massa (%)	
	fase líquida	fase sólida	fase líquida	fase sólida
entrada	0,00	-	0,00	-
1	0,91	1,00	1,27	1,97
2	1,55	-	5,11	5,79
3	3,5	-	10,72	11,22
4	20,66	-	15,57	15,95
5	24,13	-	18,11	18,39
entrada	-	19,00	-	19,00

Os dados da tabela 3.1 mostram uma diferença significativa nas concentrações do óleo nas correntes de saída do extrator, entre os dados industriais e os dados simulados. Segundo os autores, esta diferença resulta do fato do modelo utilizado na simulação não considerar a retenção do solvente na torta que sai do extrator.

O modelo matemático que se pretende apresentar, a seguir, é baseado no modelo desenvolvido por Spaninks e Bruin (1979a e b) e utilizado por Polon (1997) diferenciando-se deste pela introdução da equação que avalia a taxa de retenção de hexano na torta.

3.2 Modelo Matemático do Extrator

O objetivo desta seção é apresentar um modelo matemático para o Rotocel. Como já mencionado, este extrator é do tipo rotatório, o qual se “aberto” poderá ser representado por uma esteira horizontal plana, assim usou-se geometria retangular como proposto por Spaninks e Bruin (1979 a e b).

O modelo que se propõe nesta seção considera a maioria das hipóteses e todas as equações estabelecidas nos trabalhos de Spaninks e Bruin (1979 a e b) e utilizadas na modelagem para extração de óleo de soja no trabalho de Polon (1997). Porém, o modelagem que será proposta diferencia-se daquela pela introdução de mais uma equação ao modelo do extrator. A equação que será introduzida permitirá o cálculo da quantidade de hexano retida na torta possibilitando, assim, a obtenção de valores mais reais para as correntes de saída do extrator.

A seguir será exposto esse modelo que se baseou nas seguintes hipóteses:

- escoamento é em corrente cruzada e em regime permanente;
- a transferência de massa do soluto para o solvente ocorrerá somente na direção vertical do escoamento do solvente no leito e na direção do movimento do extrator;
- calor de solução é desprezível, portanto, a temperatura do extrator permanece constante durante a extração;
- solvente denominado de *hexano* é composto apenas pelo hidrocarboneto n-hexano;
- equilíbrio entre o óleo nos flocos e o óleo da miscela é atingido;
- a drenagem é perfeita; e
- extrator é completamente vedado, assim não existem perdas de solvente para a atmosfera.

A figura 3.2 representa o escoamento em corrente cruzada em regime permanente numa seção do extrator que se procura analisar. Nela, o material sólido (flocos de soja) é colocado formando-se um leito que se movimenta na direção y . Ao se movimentar nesta direção, o material sólido vai recebendo quantidades de líquido (miscela) a fim de

promover a extração desejada do soluto (óleo); o líquido movimenta junto com o leito na direção y e através dele na direção x até sair no fundo do leito com um teor maior de soluto. Neste processo de extração, a concentração do soluto na fase líquida varia tanto na direção x como na direção y . Ao mesmo tempo, a concentração do soluto na fase sólida varia somente na direção y , pois o material sólido, desde a sua entrada no leito até o seu descarregamento, se movimenta apenas nesta direção.

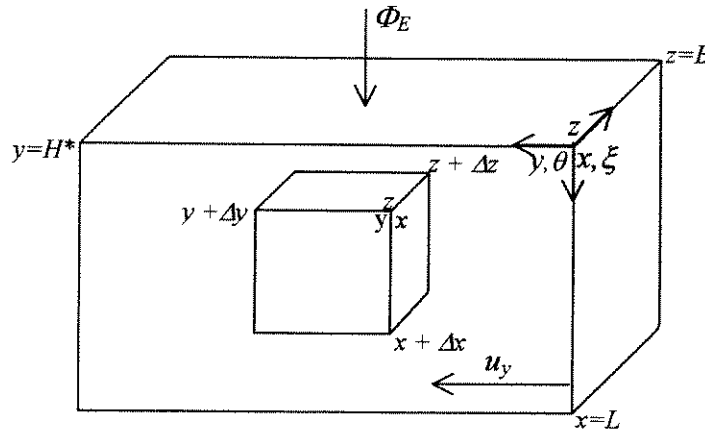


Figura 3.2 Esquema do contato entre as fases líquida e sólida em corrente cruzada

Na figura 3.2, Φ_E é vazão volumétrica de líquido na entrada, x é a distância da entrada do líquido, ξ é distância adimensional da corrente líquida a partir da entrada, y é a distância da corrente sólido a partir da entrada, θ tempo de residência adimensional do sólido, L é a dimensão do extrator na direção do fluxo de líquido, H^* é o comprimento da esteira, B é a largura do extrator, u_b é a velocidade da esteira.

Definidas algumas grandezas envolvidas no problema, o balanço de massa do soluto na fase líquida e na fase sólida, em regime permanente é da seguinte forma:

Balanço de massa do óleo na fase líquida.

O balanço de massa do óleo na fase líquida, no volume de controle formado pelo produto $\Delta x \Delta y \Delta z$, é realizado da seguinte forma:

$$\begin{aligned}
 & (\text{taxa de variação de massa do óleo na direção } y) + \\
 & + (\text{taxa de variação de massa do óleo na direção } x) = \\
 & = (\text{taxa de transferência de massa do óleo da fase sólida para a fase líquida})
 \end{aligned} \tag{3.1}$$

Assim, pode-se escrever:

$$u_x \Delta y \Delta z C' \Big|_x - u_x \Delta y \Delta z C' \Big|_{x+\Delta x} + u_y \Delta z \Delta x \Big|_y - u_y \Delta z \Delta x C' \Big|_{y+\Delta y} = K_{oc} a \Delta z \Delta x \Delta y (C^* - C') \quad (3.2)$$

sendo K_{oc} , o coeficiente de transferência de massa, a a área interfacial, C' a concentração do óleo na fase líquida em massa por volume e C^* a concentração de equilíbrio do óleo na fase líquida em massa por volume.

Dividindo-se todos os termos da equação (3.2) por $\Delta x \Delta y \Delta z$, tem-se a seguinte equação:

$$u_x \frac{C'}{\Delta x} \Big|_x - u_x \frac{C'}{\Delta x} \Big|_{x+\Delta x} + u_y \frac{C'}{\Delta y} \Big|_y - u_y \frac{C'}{\Delta y} \Big|_{y+\Delta y} = K_{oc} a (C^* - C') \quad (3.3)$$

fazendo-se Δx e Δy tender para zero na equação (3.3), tem-se:

$$u_x \left[\lim_{\Delta x \rightarrow 0} \left(\frac{C'}{\Delta x} \Big|_x - \frac{C'}{\Delta x} \Big|_{x+\Delta x} \right) \right] + u_y \left[\lim_{\Delta y \rightarrow 0} \left(\frac{C'}{\Delta y} \Big|_y - \frac{C'}{\Delta y} \Big|_{y+\Delta y} \right) \right] = K_{oc} a (C^* - C') \quad (3.4)$$

a equação (3.4) resulta em:

$$u_x \frac{\partial C'}{\partial x} + u_y \frac{\partial C'}{\partial y} = K_{oc} a (C^* - C') \quad (3.5)$$

para o volume total formado pelo produto BH^*L e fração de vazios do leito h^* , o balanço de massa será:

$$BH^* L u_x \frac{\partial C'}{\partial x} + BH^* L h^* u_y \frac{\partial C'}{\partial y} = K_{oc} a BH^* L (C^* - C') \quad (3.6)$$

sendo S a área da seção transversal do leito perpendicular ao fluxo de sólidos obtida através seguinte produto:

$$S = BL \quad (3.7)$$

Considerando Φ_E a vazão volumétrica da corrente líquida (miscela) sobre o extrator e u_y igual a velocidade da esteira, u_b , tem-se:

$$\Phi_E = BH^* u_x \quad (3.8)$$

substituindo-se as equações (3.7), (3.8) no primeiro membro da equação (3.6), tem-se:

$$\Phi_E L \frac{\partial C'}{\partial x} + SH^* h^* u_b \frac{\partial C'}{\partial y} = K_{oc} a B H^* L (C^{*'} - C') \quad (3.9)$$

dividindo-se todos os termos da equação (3.9) por $H^* L$, tem-se a seguinte equação:

$$\frac{\Phi_E}{H^*} \frac{\partial C'}{\partial x} + \frac{u_b S h^*}{L} \frac{\partial C'}{\partial y} = K_{oc} a B (C^{*'} - C') \quad (3.10)$$

Balanco de massa do óleo na fase sólida

O balanço de massa do óleo na fase sólida, no volume de controle formado pelo produto $\Delta x \Delta y \Delta z$, é realizado da seguinte forma:

$$\begin{aligned} & (\text{taxa de variação de massa do óleo na direção } y) = \\ & - (\text{taxa de transferência de massa do óleo da fase sólida para a fase líquida}) \end{aligned} \quad (3.11)$$

A equação literal (3.11) pode ser expressa da seguinte forma:

$$u_y \Delta z \Delta x \omega' \Big|_y - u_y \Delta z \Delta x \omega' \Big|_{y+\Delta y} = -K_{oc} a \Delta z \Delta x \Delta y (C^{*'} - C') \quad (3.12)$$

sendo ω' a concentração em massa por volume do óleo na fase sólida.

dividindo-se todos os termos da equação (3.12) por $\Delta x \Delta y \Delta z$, tem-se:

$$u_y \frac{C'}{\Delta y} \Big|_y - u_y \frac{C'}{\Delta y} \Big|_{y+\Delta y} = -K_{oc} a (C^{*'} - C') \quad (3.13)$$

fazendo-se Δy tender para zero na equação (3.13), tem-se:

$$u_y \left[\lim_{\Delta y \rightarrow 0} \left(\frac{C'}{\Delta y} \Big|_y - \frac{C'}{\Delta y} \Big|_{y+\Delta y} \right) \right] = K_{oc} a (C^{*'} - C') \quad (3.14)$$

A equação (3.14) resulta em:

$$u_y \frac{\partial C'}{\partial y} = K_{oc} a (C^{*'} - C') \quad (3.15)$$

para o volume total formado pelo produto $BH^* L$ e fração de $(1-h^*)$, o balanço de massa será:

$$BH^* L (1-h^*) \mu_y \frac{\partial C'}{\partial y} = -K_{oc} a BH^* L (C^{*'} - C') \quad (3.16)$$

Substituindo-se a equação (3.7) no primeiro membro da equação (3.16), tem-se:

$$u_b S(1-h^*) H^* \frac{\partial \omega'}{\partial y} = -K_{oc} a B H^* L (C^{*'} - C') \quad (3.17)$$

dividindo-se todos os termos da equação (3.17) por $H^* L$, tem-se:

$$\frac{u_b S(1-h^*)}{L} \frac{\partial \omega'}{\partial y} = -K_{oc} a B (C^{*'} - C') \quad (3.18)$$

Em resumo, o balanço de massa do óleo no extrator pode ser representado pelo sistema formado pelas equações (3.10) e (3.18), mostrado a seguir:

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\Phi_E}{H^*} \frac{\partial C'}{\partial x} + \frac{u_b S h^*}{L} \frac{\partial C'}{\partial y} = K_{oc} a B (C^{*'} - C') \\ \frac{u_b S(1-h^*)}{L} \frac{\partial \omega'}{\partial y} = -K_{oc} a B (C^{*'} - C') \end{array} \right.$$

As condições de contorno adotadas para o sistema formado pelas equações (3.10) e (3.18) são as seguintes:

$$\text{para } y = 0; \omega' = \omega'_o(x); C' = C'_o(x) \quad (3.19)$$

$$\text{para } x = 0; C' = C'_{in}(y) \quad (3.20)$$

sendo C'_{in} é a concentração da fase líquida na entrada, $C'_o(x)$ é o valor inicial da concentração da fase líquida, $\omega'_o(x)$ é valor inicial da concentração na fase sólida.

Como pode ser observado no conjunto de equações (3.10), (3.18), (3.19) e (3.20), estas apresentam na sua estrutura diversos parâmetros geométricos e de transporte. A fim de facilitar a obtenção do máximo de informações através da utilização do número mínimo de dados bem como a despreocupação com a natureza das unidades utilizadas, resolve-se agrupar estes parâmetros com o objetivo de reduzi-los a números adimensionais. Com esse agrupamento, os seguintes parâmetros adimensionais foram assim obtidos:

- Concentração adimensional na fase líquida (C)

$$C = \frac{C' - C'_0}{m \omega'_0 - C'_0} \quad (3.21)$$

sendo m a constante de equilíbrio do óleo.

- Concentração adimensional do óleo na fase sólida de equilíbrio num ponto qualquer (ω)

$$\omega = \frac{m\omega' - C'_0}{m\omega'_0 - C'_0} \quad (3.22)$$

- Número de unidades de transferência ($N_{t,c}$)

$$N_{tc} = \frac{K_{oc}aV}{\Phi_E} \quad (3.23)$$

sendo V , o volume da seção empacotada do extrator.

- Coeficiente de distribuição (D)

$$D = \frac{mh^*}{(1-h^*)} \quad (3.24)$$

- Distância adimensional a partir da entrada do líquido (ξ)

$$\xi = \frac{x}{L} \quad (3.25)$$

- Tempo de residência adimensional a partir da entrada do sólido

$$\theta = \frac{(y/u_b)\Phi_E}{Vh} \quad (3.26)$$

A partir destes parâmetros adimensionais, as equações (3.10) e (3.18) são rearranjadas da seguinte forma:

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} + \frac{\partial C}{\partial \xi} = N_{t,c}(\omega - C) \quad (3.27)$$

$$\frac{\partial \omega}{\partial \theta} = -N_{t,c}D(\omega - C) \quad (3.28)$$

com as seguintes condições de contorno e iniciais:

$$\theta = 0; \omega = \omega_b(\xi); C = C_o(\xi) \quad (3.29)$$

$$\xi = 0; c = c_{in}(\theta) \quad (3.30)$$

O fator $N_{t,c}$ pode ser estimado da seguinte forma: calcula-se o valor de $N_{t,c}$, pela equação (3.23). Nesta equação tem o coeficiente de transferência de massa K_{OC} que se relaciona com os coeficientes k_d e k_C através da seguinte relação, os quais segundo Dwivedi e Upadhyay (1977), podem ser calculados assim:

$$(mK_{OC})^{-1} = k_d^{-1} + (mk_C)^{-1} \quad (3.31)$$

Na equação (3.31), k_d é coeficiente de transferência de massa na fase sólida cujo valor médio sugerido por Spaninks e Bruin (1979 a e b) para o tipo de leito em questão é de $7,0 \times 10^{-7}$ m/s e k_C é o coeficiente de transferência de massa na fase líquida e pode ser calculado pela seguinte equação:

$$k_C = u_s \frac{J_D}{N_{SC}^{2/3}} \quad (3.32)$$

sendo u_s a velocidade superficial do fluido, J_D o fator de transferência de massa e N_{SC} o número de Schmidt.

O valor do número de Schmidt pode ser calculado por:

$$N_{SC} = \frac{\mu}{\rho D_f} \quad (3.33)$$

sendo ρ a densidade e D_f a difusividade molecular.

O valor de J_D pode ser calculado pela seguinte expressão, conforme Dwivedi e Upadhyay (1977):

$$J_D = \frac{0,765}{N_{RE}^{0,82}} h^{*-1} + \frac{0,365}{N_{RE}^{0,386}} h^{*-1} \quad (3.34)$$

sendo h^* a fração de vazios e N_{RE} o número de Reynolds que pode ser calculado pela seguinte equação:

$$N_{RE} = \frac{D_P G_S}{\mu} \quad (3.35)$$

sendo D_P o diâmetro equivalente da partícula, G_S o fluxo de massa superficial e μ a viscosidade.

O valor de G_S pode ser calculado da seguinte forma:

$$G_S = u_s \rho \quad (3.36)$$

A estas equações acopla-se a equação que calcula a quantidade de hexano retida na torta. O ajuste aos dados experimentais publicados por Ritter (1981) e mostrados na figura 3.3 gerou a seguinte equação:

$$R = 1,718879 - 0,2212972 t + 0,0207441 t^2 - 0,00101956 t^3 + 0,0000245 t^4 - 0,0000002 t^5 \quad (3.37)$$

sendo R a taxa de retenção de hexano na torta e t o tempo de drenagem, em minutos.

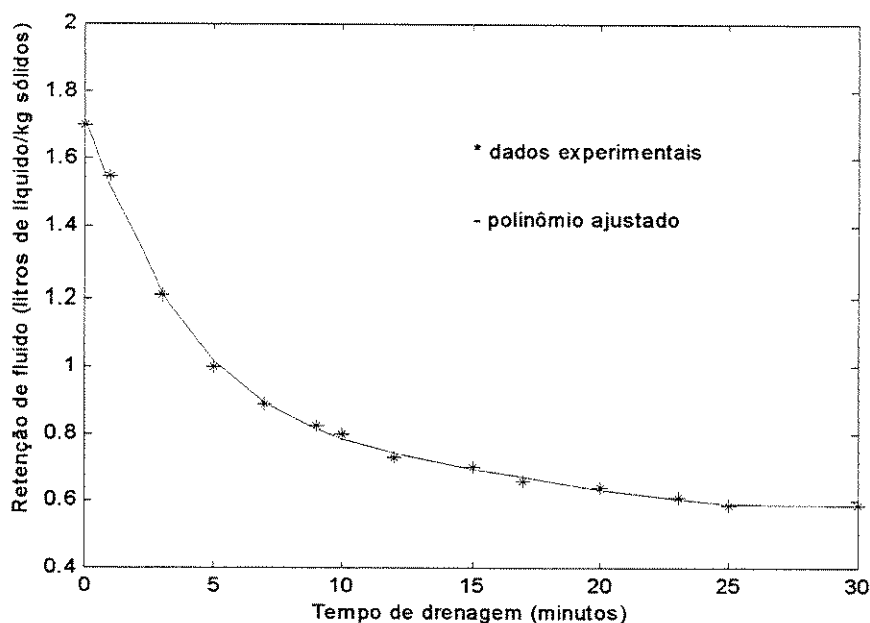


Figura 3.3 Curva de retenção de líquido na torta

Assim como o gráfico ilustrativo da figura 3.1, o gráfico da figura 3.3 mostra a curva da retenção de fluido (litros de líquido/kg de sólidos) em função do tempo de drenagem. Esta curva também mostra que inicialmente a miscela drena rapidamente e à medida que o tempo passa a drenagem reduz consideravelmente, podendo a quantidade retida atingir um valor constante; o óleo e o solvente retidos podem estar dentro das células ou na superfície dos flocos. O tempo para a quantidade retida alcançar um valor constante pode ser considerado um tempo de residência para uma extração num leito formado. Isto porque ele é o tempo gasto pela miscela para percolar do topo até o fundo do leito, onde ocorre a drenagem. A obtenção da quantidade de hexano e óleo (miscela) retidas nos flocos extraídos é de fundamental importância para o cálculo das concentrações de saída, conhecendo-se o número de leitos que se formam no extrator.

A resolução das equações diferenciais pelo método numérico dos volumes finitos em que se obtém valores parciais para as concentrações de saída do extrator; e a segunda etapa será o cálculo da taxa de retenção para, em seguida, utilizá-lo na correção dos valores obtidos pelo uso do método numérico.

Para resolver numericamente as equações diferenciais presentes no modelo proposto pode-se utilizar diversos métodos numéricos existentes na literatura, tais como: método das diferenças finitas, método de elementos finitos, método dos volumes finitos e método das características, entre outros. Neste trabalho, optou-se pelo uso do método dos volumes finitos, uma vez que este método, ao gerar equações aproximadas, realiza um balanço da propriedade em volumes elementares, conforme mostra o ANEXO2. Se o que se busca com o método numérico é a solução da equação diferencial que representa a conservação da propriedade no ponto (infinitesimal), parece lógico que as equações aproximadas (que formam o sistema linear) representem a conservação em volumes elementares (discreto). A depuração de um programa computacional também fica mais fácil quando o analista tem etapas a serem conferidas. Como no método dos volumes finitos os balanços de conservação devem ser satisfeitos em volumes elementares, para qualquer tamanho de malha, todos os princípios de conservação podem ser checados em uma malha bastante grosseira. Ou seja, quase tudo pode ser feito manuseando-se poucos resultados em execuções rápidas no computador. Em outros métodos, pode-se apenas conferir a solução com uma malha refinada, segundo Maliska (1995).

A partir da definição modelagem matemática do extrator e da forma de resolução do sistema de equações envolvidas, passa-se ao processo de simulação do extrator.

3.3 Simulação da Operação de Extração

3.3.1 Introdução

O objetivo principal desta seção é apresentar um procedimento para analisar adequadamente o desempenho da operação de extração do óleo de soja com hexano. Para tanto, será aplicado o modelo desenvolvido, em condições objetivas, a fim de determinar os valores referentes às correntes de saída da (miscela e torta) no que se refere às suas vazões e concentrações. A aplicação do modelo depende das seguintes etapas:

- a fixação dos dados de entrada do processo;
- desenvolvimento do algoritmo para o cálculo das quantidades na saída do extrator; e
- a comparação dos dados calculados com os dados reais de uma indústria da região.

As variáveis que são fixadas na análise do extrator são: o número de leitos dentro do extrator, n , a temperatura de operação, a vazão de entrada de flocos, a vazão do solvente, as dimensões dos flocos, o tempo entre a carga e a descarga de sólidos, as dimensões do extrator, a fração de vazios no leito.

O algoritmo tem a finalidade de obter as concentrações das correntes de saída do extrator a partir de um conjunto de dados de entrada. O diagrama de blocos representativo do algoritmo é conforme a figura 3.4

Os dados reais para a aplicação e comparação do modelo foram coletados na indústria da cooperativa COAMO.

3.3.2 Desenvolvimento do Algoritmo

O algoritmo tem a finalidade de obter as concentrações das correntes de saída do extrator a partir de um conjunto de dados de entrada. O diagrama de blocos representativo do algoritmo está conforme a figura 3.4.

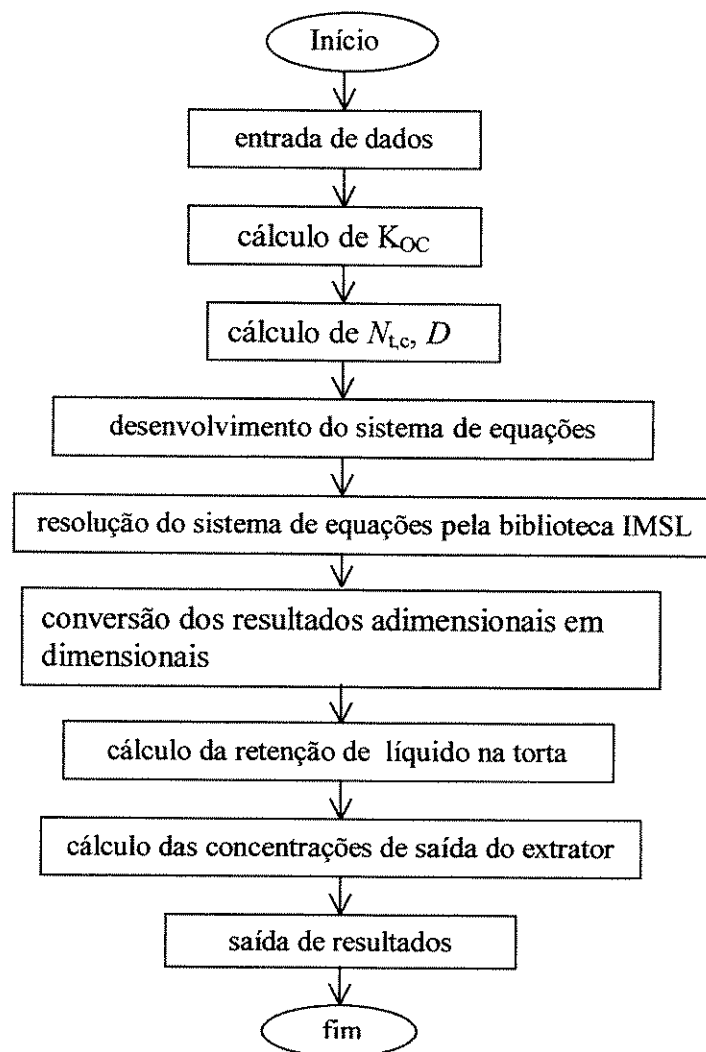


Figura 3.4 Algoritmo geral para simulação do extrator

O esquema da figura 3.4 mostra as etapas gerais para o cálculo dos valores relativos às correntes que saem do extrator e possibilitar a análise da operação de extração.

O algoritmo se inicia com a leitura dos dados de entrada, os quais se referem basicamente àqueles valores considerados fixos na condição de funcionamento do extrator. Esses dados são:

- dados físicos referentes ao equipamento, os quais compreendem: a área da seção transversal ao compartimento que forma o leito de extração e o volume desse compartimento;
- dados físicos dos materiais envolvidos, os quais compreendem: a massa específica e a viscosidade do hexano; a espessura e o diâmetro equivalente dos flocos da semente de soja;

- dados físicos da extração, os quais compreendem: a difusividade molecular, a inclinação da curva de equilíbrio e a fração de vazios do leito.
- dados operacionais, os quais compreendem: o número de estágios de extração, a vazão de hexano, o tempo de extração, a concentração inicial de óleo na fase sólida, a concentração inicial de óleo na fase líquida.

Além desses dados físicos e operacionais é necessário fornecer como entrada ao programa o número de discretizações em cada estágio.

A realização dos cálculos foi através do programa computacional. A partir dos dados de entrada, esse programa estima o valor do coeficiente de transferência de massa, K_{oc} através das equações (3.31) a (3.36); na sequência, calcula-se o número de unidades de transferência, $N_{t,c}$, e o coeficiente de distribuição, D , através das equações (3.23) e (3.24). Em seguida, utilizando-se desses coeficientes calculados, dos números de discretizações em relação ao tempo e ao espaço e as condições de contorno, o programa gera um sistema de equações lineares em forma de matriz do tipo $A'X = B'$, onde A' é a matriz dos coeficientes do sistema linear, X é o vetor do sistema e B' o vetor que contém o lado direito do sistema linear, para a extração em contracorrente. A resolução do sistema é feita através de rotina específica para a solução de problemas lineares presente na biblioteca IMSL da *Microsoft*®. Os resultados obtidos para as concentrações de saída do extrator, nas fases sólida e líquida, são valores adimensionais.

A partir desses valores, das condições de contorno dimensionais e utilizando-se as equações (3.21) e (3.22), determina-se as concentrações em valores dimensionais expressos em fração mássica. Estes valores são, em seguida, ajustados utilizando-se a taxa de retenção calculada pela equação (3.37). Finalmente, o programa fornece os resultados das concentrações de saída em termos de percentagem mássica.

3.3.3 Dados Operacionais e Físicos da Extração

Esta seção mostra os dados físicos e operacionais da extração coletados na indústria da COAMO para o processo de simulação do extrator.

O extrator da COAMO é do tipo Rotocel[®], com esquema semelhante ao já mostrado na figura 2.7. Este opera continuamente em fluxo de contato cruzado e em contracorrente. A sua estrutura é composta de 18 células que recebem os flocos de semente e de 5 estágios de extração definidos pelo número de distribuidores de solvente/miscela; além desses distribuidores, o extrator possui 5 coletores de líquido e, acopladas a estes, as bombas de recirculação de solvente (miscela) que retornam a miscela aos distribuidores. Com isso é possível processar 40 toneladas de soja por hora utilizando 1,2 litros de hexano para cada kg de soja. Esse extrator opera hermeticamente fechado para evitar perdas de hexano e riscos de explosões, dessa forma é possível saber apenas as concentrações da fase sólida no início e no final do seu ciclo operacional; já na fase líquida é possível conhecer as concentrações da miscela por amostras retiradas das 5 bombas de recirculação, bem como a do solvente puro na entrada do extrator.

O extrator opera em escoamento contracorrente, sendo que o solvente puro e a soja em flocos com 19% em massa de óleo são alimentados nas extremidades opostas do equipamento. A corrente líquida rica em solvente (miscela) é distribuída de uma seção para outra através de bombas de recirculação e as lâminas de soja, por sua vez, são transportadas por uma esteira giratória. Com essa maneira de operar do extrator, tem-se o solvente puro extraíndo o óleo das lâminas com menor teor de óleo e as lâminas com maior teor de óleo recebendo a miscela com maior teor de óleo. Além das considerações feitas acima sobre a operação do extrator, tem-se que levar em consideração na sua análise, o seu tempo operacional.

No extrator da COAMO, a miscela sai com uma concentração mássica de óleo no valor de 24,13% e a torta sai com um teor residual de óleo no valor de 1% em massa. Para atingir estas concentrações de saída, o equipamento gastou um tempo de 45 minutos para realizar um ciclo, que corresponde ao tempo decorrido entre a carga e a descarga dos flocos de soja. Devido à dificuldade prática de medir o tempo de drenagem em cada um dos 5 estágios de extração, considerou que esse tempo seja igual em cada estágio. Assim, a obtenção do tempo de drenagem foi da seguinte maneira: dividiu-se o tempo total de ciclo

(45 minutos) pelo número de estágios (5 estágios) resultando em 9 minutos de drenagem por estágio de extração. Os tempos obtidos são utilizados para calcular a taxa de retenção de líquido na torta, conforme a equação (3.37). Além desses dados operacionais, a tabela 3.2 mostra os dados físicos que foram coletados nas condições de operação do extrator da planta da COAMO:

Tabela 3.2 Dados físicos envolvidos na extração da COAMO

área da seção transversal de 1 célula de extração (m ²)	3,94
volume do leito formado numa célula de extração (m ³)	10,24
espessura do floco da semente (m)	$2,50 \times 10^{-4}$
diâmetro equivalente do floco da semente (m)	$1,88 \times 10^{-2}$
fração de vazios do leito formado na célula	0,44
massa específica do hexano (kg/m ³)	662,0
viscosidade do hexano (kg/ms)	$3,50 \times 10^{-4}$
difusividade molecular (m ² /s)	$8,30 \times 10^{-2}$
inclinação da curva de equilíbrio	1,0

Além do conjunto de dados já mencionados, o programa computacional utilizado na solução do problema necessita do número de discretizações em termos do tempo e da posição adimensionais. Neste trabalho, o tempo adimensional varia de 0 a 1 e é dividido de acordo com o número de estágios de extração (5 discretizações) e a posição em 10 partes iguais para cada estágio (10 discretizações).

Os dados apresentados foram utilizados no programa computacional e os resultados obtidos serão discutidos a seguir.

3.3.4 Resultados Obtidos e Discussões

Os dados de entrada são fornecidos a um programa computacional, cujo procedimento de cálculo está de acordo com o algoritmo mostrada na figura 3.4. Os resultados obtidos das concentrações de óleo e de solvente, mais os resultados sem retenção obtidos no trabalho de Polon (1997) além dos dados reais da COAMO estão, respectivamente, nas tabelas 3.3 e 3.4.

Observando a tabela 3.3, verifica-se que as diferenças de concentração na fase líquida e sólida entre o real (COAMO) e os resultados da simulação sem retenção, devem-se ao fato de que o modelo não considerava a retenção de solvente na torta e também não levava em conta o fato do óleo, na superfície das lâminas, ser extraído com mais facilidade do que aquele que se encontra nas regiões mais internas dos flocos.

Comparando os resultados obtidos da extração através do modelo com retenção em relação aos dados obtidos do modelo sem retenção e os dados reais, observa-se que as concentrações finais de óleo nas fases líquida e sólida são mais condizentes com os dados coletados na indústria. Na fase líquida, a concentração de óleo em massa obtida com este trabalho é de 28,61% e na COAMO é de 24,13%, portanto um erro de 18,6%; enquanto que comparando-se o mesmo resultado obtido com a simulação sem a retenção e o valor da COAMO, observa-se um erro de 25%. Pode-se notar também que o teor de óleo residual na torta reduziu passando de 1,97% na simulação sem a retenção para 1,40% na simulação considerando a retenção. Portanto, a retenção de solvente na torta não deve ser desconsiderada. Verifica-se que, com a inclusão da variável retenção no modelo, este gera valores de concentração de óleo na saída do extrator mais próximos do real.

Tabela 3.3 Comparação dos resultados de concentração de óleo (simulados e real)

estágio de extração	COAMO		simulação sem retenção		simulação com retenção	
	concentração de óleo (% massa)		concentração de óleo (% massa)		concentração de óleo (% massa)	
	fase sólida	fase líquida	fase sólida	fase líquida	fase sólida	fase líquida
entrada	19,00		19,00		19,00	
1		24,13	18,39	18,11	13,53	28,61
2		20,66	15,95	15,57	11,46	25,98
3		3,50	11,22	10,72	7,71	20,07
4		1,55	5,79	5,11	3,79	11,13
5	1,00	0,91	1,97	1,27	1,40	2,17
entrada		0,00		0,00		0,00

Na tabela 3.4, verifica-se que em relação à concentração de hexano na torta, os resultados obtidos pela nova proposta foi de 28,75% em massa e o da COAMO foi de 25,40%. Estes se valores situam na faixa entre 25 e 30% em massa previsto pela literatura, conforme Zanetti (1981).

Tabela 3.4 Comparação dos resultados de concentração de solvente (simulados e real)

estágio de extração	COAMO		simulação sem retenção		simulação com retenção	
	concentração de hexano (massa) %		concentração de hexano (% massa)		concentração de hexano (% massa)	
	fase sólida	fase líquida	fase sólida	fase líquida	fase sólida	fase líquida
entrada	0,00	-	0,00	-	0,00	-
1	-	75,87	0,00	81,89	26,42	71,39
2	-	79,34	0,00	84,43	28,14	74,02
3	-	96,50	0,00	85,28	31,26	79,93
4	-	98,45	0,00	94,89	34,52	88,87
5	25,40	99,09	0,00	98,73	28,75	97,83
entrada	-	0,00	-	0,00	-	0,00

Além da análise dos resultados apresentados nas tabelas 3.3 e 3.4, a figura 3.5 mostra que as curvas do perfil de concentração na fase líquida obtida de dados reais e da simulação da nova proposta seguem uma tendência semelhante. Este fato observado demonstra que o modelo aplicado com a inclusão da retenção é mais coerente para simular as condições da operação de extração de óleo de soja. O comportamento destas curvas pode ser explicado, uma vez que na extração real, entre as seções 1 e 2, tem-se uma miscela muito concentrada em óleo extraíndo uma soja em flocos com uma alta porcentagem de óleo, ocorrendo, neste caso, uma extração do óleo através do hexano bastante suave. Entre os estágios de extração 2 e 3 tem-se uma miscela pouco concentrada ainda em contato com uma soja laminada com alto conteúdo de óleo, isto é, um óleo que se encontra mais na superfície das lâminas e de fácil acesso para a miscela, que, por estar pouco concentrada, tem um grande potencial de extração, ocorrendo-se uma extração muito favorável. Observa-se também uma extração suave entre os 3 últimos estágios, isto se dá porque tem-se uma miscela pouco concentrada em contato com a soja em flocos com pouco conteúdo

de óleo portanto com o óleo de difícil acesso para a miscela, pois este óleo se encontra nas regiões mais internas dos flocos.

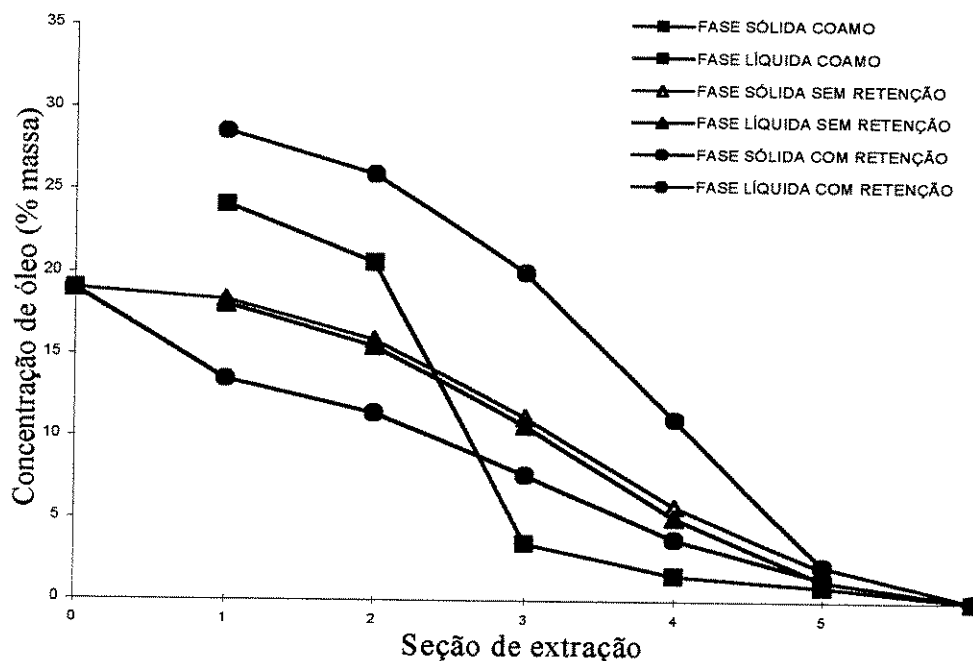


Figura 3.5 Perfil de concentração no extrator

Já o perfil da curva de concentração da nova proposta segue a mesma tendência, com uma extração suave entre as duas primeiras seções e uma extração um pouco mais acentuada entre as 4 últimas seções, isto se deve porque esta nova proposta ainda não leva em conta o fato de que o óleo que se encontra nas regiões mais internas dos flocos ser de mais difícil extração.

3.4 Conclusões sobre a Extração

O objetivo principal deste capítulo foi apresentar uma metodologia para analisar as melhores condições da operação de extração de óleo de soja com solvente. Para tanto, tomou-se o modelo desenvolvido por Spaninks e Bruin (1979 a e b), e usado por Polon (1997), acrescentando-se a ele a retenção de líquido na torta quando ocorre a extração do óleo. Os resultados que foram obtidos mostraram que a introdução da variável referente à

retenção gerou um perfil de concentração diferente em relação ao obtido na proposta apresentada por Polon (1997).

Quando comparado com dados reais, verifica-se que os resultados obtidos neste trabalho aproxima-se mais dos resultados esperados na indústria.

Finalmente, os resultados obtidos com o modelo apresentado neste capítulo mostram que o modelo é coerente e pode ser aplicada na análise da extração do óleo de soja com o solvente hexano.

corrente líquida (miscela) e obter o óleo bruto. Os equipamentos utilizados nesta operação serão descritos, a seguir.

4.1.1 O Evaporador

A evaporação na indústria de obtenção de óleo de soja é normalmente usada para evaporar o hexano puro e concentrar a miscela. Os equipamentos normalmente utilizados são evaporadores verticais, instalados em série, que utilizam vapores saturados como fontes de calor para o aquecimento da miscela até seu ponto de ebulição. Numa indústria típica, parte deste aquecimento é feita aproveitando os vapores saturados que saem da operação de dessolventização/tostagem e a outra parte é feita utilizando-se o vapor d'água saturado proveniente do sistema de utilidades. O evaporador utilizado na indústria para a evaporação da miscela é semelhante ao mostrado na figura 4.2.

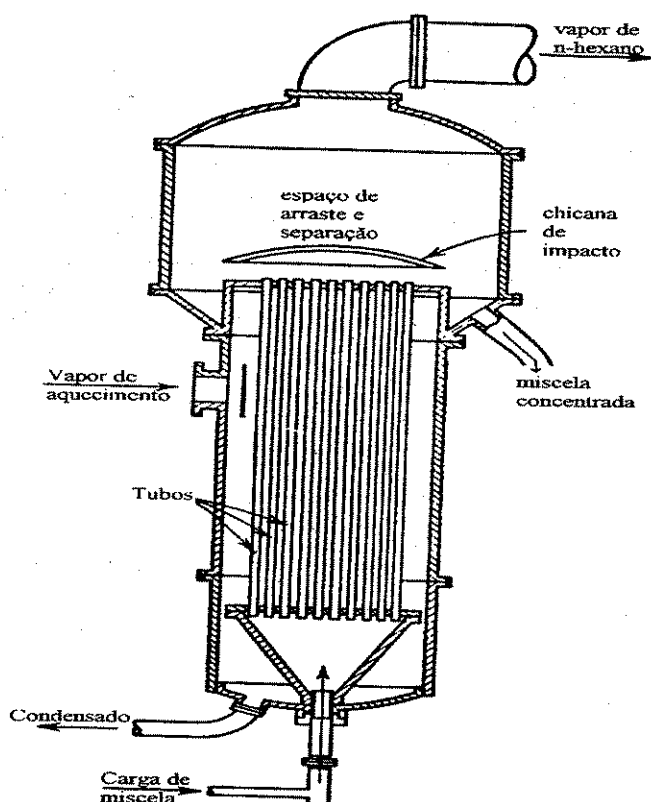


Figura 4.2 Evaporador típico da miscela

Esse evaporador basicamente exerce a função de um trocador de calor, no qual o vapor de aquecimento flui na parte externa dos tubos, no sentido de cima para baixo, e a miscela escoar na parte interna dos tubos, no sentido de baixo para cima. A operação é de forma contínua e à medida que a miscela vai subindo nos tubos esta se aquece até seu ponto de ebulição vaporizando grandes quantidades de hexano. Porém, alguns aspectos operacionais inerentes ao processo podem influenciar no rendimento do processo de evaporação e devem ser mencionados quando se pretende fazer uma análise rigorosa de um sistema de evaporação. Estes aspectos são os seguintes:

- A concentração da miscela: a miscela normalmente chega no evaporador diluída e, portanto, sua viscosidade é baixa conforme tabela 2.7; desta forma, os coeficientes de transferência de calor são elevados. Mas à medida que ocorre o fluxo da mistura nos tubos do evaporador, o solvente vai se evaporando e a solução vai se concentrando tornando-se mais viscosa; esse aumento de viscosidade da solução pode reduzir drasticamente o coeficiente de transferência de calor. Neste caso, turbulência deve ser provocada para manter o coeficiente de transferência de calor em níveis elevados.
- Sensibilidade do óleo a altas temperaturas: como já foi dito, óleo de soja degrada a temperatura elevadas ou com aquecimento prolongado prejudicando, assim, a qualidade do produto para o consumo humano. Para evitar esse problema, os evaporadores na indústria de óleo de soja operam normalmente sob uma pressão abaixo da pressão atmosférica.
- A formação de espumas: O óleo de soja possui alguns ácidos graxos na sua composição que podem formar espuma durante a evaporação. As bolhas formadas na espuma podem acompanhar o vapor e provocar perdas de óleo.
- Pressão e temperatura de operação: O ponto de ebulição da miscela depende da pressão do sistema, como já foi mencionado. Quanto mais elevada a pressão de operação do evaporador mais elevada a temperatura de ebulição. Além disso, quando a concentração da solução aumenta pela evaporação a temperatura de ebulição também aumenta. Este fenômeno denomina-se elevação do ponto de ebulição e será melhor detalhado na seção posteriormente, na seção 4.1.1.

- Incrustações: são depósitos de materiais sobre a superfície de troca térmica. O resultado é que o coeficiente global de transferência de calor diminui e o evaporador deverá ser limpo eventualmente.
- Pressão Hidrostática: a coluna de mistura líquida provoca um efeito no evaporador denominado de carga hidrostática. Este efeito pode gerar um aumento na pressão na interface líquido-vapor. A pressão acrescentada ao líquido faz aumentar a temperatura de ebulição acima do valor necessário para produzir vapores na temperatura de saturação correspondente à pressão da interface líquido-vapor. Com isso, pode ocorrer uma redução no gradiente de temperatura e, conseqüentemente, gerando ineficiências no processo de troca de calor.

Segundo Kern (1980), no evaporador que opera com circulação natural não se pode evitar uma certa perda de eficiência em virtude da carga hidrostática, mas esta perda pode ser minimizada com um bom projeto operacional. Isto facilita o controle da operação pela escolha correta do diâmetro e do comprimento do tubo.

Na análise da operação no evaporador deve-se levar em conta a taxa de transferência de calor do fluido de aquecimento para a solução a ser concentrada. Essa taxa de transferência pode ser calculada pela seguinte expressão:

$$\dot{Q} = UA \Delta T \quad (4.1)$$

sendo $\dot{Q}$ a taxa de calor transferida do fluido quente para a solução fria; U o coeficiente global de transferência de calor; A a área de troca de troca térmica e ΔT a diferença de temperatura entre o fluido e a solução.

O coeficiente global de transferência de calor, U , é um termo que normalmente se compõe de várias parcelas. Num evaporador, segundo Geankoplis (1993), U é composto de uma parcela relativa ao coeficiente de condensação do lado do vapor; de uma parcela relativa à parede cuja resistência é praticamente desprezível devido à alta condutividade do metal; de uma parcela devida à resistência provocada pela incrustação do lado do líquido; e à parcela relativa ao filme do líquido dentro dos tubos.

A determinação do coeficiente global é feita determinando-se cada uma das parcelas através de modelos específicos e que, muitas vezes, geram resultados imprecisos. Isto porque dependem das propriedades da solução, do meio aquecedor e da geometria e tipo da superfície. As propriedades da solução, por sua vez, estão fixadas apenas pela especificação dos respectivos componentes e pelas concentrações, pela pressão local e pelos detalhes do movimento do fluido. Especificação semelhante é necessária para determinar as condições do meio de aquecimento. As condições da superfície de troca térmica incluem a limpeza, a regularidade superficial, e a espessura do metal.

Efetivada as condições para a transferência de calor, a solução entra em ebulição e o solvente puro se vaporiza saindo pelo topo do evaporador. Conforme afirma Blackadder e Nedderman (1982), uma vez que a solução está em ebulição, ela deve estar em contato com o vapor de solvente puro e, assim, não há resistência à transferência de vapor pela interface. Portanto, a transferência de calor no interior do sistema controla o processo de evaporação completamente. Essa transferência de calor é efetuada através de uma superfície que separa o meio aquecedor, em geral vapor condensado, e a solução em ebulição no evaporador. O lado da solução normalmente é construído de maneira que haja uma boa mistura no interior da solução, e assim a composição da solução no interior do evaporador é a mesma da corrente de saída. Um grande espaço para o vapor juntamente com alguns dispositivos são instalados no evaporador para evitar o arraste da solução pelo vapor do solvente.

A quantidade de calor transferida para evaporar uma determinada quantidade de solvente da solução depende da diferença de temperatura entre o meio aquecedor e a temperatura de ebulição da solução. Esta temperatura, por sua vez, depende da quantidade de moléculas do soluto na solução, a qual tem a sua pressão de vapor alterada afetando, assim, o seu ponto de ebulição no equilíbrio. O efeito dessa alteração é a elevação do ponto de ebulição da solução que pode afetar significativamente a operação do evaporador. Assim, é pertinente na análise de um processo de evaporação correlacionar a temperatura de ebulição e a concentração do soluto na solução.

No processo de evaporação, a solução é aquecida numa determinada pressão até entrar em ebulição vaporizando-se o solvente no estado puro e, conseqüentemente, concentrando a solução. Nesse processo estabelece-se o equilíbrio entre a fase líquida e a

fase de vapor. Uma vez que as fases estão em equilíbrio, as seguintes condições devem ocorrer:

- a temperatura da fase de vapor, T_V , é igual a temperatura da fase líquida, T_L ;
- a pressão total na fase de vapor, P_V , é igual a pressão total na fase líquida, P_L ; e
- o potencial químico do solvente na fase de vapor, μ_V , é exatamente igual ao potencial químico do solvente na fase líquida, μ_L .

Além das três hipóteses propostas acima, a fase de vapor é formada pelo solvente puro e o valor da pressão do sistema é tal que o vapor de hexano que sai do evaporador pode ser considerado um gás ideal. Baseando-se nessas hipóteses existe na literatura a descrição matemática do equilíbrio que se estabelece entre o vapor do solvente formado e a solução líquida.

Diversos autores, tais como Castellan (1983) e Sandler (1989) apresentam modelos que descrevem esse equilíbrio que culmina na relação entre a temperatura de ebulição da solução, T , e a concentração do solvente x_h . Neste trabalho, será utilizado o modelo apresentado por Sandler por considerá-lo mais abrangente. Esse modelo é representado pela seguinte equação:

$$\ln(\gamma_h x_h) = \frac{\Delta H_v^w}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_w} \right) + \frac{c_{ph}}{R} \left[1 - \frac{T_w}{T} + \ln \left(\frac{T_w}{T} \right) \right] \quad (4.2)$$

sendo γ_h o coeficiente de atividade do solvente hexano presente na miscela, ΔH_v^w o calor de vaporização do solvente puro na temperatura de saturação, T_w , e na pressão, P do sistema, c_{ph} a capacidade calorífica do hexano e R a constante universal dos gases. O valor de T_w pode ser estimado através da equação de Antoine, conforme Himmelblau (1982). Esta equação é seguinte:

$$T_w = \frac{2697,55}{15,8366 - \ln P} - 224,52 \quad (4.3)$$

sendo T_w expressa em °C e P expressa em mmHg.

A equação (4.1) em conjunto com as equações (4.2) e (4.3) e mais as equações provenientes dos balanços de massa e energia compõem o núcleo da modelagem matemática do evaporador, que será apresentada posteriormente na seção 4.2.

4.1.2 O *stripper*

A outra operação unitária que compõe a destilação da miscela é a operação de *stripping*. Segundo Holland (1975), esta é uma operação que se usa para remover gases relativamente leves da corrente de óleos pesados pelo contato dela com uma corrente de gás relativamente leve como o vapor d'água. O contato entre a corrente de óleo e a corrente gasosa é feito em estágios de forma contracorrente. O equipamento usado para realizar esta operação na planta de extração de óleo de soja é chamado de *stripper* ou de coluna terminadora, conforme mencionado na seção 2.2.2.3.

O *stripper* típico utilizado na indústria de obtenção de óleo bruto de soja pode ser observado através da figura 4.3.

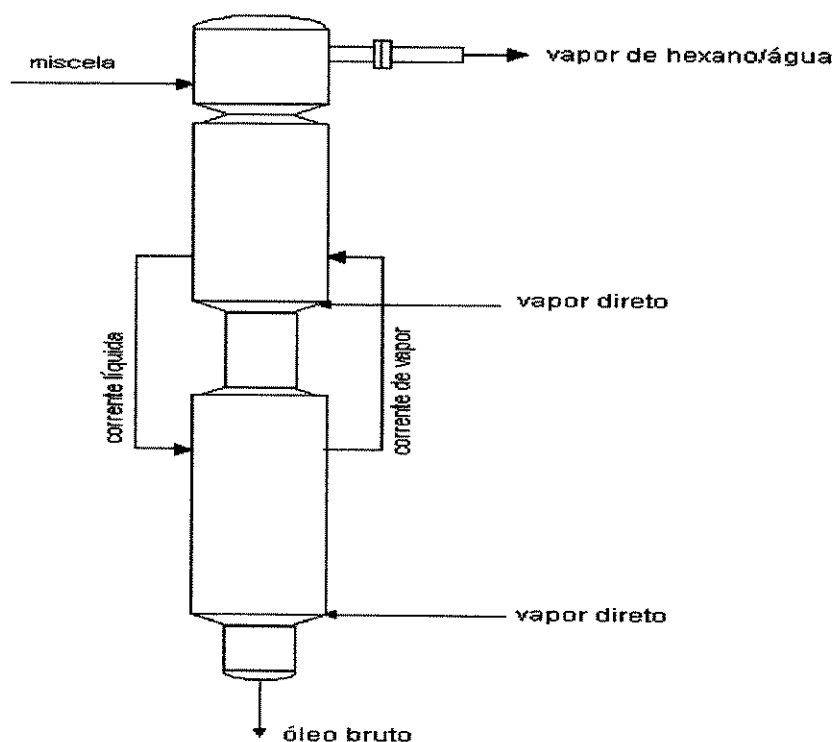


Figura 4.3 esquema do *stripper* típico

O *stripper* utilizado na indústria de obtenção de óleo de soja é uma coluna alta, que tem como objetivo propiciar a separação do óleo de soja do hexano. Para tanto, miscela concentrada em óleo vinda do segundo evaporador entra no topo da coluna, numa temperatura adequada, e faz o contato em contra corrente com o vapor d'água que entra superaquecido em cada estágio da coluna.

O contato da miscela com o vapor no estágio provoca a transferência do hexano da corrente líquida para a corrente de vapor. Essa transferência depende das condições de operação da coluna em termos de temperatura e pressão e das condições de equilíbrio líquido-vapor entre os componentes dentro equipamento.

A temperatura da coluna deve ter um valor alto para contribuir na transferência do hexano da fase líquida para a fase gasosa, bem como evitar ao máximo a condensação do vapor d'água, pois a corrente que sai no fundo da coluna deve ser praticamente isenta de água. Entretanto, a temperatura não deve ser muito elevada (abaixo de 120 °C) para não degradar o óleo, razão pela qual este equipamento opera na indústria de obtenção de óleo de soja sempre com pressões abaixo da pressão atmosférica (300 a 600 mmHg).

O equilíbrio a ser considerado é somente em relação ao hexano presente na fase líquida e na fase vapor, uma vez que se considera que o vapor não se condensa dentro da coluna. E como esta coluna opera sob vácuo, a relação de equilíbrio mais apropriada, segundo Henley (1981), é a seguinte:

$$y_h = \gamma_h (P_h^0/P) x_h \quad (4.4)$$

sendo y_h a fração molar do hexano na fase de vapor, γ_h o coeficiente de atividade do hexano, P_h^0 a pressão de vapor do hexano puro na temperatura do sistema, P é a pressão total do sistema e x_h é a fração molar do hexano na fase líquida.

As equações (4.2) e (4.4) mostram que para se avaliar o equilíbrio líquido-vapor entre os componentes de uma solução com as características da miscela, há a necessidade de se ter disponível o coeficiente de atividade do componente na solução. O ideal seria utilizar este parâmetro a partir de dados experimentais, entretanto, não há esta disponibilidade de informação na literatura para toda a faixa de operação do sistema em estudo. Assim, optou-se por sua previsão, a partir de um modelo teórico bastante utilizado denominado de UNIFAC, o qual está descrito de forma sucinta no Anexo 1.

A seguir será apresentada a modelagem matemática do evaporador.

4.2 Modelo Matemático do Evaporador

Como já foi dito, a miscela é uma mistura do óleo de soja e hexano; sendo que o óleo é considerado o soluto não-volátil e o hexano o solvente volátil.

A operação de evaporação, inserida no processo de obtenção do óleo de soja, tem a função de separar o óleo bruto do hexano. Para ocorrer esta separação a corrente de miscela passa por um evaporador onde recebe calor de uma corrente de fluido de aquecimento; ao receber este calor, a solução entra em ebulição vaporizando o hexano e se concentrando. Entretanto, o hexano é retirado do óleo até um certo valor limite de concentração, a partir do qual a temperatura de ebulição aumenta significativamente e torna-se bastante dispendioso continuar retirando todo hexano da miscela. Além disso, uma temperatura de operação muito elevada pode alterar as características físicas do óleo de soja, tornando-o impróprio para o consumo. A seguir, a figura 4.4, mostra esquema geral das correntes de entrada e saída do evaporador.

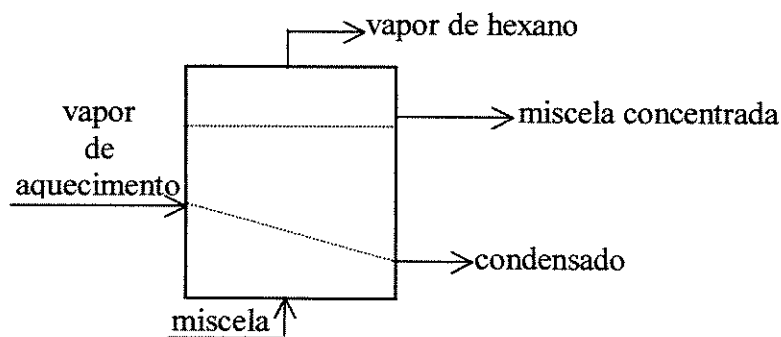


Figura 4.4 Esquema das correntes de entrada e saída do evaporador

A figura 4.4 é uma representação esquemática de um evaporador típico vaporizando o hexano e concentrando a miscela. O fluido de aquecimento entra no evaporador onde se condensa, fornecendo seu calor latente para a miscela em ebulição. A mistura no evaporador deve estar bem homogênea de forma que sua temperatura e composição sejam iguais às da mistura de saída, que se supõe estejam em equilíbrio com o vapor. A pressão de operação do evaporador normalmente é fixada, neste caso, num

determinado valor abaixo da pressão atmosférica, de maneira a se ter um determinado valor baixo para a temperatura de ebulição. Essa condição, conforme Zanetti (1981), é estabelecida a fim de evitar a degradação térmica do óleo bruto de soja. Uma vez que essa degradação influi na qualidade do óleo e, posteriormente, dificulta o seu refino.

A fim de analisar as condições de operação do sistema de evaporação utilizado no processamento do óleo de soja, será proposto, a seguir, um modelo matemático baseado em balanços materiais. Além disso, deverão constar do modelo relações provenientes dos conceitos de equilíbrio e de troca térmica apresentados no capítulo anterior. Cabe ressaltar ainda que o modelo levará em conta as equações para a determinação do coeficiente de atividade do solvente.

A seguir, será apresentado um modelo matemático que tem como objetivo sistematizar os conhecimentos de modo a fornecer as ferramentas básicas para se prever o comportamento de um evaporador em condições diversas, porém não muito distantes dos pontos normais de operação, permitindo simular o efeito dos principais parâmetros da miscela a concentrar e das próprias condições de operação. Além disso, os programas que serão desenvolvidos poderão ser utilizados para determinar as condições mais favoráveis de operação dado um determinado objetivo, por exemplo, a operação de maior separação com menor consumo de energia; simular condições anormais de operação e diagnosticar possíveis problemas nos evaporadores; e auxiliar em projetos mais eficientes de sistemas de evaporação.

É importante ressaltar que a literatura sobre modelagem de evaporação é relativamente extensa. Existe um grande número de textos sobre a modelagem em regime permanente, principalmente para a síntese. Na análise destacam-se o trabalho de Holland (1975), de Chiapetta (1986) e de Heldman (1992). Nesses trabalhos, os equacionamentos no que se refere aos balanços de massa e de energia são semelhantes, o que os diferem é a forma de estimar a temperatura de equilíbrio na ebulição. Para tanto, Holland sugere a utilização de dados experimentais de equilíbrio apresentados na forma de gráficos de Duhring e Chiapetta utiliza equações empíricas o que torna as aplicações destes modelos bastante limitadas; porém mais precisos; já Heldman usa os princípios que envolvem o equilíbrio termodinâmico para prever essa temperatura, embora considerando que os efeitos provenientes da interação entre os componentes da mistura sejam desprezíveis.

O modelo que será desenvolvido, a seguir, leva em consideração os balanços de massa e energia no evaporador, bem como os princípios que envolvem o equilíbrio termodinâmico para prever a temperatura de ebulição da solução, considerando na modelagem os efeitos de interação entre os componentes da mistura (miscela). Neste sentido, como já foi dito na seção 4.1, será introduzido no modelo o coeficiente de atividade, o qual será avaliado utilizando-se o método de contribuição de grupo, o UNIFAC.

A modelagem utilizada neste trabalho está relacionada a evaporadores de efeito simples operando em regime permanente. As relações matemáticas utilizadas na proposição do modelo são aquelas resultantes de balanços materiais e térmicos, dos dados de transmissão de calor e de relações de equilíbrio. Além disso, as seguintes hipóteses serão consideradas:

- as contribuições dos outros processos de transferência têm pequena importância sobre a operação no processo de evaporação, que é completamente controlado pelas taxas de transferência de calor;
- a temperatura e a pressão total da fase vapor são consideradas iguais à temperatura e à pressão total da fase líquida. Esta consideração despreza o efeito da pressão hidrostática, pois devido ao movimento turbulento do líquido dentro do evaporador, não existe método quantitativo preciso para determinação do efeito hidrostático nas análises operacionais do evaporador, conforme Holland (1975);
- o solvente denominado de hexano é composto apenas do hidrocarboneto n-hexano;
- o vapor do hexano que sai do evaporador é puro, na temperatura da solução e na pressão de operação do evaporador;
- as perdas de calor do sistema para as vizinhanças são consideradas inexistentes; e,
- as variações das energias cinética e potencial são desprezíveis.

A Figura 4.5 mostra as correntes e especificações de entrada e de saída do evaporador.

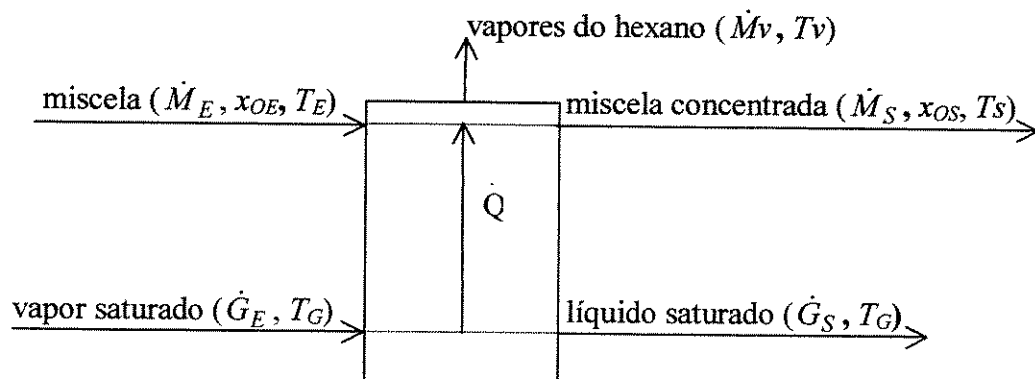


Figura 4.5 Correntes que entram e saem do evaporador e suas especificações sendo:

$\dot{M}_E$: a vazão molar da mistela que entra no evaporador (moles/h)

x_{OE} : a fração molar do óleo que entra no evaporador (moles de óleo/moles de mistela)

T_E : a temperatura da mistela que entra no evaporador ($^{\circ}\text{C}$)

$\dot{G}_E$: a vazão molar do fluido de aquecimento na entrada do evaporador (moles/h)

T_G : a temperatura do fluido de aquecimento na entrada do evaporador ($^{\circ}\text{C}$)

$\dot{M}_S$: a vazão molar da mistela que sai do evaporador (moles/h)

x_{OS} : a fração molar do óleo que sai do evaporador (moles de óleo/moles de mistela)

T_S : a temperatura da mistela na saída do evaporador ($^{\circ}\text{C}$)

$\dot{M}_v$: a vazão molar do hexano que sai do evaporador (moles/h)

T_v : a temperatura do vapor de hexano que sai do evaporador ($^{\circ}\text{C}$)

$\dot{G}_S$: a vazão molar de saída do fluido de aquecimento (moles/h)

$\dot{Q}$: o calor trocado através da superfície de transferência (kcal/h)

Os balanços materiais para os fluxos de hexano e de óleo ou para o fluxo total de massa fornecem duas equações a partir das quais as vazões relativas correspondentes às três correntes pelo lado da miscela podem ser calculadas com o conhecimento das concentrações. Por outro lado, essas equações podem ser utilizadas para calcular as composições se as vazões forem conhecidas.

Balanco de massa global:

$$\dot{M}_E = \dot{M}_S + \dot{M}_V \quad (4.5)$$

Balanco de massa para o óleo:

$$\dot{M}_E x_{OE} = \dot{M}_S x_{OS} \quad (4.6)$$

e

$$x_O + x_h = 1 \quad (4.7)$$

sendo x_O e x_h as frações molares do óleo e o hexano em qualquer ponto do sistema de evaporação.

O balanço de energia deverá relacionar a variação da entalpia no lado da solução à do fluido aquecedor. Essa variação de entalpia é igual ao fluxo térmico através da superfície de transferência de calor. Assim, desprezando-se as perdas de calor, a equação do balanço de energia será a seguinte:

$$\dot{M}_E H_E + \dot{Q} = \dot{M}_S H_S + \dot{M}_V H_V \quad (4.8)$$

sendo H_E e H_S as entalpias da miscela na entrada e na saída do evaporador e H_V a entalpia do vapor do hexano. Elas podem ser calculadas pelas seguintes expressões:

$$H_E = x_{OE} c_{po} (T_E - T_r) + (1 - x_{OE}) c_{ph} (T_E - T_r) \quad (4.9)$$

sendo T_r a temperatura de referência, c_{po} a capacidade calorífica do óleo de soja e c_{ph} e do hexano no estado líquido.

O fluido de aquecimento ao se condensar, parte dele ou integralmente, libera o calor necessário para a evaporação do hexano; este calor pode ser determinado pela seguinte equação:

$$\dot{Q} = \dot{G} \lambda \quad (4.10)$$

sendo λ é o calor latente de vaporização do fluido de aquecimento e $\dot{G}$ a quantidade condensada deste fluido.

A entalpia da solução na saída do evaporador é dada por:

$$H_S = x_{OS} c_{po} (T_S - T_r) + (1 - x_{OS}) c_{ph} (T_S - T_r) \quad (4.11)$$

A entalpia do vapor de hexano que sai do evaporador é dada por:

$$H_V = \Delta H_V^W + c_{phy} (T_V - T_w) \quad (4.12)$$

sendo ΔH_V^W a entalpia de vaporização do hexano puro na pressão do sistema.

Uma vez que, neste trabalho, está-se supondo que as temperaturas T_s e T_v são iguais, ou seja, $T_s = T_v = T$ as equações (4.11) e (4.12) ficam da seguinte forma:

$$H_S = x_{OS} c_{po} (T - T_r) + (1 - x_{OS}) c_{ph} (T - T_r) \quad (4.13)$$

e

$$H_V = \Delta H_V^W + c_{phy} (T - T_w) \quad (4.14)$$

sendo T a temperatura de ebulição da solução na pressão P do evaporador. Como foi visto, esta temperatura depende da concentração da solução e da pressão de operação do evaporador; ela pode ser determinada de várias maneiras, embora a mais exata seja a experimental, conforme Heldman (1992). Quando os dados experimentais não estão disponíveis pode-se utilizar o método estimativo baseado nos princípios do equilíbrio termodinâmico. Portanto, as equações (4.2) e (4.3) serão incorporadas nesta modelagem para o cálculo do valor de T .

Como já foi abordado inicialmente, a velocidade do processo de evaporação é determinada integralmente pela taxa de transferência de calor. O único dado de velocidade necessário envolve a dependência do coeficiente de transferência de calor das condições do sistema; já que o coeficiente é uma função do modelo de evaporador, do grau de deposição e das características físicas dos materiais quentes e frios envolvidos recorre-se a resultados experimentais para determinar o coeficiente de troca térmica obtido em sistemas similares ao invés da sua previsão teórica. Assim, neste trabalho, o valor deste coeficiente será obtido a partir da bibliografia tomando-se como base sistemas similares. Assim, com o valor do coeficiente de troca térmica, obtido desta forma, o fluxo de calor através dos tubos de área,

A , é calculado através da equação (4.1). A diferença de temperatura, ΔT , entre o vapor condensado e a solução em ebulição é calculada da seguinte forma:

$$\Delta T = T_G - T \quad (4.15)$$

sendo T_G a temperatura do vapor de aquecimento e T a temperatura da solução.

Após a apresentação da modelagem referente a operação do evaporador, passa-se à tarefa de simular as condições de operação de um evaporador utilizando-se de dados reais coletados na COAMO.

4.3 Simulação da evaporação da miscela

4.3.1 Introdução

Esta seção visa apresentar um procedimento para analisar adequadamente o desempenho da operação de evaporação da miscela. Evidentemente, nesse procedimento ocorrerá a fixação de algumas variáveis do processo para a determinação de outras variáveis. A meta principal que se deseja é a determinação do nível de separação do óleo que se pretende obter, ou seja, o valor concentração do óleo, x_{OS} , que pode ser alcançado a partir de um conjunto de condições de operação especificado. Neste caso, especifica-se $\dot{M}_E$, x_{OE} , T_E , U e A ; e determina-se $\dot{M}_S$, x_{OS} , $\dot{M}_V$ e T .

4.3.2 Desenvolvimento do algoritmo

Como $\dot{M}_S$ e x_{OS} são incógnitas, o valor de x_{OS} pode ser determinado a partir da equação (4.2) em conjunto com as equações (4.7) e (4.6). Ocorre que a temperatura da solução, T , também é desconhecida, logo um processo iterativo é necessário para resolver o problema. Este processo é proposto em oito etapas conforme apresentado a seguir:

- I. inicializar a temperatura e a fração molar da solução;
- II. calcular o coeficiente de atividade pelo UNIFAC;

- III. calcular as concentrações na saída através das equações (4.2) e (4.7);
- IV. fazer o balanço de massa para obter as vazões pelas equações (4.5) e (4.6);
- V. fazer o balanço térmico para determinar o fluxo de calor através da equação (4.8) em conjunto com as equações (4.9), (4.13) e (4.14);
- VI. a temperatura da solução, T , é calculada a partir do fluxo de calor e dos dados de transferência de calor pela equação (4.15) e (4.1); e
- VII. calcular o consumo de vapor, $\dot{G}$, através da equação (4.10)
- VIII. se necessário, fazer a iteração.

Esta sequência de procedimentos está representada no algoritmo da figura 4.5.

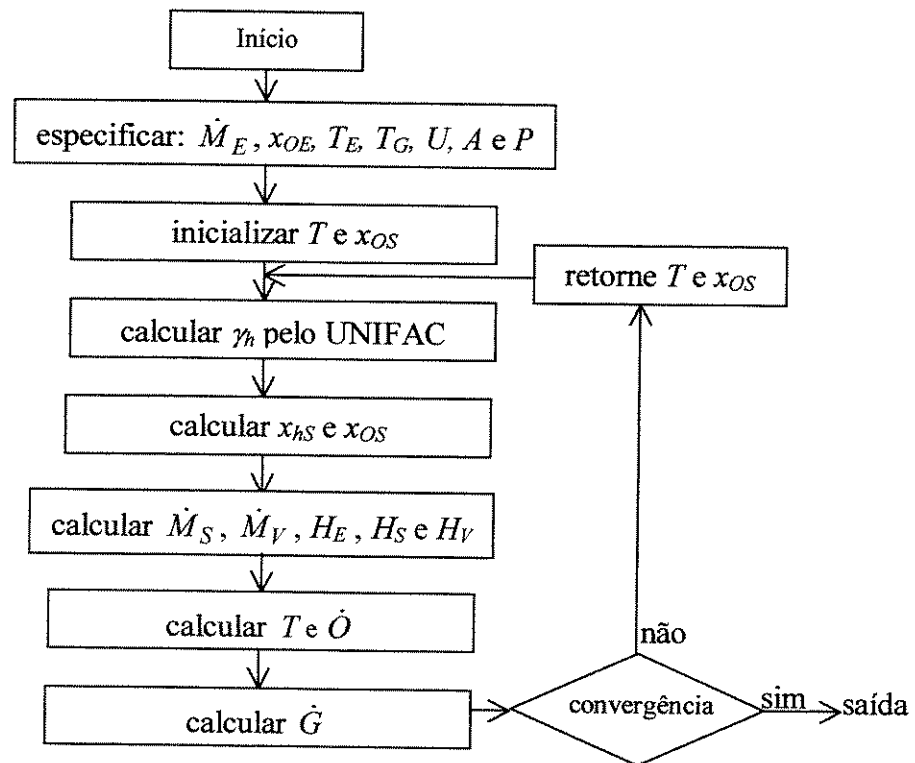


Figura 4.5 Algoritmo para simular a evaporação da miscela

O esquema da figura 4.5 mostra as etapas gerais para o cálculo dos valores relativos às correntes que saem do evaporador e possibilitar a análise de diversas situações de operação do evaporador. Para a realização dos cálculos, um programa computacional em linguagem FORTRAN foi desenvolvido conforme a estrutura apresentada a seguir:

O programa inicia com a leitura dos dados de entrada, os quais se referem basicamente àqueles valores considerados fixos na condição de funcionamento do evaporador. Esses dados são:

- a pressão de operação do sistema, P em mmHg;
- a vazão molar da miscela que entra no evaporador, $\dot{M}_E$ em moles/h;
- a fração molar do óleo na entrada do evaporador, x_{OE} ;
- a temperatura da miscela na entrada do evaporador, T_E em °C;
- a temperatura do fluido de aquecimento no evaporador, T_G em °C;
- a área de troca térmica do evaporador, A em m²; e
- o coeficiente global de transferência de calor, U em kcal/h.m².°C.

Após a entrada de dados o programa realiza uma série de cálculos cujo objetivo é a determinação do grau de separação do hexano do óleo de soja no evaporador. O processo de cálculo se inicia com a suposição de um valor inicial para a temperatura de ebulição, T , e para a concentração da miscela, os quais possibilitam o cálculo do coeficiente de atividade do hexano, γ_h . A partir do coeficiente de atividade, da temperatura e da pressão de operação, o programa realiza o cálculo da concentração molar do hexano na miscela na saída do evaporador. Com este valor determinado, faz-se os balanços de massa e energia e o processo iterativo se for necessário. A convergência do valor de T no processo iterativo apresentado no algoritmo da figura 4.5 é efetuado, no programa, pela sub-rotina CONV. Esta sub-rotina é baseada no método de convergência algébrica de Wegstein, segundo Franks (1972), e tem a função de, quando chamada, comparar o valor de T inicialmente suposto com o valor calculado no programa principal. Se a diferença entre os dois valores for maior do que 0,0001 considera-se que a convergência não foi alcançada e o valor de T calculado retorna ao início do processo de cálculos para se obter um novo valor de T e o processo se repete até atingir a diferença desejada entre valor anterior e o novo valor calculado de T . Caso a diferença entre os dois valores de T seja menor do que 0,0001, considera-se que a convergência foi atingida e este valor de T é o verdadeiro valor para a temperatura de saída da solução. Além disso, para cada par de valores composto pela temperatura e concentração molar da miscela determinados, o programa determina um novo

valor para coeficiente de atividade do hexano, o qual participa do processo de cálculo da concentração da miscela. Encerrado o processo iterativo, o programa principal emite os resultados obtidos.

A saída de resultados compõe-se dos seguintes dados:

- concentração do óleo na saída do evaporador, x_{OS} ;
- temperatura da solução na saída do evaporador, T ;
- o consumo do fluido de aquecimento, $\dot{G}$; e
- as vazões do hexano e da miscela na saída do evaporador, $\dot{M}_v$ e $\dot{M}_s$.

A partir do programa computacional desenvolvido, passa-se ao levantamento de dados reais de uma planta de obtenção de óleo bruto de soja da região, bem como de parâmetros físicos. Esses parâmetros são basicamente o coeficiente global de transferência de calor e o calor latente dos fluidos de aquecimento, os quais dependem, de certa forma, do sistema de fabricação. Os dados operacionais foram levantados da fábrica pertencente à COAMO e os parâmetros físicos da literatura conforme citado anteriormente.

4.3.3 Dados Operacionais dos Evaporadores

O sistema de evaporação de solvente da indústria de óleo da cooperativa COAMO tem uma configuração geral semelhante àquela apresentada na figura 4.1. Ela opera com dois evaporadores em série denominados respectivamente de primeiro evaporador e de segundo evaporador, cuja característica que os diferenciam é a capacidade em termos de área de troca térmica; o primeiro tem 315 m² de e segundo tem 95 m². A miscela com uma concentração em torno de 26% em óleo entra no primeiro evaporador a uma temperatura de 49 °C e recebe calor dos vapores de hexano/água provenientes do dessolventizador-tostador, os quais entram no evaporador a uma temperatura de 71 °C; com isso o hexano evapora-se indo, em seguida, para o condensador e a miscela concentrada em torno de 65%, em massa, de óleo sai a uma temperatura em torno de 50 °C. Em seguida, essa miscela é transportada ao segundo evaporador e, antes de entrar neste, ela recebe uma carga de calor e atinge uma temperatura de aproximadamente 59 °C. Nesse evaporador, a miscela

recebe mais calor proveniente da condensação do vapor d'água saturado a 127 °C; com isso mais uma quantidade de hexano é evaporada e a miscela atinge uma concentração em torno de 98% em massa de óleo.

Um dos parâmetros de grande importância na análise dos evaporadores é o coeficiente global de transferência de calor, U . Neste trabalho, as estimativas dos valores de U para os dois evaporadores são conforme os dados apresentados por Perry e Chilton (1975). Estes autores mostram que o coeficiente global de transferência de calor, para evaporadores verticais de tubos longos, aumenta com o aumento da temperatura para fluidos considerados viscosos; além disso, a tabela 2.6 mostra que a viscosidade da miscela diminui com o aumento da temperatura e esta tendência de queda da viscosidade é mais acentuada nas concentrações mais elevadas em termos de óleo.

Além da observação já mencionada, Perry e Chilton apresentam valores de U em gráficos e tabelas considerando o tipo de evaporador, as faixas de temperatura de operação e, em alguns casos, os tipos de materiais que atuam no processo: como fluido quente e como fluido frio. Levando em consideração, os dados apresentados por estes autores e as características do processo em estudo, tais como tipo de evaporador, as faixas de temperatura e os materiais envolvidos estimou-se os valores do coeficiente global de transferência de calor. O valor estimado de U é igual a 35 Btu/hft²°F (171 kcal/hm²°C) para o primeiro evaporador que opera numa temperatura em torno de 50 °C e igual a 200 Btu/hft²°F (977 kcal/h.m²°C) para o segundo evaporador que opera numa temperatura em torno de 120 °C. Observa-se que o valor de U é bastante influenciado pela temperatura de operação do evaporador, a qual por sua vez influencia a viscosidade, principalmente nas faixas de concentrações mais elevadas, em termos de óleo, como mostra a tabela 2.6.

Além do coeficiente global de transferência de calor, o calor latente dos fluidos quentes ou dos seus componentes devem ser estimados para serem utilizados no cálculo do consumo desses fluidos. Para o primeiro evaporador, deve-se considerar o calor latente liberado como formado de duas parcelas: uma pela condensação de parte do hexano e a outra formada pela condensação de parte do vapor d'água. O valor do calor latente do hexano nas condições que ele sai do DT pode ser considerado como 80 kcal/kg e o calor latente da água como 540 kcal/kg; ponderando estes valores em relação às quantidades de cada um dos componentes, chega-se a um valor estimado para o calor latente da mistura

condensada na ordem de 124 kcal/kg. Para o segundo evaporador, o fluido utilizado é vapor d'água saturado à temperatura de 127 °C, assim o calor latente é de 521 kcal/kg.

A tabela 4.1 apresenta um resumo dos dados operacionais obtidos da indústria de obtenção de óleo de soja da COAMO. Esses dados foram coletados através de visitas à unidade industrial, bem como através de consultas aos boletins de produção num determinado período.

Esses dados da tabela 4.1 serão aplicados ao modelo e, também, serão utilizados na comparação dos resultados obtidos nas simulações.

Tabela 4.1 Dados Operacionais da COAMO

Dados operacionais			
discriminação	símbolo	1º evaporador	2º evaporador
vazão mássica da miscela na entrada	m_E	28240 kg/h	11290 kg/h
vazão mássica da miscela na saída	m_S	11290 kg/h	7490 kg/h
vazão mássica do hexano na saída	m_V	16950,0	3800,0
fração mássica do óleo na entrada	X_{OE}	26%	65%
fração mássica do óleo na saída	X_{OS}	65%	98%
temperatura da miscela na entrada	T_E	49 °C	59 °C
temperatura da miscela na saída	T	50 °C	119,8 °C
temperatura do fluido de aquecimento	T_G	71 °C	127 °C
pressão de operação	P	300 mmHg	300 mmHg
área de troca térmica	A	315 m ²	95 m ²
vazão vapor do DT na entrada do evaporador	G_E	12083 kg/h	-

Os dados de vazão e de concentração presentes na tabela 4.1 estão expressos em unidades de massa, ou seja, da mesma forma como eles são avaliados na indústria da COAMO. No entanto, eles necessitam ser transformados em unidades molares para se tornarem coerentes com as unidades de massa que foram definidas, anteriormente, na modelagem. Para tanto, utiliza-se o peso molecular do solvente como sendo do hexano

puro, que é igual a 86,17 g/mol e o peso molecular do óleo como sendo a média dos pesos moleculares dos ácidos graxos componentes do óleo, ou seja, 265,2 g/mol.

4.3.4 Resultados e Discussões

Os resultados obtidos pelas simulações são apresentados de duas maneiras. A primeira delas apresenta como mais relevante a comparação entre os valores das concentrações e das temperaturas obtidos através do modelo e aqueles coletados na indústria da cooperativa COAMO. A segunda maneira, por sua vez, apresenta os resultados sobre o comportamento de determinadas variáveis proveniente de alterações impostas nas condições de operação do processo em estudo.

4.3.4.1 Comparação entre os Resultados do Modelo e os Operacionais

A tabela 4.2 apresenta os resultados obtidos da concentração, em massa, do óleo na miscela que sai dos evaporadores, da temperatura das correntes na saída dos evaporadores, bem como os consumos do fluido de aquecimento nos dois evaporadores. Além disso, os valores das vazões da miscela e do vapor de hexano que saem dos evaporadores.

Tabela 4.2 Resultados obtidos através do modelo proposto

variáveis	símbolo	1º evaporador	desvio	2º evaporador	desvio
fração mássica do óleo na saída	X_{OS}	64,1%	1,4%	98,8%	0,8%
temperatura da miscela na saída	T	50,1°C	0,2%	119,4°C	0,3%
vazão da miscela na saída	m_S	11459,4 kg/h	1,5%	7424,6 kg/h	0,9%
vazão do hexano na saída	m_V	16780,6 kg/h	1,0%	3865,4 kg/h	1,7%
consumo de vapor	$\dot{G}$	10428,8 kg/h	-	1357,3 kg/h	-

Os resultados mostrados na tabela 4.2 foram obtidos através do modelo desenvolvido após a inserção dos dados de entrada conforme especificado no algoritmo da figura 4.5. A comparação destes resultados com os dados da tabela 4.1 permite observar

alguns aspectos importantes. O primeiro aspecto é que os resultados das concentrações da miscela em óleo obtidos pelo modelo são próximos daqueles coletados na indústria, sendo que a concentração em massa do óleo na miscela foi 1,4% menor no primeiro evaporador e 0,8% maior no segundo evaporador. O segundo aspecto se refere ao fato que a recuperação do hexano foi 1,0% menor no primeiro evaporador e de 1,7% superior no segundo evaporador. O terceiro aspecto diz respeito ao fato de que a temperatura do ponto de ebulição da miscela calculada a partir do modelo apresenta um valor de apenas 0,2% superior ao real no primeiro evaporador e, no segundo evaporador, o valor da temperatura simulada foi de apenas 0,3% inferior ao valor real; portanto, a qualidade do óleo será mantida. Finalmente, os dados simulados mostram que o primeiro evaporador conseguiu condensar 10428,8 kg/h dos vapores provenientes do DT e a parte não condensada de 1654,2 kg/h foi enviada para os condensadores; no segundo evaporador, a quantidade de vapor d'água saturado consumido foi de 34 kg/tonelada de soja processada, valor coerente com os dados industriais como será visto posteriormente.

Como pode-se observar, as comparações entre os dados apresentados nas tabelas 4.1 e 4.2 mostram que, apesar de pequenas, diferenças ocorreram entre as concentrações, as quantidades de hexano recuperadas e as temperaturas de ebulição. Essas diferenças podem ter ocorrido pelos seguintes motivos:

- dificuldades encontradas na estimativa de parâmetros;
- a desconsideração no modelo das perdas de calor do equipamento para o meio ambiente;
- a desconsideração no modelo da carga hidrostática exercida pela solução no evaporador; e
- o calor de solução.

A seguir, apresentar-se-ão simulações, nas quais um determinado número de variáveis do processo, em estudo, permanece constante e outras são alteradas de forma sistemática a fim de verificar o efeito destas alterações no processo de evaporação, bem como a consistência do modelo utilizado.

4.3.4.2 Influência da Temperatura do Vapor de Aquecimento na Concentração de Saída do Evaporador

O objetivo desta seção é verificar os efeitos da temperatura do vapor de aquecimento na concentração de saída do evaporador. Para tanto, incrementos sucessivos foram aplicados na temperatura do vapor saturado que aquece a uma quantidade fixa de miscela no evaporador. Com isto, foi possível verificar o comportamento da concentração, em massa, de óleo na miscela com a temperatura do fluido. Os resultados obtidos estão na figura 4.6.

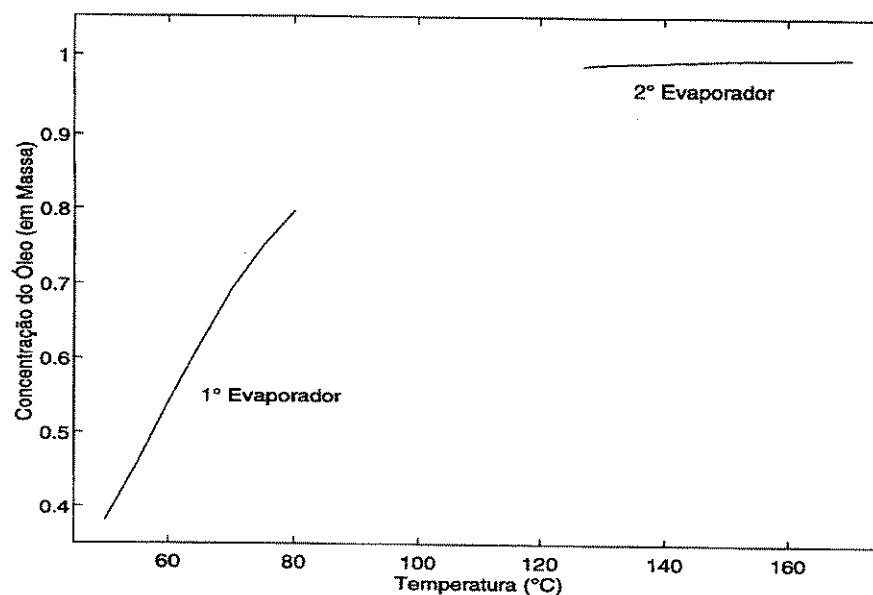


Figura 4.6 Influência da temperatura do vapor de aquecimento na concentração de saída

A figura 4.6 mostra a relação entre a concentração do óleo na saída do evaporador e a temperatura do fluido de aquecimento. O gráfico mostra que a concentração aumenta com a temperatura, porém a variação finita dessa concentração diminui e pode ser observado que é atingido um valor assintótico à medida que a solução vai ficando cada vez mais concentrada. Esta característica da curva demonstra que existe um certo valor da concentração a partir do qual não se recomenda aumentar o valor da temperatura a fim de aumentar o valor da concentração. Ou seja, o caráter assintótico da curva, como já observou

Chiappeta *et al.* (1986), indica a existência de um ponto ótimo no que se refere ao consumo de vapor de aquecimento e, por conseguinte, ao consumo de energia.

4.3.4.3 Influência da Vazão de Alimentação na Concentração de Saída do Evaporador

Este caso visa observar a relação entre a vazão de alimentação da miscela ao evaporador sobre a concentração de saída do evaporador numa dada temperatura do fluido de aquecimento. Para tanto, aumentos sistemáticos foram provocados na vazão de alimentação da miscela que entra no evaporador, para uma temperatura especificada do fluido de aquecimento, afim de verificar o comportamento correspondente da concentração de óleo na miscela na saída do segundo evaporador. Os resultados obtidos com o modelo estão conforme a figura 4.7.

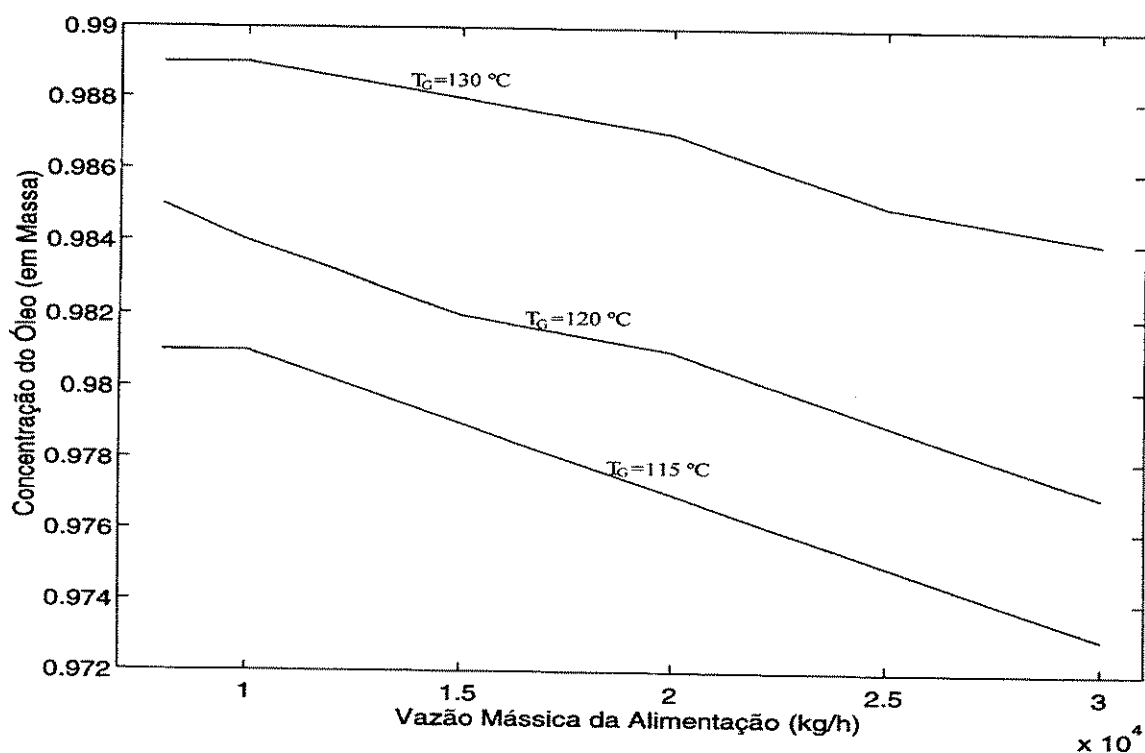


Figura 4.7 Influência da vazão de alimentação e da temperatura de vapor de aquecimento na concentração de saída do segundo evaporador

Como já era de se esperar, observa-se através dos dados plotados na figura 4.7 uma diminuição nos valores da concentração de óleo à medida que se aumenta a vazão de alimentação no evaporador; além disso, o gráfico também mostra os efeitos opostos das alterações efetuadas na vazão de alimentação e na temperatura do fluido de aquecimento sobre a concentração da miscela na saída do segundo evaporador. Assim, o controle dessas duas variáveis é fundamental para que se tenha uma boa recuperação de solvente com economia de energia nos evaporadores.

4.3.4.4 Influência da Temperatura da Alimentação nos Resultados Operacionais dos Evaporadores

Este caso tem como objetivo verificar como se comporta as variáveis de saída dos evaporadores quando se implementa uma variação apenas na temperatura da alimentação de miscela. A tabela 4.3 mostra os resultados obtidos com o modelo.

Tabela 4.3 Influência da temperatura de alimentação na operação dos evaporadores

dados obtidos no primeiro evaporador							
T_E (°C)	40	45	50	55	60	65	70
x_{OS} (em massa)	0,614	0,629	0,644	0,658	0,672	0,685	0,698
T (°C)	48,84	49,50	50,19	50,90	51,68	52,37	53,13
$\dot{G}$ (kg/h)	11035,6	10702,5	10359,4	10007,0	9645,9	9276,4	8899,3
dados obtidos no segundo evaporador							
T_E (°C)	45	50	55	60	65	70	75
x_{OS} (em massa)	0,988	0,988	0,988	0,988	0,989	0,989	0,989
T (°C)	118,32	118,60	118,88	119,16	119,72	120,00	120,28
$\dot{G}$ (kg/h)	1546,5	1496,7	1446,9	1397,1	1297,6	1247,8	1198,0

Como observa-se pela tabela 4.3, o efeito do aumento de T_E na alimentação se mostra mais significativo na redução do consumo de vapores do que na recuperação do solvente. No primeiro evaporador, para uma variação positiva de 30 °C, obteve-se apenas 13,7% de aumento na concentração da miscela em termos de óleo. No entanto, os vapores

do DT reduziram a sua condensação em 24,0%. Esta redução pode não ser benéfica, pois pode sobrecarregar os condensadores da unidade; a temperatura de saída sofreu uma pequena variação, em torno de 4 °C, a qual não altera a qualidade do óleo. No segundo evaporador, o aumento da temperatura de alimentação em 30 °C praticamente não alterou o nível concentração da miscela em termos de óleo; a temperatura de saída aumentou por volta de 2 °C, portanto não influencia na qualidade do óleo; no entanto, houve uma economia em torno de 30% no consumo de vapor d'água nesse evaporador, ou seja, para cada grau de aumento na temperatura de alimentação ocorreu uma economia de 1% no consumo de vapor.

4.3.4.5 Influência da Concentração da Alimentação nos Resultados Operacionais dos Evaporadores

Esta seção tem como objetivo verificar como se comporta o teor de recuperação do hexano, a temperatura da miscela e o consumo de vapor quando ocorrem apenas variações na concentração da miscela que alimenta o evaporador. Os dados foram aplicados ao modelo proposto e os resultados obtidos estão conforme a tabela 4.4.

Tabela 4.4 Influência da concentração de alimentação na operação do evaporador

primeiro evaporador						
x_{OE} (em massa)	0,20	0,22	0,24	0,26	0,28	0,30
x_{OS} (em massa)	0,596	0,612	0,627	0,641	0,654	0,667
T (°C)	48,06	48,74	49,40	50,05	50,70	51,28
$\dot{G}$ (kg/h)	11420,8	11084,0	10753,7	10428,8	10108,9	9817,8
segundo evaporador						
x_{OE} (em massa)	0,54	0,58	0,62	0,66	0,70	0,75
x_{OS} (em massa)	0,988	0,988	0,988	0,988	0,989	0,989
T (°C)	118,22	118,63	119,06	119,49	119,42	120,45
$\dot{G}$ (kg/h)	1564,6	1491,2	1414,7	1338,2	1261,7	1166,1

Os resultados apresentados na tabela 4.4 mostram os efeitos das variações da concentração da alimentação de miscela nas saídas dos evaporadores. Em ambos evaporadores, o efeito mais significativo foi em relação à condensação dos vapores do DT no primeiro evaporador e o consumo de vapor d'água saturado no segundo evaporador; uma variação na concentração de alimentação de 50% no primeiro evaporador promove uma redução na condensação dos vapores do DT de apenas 17,3% e uma variação em torno de 40% na concentração da alimentação no segundo evaporador promove uma economia de vapor da ordem de 28%. O efeito sobre a concentração de óleo na saída do evaporador e, portanto, na recuperação de hexano foi em torno de 11% no primeiro evaporador e praticamente insignificante no segundo evaporador. Nos dois casos houve uma ligeira elevação das temperaturas da miscela, cujos valores não comprometem a qualidade do óleo.

4.3.4.6 Influência da Pressão de Operação nos Resultados Operacionais dos Evaporadores

Esta seção tem como objetivo verificar o efeito da pressão de operação dos evaporadores nos seus resultados operacionais. Para tal, pequenas alterações são efetuadas na pressão de operação (vácuo) dos evaporadores a fim de verificar as mudanças que podem ocorrer na concentração da miscela em termos de óleo, na temperatura da solução e no consumo de vapor. A tabela 4.5 mostra os resultados com o modelo proposto.

Tabela 4.5 Influência da pressão de operação (vácuo) na operação dos evaporadores

primeiro evaporador								
P (mmHg)	200	225	250	275	325	350	375	400
X_{Os} (em massa)	0,784	0,763	0,714	0,680	0,606	0,572	0,539	0,510
T (°C)	48,08	48,30	48,93	49,45	50,67	51,38	52,15	52,93
$\dot{G}$ (kg/h)	11411	11304	10990	10731	10123	9768	9383	8998
segundo evaporador								
P (mmHg)	200	225	250	275	325	350	375	400
X_{Os} (em massa)	0,994	0,993	0,991	0,990	0,987	0,985	0,984	0,982
T (°C)	119,3	119,4	119,4	119,4	119,4	119,4	119,4	119,4
$\dot{G}$ (kg/h)	1364	1363	1360	1359	1356	1354	1352	1350

A tabela 4.5 mostra uma variação de 200 mmHg na pressão dos evaporadores. Estas alterações significativas na pressão de operação (vácuo) provocam mudanças significativas nas variáveis analisadas apenas no primeiro evaporador onde a concentração do hexano ainda é elevada. No segundo evaporador onde o teor de hexano é baixo, as alterações na pressão provocam mudanças praticamente insignificantes na concentração, em massa, de óleo da miscela, na temperatura da solução e no consumo de vapor.

4.3.4.7 Comparação entre os Resultados Obtidos Considerando a Miscela como Solução Real e Ideal

Esta seção tem como objetivo mostrar a comparação entre os resultados obtidos na saída dos evaporadores quando se considera a solução da miscela, a ser concentrada em óleo, como uma solução real e como uma solução ideal. Os resultados obtidos no dois casos, através do modelo, estão conforme a tabela 4.6.

Tabela 4.6 Comparação entre os resultados de saída da miscela como solução real e ideal

Resultados obtidos						
Evaporadores	1º evaporador				2º evaporador	
	simulado real	simulado ideal	desvio	simulado real	simulado ideal	desvio
fração mássica de óleo (%)	64,1	55,6	13,3%	98,8	98,7	0,1%
temperatura da miscela (°C)	50,1	51,8	1,4%	119,4	119,4	0,0%
vazão da miscela (kg/h)	11459	13215	15,3%	7424	7446	0,3%
vazão do hexano (kg/h)	16781	15025	10,5%	3865	3843	0,6%
consumo de vapor (kg/h)	10429	9573	8,2%	1357	1353	0,3%

A comparação entre os resultados simulados, para a solução real e ideal, da tabela 4.6 possibilita verificar uma significativa alteração nos valores das variáveis de saída no primeiro evaporador, principalmente, no que se refere à concentração de saída da miscela, à vazão de miscela, a vazão de hexano e consumo de vapor. Isto pode ser observado através dos desvios apresentados com exceção da temperatura de saída que apresenta resultados muito próximos. Já uma análise comparativa nos resultados obtidos para o segundo

evaporador mostra que praticamente não se observa diferença nos resultados quando se considera uma solução real e uma solução ideal. Especificamente, pode-se observar, nesta análise, que a diferença nos valores da concentração da miscela, em óleo, foi bem superior no primeiro evaporador relativamente ao segundo evaporador. Essa diferença está coerente uma vez que a tendência de evaporação é mais acentuada, em situações onde as concentrações do hexano na solução são mais elevadas.

Além dos dados apresentados na tabela 4.6, foi construída, através de dados simulados, uma curva que mostra o desvio da idealidade do hexano na solução formada com o óleo de soja. A figura 4.8 mostra a curva na diagonal representando a condição considerada ideal de equilíbrio e a outra representa a condição real de equilíbrio, entre o hexano e o óleo de soja. Esta configuração é fundamental na escolha da operação de *stripping* que deverá separar o restante do hexano presente no óleo, conforme apresentado no trabalho de Cusack (1998).

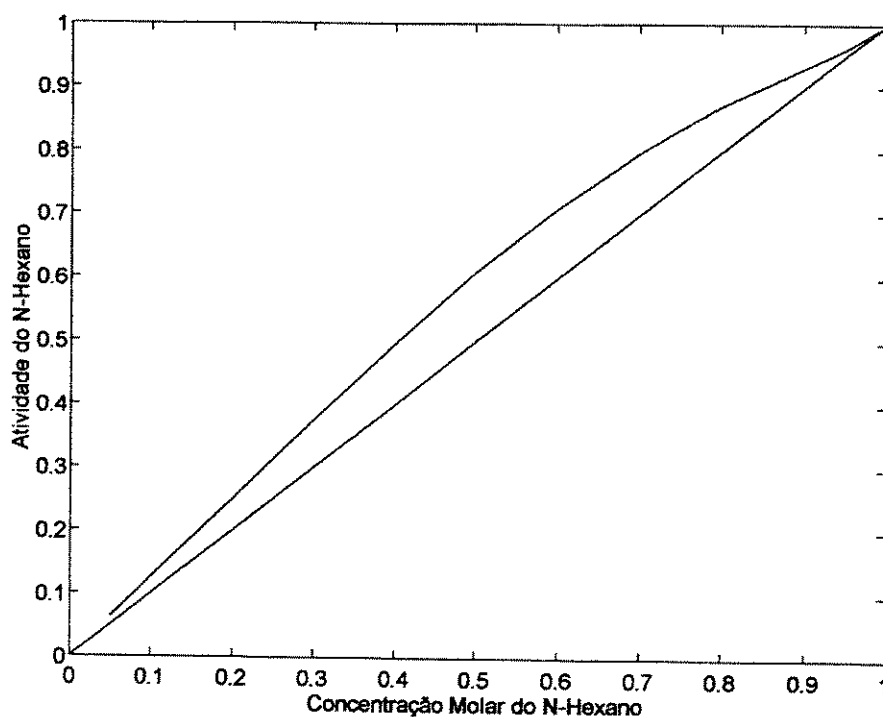


Figura 4.8- Desvio da idealidade da solução de óleo de soja /hexano

4.4 Conclusões sobre a Evaporação da Miscela

O objetivo desta parte do capítulo foi apresentar um modelo capaz de analisar as condições de operação dos evaporadores na tarefa de separar o óleo de soja do hexano. As melhores condições se referem, principalmente, à economia de energia e à melhoria na recuperação de hexano.

Assim, desenvolveu-se um modelo matemático baseado em balanço material, balanço de energia e equilíbrio termodinâmico. A partir desse modelo matemático proposto, um programa computacional foi desenvolvido, em linguagem FORTRAN, afim de que facilitasse a simulação de várias situações requeridas pela análise do processo.

Com o esboço teórico do sistema de análise pronto, passou-se à sua aplicação prática com dados industriais visando obter a confirmação da sua viabilidade como ferramenta para a otimização operacional dos evaporadores, assim como permitir melhor visualização de suas limitações.

Os resultados obtidos na aplicação foram analisados, e mostraram que o modelo proposto é bastante coerente e pode ser perfeitamente utilizado como ferramenta no processo de análise e otimização da operação de evaporação do hexano presente na miscela. Essa constatação pode ser confirmada uma vez que o nível de recuperação de óleo previsto pelo modelo se equipara àquele obtido na prática industrial; além disso, outros resultados obtidos por simulações, nas quais determinadas variáveis foram mantidas constantes e outras foram alteradas, se mostraram bastante coerentes com a realidade. No entanto, alguns pequenos desvios foram observados em relação, principalmente, à concentração de saída da miscela prevista pelo modelo e à concentração real; isto pode ser devido a fatores não previsto no modelo como o calor de solução e as perdas de calor para o meio ambiente.

Finalmente, pode-se destacar que o objetivo desta seção foi alcançado pois o modelo mostrou, através das simulações, que é possível encontrar o ponto onde se deve operar os evaporadores, para se ter uma recuperação máxima de hexano com o consumo mínimo de energia. Além disso, os seguintes aspectos puderam ser confirmados através dos resultados obtidos:

- a miscela não pode ser considerada como solução ideal e, sim real, nas suas relações de equilíbrio; e

- através da figura 4.8 foi possível detectar o acerto dos projetistas na escolha da operação de *stripping* para prosseguir a separação da pequena parte de hexano que ainda restou após a evaporação.

O modelo para a separação do hexano do óleo de soja através do *stripper* será apresentada a seguir.

4.5 Modelo Matemático do *Stripper*

Esta seção tem como objetivo propor um modelo matemático que possibilite simular a operação de *stripping* visando estabelecer as condições de operação ótimas ou mais favoráveis em termos da recuperação do solvente e da economia de energia.

Como já foi mencionado na seção anterior, não é viável separar todo hexano do óleo de soja no processo de vaporização. Com isso, a mistura de óleo de soja/hexano sai dos evaporadores com uma pequena quantidade de hexano que necessita ser separada afim de recuperar ao máximo este solvente e obter um óleo bruto de boa qualidade. A operação típica para realizar esta tarefa é o *stripping*. Nesta operação ocorre o contato permanente e direto entre a miscela concentrada e o vapor d'água que, sob determinadas condições, propicia a transferência do hexano para o vapor. A figura 4.9 mostra o esquema do *stripper* que se pretende modelar com as correntes de entrada e de saída.

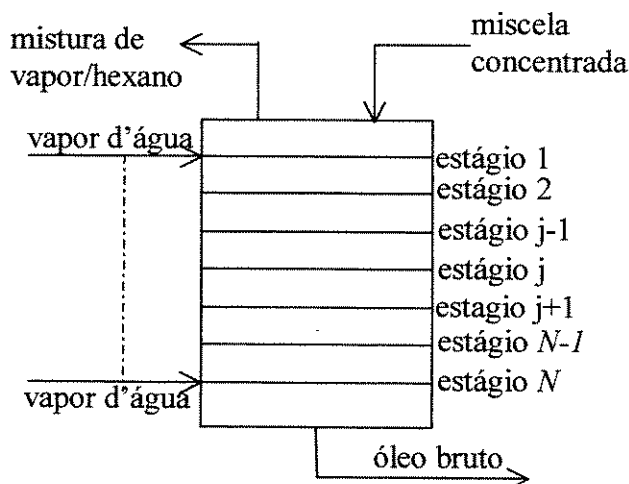


Figura 4.9 Esquema geral do *stripper* na separação óleo de soja/hexano

A figura 4.9 mostra o *stripper* como uma coluna dividida em estágios onde o vapor entra em contato direto com a miscela concentrada, arrastando, assim, o hexano formando-se uma corrente de gases que sai no topo e vai diretamente para um condensador; no fundo da coluna sai a corrente de óleo bruto praticamente livre do solvente que é bombeada para o secador de óleo. O vapor direto é injetado de maneira uniforme na parte inferior, normalmente em cada estágio, fluindo desta forma em contracorrente com a miscela. Este tipo de arranjo operacional possibilita que a miscela sempre encontre vapor fresco no seu trajeto, contribuindo para que o óleo bruto saia no fundo da coluna apenas com traços de hexano.

Os modelos matemáticos que representam o *stripper* são baseados em balanços de massa e de energia, equações de equilíbrio e relações empíricas.

Existem na literatura, vários algoritmos para a solução do sistema de equações resultante da modelagem prato a prato de processos de separação. Neste trabalho, pretende-se utilizar o algoritmo do método SR (*Sum-Rates*) de Burningham-Otto, segundo Henley e Seader (1981). A escolha se justifica uma vez que ele é um método de solução rigoroso e se adequa muito bem ao sistema, pois existe uma diferença significativa de volatilidade entre os componentes do sistema proposto.

O equipamento a ser modelado se refere a um extrator tipo *stripper* que é dividido em estágios e que opera continuamente com as correntes de líquido e vapor fluindo, no seu interior, de forma contracorrente. As seguintes hipóteses são assumidas:

- contato entre a fase líquida e a fase de vapor dentro da coluna é perfeito;
- o vapor que sai de cada prato está em equilíbrio com o líquido de saída;
- o vapor d'água é considerado o inerte no processo;
- o vapor d'água usado dentro da coluna não se condensa; e
- não existem perdas de calor para o meio ambiente.

A modelagem matemática que será utilizada na análise desse extrator é baseada na modelagem geral teórica para separações, em estágio de equilíbrio, já apresentada na literatura por vários autores Holland (1975), Henley e Seader (1981). Evidentemente que

no decorrer do desenvolvimento do modelo matemático específico para o caso em estudo serão necessárias algumas adaptações e elas serão feitas.

A fim de facilitar a explicitação das equações dos balanços de massa e de energia, e das condições de equilíbrio de fases, uma representação esquemática de um estágio de equilíbrio j para o separador líquido-vapor utilizado na separação hexano/óleo de soja é mostrada na figura 4.10.

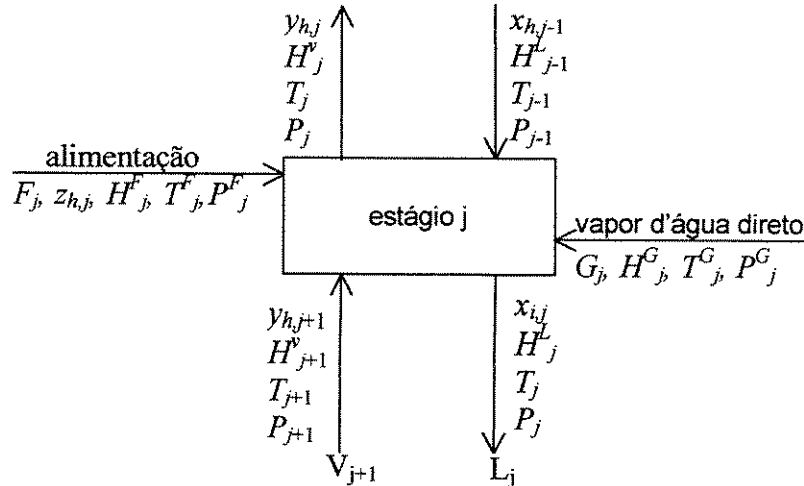


Figura 4.10 Esquema do estágio de equilíbrio j

Como se observa pela Figura 4.10, entrando no estágio j tem-se quatro correntes especificadas de corrente F_j , de corrente L_{j-1} , de corrente V_{j+1} e de corrente G_j . A corrente F_j é a vazão molar de alimentação da mistura com fração molar $z_{h,j}$ do hexano, com temperatura T_j^F , com pressão P_j^F e a correspondente entalpia molar H_j^F ; a pressão de alimentação é assumida ser maior ou igual à pressão do estágio P_j . A corrente L_{j-1} é a vazão molar do líquido que sai do estágio situado acima do estágio j com fração molar $x_{h,j-1}$ do n-hexano, com temperatura T_{j-1} , com pressão P_{j-1} e a correspondente entalpia molar H_{j-1}^L . Assumido-se que a pressão P_{j-1} é menor ou igual à pressão do estágio j . A corrente V_{j+1} é a vazão molar dos gases que saem do estágio situado imediatamente abaixo do estágio j com fração molar $y_{h,j+1}$, com temperatura T_{j+1} , com pressão P_{j+1} e com a correspondente entalpia H_{j+1}^V . A corrente G_j é a vazão do vapor d'água injetado direto no estágio, com temperatura T_j^G e com pressão P_j^G . Saindo do estágio j têm-se duas correntes especificadas como corrente L_j e como corrente V_j . A corrente L_j é a vazão molar de líquido com composição $x_{h,j}$, com temperatura T_j , com pressão P_j e com a correspondente entalpia molar H_j^L ; a

corrente V_j é a vazão molar do gás com fração molar $y_{h,j}$ de hexano, com temperatura T_j , com entalpia molar H_j^v e pressão P_j a qual está em equilíbrio com a pressão do líquido.

As equações que relacionam todas as variáveis associadas com o estágio teórico j são explicitadas a seguir. Estas equações representam o balanço de massa, balanço de energia e relações de equilíbrio.

Equação do balanço de massa para o hexano por estágio:

$$L_{j-1} x_{h,j-1} + V_{j+1} y_{h,j+1} + F_j z_{h,j} - L_j x_{h,j} - V_j y_{h,j} = 0 \quad (4.16)$$

Equação do balanço de energia por estágio:

$$L_{j-1} H_{j-1}^L + V_{j+1} H_{j+1}^v + F_j H_j^F + G_j H_j^G - L_j H_j^L - V_j H_j^v = 0 \quad (4.17)$$

Equação de equilíbrio para o hexano por estágio:

$$y_{h,j} = K_{h,j} x_{h,j} \quad (4.18)$$

sendo $K_{h,j}$ a constante de equilíbrio.

O somatório das frações molares dos componentes em cada estágio

$$\sum_{i=1}^c y_{i,j} = 1 \quad (4.19)$$

$$\sum_{i=1}^c x_{i,j} = 1 \quad (4.20)$$

sendo c o número de componentes da mistura.

A equação do balanço material total pode ser usada no lugar das equações (4.19) e (4.20). Ela pode ser resultante da combinação destas duas equações e a $\sum_{i=1}^c z_{i,j} = 1$ com a equação (4.16), somando-se para todos c componentes a partir do estágio 1 até o estágio j . Assim,

$$L_j = V_{j+1} + \sum_{m=1}^j F_m + G_m - V_1 \quad (4.21)$$

A figura 4.11 esquematiza um modelo físico de N estágios de configuração semelhante ao *stripper*, a fim de aplicar das equações de balanço de massa, de energia e de

equilíbrio para obter uma solução para o problema da separação do hexano do óleo de soja, conforme o algoritmo de Burningham-Otto.

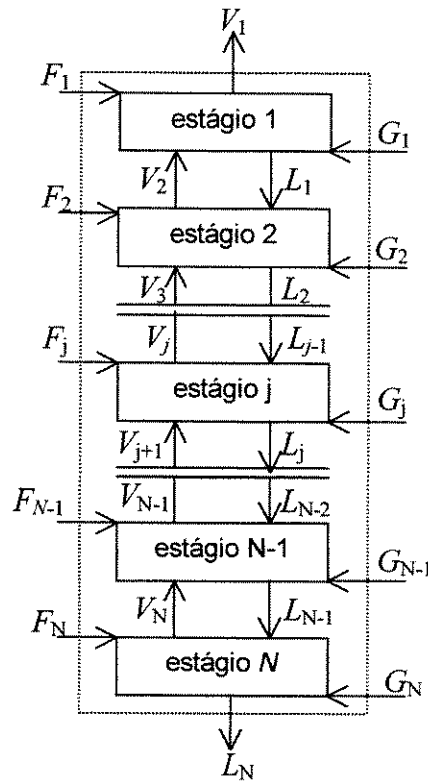


Figura 4.11 Esquema de um extrator contracorrente de N estágios

Uma coluna de N estágios, contracorrente, como mostrado na figura 4.11 é representada matematicamente por $N(2c + 3)$ equações, as quais relacionam $N(3c + 9)$ variáveis. Se N e todos F_j , z_{hj} , T_j^F , P_j^F , P_j , G_j , T_j^G , P_j^G são especificados, o modelo é representado por $N(2c + 1)$ equações algébricas simultâneas com $N(2c + 1)$ incógnitas, as quais são todos x_{hj} , y_{hj} , L_j , V_j e T_j onde as equações do balanço de massa, de energia e as equações de equilíbrio são equações não lineares. Evidentemente, outras variáveis podem ser especificadas substituindo as incógnitas mencionadas acima. Independentemente das variáveis especificadas, forma-se um conjunto de equações não lineares que deve ser resolvido mediante técnicas de caráter iterativo.

Existe na literatura uma grande variedade de procedimentos constituídos de métodos diferentes que podem ser empregados na solução de balanços de massa por componente, relações de equilíbrio e balanços de energia que ocorre na análise do

comportamento operacional dos extratores tipo *stripper*. Em geral, estes procedimentos fazem uso do particionamento de equações em conjunto com a equação de iteração e/ou técnicas de linearização de Newton-Raphson. Entretanto, a escolha do método a ser aplicado depende muito da diferença de volatilidade entre os componentes químicos presentes na mistura a ser separada. Então, uma vez que a volatilidade entre os componentes da mistura em estudo é grande, opta-se pela utilização do método SR (*Sum-Rates*) para a análise do *stripper*, em estudo.

Este método foi proposto inicialmente por Sujata (1975). Como já foi mencionado anteriormente, ele é composto de procedimentos para resolver as equações de balanço de massa, de energia e relações de equilíbrio em *strippers* onde exista uma diferença significativa entre as volatilidades dos componentes presentes na mistura. Posteriormente, este método foi melhorado por Burningham e Otto, segundo Henley e Seader (1981) mediante a introdução no método do algoritmo da matriz tridiagonal empregado na solução das equações do balanço de massa.

A matriz tridiagonal resulta da forma modificada das equações (4.16) e (4.17) quando estas são transformadas em outras equações utilizando-se de T_j e V_j como variáveis de iteração. As equações modificadas são lineares em relação às frações molares das correntes líquidas. Este conjunto de equações, para cada componente, pode ser resolvido por diversas técnicas, sendo o algoritmo de Thomas o mais empregado, segundo Henley e Seader (1981).

A obtenção das equações modificadas resulta da substituição da equação (4.17) na equação (4.16) com o objetivo de eliminar y , assim como substituindo a equação (4.21) na equação (4.16) para eliminar L . O resultado destas substituições é o conjunto de equações para o hexano e para cada estágio como está escrito a seguir.

$$A_j x_{h,j-1} + B_j x_{h,j} + C_j x_{h,j+1} = D_j \quad (4.22)$$

sendo:

$$A_j = V_j + \sum_{m=1}^{j-1} (F_m + G_m) - V_1 \quad \text{com } 2 \leq j \leq N \quad (4.23)$$

$$B_j = - \left[V_{j+1} + \sum_{m=1}^j (F_m + G_m) - V_1 + K_{h,j} V_j \right] \quad \text{com } 1 \leq j \leq N \quad (4.24)$$

$$C_j = K_{h,j+1} V_{j+1} \quad \text{com } 1 \leq j \leq N-1 \quad (4.25)$$

$$D_j = -F_j \cdot z_{h,j} \quad \text{com } 1 \leq j \leq N \quad (4.26)$$

com $x_{i,0} = 0$ e $V_{N+1} = 0$ como indicado em figura 4.11. O valor de $K_{h,j}$, para sistemas que operam a baixa pressão, pode ser estimado pela seguinte equação:

$$K_{h,j} = \gamma_{h,j} \frac{P_{h,j}^0}{P_j} \quad (4.27)$$

sendo $\gamma_{h,j}$ o coeficiente de atividade do hexano na solução líquida no estágio j e $P_{h,j}^0$ a pressão de vapor do hexano puro no estágio j . O valor desta pressão de vapor pode ser estimado através da equação (4.3).

Se as equações do balanço de massa forem agrupadas por componente, elas podem ser particionadas e colocadas como uma série de C_m matrizes tridiagonais onde a variável de saída para cada matriz equação é $x_{h,j}$ em todos os N estágios do *stripper*. Esta matriz é representada da seguinte forma:

$$\begin{bmatrix} B_1 & C_1 & 0 & 0 & 0 & : & : & : & : & : & 0 \\ A_2 & B_2 & C_2 & 0 & 0 & : & : & : & : & : & 0 \\ 0 & A_3 & B_3 & C_3 & 0 & : & : & : & : & : & 0 \\ : & : & & & & & & & & & : \\ : & & & & & & & & & & : \\ : & & & & & & & & & & : \\ : & & & & & & & & & & : \\ : & & & & & & & & & & : \\ 0 & : & & & : & 0 & A_{N-2} & B_{N-2} & C_{N-2} & 0 & x_{h,N-2} \\ 0 & : & & & : & 0 & 0 & A_{N-1} & B_{N-1} & C_{N-1} & x_{h,N-1} \\ 0 & : & : & & : & 0 & 0 & 0 & A_N & B_N & x_{h,N} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_{h,1} \\ x_{h,2} \\ x_{h,3} \\ : \\ : \\ : \\ : \\ : \\ : \\ x_{h,N-2} \\ x_{h,N-1} \\ x_{h,N} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} D_1 \\ D_2 \\ D_3 \\ : \\ : \\ : \\ : \\ : \\ : \\ D_{N-2} \\ D_{N-1} \\ D_N \end{bmatrix} \quad (4.28)$$

As constantes B_j e C_j para cada componente depende somente das variáveis de iteração T e V uma vez que se considera que o valor da constante de equilíbrio, K , não varie significativamente com a composição ao longo da coluna.

A resolução da matriz tridiagonal gera os valores das composições do componente i em cada estágio j , ou seja, os valores de $x_{h,j}$. Porém, os valores obtidos não são normalizados nesta etapa, mas utilizados diretamente para gerar novos valores de L_j através da aplicação da seguinte equação

$$L_j^{(k+1)} = L_j^{(k)} \sum_{i=1}^c x_{h,i,j} \quad (4.29)$$

sendo que a equação (4.29) recebe a denominação de equação *sum-rates* e k é o número de iterações realizadas.

Os valores de $L_j^{(k)}$ são obtidos a partir dos valores de $V_j^{(k)}$ calculados através da equação (4.21). Os correspondentes valores de $V_j^{(k+1)}$ são obtidos do balanço material global, o qual é derivado do somatório da equação (4.16) sobre os c componentes, combinando o resultado com as equações (4.18) e (4.19) e somando aquele resultado sobre todos estágios j até N para se obter a seguinte equação:

$$V_j = L_j - L_N + \sum_{m=j}^N (F_m + G_m) \quad (4.30)$$

Os valores de $x_{i,j}$ necessitam ser normalizados uma vez que eles deverão ser utilizados posteriormente durante a iteração. Isto é feito através da seguinte equação:

$$(x_{h,j})_{normalizado} = \frac{x_{h,j}}{\sum_{i=1}^c x_{h,i,j}} \quad (4.31)$$

Os correspondentes valores de $y_{h,j}$ são calculados através da equação (4.18)

Neste ponto encerra-se o cálculo das composições de saída de cada estágio para o hexano tanto na fase líquida como na fase de vapor, $x_{h,j}$ e $y_{h,j}$ na iteração k , passando-se, então, para o cálculo dos novos valores das temperaturas dos estágios, T_j .

Os valores de T_j são obtidos pela solução simultânea do conjunto de equações do balanço de energia para os N estágios. As temperaturas estão embutidas nas correspondentes entalpias específicas das correspondentes correntes de líquido e vapor. Em geral, estas entalpias são não-lineares em relação à temperatura. Portanto, um procedimento de solução iterativa é necessário. Neste caso, o método de Newton-Raphson, segundo Henley e Seader (1981), pode ser aplicado com sucesso.

A aplicação desse método para determinar os novos valores de T_j é baseado na equação (4.17), cuja equação recursiva para o método de Newton-Raphson é a seguinte:

$$\left(\frac{\partial H_j}{\partial T_{j-1}}\right)^{(k)} \Delta T_{j-1}^{(k)} + \left(\frac{\partial H_j}{\partial T_j}\right)^{(k)} \Delta T_j^{(k)} + \left(\frac{\partial H_j}{\partial T_{j+1}}\right)^{(k)} \Delta T_{j+1}^{(k)} = -H_j^{(k)} \quad (4.32)$$

sendo:

$$\Delta T_j^{(k)} = T_j^{(k+1)} - T_j^{(k)} \quad (4.33)$$

$$\frac{\partial H_j}{\partial T_{j-1}} = L_{j-1} \frac{\partial H_{j-1}^L}{\partial T_{j-1}} \quad (4.34)$$

$$\frac{\partial H_j}{\partial T_j} = -L_j \frac{\partial H_j^L}{\partial T_j} - V_j \frac{\partial H_j^V}{\partial T_j} \quad (4.35)$$

$$\frac{\partial H_j}{\partial T_{j+1}} = V_{j+1} \frac{\partial H_{j+1}^V}{\partial T_{j+1}} \quad (4.36)$$

As derivadas parciais dependem das correlações de entalpia que são utilizadas. Neste trabalho considera-se que a entalpia é independente da composição, portanto, usar-se-á para os cálculos de H_j^L de H_j^V e suas respectivas derivadas, as seguintes equações:

$$H_j^L = x_{h,j} c_{ph}(T_j - T_r) + (1 - x_{h,j}) c_{po}(T_j - T_r) \quad (4.37)$$

sendo c_{ph} e c_{po} os calores específicos do hexano líquido e do óleo de soja, respectivamente, e T_r a temperatura de referência.

$$H_j^V = y_{h,j}[\lambda_h + c_{phy}(T_j - T_r)] + (1 - y_{h,j})[\lambda_h + c_{pya}(T_j - T_r)] \quad (4.38)$$

sendo λ_h o calor latente de vaporização do hexano na temperatura de referência T_r , e c_{phy} e c_{pya} os calores específicos do hexano e da água no estado de vapor.

As N equações formadas a partir da equação (4.32) formam uma equação matriz tridiagonal que é linear em relação a ΔT_j . A forma da equação matriz é idêntica à equação (4.28) onde, por exemplo, $A_2 = (\partial H_2 / \partial T_1)^{(k)}$, $B_2 = (\partial H_2 / \partial T_2)$, $C_2 = (\partial H_2 / \partial T_3)^{(k)}$, $x_{h,2} = \Delta T_2^{(k)}$

e $D_2 = -H_2^{(k)}$. A solução da equação matriz gera o conjunto de correções $\Delta T_j^{(k)}$. Novos supostos valores de T_j são determinados da seguinte forma:

$$T_j^{(k+1)} = T_j^{(k)} + f\Delta T_j^{(k)} \quad (4.39)$$

sendo f um fator escalar de atenuação que é útil quando os valores supostos inicialmente não estão razoavelmente próximos dos valores verdadeiros. Geralmente, f é tomado como unitário. Quando todas correções $\Delta T_j^{(k)}$ estão próximas de zero, deve-se procurar um critério para determinar se a convergência foi alcançada. Neste caso, uma maneira de verificar tal convergência é através do seguinte critério:

$$\tau = \sum_{j=1}^N \left[T_j^{(k)} - T_j^{(k-1)} \right]^2 \leq 0,01N \quad (4.40)$$

Substituição sucessiva é geralmente usada no processo de iteração, ou seja, valores de V_j e de T_j gerados a partir das equações (4.30) e (4.39), respectivamente, durante uma iteração são usados diretamente para iniciar a próxima iteração. Porém, a experiência indica que é desejável freqüentemente ajustar os valores dessas variáveis antes de iniciar uma nova iteração.

A partir da modelagem desenvolvida, passa-se à simulação do *stripper* utilizando-se os dados operacionais coletados na indústria da COAMO.

4.6 Simulação da operação de *stripping*

4.6.1 Introdução

Esta seção visa apresentar os procedimentos adequados para análise de desempenho da operação de *stripping* da miscela objetivando a melhoria econômica da operação. A meta principal que se deseja é a determinação do nível máximo de separação de óleo de soja/hexano com o mínimo de consumo de energia. Isto será feito utilizando as equações do modelo matemático apresentado anteriormente, para diversas situações de operação do *stripper*.

4.6.2 Desenvolvimento do Algoritmo

Como já foi abordado anteriormente, fixando-se todas as vazões de alimentação F_j ao lado de sua concentração z_{hj} e condições termodinâmicas de pressão P_j^F e temperatura T_j^F , as vazões de vapor direto G_j e suas condições termodinâmicas T_j^G e P_j^G , a pressão de estágio P_j e o número de estágios N ; determina-se os valores de $x_{h,j}$, $y_{h,j}$, L_j , V_j e T_j . Para tanto, as seguintes etapas são necessárias:

- I. supõe-se um valor inicial para T_j e V_j ;
- II. calcula-se a pressão de vapor do hexano e a constante de equilíbrio;
- III. calcula-se os valores das concentrações do hexano, $x_{h,j}$, resolvendo-se equação matriz (4.28);
- IV. calcula-se novos valores de L_j a partir da equação *sum-rates* (4.29) e dos novos valores de V_j utilizando a equação (4.30);
- V. normaliza-se os valores de x para cada estágio através da equação (4.31) e calcula-se os valores de y correspondentes;
- VI. calcula-se os novos valores de T_j a partir da equação (4.17) em conjunto com as equações do método de Newton-Raphson; e
- VII. se necessário, faz-se a iteração.

A figura 4.12 apresenta um fluxograma que hierarquiza as equações do modelo utilizadas na simulação das condições de operação do *stripper*.

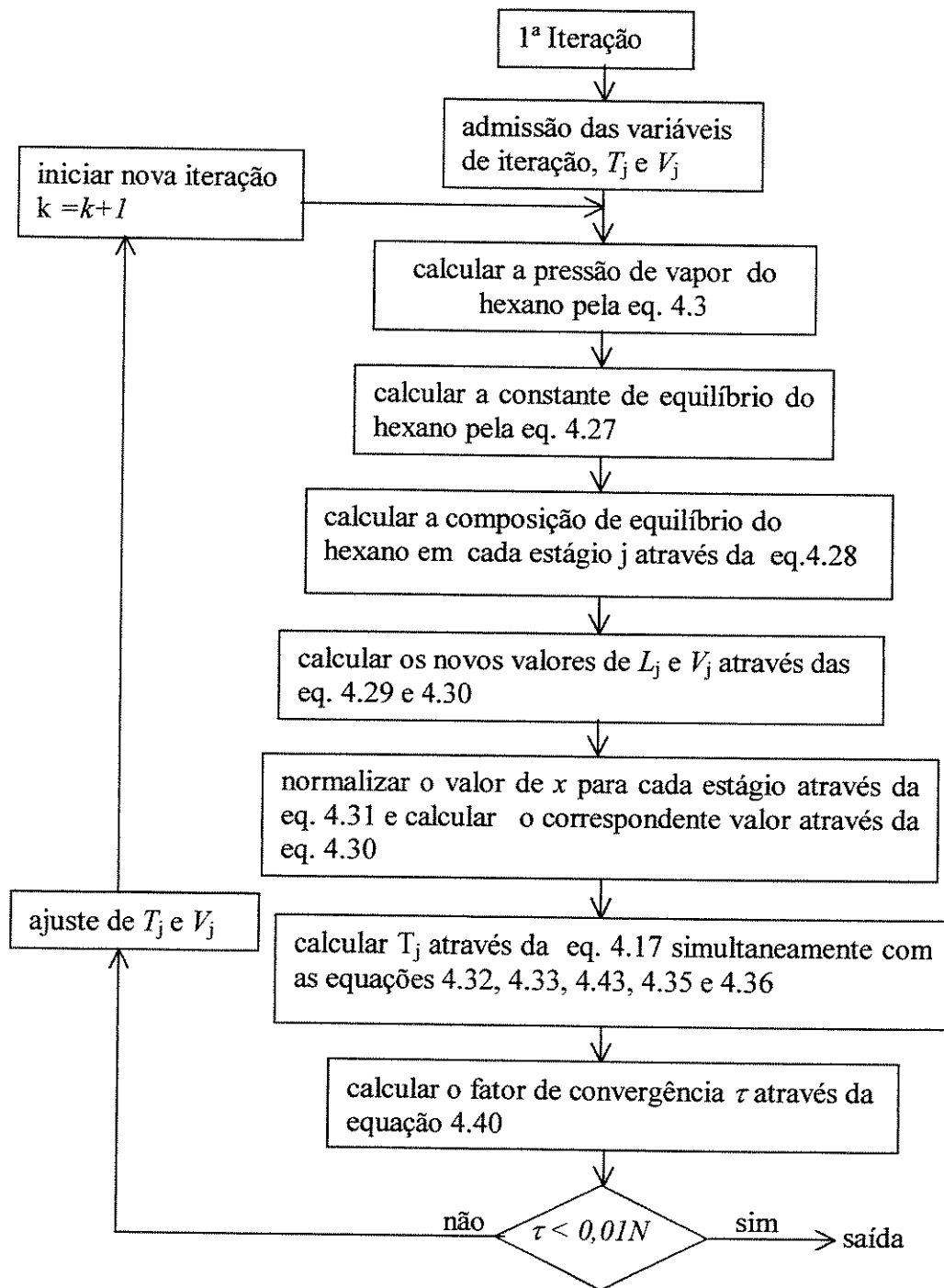


Figura 4.12 Estrutura do algoritmo para a simulação do *stripper*

Como o processo de determinação de saídas do algoritmo apresentado na figura 4.12 pode envolver uma quantidade muito grande de operações repetitivas, um programa computacional é necessário para a resolução do problema.

O programa que será utilizado neste trabalho é composto de três elementos: entrada de dados, programa principal e saída de dados.

A entrada de dados se compõe basicamente do coeficiente de atividade do hexano na solução e daqueles valores considerados fixos na condição de funcionamento do *stripper*. Esses dados são:

- vazão de alimentação do estágio, F_j em moles/hora;
- fração molar do hexano na alimentação, $z_{h,j}$ em moles de hexano/moles de miscela;
- pressão do estágio, P_j em mmHg.

O programa principal é o elemento que realiza seqüencialmente os cálculos e as iterações necessárias.

A saída de dados compõe-se essencialmente dos resultados obtidos do processo iterativo. Esses dados são:

- as composições molares do hexano no topo e no fundo do *stripper*, y_h e x_h respectivamente, em moles de hexano/moles de miscela;
- a temperatura de cada estágio, T_j em °C; e
- a vazão de vapor, V_j em moles/hora.

4.6.3 Dados Operacionais do *Stripper*

A fim de cumprir o objetivo proposto inicialmente nesta seção, fez-se um levantamento de dados práticos na indústria da cooperativa COAMO, bem como de alguns dados obtidos na simulação do sistema de evaporação. Utilizando-se ora somente os dados práticos ora em conjunto com os dados simulados, em diferentes situações, foi possível

obter vários resultados que podem servir de base para um programa de redução de custos numa indústria de obtenção de óleo de soja.

A fim de realizar a simulação do sistema em estudo levanta-se um conjunto de dados operacionais da operação de *stripping* de uma planta de extração de óleo de soja pertencente à COAMO. Inicialmente, foram analisadas a configuração e características de funcionamento do equipamento e posteriormente a coleta de dados.

O *stripper* da COAMO apresenta uma configuração geral semelhante à da figura 4.13 mostrada a seguir.

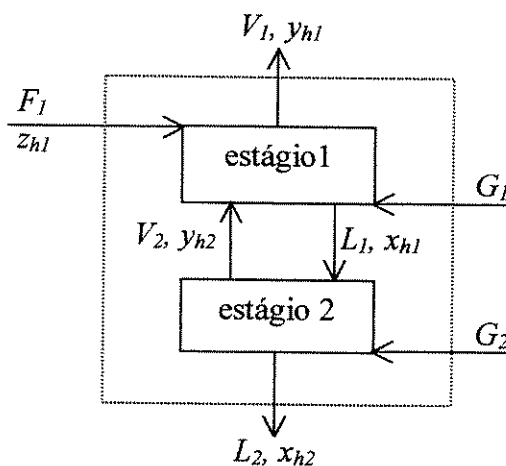


Figura 4.13 Esquema geral do *stripper* da COAMO

Conforme mostra a figura 4.13, o *stripper* da COAMO é composto de dois estágios nos quais a miscela entra em contato direto com vapor d'água de forma contracorrente. Este opera sob pressão absoluta na faixa de 450 a 600 mmHg. Este equipamento recebe a miscela, que vem do sistema de evaporação com uma concentração, em termos de fração mássica, em torno de 98% de óleo e temperatura em torno de 120 °C, com a função de tornar o óleo de soja praticamente livre de hexano. Para tanto, a miscela entra no seu topo de forma pulverizada e flui para baixo entrando em contato direto com o vapor d'água. Este contato possibilita a desorção do hexano de tal forma que o óleo sai no fundo apenas com uma quantidade mínima desse solvente, ou seja, com uma concentração mássica de hexano em torno de 1300 ppm. Para se uma separação eficiente, o vapor d'água entra, em cada estágio, superaquecido a uma pressão e a uma temperatura de aproximadamente 4,0 kgf/cm² e de 180 °C, respectivamente.

É importante também ressaltar, como já foi mostrado acima, que o *stripper* da fábrica da COAMO possui dois estágios cada qual com sua entrada de vapor d'água. No entanto, na atualidade a entrada de vapor está sendo feita apenas no primeiro estágio. O argumento dos operadores da fábrica é que a injeção de vapor no segundo estágio possibilita a saída de água juntamente com o óleo no fundo do extrator; ainda segundo os operadores isto deve ser evitado uma vez que vai prejudicar o desempenho da operação seguinte pela qual passa o óleo, denominada de secagem de óleo. Entretanto, a não injeção de vapor nesse segundo estágio aumenta significativamente o consumo de vapor e diminui a recuperação do solvente como será mostrado, a seguir, através dos resultados simulados.

A tabela 4.7 apresenta os operacionais obtidos na indústria da cooperativa COAMO, os quais serão comparados com os resultados obtidos através do processo de simulação a ser realizado.

Tabela 4.7 Dados operacionais do *stripper* da COAMO

Dados operacionais	símbolos	valores
vazão da miscela na entrada do <i>stripper</i>	F_1	7490,0 kg/h
fração mássica do hexano na entrada do <i>stripper</i>	Z_h	2,0 %
temperatura da miscela na entrada	T^F_1	119,7°C
pressão no 1º estágio	P_1	470 mmHg
pressão no 2º estágio	P_2	560 mmHg
vazão mássica do óleo bruto no fundo do <i>stripper</i>	L_2	7.345,0 kg/h
fração mássica do hexano no fundo do <i>stripper</i>	X_{h2}	1360 ppm
temperatura da miscela no fundo do <i>stripper</i>	T_2	114°C
temperatura do vapor direto	T^G	180°C
pressão do vapor direto	P^G	4,0 kgf/cm ²

Os dados de vazão e de concentração presentes na tabela 4.7 estão expressos em unidades de massa, ou seja, da mesma forma como eles são avaliados na indústria da COAMO. No entanto, eles necessitam ser transformados em unidades molares para se tornarem coerentes com as unidades de massa que foram definidas, anteriormente, no modelo matemático. Para tal, utiliza-se o peso molecular do solvente como sendo do

hexano puro, que é igual a 86,17 g/mol e o peso molecular do óleo como sendo a média dos pesos moleculares dos ácidos graxos componentes do óleo, ou seja, 265,2 g/mol.

4.6.4 Resultados e Discussões

Da mesma maneira que se fez, anteriormente, na evaporação, os resultados obtidos com as simulações do *stripper* serão apresentados de duas maneiras. A primeira delas se apresenta como a mais relevante: a comparação entre os valores de saída das vazões, das concentrações e das temperaturas obtidos através do modelo e aqueles coletados na indústria da cooperativa COAMO. A segunda maneira, por sua vez, de apresentar os resultados se refere à verificação do comportamento de determinadas variáveis proveniente de alterações impostas nas condições de operação do processo em estudo.

4.6.2.1 Comparação dos Resultados do Modelo com os Resultados Operacionais do *Stripper*.

O objetivo principal desta seção é apresentar uma análise comparativa entre os resultados obtidos através do modelo desenvolvido para o *stripper* e os resultados operacionais de saída obtidos na indústria. A fim de realizar esta análise da forma mais fiel possível, a simulação foi realizada introduzindo vapor direto apenas no primeiro estágio e utilizando-se os dados de entrada conforme é especificado no algoritmo da figura 4.12. A tabela 4.8 mostra esses dados.

Tabela 4.8 Resultados obtidos com o modelo e suas comparações com os dados reais

resultados obtidos	símbolo	valor real	valor simulado
vazão mássica de vapor no topo	V_1	-	1100,0 kg/h
vazão mássica de líquido no fundo	L_2	7345,0 kg/h	7358,0 kg/h
fração mássica do hexano no líquido do fundo	X_{h2}	1360 ppm	1413 ppm
fração mássica do hexano no vapor do topo	Y_{h1}	-	0,126
temperatura do líquido na saída do stripper	T_2	114,0 °C	113,6 °C
consumo de vapor d'água	G_1	-	960,0 kg/h

A tabela 4.8 mostra que embora, a COAMO não efetua medidas da vazão de vapores que sai no topo do *stripper* e nem do consumo de vapor d'água direto utilizado, a empresa avalia o desempenho de seu processo somente através da vazão mássica de óleo bruto, do teor de hexano que sai junto com o óleo e da temperatura do óleo, que saem no fundo do *stripper*. Assim, somente estes puderam ser comparados diretamente com aqueles obtidos pelo modelo. A comparação mostra uma boa aproximação entre os dados que foram coletados na indústria da cooperativa COAMO e os valores obtidos através do modelo aplicado. Pode-se observar que o valor da fração mássica do hexano presente no óleo bruto é de 0,00136 ou 1360 ppm na indústria e de 0,001413 ou 1413 ppm através da simulação, ou seja, a diferença entre o valor real e o valor simulado apresenta um erro relativo de apenas 3,9%; além disso, esses valores estão de acordo com os padrões aceitos para o hexano residual, conforme mostra a tabela 4.8. Com relação à temperatura do óleo na saída, pode-se observar que o seu valor real na indústria é de 114,0 °C na indústria, e de 113,6 °C através da simulação, portanto, com um erro de apenas 0,4%. Com relação ao dado de consumo de vapor d'água direto no *stripper*, apesar de não existir o dado real da indústria, alguns comentários podem ser ditos. O consumo obtido através do modelo foi de 24 kg de vapor por tonelada de soja esmagada; este valor somado a aquele valor de vapor gasto na evaporação (34 kg de vapor por tonelada de soja esmagada) totaliza 58 kg de vapor por tonelada de soja esmagada em todo o processo de separação do óleo e solvente. Este valor total mostra que a COAMO está gastando mais vapor que o recomendado, que é 40 kg de vapor por tonelada de soja esmagada, como foi visto anteriormente. Cabe ressaltar ainda que a simulação foi efetuada conforme está operando atualmente a coluna da indústria da COAMO com a introdução de vapor somente no primeiro estágio; como será visto posteriormente, na seção 4.6.4.3, esta forma de operar traz ineficiência para o sistema tanto na recuperação de hexano como no consumo de vapor.

4.6.4.2 Influência da Concentração da Alimentação nos Resultados Operacionais do *Stripper*

Esta seção tem por objetivo principal o efeito que a concentração de hexano na entrada afeta os resultados de saída do equipamento.

A fim de integrar as operações de evaporação e de *stripping* na separação do óleo de soja/hexano tomou-se como dados de entrada nesta simulação, os valores obtidos na simulação da operação de evaporação. Esses dados são os seguintes: a vazão da miscela de 7.424,6 kg/h, a temperatura da miscela de 119,4 °C e a fração mássica do hexano na miscela de 1,2%; os outros dados necessários para a aplicação do modelo foram retirados da tabela 4.7. Os resultados obtidos com modelo para esta simulação são comparados com os resultados obtidos com a simulação realizada na seção anterior quando a concentração mássica do hexano na alimentação era de 2%. A tabela 4.9 mostra a comparação dos resultados obtidos nos dois casos.

Tabela 4.9 Comparação dos resultados obtidos para concentrações diferentes

Resultados obtidos			
Valores de saída no <i>stripper</i>	símbolo	valor obtido ($Z_h=2,0\%$)	valor obtido ($Z_h=1,2\%$)
vazão mássica de vapor no topo	V_1	1100 kg/h	601 kg/h
vazão mássica de líquido no fundo	L_2	7358 kg/h	7346 kg/h
fração mássica do hexano do fundo	X_{h2}	1413 ppm	1394 ppm
fração mássica do hexano no topo	Y_{h1}	0,1260	0,1312
temperatura do líquido no fundo	T_2	113,6°C	115,7°C
consumo de vapor d'água direto	G_1	960,0 kg/h	522,0 kg/h

Os dados apresentados nas tabelas 4.9 mostram que a redução na concentração do hexano na alimentação do *stripper* provoca efeitos relevantes nos dados de saída deste equipamento. Os efeitos mais significativos são comentados a seguir:

- uma redução significativa do consumo de vapor direto na operação com a redução da concentração do hexano na alimentação passando de 960 kg/h para 522 kg/h, e mesmo com esta redução, a quantidade de hexano residual no óleo, nos dois casos, se manteve bastante próximos, ou seja, por volta de 1400 ppm;
- as vazões mássicas no topo do *stripper* diminuiu, passando de 1100 kg/h para 601 kg/h, assim como a vazão no fundo que passou de 7358 kg/h para 7346 kg/h. Estas reduções se explicam devido a menor quantidade de hexano no sistema, bem como o menor consumo de vapor direto; e

- a temperatura no *stripper* aumentou, passando de 113,6 °C para 115,7 °C. Este aumento pode ser justificado, levando-se em conta que a quantidade de hexano evaporada no segundo caso foi inferior ao primeiro caso, com isso o resfriamento do sistema foi menor.

4.6.4.3 Influência do Modo de Injeção de Vapor Direto nos Resultados Operacionais do *Stripper*

Nas simulações realizadas para o *stripper* foram feitas com a injeção de vapor apenas no primeiro estágio. Nesta seção, pretende-se verificar os efeitos produzidos nos resultados operacionais desse equipamento quando se introduz o vapor direto nos dois estágios. Para tal, introduz-se vapor direto nos dois estágios sendo que as vazões G_1 e G_2 variam cada uma de 0 a 960,0 kg/h, os demais dados solicitados pelo modelo são como aqueles da tabela 4.7. Os resultados obtidos através das simulações são mostrados na tabela 4.10.

Tabela 4.10 Influência da injeção de vapor nos resultados operacionais do *stripper*

Resultados obtidos						
G_1 (kg/h)	G_2 (kg/h)	L_2 (kg/h)	X_{h2} (ppm)	T_1 (°C)	T_2 (°C)	hexano não recuperado (kg/h)
960,0	0,0	7358,0	1413	113,5	113,5	10,4
780,0	180,0	7350,4	479	114,0	113,2	3,5
720,0	240,0	7349,8	393	114,1	113,2	2,9
670,0	290,0	7349,4	342	114,2	113,1	2,5
580,0	380,0	7348,9	276	114,5	113,1	2,0
220,0	740,0	7348,0	156	115,4	113,0	1,2
0,0	960,0	7347,7	120	115,9	112,9	0,9

Uma análise dos resultados apresentados na tabela 4.10 mostra que a melhor condição operacional do *stripper* é a introdução integral do vapor necessário apenas no último estágio desse equipamento. A recuperação do hexano foi superior à todas as outras situações simuladas, especialmente àquela em que se introduz o vapor apenas no primeiro

estágio. Além disso, a temperatura no segundo estágio manteve-se com um valor próximo ao valor real de 113 °C, e até apresentou um certo declínio para o valor de 112,9 °C, o que é benéfico para a qualidade do óleo produzido. Esses aspectos vantajosos mencionados podem ter ocorrido devido ao maior contato e a melhor transferência de massa entre a fase de vapor e a fase líquida que fluem em contracorrente dentro do equipamento.

4.7 Conclusões sobre o *Stripping*

O objetivo desta seção foi apresentar um modelo para analisar as condições de operação do *stripper* utilizado na separação do hexano do óleo de soja, o avaliar os aspectos mais significativos em termos da otimização da recuperação do hexano e do consumo de energia, bem como da qualidade do óleo.

Assim, levando-se em conta as características peculiares de um *stripper* típico, desenvolveu-se um processo metodológico composto de um modelo matemático, do algoritmo de Burningham-Otto, de um programa computacional em linguagem FORTRAN e da comparação dos resultados simulados com os dados operacionais obtidos na indústria da COAMO.

Com o esboço teórico do sistema de análise pronto, passou-se à sua aplicação prática com dados reais coletados numa indústria da região visando obter a confirmação da sua viabilidade como ferramenta para a otimização da operação de *stripping*, assim como permitir melhor visualização de suas limitações.

Os resultados obtidos na aplicação foram analisados, e mostraram que o modelo proposto é coerente e pode ser perfeitamente utilizado como ferramenta num sistema de otimização da operação de *stripping* do hexano presente no óleo de soja. Esta constatação pode ser confirmada, uma vez que o nível de recuperação de hexano previsto pelo modelo, bem como temperatura de saída do óleo bruto no fundo da coluna são bastante próximos dos valores obtidos na prática industrial. No entanto, pequenos desvios foram observados em relação às variáveis citadas acima; isto pode ser devido a fatores não previstos no modelo como as perdas de calor para o ambiente, às dificuldades de contato entre a fase líquida e a fase de vapor, bem como a condensação de pequenas quantidades de vapor d'água dentro do *stripper*.

Finalmente, pode-se destacar que o objetivo principal foi atingido, pois através do modelo proposto nesta seção foi possível estabelecer a maneira como o *stripper* deve operar para se ter uma recuperação boa de hexano com o menor consumo de energia.

4.8 Conclusões sobre a Destilação da Miscela

O objetivo deste capítulo foi apresentar modelos que pudessem ser utilizados como ferramentas num processo de otimização na etapa de separação do hexano do óleo de soja.

Na busca deste objetivo, dificuldades específicas foram encontradas, como a falta de dados de equilíbrio experimentais e as características especiais dos materiais e equipamentos envolvidos na evaporação e *stripping* do hexano. No entanto, os modelos previstos no objetivo foram propostos, os quais se compõem das seguintes partes fundamentais: o modelo matemático, o algoritmo de solução, a coleta de dados operacionais e a aplicação do sistema desenvolvido com os dados coletados na indústria local.

Na destilação da miscela dois tipos de modelos foram propostos: um para a operação de evaporação e outro para a operação de *stripping*, os quais se diferenciam no tipo de modelagem matemática aplicada e no tipo de algoritmo de resolução. As principais dificuldades encontradas no desenvolvimento dos modelos foram a falta de dados de equilíbrio adequados para a faixa de operação do sistema, as características específicas dos materiais envolvidos, bem como o tipo bem específico de *stripper* utilizado na separação do hexano do óleo de soja. A estratégia para as soluções destes problemas encontrados foi a utilização de modelo teórico para prever dados de equilíbrio, o UNIFAC, e adaptar a modelagem tradicional dos processos de separação, em estágios, para o caso especial do *stripper*.

A coleta dos dados operacionais foi realizada na indústria da COAMO que disponibilizou praticamente todos os dados necessários. Porém, o dado direto de consumo de vapor tanto no segundo evaporador como no *stripper* não estão disponíveis por ausência de instalação de instrumentos de medida nas linhas de vapor. Este dado é importante nas comparações de resultados, mas a sua falta não descaracteriza a validação dos modelos

empregados, uma vez que as medidas de outras grandezas de comparação importantes, tais como temperatura, vazão e concentração estavam disponíveis e foram utilizadas.

A partir dos modelos teóricos e dos dados operacionais disponíveis, passou-se às aplicações práticas visando obter a confirmação da viabilidade desses modelos como ferramentas para auxiliar em processos de otimização da destilação da miscela, assim como permitir melhor visualização de suas limitações.

As aplicações foram realizadas e os resultados obtidos foram analisados tanto para a operação de evaporação como para a operação de *stripping*. Estes mostraram que os modelos propostos são coerentes e podem ser perfeitamente utilizados como ferramentas num sistema de otimização das operações que fazem parte da destilação da miscela. Esta constatação pode ser confirmada, uma vez que os níveis de separação de hexano/óleo previstos pelos modelos, bem como temperaturas de saída dos equipamentos estão bastante próximos dos valores obtidos na prática industrial. No entanto, pequenos erros foram observados em relação às variáveis citadas acima; isto pode ser devido a fatores não previstos nos modelos, tais como as perdas de calor para o ambiente, as dificuldades na previsão de parâmetros de troca térmica e de equilíbrio, as dificuldades de contato entre a fase líquida e a fase vapor e a condensação de pequenas quantidades de vapor d'água dentro do *stripper*.

Por último, pode-se destacar que o objetivo principal do capítulo foi atingido uma vez que os resultados obtidos, com as simulações, mostraram que os modelos propostos são coerentes e possíveis de serem utilizados como ferramentas num processo de otimização das operações que fazem parte da separação do hexano e o óleo de soja.

No próximo capítulo, pretende-se apresentar um modelo adequado para a análise da operação de separação do hexano do farelo de soja.

5 DESSOLVENTIZAÇÃO-TOSTAGEM

5.1 Introdução

Como já mencionado anteriormente na seção 2.2.3, a desolventização-tostagem é uma operação que visa principalmente separar o hexano do farelo a partir da torta proveniente do extrator. Para cumprir este objetivo, esta operação usa vapor d'água na forma direta e indireta gerando duas correntes: o farelo tostado e os vapores (água e hexano) que serão utilizados na evaporação da miscela. O equipamento utilizado para realizar essa operação é conhecido no setor industrial do complexo soja como dessolventizador-tostador (DT), cujo princípio de funcionamento será descrito a seguir.

5.2 O Dessolventizador-Tostador (DT)

Esta seção tem o objetivo de apresentar um estudo mais detalhado do DT. Este é um equipamento complexo, como afirma Witte (1995), e que é utilizado universalmente na separação hexano/farelo de soja. Vários autores, tais como Sipos (1961), Zanetti (1981) e o próprio Witte (1995) apresentaram descrições detalhadas sobre o DT. A descrição deste equipamento, a seguir, é baseada no trabalho destes autores.

Nas primeiras plantas de obtenção de óleo de soja com solvente, em operação contínua, a dessolventização da torta (farelo) era feita utilizando roscas de aquecimento e secagem. Eram canos compridos, de 500 mm de diâmetro ou mais, com camisa de aquecimento e transportadores de palheta, sobrepostos horizontalmente em número de 4 a 6 unidades, e ligados entre si por suportes, formando assim um sistema próprio. Esses transportadores movimentavam o material lentamente através dos tubos e, assim, provocavam uma movimentação intensa do farelo. Uma comporta na saída isolava o sistema e uma moderada injeção de vapor direto no fim do sistema arrastava os vapores através de aparadores de farelo para o condensador. Dessas roscas de aquecimento o farelo dessolventizado saía quase branco, muito seco e frágil. Subsequente manuseio resultava em consideráveis quebras e problemas com poeiras.

Os nutricionistas descobriram que o farelo de cor branco não era bom para o uso em alimentação animal por causa da presença dos fatores antinutricionais já mencionados. Em 1939, a firma Central Soya patenteia nos Estados Unidos um método para tostagem do farelo, sob condições de alta umidade, feita em compartimentos dispostos verticalmente, gerando um produto mais escuro com melhores propriedades nutricionais e de manuseio. A partir de então o processo de tostagem tornou-se parte integrante do processo quando o farelo é destinado à alimentação animal.

A firma americana, Blaw Knox, introduziu, por volta de 1949, um sistema de tostagem efetuada num tostador que usava pressões de vapor na faixa de 0,1 a 0,3 atm. Este sistema operava sob condições relativamente secas e haviam indicações de que o farelo era nutricionalmente inferior ao farelo tostado sob condições de alta umidade e na pressão atmosférica.

Uma parte essencial do processo de tostagem patenteado pela Central Soya umidificava o farelo com água até um teor de umidade que variava de 16 a 23% em massa. Então, foi reconhecido que a umidade desempenha um papel importante na preservação de características nutricionais e, ao mesmo tempo, contribui para a redução dos fatores antinutricionais.

A firma Central Soya em parceria com a firma French Oil Mill Machinery Co, em 1949, testaram em escala piloto um aparelho que efetuava tanto a dessolventização como a tostagem, o dessolventizador-tostador. Neste aparelho o calor fornecido para a evaporação do hexano era obtido pela condensação do vapor vivo injetado diretamente no farelo úmido de hexano no primeiro estágio, pelo calor fornecido pelo vapor pelo tubo central, bem como pelo vapor injetado nas jaquetas instaladas no aparelho. O farelo, molhado pela condensação do vapor direto, fluía para as bandejas inferiores para ser tostado com o calor fornecido pelo tubo central e através das camisas. Os testes promovidos com este aparelho foram promissores em termos de recuperação de solvente, economia de energia, segurança e qualidade do farelo. A partir de então, surgiu o primeiro dessolventizador-tostador comercial, conhecido no mundo inteiro pela abreviação DT. A figura 5.1 mostra o esquema do primeiro DT comercial que surgiu na indústria de obtenção de óleo e farelo de soja.

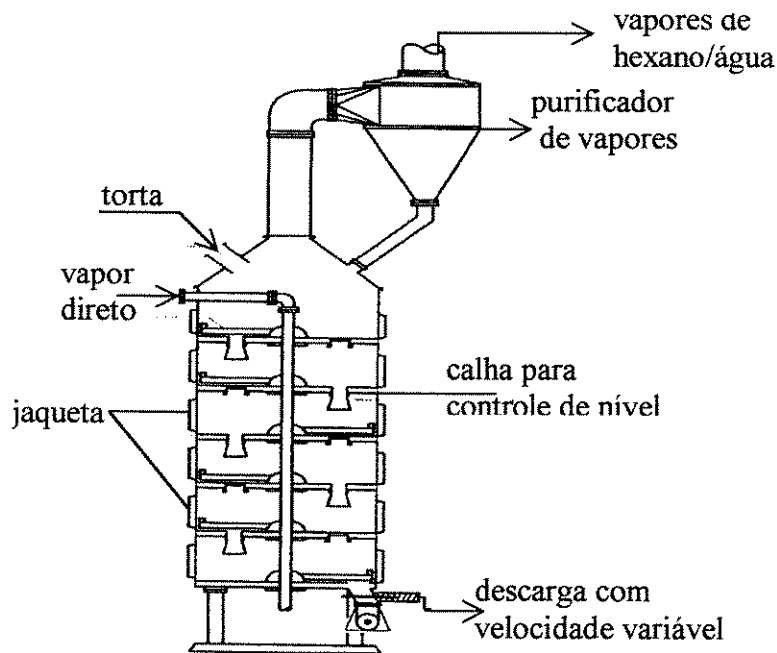


Figura 5.1 Esquema do projeto original do DT (1950)

A figura 5.1 mostra que o DT possuía uma única bandeja no topo, onde o vapor vivo era injetado diretamente, seguido por um ou mais bandejas inferiores com jaquetas onde ocorria a tostagem. Os níveis do farelo eram mantidos ou por meio de rosca de velocidade variável localizada na saída do DT ou por meio de aberturas colocadas em cada bandeja; além disso, em cada bandeja intermediária foi fixado uma ou mais grades para permitir que o vapor gerado na tostagem subissem e entrassem na seção de dessolventização, onde alguma energia seria recuperada. O vapor do solvente junto com uma quantidade de água, a uma temperatura na faixa de 74 a 84 °C, saía no topo levando finos de farelo; os finos eram separados e retornavam ao DT e, ao mesmo tempo, os vapores eram encaminhados para a condensação.

A figura 5.2 mostra o esquema de um DT típico utilizada na maioria das indústrias de obtenção de óleo de soja. Como pode ser observado, este projeto difere do original, principalmente, pelas introduções de uma seção transversal maior e de mais de um estágio no topo para executar a função de dessolventização. Estas modificações tem duas vantagens principais. O aumento da seção transversal reduz a velocidade na superfície superior do leito de farelo formado nos estágios, assim evita o arraste do leito, propiciando o equipamento operar com altas capacidades. A segunda vantagem deste projeto é que ele reduz a quantidade de vapor vivo exigido para a dessolventização; este vapor atravessa um leito mais profundo até sair na superfície superior da unidade, propiciando, assim, um

melhor contato entre o vapor vivo e a torta. Esta característica também possibilitou reduzir a temperatura dos vapores no topo do DT para valores em torno de 70 °C.

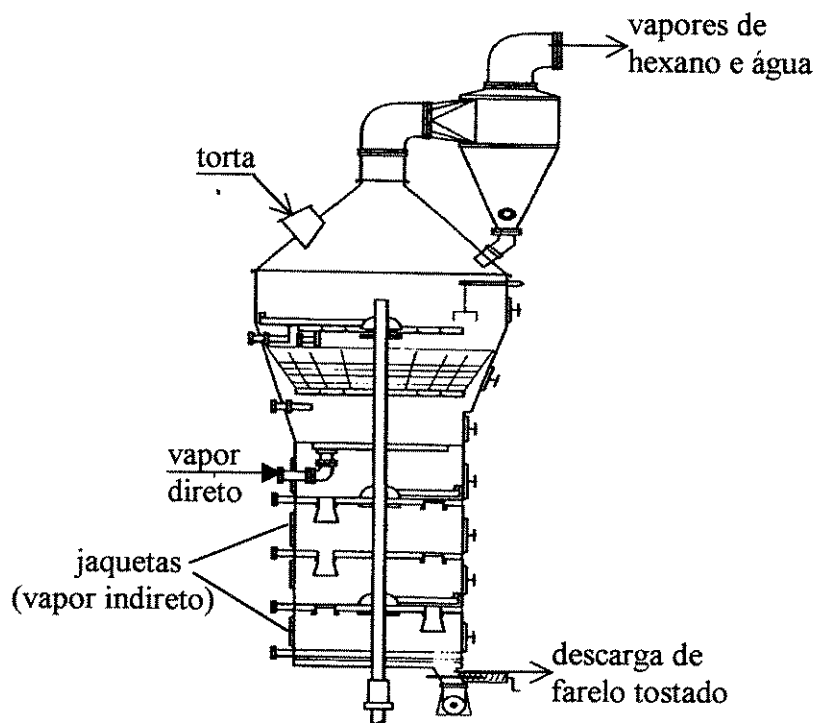


Figura 5.2 Esquema do projeto melhorado do DT

O DT é o maior usuário de vapor vivo numa planta de obtenção de óleo bruto de soja, cujo valor normalmente está na faixa de 35 a 55% do consumo de toda a planta. O vapor exigido pelo DT depende principalmente de três fatores:

1. do teor de hexano na torta que sai do extrator;
2. da temperatura do vapor no topo do DT; e
3. em menor grau, da temperatura da torta que entra no DT.

A quantidade de vapor vivo injetado é diretamente proporcional ao teor de hexano e nem todo vapor vivo condensa na torta. A corrente de vapor que sai do DT contém vapor d'água em equilíbrio, numa concentração, tal que a pressão parcial da água é igual à pressão de vapor da água pura na temperatura dos vapores do DT. Assim, quando a temperatura do vapor aumenta, a corrente de vapor no topo conterá uma quantidade mais elevada de água. A figura 5.3 obtida dos dados apresentados por Witte (1995), mostra a relação entre a massa de água e a massa de solvente na corrente de vapor em função da

temperatura dos vapores. Como pode ser observado, a quantidade de vapor que não condensa aumenta rapidamente em temperatura dos vapores mais elevadas.

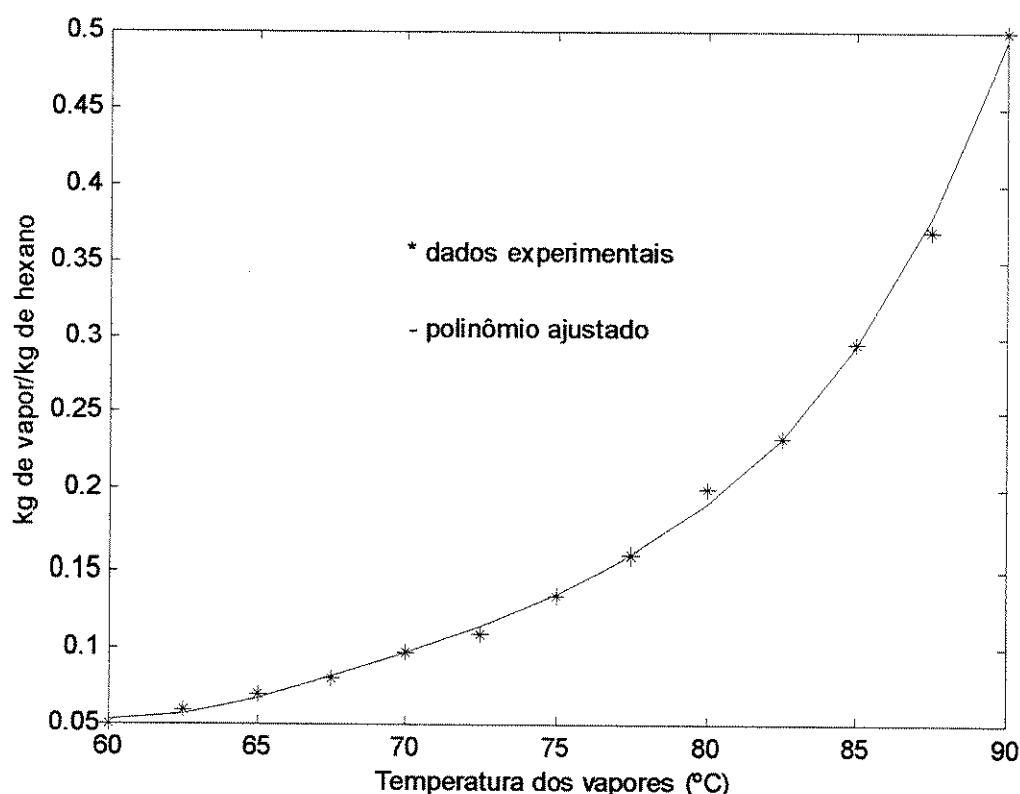


Figura 5.3 Vapor d'água não condensado no DT versus temperatura dos vapores

O polinômio que se ajusta melhor aos dados experimentais ao relacionar a razão entre a quantidade de vapor d'água e a quantidade de vapor de hexano, RAH , que saem no topo de DT com a temperatura, T , é o seguinte:

$$RAH = 1,2784 \times 10^{-6} T^4 - 3,5638 \times 10^{-4} T^3 + 3,7368 \times 10^{-2} T^2 - 1,7399 T + 30,3338 \quad (5.1)$$

Como já foi mencionado anteriormente na seção 2.2.3, as plantas modernas usam o calor dos vapores que saem do DT como fonte de aquecimento na evaporação da miscela no primeiro evaporador, também chamado de economizador. A maior parte do excesso de vapor d'água presente nos vapores do DT é condensada neste evaporador. Esse excesso de vapor é necessário porque o calor latente do hexano sozinho não será capaz de evaporar a miscela na concentração desejada pelo processo. Geralmente, os vapores do DT numa temperatura em torno de 70 °C contém vapor d'água suficiente para fornecer a energia suficiente para o primeiro evaporador.

Após a torta ser dessolventizada e tostada, ela sai do DT contendo um residual de hexano menor que 500 ppm, com uma temperatura na faixa de 108 a 115 °C e com um teor de umidade em torno de 20%.

Conforme já discutido anteriormente na seção 2.3.3, a operação dessolventização-tostagem se processa de forma a ocorrer mudanças de fase tanto do solvente como da água que entram no DT. O solvente sofre a evaporação em quase sua totalidade e grande parte do vapor d'água é condensada. Assim, duas situações de equilíbrio líquido-vapor se estabelecem dentro do equipamento. Uma entre o solvente na torta e na fase de vapor e a outra é entre a água líquida na torta e na fase de vapor.

Nesta seção foram caracterizadas as correntes que entram e saem do DT e de uma maneira geral os fenômenos físicos que ocorrem neste equipamento ao recuperar o hexano e produzir um farelo de boa qualidade. A seguir, pretende-se apresentar um modelo matemático que possibilite simular situações operacionais de interesse no sistema de dessolventização/tostagem.

5.3 Modelo matemático do DT

O objetivo desta seção é propor um modelo matemático que possibilite simular a operação no DT visando estabelecer as condições ótimas ou mais favoráveis em termos de recuperação do hexano e da economia de energia.

O DT, como já mencionado anteriormente na seção 5.2, é um equipamento dividido em duas grandes partes: uma onde ocorre a dessolventização e a outra onde acontece a tostagem. Em cada uma destas partes ocorrem subdivisões denominadas de estágios. Nos estágios, a torta entra em contato com o vapor d'água a fim de ocorrer o *stripping* do hexano. Esse fenômeno ocorre com maior amplitude na zona de dessolventização uma vez que nela é introduzido o vapor direto superaquecido. Este vapor ao fornecer energia para a evaporação do solvente se resfria e parte dele é condensada dentro do equipamento. Em seguida, a torta praticamente livre de hexano, entra na área de tostagem onde sofre o aquecimento de vapor saturado indireto. O calor latente liberado pelo vapor vai aquecer o farelo e evaporar uma parte da umidade e do hexano residual presentes na torta. Dessa forma, tem-se uma corrente contínua de farelo úmido com água e hexano que desce e uma corrente contínua formada de vapor d'água e de hexano que sobem ao

longo do equipamento passando de estágio a estágio. Estes estágios, na realidade, são pequenos leitos onde a torta entra em contato com a fase de vapor. Esses leitos, para se adaptarem à modelagem que se pretende adotar, são subdivididos (discretizados) de forma que o esquema geral do DT que será utilizado neste trabalho é semelhante ao da figura 5.4.

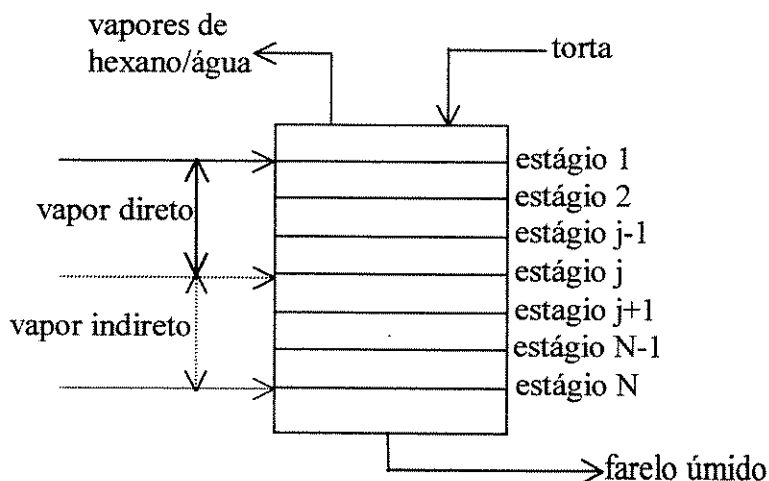


Figura 5.4 Esquema geral do DT

A figura 5.5 mostra o DT como uma coluna dividida em estágios de forma semelhante àquela apresentada para o *stripper*. Neste esquema, a corrente de vapor entra em contato direto com a torta, em cada estágio, provocando o *stripping* do hexano e, ao mesmo tempo, gerando o farelo úmido praticamente livre de hexano.

A modelagem do DT pressupõe as seguintes hipóteses:

- DT opera em regime permanente e em contracorrente;
- há uma condição de equilíbrio líquido-vapor no interior do DT;
- cada estágio é perfeito, ou seja, o vapor que sai de cada estágio está em equilíbrio com o líquido de saída;
- o calor de solução é desprezível; e
- as variações da energia cinética e potencial são desconsideradas.

O modelo matemático que será proposto para o DT, similar a aquele proposto para o *stripper* no capítulo 4, se baseia na teoria geral de processos de separação em estágios de equilíbrio. A figura 5.5 mostra as correntes e as propriedades que entram e saem do estágio j .

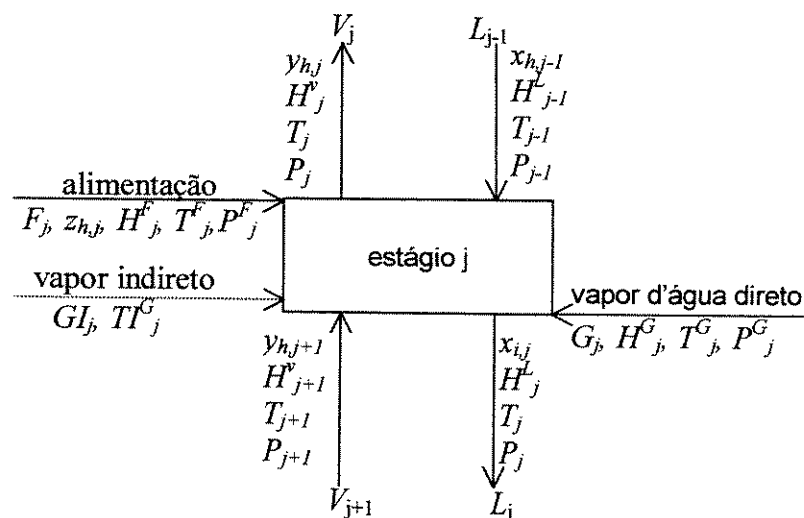


Figura 5.5 Esquema geral das correntes do estágio de equilíbrio j no DT

As correntes que entram no estágio j, mostrado na figura 5.5, são em número de quatro especificadas de corrente F_j , de corrente L_{j-1} , de corrente V_{j+1} e de corrente G_j . A corrente F_j é a vazão molar de alimentação da mistura com fração molar $z_{i,j}$ do componente i, com temperatura T_j^F , com pressão P_j^F e a correspondente entalpia molar H_j^F , a pressão de alimentação é assumida ser maior ou igual à pressão do estágio P_j . A corrente L_{j-1} é a vazão molar do líquido que sai do estágio situado acima do estágio j com fração molar $x_{i,j-1}$ do componente i, com temperatura T_{j-1} , com pressão P_{j-1} e a correspondente entalpia molar H_{j-1}^L . É assumido que a pressão P_{j-1} é menor ou igual à pressão do estágio j. A corrente V_{j+1} é a vazão molar dos gases que saem do estágio situado imediatamente abaixo do estágio j com fração molar $y_{i,j+1}$ do componente i, com temperatura T_{j+1} , com pressão P_{j+1} e com a correspondente entalpia H_{j+1}^V . A corrente G_j é a vazão do vapor d'água injetado direto no estágio, com temperatura T_j^G e com pressão P_j^G . Saindo do estágio j tem-se duas correntes especificadas como corrente L_j e como corrente V_j . A corrente L_j é a vazão molar de líquido com composição $x_{i,j}$ do componente i, com temperatura T_j , com pressão P_j e com a correspondente entalpia molar H_j^L ; a corrente V_j é a vazão molar do gás com fração molar $y_{i,j}$ do componente i, com temperatura T_j , com entalpia molar H_j^V e pressão P_j a qual está em equilíbrio com a pressão do líquido.

Deve-se notar que o esquema mostrado na figura 5.5 é genérico e que o valor das correntes em alguns estágios do DT é nulo; por exemplo, na área de tostagem não entra vapor direto, portanto, o valor de $G_j = 0$. Além disso, existe também na área de tostagem o

calor fornecido pelo vapor indireto que se condensa numa camisa instalada ao redor de cada estágio do tostador.

As equações que relacionam todas as variáveis associadas com o estágio teórico j são explicitada a seguir. Estas equações representam o balanço de massa, balanço de energia e relações de equilíbrio.

Equação do balanço de massa para o componente:

$$L_{j-1} x_{i,j-1} + V_{j+1} y_{i,j+1} + F_j z_{i,j} - L_j x_{i,j} - V_j y_{i,j} = 0 \quad (5.2)$$

Equação do balanço de energia por estágio

$$L_{j-1} H_{j-1}^L + V_{j+1} H_{j+1}^V + F_j H_j^F + G_j H_j^G + QI_j - L_j H_j^L - V_j H_j^V = 0 \quad (5.3)$$

sendo QI_j o calor latente fornecido pelo vapor indireto.

Equação de equilíbrio para o componente i :

$$y_{i,j} = K_{i,j} x_{i,j} \quad (5.4)$$

sendo $K_{i,j}$ a constante de equilíbrio do componente i no estágio j .

Somatório das frações molares dos componentes das misturas em cada estágio

$$\sum_{i=1}^c y_{i,j} = 1 \quad (5.5)$$

$$\sum_{i=1}^c x_{i,j} = 1 \quad (5.6)$$

sendo c o número de componentes.

A equação do balanço material total pode ser usada no lugar das equações (5.5) e (5.6). Ela pode ser resultante da combinação destas duas equações e a $\sum_{i=1}^c z_{i,j} = 1$ com a equação (5.2) somado para todos c componentes a partir do estágio 1 até o estágio j . Assim,

$$L_j = V_{j+1} + \sum_{m=1}^j F_m + G_m - V_1 \quad (5.7)$$

A figura 5.6 esquematiza um modelo físico de N estágios, de configuração adaptada à situação do dessolventizador-tostador. Essa figura servirá de modelo para o desenvolvimento das equações de balanço de massa, de energia e de equilíbrio, as quais

irão compor o modelo para se realizar a análise da operação da separação entre o hexano e o farelo de soja. É importante salientar que este modelo, em muitos aspectos, é semelhante aquele apresentado no capítulo 4 quando se modelou o *stripper*, a partir algoritmo de Burningham-Otto.

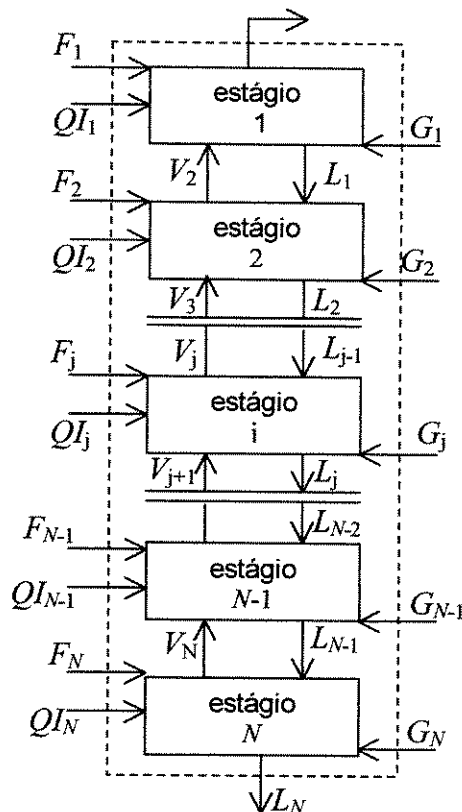


Figura 5.6 Esquema de um extrator contracorrente de N estágios

Como foi visto, o algoritmo de Burningham-Otto é dividido em duas partes: uma parte que realiza o balanço de massa em cada estágio para determinar as vazões e concentrações de saída e outra realiza o balanço de energia para determinar a temperatura de saída. Esses balanços formam sistemas de equações que para serem resolvidos utilizam-se iterações, sendo as variáveis de iteração a temperatura e a vazão de vapor, T_j e V_j .

As concentrações de saída do estágio são obtidas pelo método da matriz tridiagonal, cuja equação básica é a seguinte:

$$Ax_{i,j-1} + Bx_{i,j} + Cx_{i,j+1} = D_j \quad (5.8)$$

sendo:

$$A_j = V_j + \sum_{m=1}^{j-1} (F_m + G_m) - V_1 \quad \text{com } 2 \leq j \leq N \quad (5.9)$$

$$B_j = - \left[V_{j+1} + \sum_{m=1}^j (F_m + G_m) - V_1 + K_{i,j} V_j \right] \quad \text{com } 1 \leq j \leq N \quad (5.10)$$

$$C_j = K_{i,j+1} V_{j+1} \quad \text{com } 1 \leq j \leq N-1 \quad (5.11)$$

$$D_j = -F_j z_{i,j} - G_j \quad \text{com } 1 \leq j \leq N \quad (5.12)$$

com $x_{i,0} = 0$ e $V_{N+1} = 0$ como indicado em figura 5.6. Os valores de $K_{i,j}$ é determinado a partir de dados operacionais reais.

Os valores de $K_{i,j}$ necessários para a aplicação do modelo desenvolvido são aqueles referentes ao equilíbrio líquido-vapor formado no interior do DT entre a água no estado líquido e no estado de vapor, bem como entre o hexano líquido e o hexano no estado de vapor. Os demais componentes da torta, como os flocos e o óleo residual são considerados inertes no processo de separação. Esses dados de equilíbrio para o tipo de mistura em estudo, assim como para as condições de operação do DT não estão disponíveis na literatura, provavelmente, devido às características e peculiaridades específicas deste equipamento na indústria química de forma geral. Assim, na tentativa de resolver o problema da simulação deste equipamento utilizou-se os dados operacionais do DT mostrados no gráfico da figura 5.3. Conforme dito, anteriormente, na seção 5.2, esta figura mostra o gráfico que relaciona a razão entre a massa de água e a massa de hexano na corrente de vapor em função da temperatura dos vapores que saem no topo do equipamento. A partir desse gráfico foi obtido a equação (5.1) que possibilitou determinar composição da corrente gasosa em cada estágio para cada temperatura. A composição do componente na corrente gasosa está relacionado com a composição do mesmo no estado líquido através da constante de equilíbrio no estágio, a qual foi estimada utilizando-se os dados operacionais de massa do DT da COAMO. Assim, a modelagem estabelecida para este equipamento será validada a partir dos resultados do balanço de energia realizado em cada um dos estágios definido no sistema.

Se as equações do balanço de massa forem agrupadas por componente, elas podem ser particionadas e colocadas como uma série de C_m matrizes tridiagonais onde a variável

de saída para cada matriz equação é x_i , em todos os N estágios do DT. Esta matriz é semelhante àquela representada pela equação (4.28).

A resolução da matriz tridiagonal gera os valores das composições do componente i em cada estágio j , ou seja, os valores de $x_{i,j}$. Porém, os valores obtidos não são normalizados nesta etapa, mas utilizados diretamente para gerar novos valores de L_j através da aplicação da seguinte equação

$$L_j^{(k+1)} = L_j^{(k)} \sum_{i=1}^c x_{i,j} \quad (5.14)$$

sendo que a equação (5.14) recebe a denominação de equação *sum-rates* e k é o número de iterações realizadas.

Os valores de $L_j^{(k)}$ são obtidos a partir dos valores de $V_j^{(k)}$ calculados através da equação (5.7). Os correspondentes valores de $V_j^{(k+1)}$ são obtidos do balanço material global, o qual é derivado do somatório da equação (5.2) sobre os c componentes, combinando o resultado com as equações (5.4) e (5.5) e somando aquele resultado sobre todos estágios j até N para se obter a seguinte equação:

$$V_j = L_j - L_N + \sum_{m=j}^N (F_m + G_m) \quad (5.15)$$

Os valores de $x_{i,j}$ necessitam ser normalizados uma vez que estes deverão ser utilizados posteriormente durante a iteração. Essa normalização é feita pela seguinte equação:

$$(x_{i,j})_{normalizado} = \frac{x_{i,j}}{\sum_{i=1}^c x_{i,j}} \quad (5.16)$$

Os correspondentes valores de $y_{h,j}$ são calculados através da equação (5.4).

Neste ponto encerra-se o cálculo das composições de saída de cada estágio para o componente i tanto na fase líquida como na fase de vapor, $x_{i,j}$ e $y_{i,j}$ na iteração k , passando-se, então, para o cálculo dos novos valores das temperaturas dos estágios, T_j .

Os valores de T_j são obtidos pela solução simultânea do conjunto de equações do balanço de energia para os N estágios. As temperaturas estão embutidas nas

correspondentes entalpias específicas das correspondentes correntes de líquido e vapor. Em geral, estas entalpias são não-lineares em relação à temperatura. Portanto, um procedimento de solução iterativa é necessário. Neste caso o método de Newton-Raphson pode ser aplicado com grande sucesso.

A aplicação desse método para determinar os novos valores de T_j é baseado na equação (5.3), cuja equação recursiva para o método de Newton-Raphson é a seguinte

$$\left(\frac{\partial H_j}{\partial T_{j-1}}\right)^{(k)} \Delta T_{j-1}^{(k)} + \left(\frac{\partial H_j}{\partial T_j}\right)^{(k)} \Delta T_j^{(k)} + \left(\frac{\partial H_j}{\partial T_{j+1}}\right)^{(k)} \Delta T_{j+1}^{(k)} = -H_j^{(k)} \quad (5.17)$$

sendo:

$$\Delta T_j^{(k)} = T_j^{(k+1)} - T_j^{(k)} \quad (5.18)$$

$$\frac{\partial H_j}{\partial T_{j-1}} = L_{j-1} \frac{\partial H_{j-1}^L}{\partial T_{j-1}} \quad (5.19)$$

$$\frac{\partial H_j}{\partial T_j} = -L_j \frac{\partial H_j^L}{\partial T_j} - V_j \frac{\partial H_j^V}{\partial T_j} \quad (5.20)$$

$$\frac{\partial H_j}{\partial T_{j+1}} = V_{j+1} \frac{\partial H_{j+1}^V}{\partial T_{j+1}} \quad (5.21)$$

As derivadas parciais dependem das correlações de entalpia que são utilizadas. Neste trabalho considera-se que a entalpia é independente da composição, portanto, usar-se-á as para os cálculos de H_j^L de H_j^V e suas respectivas derivadas as seguintes equações:

$$H_j^L = (x_{hj} c_{ph} + x_{aj} c_{pa} + x_{fj} c_{pf} + x_{oj} c_{po}) (T_j - T_r) \quad (5.22)$$

sendo c_{ph} , c_{pa} , c_{pf} e c_{po} os calores específicos do hexano, da água, do farelo e do óleo de soja respectivamente, T_r a temperatura de referência.

$$H_j^V = y_{hj} [\lambda_h + c_{phy} (T_j - T_r)] + (1 - y_{hj}) [\lambda_a + c_{pya} (T_j - T_r)] \quad (5.23)$$

sendo λ_h o calor latente de vaporização do hexano, λ_a o calor de vaporização da água na temperatura de referência T_r , e c_{phy} e c_{pya} os calores específicos do hexano e da água no estado de vapor.

As N equações formadas a partir da equação (5.17) forma uma equação matriz tridiagonal que é linear em relação a ΔT_j . A forma da equação matriz é idêntica à equação (4.28) onde, por exemplo, $A_2 = (\partial H_2 / \partial T_1)^{(k)}$, $B_2 = (\partial H_2 / \partial T_2)$, $C_2 = (\partial H_2 / \partial T_3)^{(k)}$, $x_{h,2} = \Delta T_2^{(k)}$ e $D_2 = -H_2^{(k)}$. A solução da equação matriz gera o conjunto de correções $\Delta T_j^{(k)}$. Novos supostos valores de T_j são determinados através seguinte equação

$$T_j^{(k+1)} = T_j^{(k)} + f \Delta T_j^{(k)} \quad (5.24)$$

sendo f um fator escalar de atenuação que é útil quando os valores supostos inicialmente não estão razoavelmente próximos dos valores verdadeiros. Geralmente, f é tomado como unitário. Quando todas correções $\Delta T_j^{(k)}$ estão próximas de zero, deve-se procurar um critério para determinar se a convergência foi alcançada. Neste caso, uma maneira de verificar tal convergência é através da seguinte equação critério

$$\tau = \sum_{j=1}^N \left[T_j^{(k)} - T_j^{(k-1)} \right]^2 \leq 0,01N \quad (5.25)$$

Substituição sucessiva é geralmente usada no processo de iteração, ou seja, valores de V_j e de T_j gerados a partir das equações (5.15) e (5.3), respectivamente, durante uma iteração são usados diretamente para iniciar a próxima iteração. Porém, a experiência indica que é desejável freqüentemente ajustar os valores dessas variáveis antes de iniciar uma nova iteração.

A partir da modelagem desenvolvida, passa-se à simulação do DT utilizando-se os dados operacionais coletados na indústria da COAMO.

5.4 Simulação da Dessolventização-Tostagem

5.4.1 Introdução

Esta seção tem por objetivo apresentar a seqüência de procedimentos estabelecida para a análise de desempenho do dessolventizador/tostador. As metas principais que se desejam neste equipamento são as seguintes:

- obter um farelo de soja praticamente livre de hexano, ou seja, o teor de hexano presente no farelo deve ser inferior a 300 ppm;
- conduzir a operação de forma a que o nível de umidade seja adequado para a tostagem do farelo no equipamento;
- obter um vapor no topo do equipamento com a quantidade de energia suficiente para cumprir o objetivo de vaporizar a miscela no sistema de evaporação; e
- cumprir os objetivos anteriores com o menor consumo de vapor possível.

5.4.2 Desenvolvimento do Algoritmo

O algoritmo tem uma seqüência de etapas que se inicia a partir da fixação de um conjunto de variáveis e se desenvolvem relacionando um conjunto de equações e dados até determinar, em cada estágio, os valores relativos à temperatura e às vazões das correntes de vapor e de líquido com suas respectivas concentrações.

A seqüência de etapas é a seguinte:

- I. fixa-se: o número de estágios N , as vazões de alimentação F_j juntamente com sua concentração z_{ij} e suas condições termodinâmicas de pressão P_j^F e de temperatura T_j^F , as vazões de vapor direto G_j e suas condições termodinâmicas de temperatura T_j^G e de pressão P_j^G e a quantidade de calor indireto fornecida QI_j ;
- II. supõe-se um valor inicial para T_j e V_j ;

- III. calcula-se os valores das concentrações na fase líquida dos componentes que estão em equilíbrio líquido-vapor, $x_{h,j}$ e $x_{a,j}$, a partir da equação matriz (5.8);
- IV. calcula-se novos valores de L_j a partir da equação (5.14) e dos novos valores de V_j utilizando-se a equação (5.15);
- V. normaliza-se os valores das concentrações na fase líquida, $x_{i,j}$, e calcula-se o valor de $y_{i,j}$ correspondente;
- VI. calcula-se os novos valores de T_j a partir da equação (5.3) em conjunto as equações obtidas através do método de Newton-Raphson; e
- VII. se necessário, fazer a iteração.

Essa seqüência é mostrada no diagrama de blocos da figura 5.7.

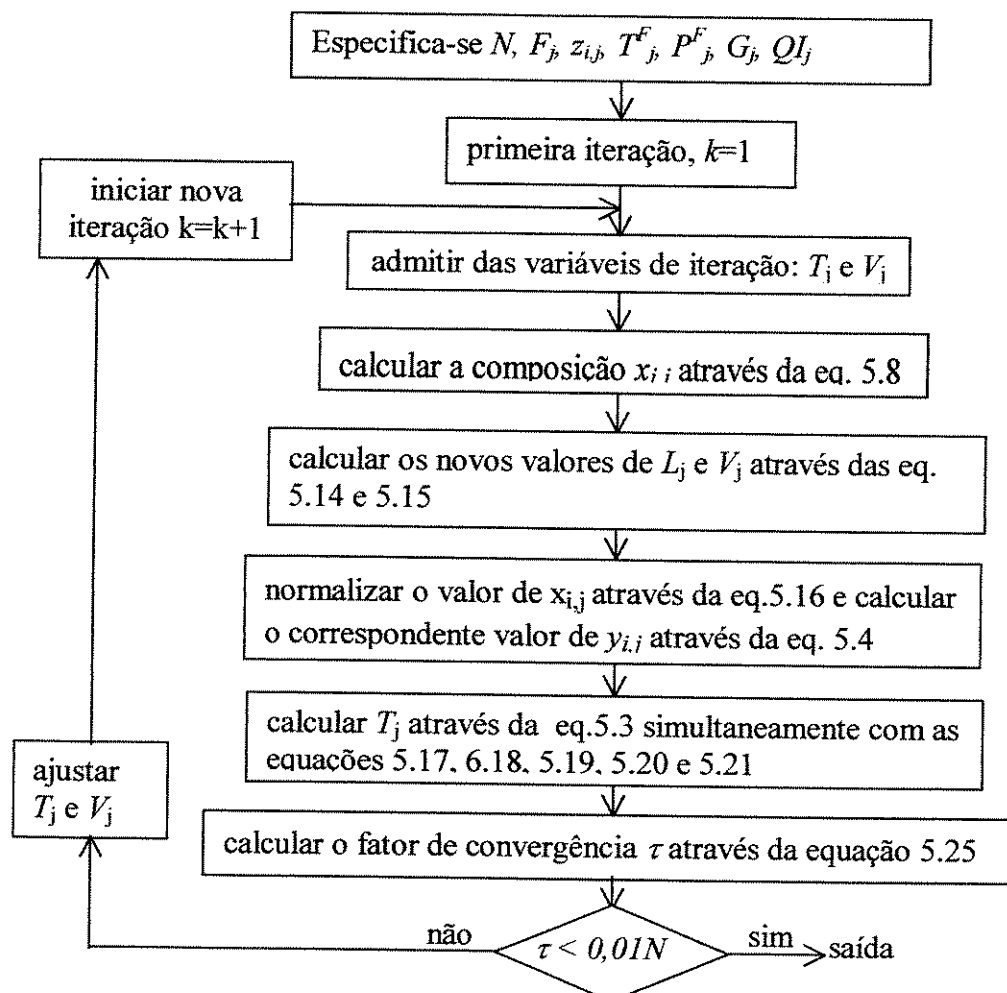


Figura 5.7 Estrutura do algoritmo para a simulação do DT

A resolução das etapas propostas no algoritmo apresentado na figura 4.12 pode envolver uma quantidade muito grande de operações repetitivas, neste sentido um programa computacional é necessário para auxiliar na solução do problema.

O programa que será utilizado neste trabalho é composto de entrada de dados, do programa principal e da saída de dados.

A entrada de dados se compõe basicamente dos valores considerados fixos na condição de funcionamento do equipamento e dos valores das variáveis iterativas. Esses dados são os seguintes:

- número de estágios, N ;
- vazão de alimentação, F_j ;
- concentrações dos componentes da alimentação, $z_{i,j}$;
- temperatura da alimentação, $T_{E,j}$;
- vazão de vapor direto, G_j ;
- vazão do vapor indireto, GI_j ; e
- variáveis iterativas, T_j e V_j .

O programa principal é o elemento que realiza seqüencialmente os cálculos e as iterações necessárias.

A saída de dados compõe-se essencialmente dos resultados obtidos do processo iterativo. Esses dados são os seguintes:

- as composições dos componentes da mistura na fase de vapor, $y_{i,j}$ e as composições dos componentes presentes na torta, $x_{i,j}$;
- as temperaturas dos estágios, T_j ; e
- as vazões L_j e V_j .

A fim de aplicar o modelo proposto para o DT, fez-se um levantamento de dados práticos na indústria da cooperativa COAMO, os quais serão utilizados em conjunto com os dados apresentados na figura 5.3 para a simulação das condições de operação desse equipamento. A seguir, estes dados serão apresentados.

5.4.3 Dados Operacionais do DT

As simulações do sistema em estudo pressupõe a utilização de dois conjuntos de dados importantes: um conjunto são os dados práticos coletados na indústria e o outro conjunto são os dados referentes às situações de equilíbrio líquido-vapor.

Os dados industriais para aplicação do modelo em relação ao DT também foram coletados da planta de extração de óleo de soja da COAMO. Inicialmente, foram analisadas a configuração e características de funcionamento do equipamento e posteriormente a coleta de dados. O DT desta planta tem uma configuração semelhante à da figura 5.8.

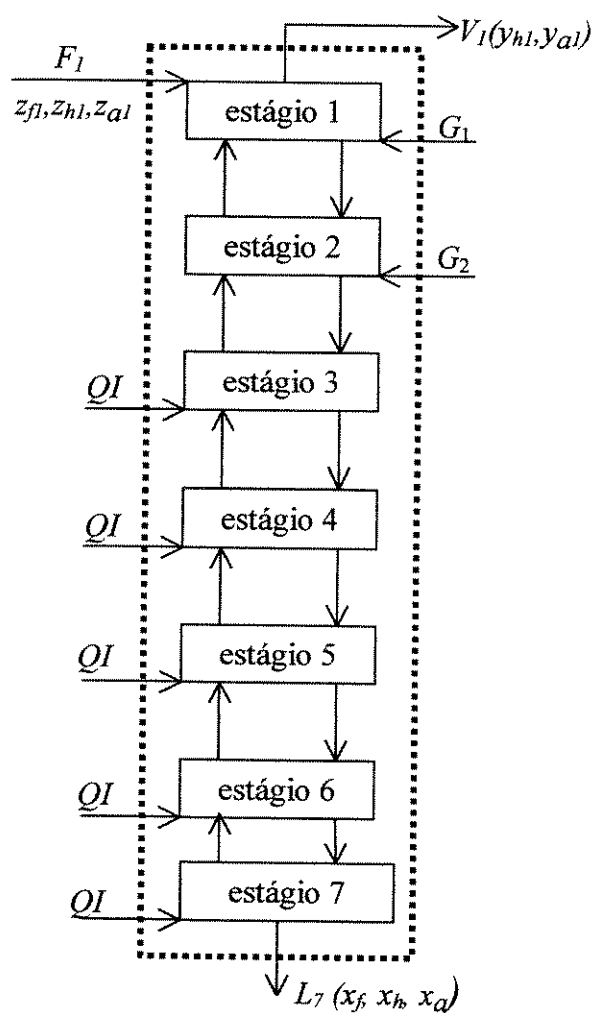


Figura 5.8 Esquema geral do DT da COAMO

A figura 5.8 mostra esquema geral do DT da COAMO, o qual se apresenta na forma vertical, com sete estágios, sendo os dois primeiros utilizados na dessolventização do hexano e os cinco últimos utilizados na tostagem, bem como para evaporar uma pequena parte do hexano que não foi evaporada nos dois primeiros estágios.

O DT recebe a torta proveniente do extrator a uma temperatura de 49 °C, a qual se compõe em termos mássicos de 0,6548 de flocos, de 0,0825 de água, de 0,254 de hexano e de 0,0087 de óleo residual totalizando 43230,0 kg/h de material. Este material ao entrar no DT se movimenta do topo para o fundo e entra em contato no primeiro estágio com 930,0 kg/h de vapor direto a uma temperatura de 180 °C e 1,0 kgf/cm² de pressão e no segundo estágio com 3700,0 kg/h de vapor direto a uma temperatura de 180 °C e 2,5 kgf/cm² de pressão; em seguida, esse material passará pela seção de tostagem. Nesta seção composta de cinco estágios, a torta recebe calor latente proveniente de 380,0 kg de vapor de vapor saturado a uma temperatura de 180,5 °C; com isso, o hexano ainda presente na torta é praticamente eliminado e o farelo é tostado, saindo do último estágio a uma temperatura de 118 °C, numa quantidade de 35530,0 kg/h e composto de 79,9% de flocos, 19,0% de umidade, 1,1% de óleo de soja e 280 ppm de hexano. Após esse estágio, o farelo sofre um resfriamento natural ao ser encaminhado, através de um sistema de roscas, à saída do DT onde descarregado a uma temperatura em torno de 110 °C. Além do farelo, a outra corrente que sai do DT é o vapor de topo a uma temperatura de 71 °C, numa quantidade de 12087,0 kg/h e composta de 91% de hexano e 9% de água, em massa.

O número de estágios de equilíbrio, N , foi definido de acordo com a utilização do algoritmo de Burningham-Otto. A base utilizada, para esta definição, é a variação total da temperatura do topo em relação ao último estágio do DT. Assim, o número de estágios utilizado na aplicação do modelo será definido como sendo igual ao número de graus Celsius referente ao intervalo de temperatura estabelecido pela diferença entre a temperatura no topo e a temperatura na saída do último estágio; por exemplo, se esta diferença for de 50 °C, o número de estágio estabelecido será igual a 50.

A partir da definição do número de estágios de equilíbrio é possível estimar, para cada estágio de equilíbrio, a constante de equilíbrio líquido-vapor através das seguintes etapas:

- I. toma-se a temperatura de cada estágio de equilíbrio;

- II. calcula-se as concentrações na fase de vapor do hexano e da água, em cada estágio de equilíbrio, através da equação (5.1);
- III. toma-se a concentração na fase líquida da torta que entra no equipamento;
- IV. a partir dos dados obtidos nas etapas I e II, realiza-se um balanço de massa em cada estágio de equilíbrio e determina-se as concentrações da corrente, formada pela torta, que sai dos estágios de equilíbrio; e,
- V. a partir das concentrações de hexano e água nas correntes obtidas nas etapas II e IV, calcula-se a constante de equilíbrio para cada estágio, através da equação 5.4.

5.4.4 Resultados e Discussões

Da mesma maneira que se procedeu, anteriormente, no caso do *stripper*, os resultados obtidos com as simulações do DT serão apresentados de duas maneiras. A primeira delas se apresenta como a mais relevante: a comparação entre os valores de saída das vazões, das concentrações e das temperaturas obtidos através do modelo e aqueles coletados na indústria da cooperativa COAMO. A segunda maneira, por sua vez, de apresentar os resultados se refere à verificação do comportamento de determinadas variáveis proveniente de alterações impostas nas condições de operação do processo em estudo.

5.4.4.1 Comparação entre os Resultados do Modelo e os Resultados Operacionais do DT

O objetivo desta seção é apresentar uma análise comparativa entre os resultados obtidos através do modelo desenvolvido para o DT e os resultados operacionais de saída deste equipamento obtidos na indústria. As comparações deverão mostrar o grau de proximidade de variáveis operacionais importantes no DT como vazões, concentrações e temperaturas. Os resultados obtidos serão apresentados em duas tabelas: a tabela 5.1 onde consta os dados de massa e a tabela 5.2, os dados de temperaturas referentes ao topo do DT e mais os sete estágios do equipamento.

Tabela 5.1 Comparação dos resultados do modelo e resultados operacionais

resultados de saída	dados reais		dados simulados	
concentrações (em massa)	fundo	topo	fundo	topo
farelo	79,9%	-	80,0%	-
hexano	280 ppm	90,0%	262 ppm	90,1%
água	19,0%	10,0%	18,9%	9,9%
óleo	1,15%	-	1,07%	-
vazão (kg/h)	35530,0	12083,0	35394,5	12085,5

Os resultados obtidos a partir dos dados reais coletados na indústria e mostrados na tabela 5.1 da COAMO revelam apenas pequenas diferenças entre os dados reais e os dados simulados. Pode-se destacar como diferença mais significativa o caso do hexano, cujo valor simulado está em torno de 12% abaixo do valor real.

Tabela 5.2 Temperaturas nos estágios do DT

Temperatura (°C)	real	simulado
Topo	71,0	71,5
Estágio 1	90,0	87,3
Estágio 2	100,0	98,4
Estágio 3	101,0	100,2
Estágio 4	108,0	112,0
Estágio 5	110,0	113,9
Estágio 6	115,0	118,7
Estágio 7	118,0	116,7

Os resultados apresentados na tabela 5.2 mostram que os valores das temperaturas obtidos com o modelo proposto para o DT estão relativamente próximos dos valores reais da COAMO. As diferenças mais significativas ocorrem no Estágio 1 e no Estágio 5, cujos valores relativos são de 5,5% e 4,9%, respectivamente.

Além dos dados apresentados nas tabelas 5.1 e 5.2, o consumo de vapor direto é um dado significativo que deve ser apresentado, uma vez que este vapor faz parte das correntes de processo do DT. O valor determinado, a partir do modelo, é igual a 4630,0 kg/h, o qual representa aproximadamente 12% do valor da quantidade de soja

processada no período, e está abaixo do valor limite de 15%, conforme afirma Zanetti (1981).

Em resumo, os resultados obtidos pelo modelo podem ser considerados satisfatórios se comparados com os dados reais obtidos na COAMO. A seguir, serão apresentadas outras situações que buscam verificar o comportamento do modelo com alterações em determinadas variáveis importantes do processo.

5.4.4.2 Influência da Concentração do Hexano na Torta sobre a Umidade do Farelo e o Consumo de Vapor no DT

O objetivo desta seção é analisar os efeitos da variação da concentração do hexano na entrada do DT e outras variáveis operacionais importantes tais como a umidade do farelo e o consumo de vapor. Esta análise se justifica uma vez que a operação do extrator pode em determinados momentos de seu funcionamento reter uma quantidade maior ou menor de hexano na torta. Ao mesmo tempo, esta condição altera as concentrações do hexano tanto na torta como na miscela, a qual deve ser analisada a fim de não comprometer o desempenho do equipamento. Os resultados destas variações estão conforme a tabela 5.3.

Tabela 5.3 Efeito do teor de hexano da torta sobre a umidade do farelo e consumo de vapor

vazão da torta (kg/h)	43230,0	44277,4	45248,6	46151,4	46966,6
fração mássica do hexano	0,2540	0,2713	0,2873	0,3013	0,3138
umidade do farelo (fração mássica)	0,1894	0,1935	0,1978	0,2014	0,2036
consumo de vapor direto (kg/h)	4250,0	4550,0	4825,0	5080,0	5265,0
consumo de vapor indireto (kg/h)	510,0	476,0	425,0	391,0	374,0

Na seção 5.1 deste capítulo afirmou-se que o consumo de vapor direto é diretamente proporcional ao teor de hexano presente na torta quando esta entra no DT. A partir do modelo proposto para a simulação do DT, essa afirmativa foi testada lançando os dados presentes na tabela 5.3 num gráfico onde o consumo de vapor direto está nas ordenadas e o teor de hexano está nas abscissas. O resultado foi uma reta com coeficiente de

correlação igual a 0,9997, ou seja, praticamente igual a 1 e que realmente a afirmação está correta de acordo com os resultados obtidos com o modelo.

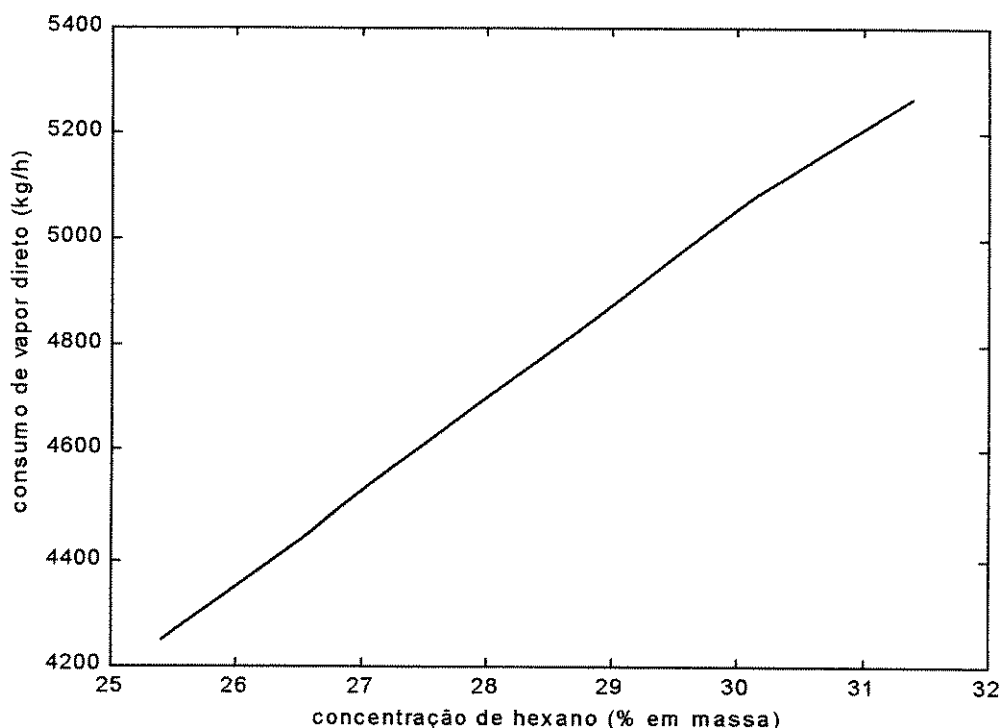


Figura 5.9 Relação entre o consumo de vapor direto e o teor de hexano na torta

Os dados da tabela 5.3 também mostram que teor de umidade do farelo que sai tostado do DT aumenta com o aumento do teor de hexano na torta. Este aumento do teor do farelo obtido pelo modelo ocorre na prática conforme o trabalho de Mustakas *et al* (1981) e deve ocorrer em função do equilíbrio termodinâmico que se estabelece dentro do sistema. Outro aspecto que deve ser observado através dos dados da tabela 5.3 é a redução no consumo do vapor indireto com o aumento do teor de hexano na torta. Esta redução pode ser explicada considerando-se que o aumento do teor de hexano na torta implica no aumento do consumo de vapor direto e isto propicia que a zona de tostagem do farelo necessite de menor energia para gerar um farelo dentro das especificações recomendadas.

5.4.4.3 Influência da Temperatura de Entrada no DT sobre o Consumo de Vapor Direto

O objetivo desta seção é verificar o efeito da temperatura de entrada do DT sobre o consumo de vapor direto. Para tanto, fez-se variações sistemáticas na temperatura da torta que entra no DT e os resultados obtidos com o modelo consumo de vapor direto estão mostrados na tabela 5.4.

Tabela 5.4 Efeito da temperatura na entrada do DT sobre o consumo de vapor vivo

temperatura (°C)	49	50	52	54	56	58	60
consumo de vapor vivo (kg/h)	4250	4180	4150	4075	4000	3900	3830

A tabela 5.4 mostra os resultados, obtidos através do modelo, sobre o consumo de vapor vivo quando se altera a temperatura da torta que sai do extrator e entra no DT. Esses resultados mostram que, em média, para cada grau de aumento na temperatura ocorre uma redução de consumo de 35 kg/h de vapor direto.

5.5 Conclusões sobre a Dessolventização-Tostagem

O objetivo deste capítulo foi apresentar um modelo que possa ser utilizado como ferramenta num processo de otimização na etapa de separação do hexano do farelo de soja no DT.

Na busca deste objetivo, dificuldades específicas foram encontradas uma vez o DT é um equipamento muito específico dentro do panorama da indústria química, bem como a mistura de materiais presente na sua operação. Esta especificidade se traduz na falta dos dados de equilíbrio experimentais e nas características especiais dos materiais e equipamentos envolvidos na dessolventização/tostagem. No entanto, o modelo previsto no objetivo foi proposto, o qual se compõe das seguintes partes fundamentais: o modelo matemático, o algoritmo de solução, a coleta de dados operacionais e a aplicação do sistema desenvolvido com os dados coletados na indústria local.

A modelagem matemática desenvolvida para o DT foi baseada em balanços de massa, de energia e relações de equilíbrio, em estágios. O algoritmo de resolução utilizado

teve como o algoritmo já apresentado na simulação do *stripper*. A coleta de dados operacionais para aplicação foi realizada na indústria da cooperativa COAMO.

A partir dos modelo teórico e dos dados operacionais disponíveis, passou-se à aplicação prática visando obter a confirmação da sua viabilidade como ferramenta para auxiliar em processos de otimização da dessolventização/tostagem, assim como permitir melhor visualização de suas limitações.

A aplicação foi realizada e os resultados obtidos foram analisados. Estes mostraram que o modelo proposto para o DT é coerente e pode ser perfeitamente utilizado como ferramenta num sistema de otimização da operação de dessolventização/tostagem. Esta constatação pode ser confirmada, uma vez que os níveis de separação de hexano do farelo de soja, bem como temperaturas dos estágios do equipamento estão bastante próximos dos valores obtidos na prática industrial. No entanto, erros foram observados em relação às variáveis citadas acima; isto pode ser devido a fatores não previstos no modelo como as perdas de calor para o ambiente, as dificuldades na previsão de parâmetros de troca térmica e de equilíbrio, dificuldades de contato entre a fase líquida e a fase de vapor dentro do DT.

Por último, pode-se destacar que o objetivo do capítulo foi atingido uma vez que os resultados obtidos, com as simulações, mostraram que o modelo proposto é coerente e possível de ser utilizado como ferramenta num processo de otimização das operações que fazem parte da separação do hexano e o farelo de soja.

No próximo capítulo, pretende-se apresentar uma modelo adequado para a análise energética do sistema de separação do hexano tanto do óleo como do farelo de soja. Este modelo é baseada na Análise *Pinch*.

6 ANÁLISE ENERGÉTICA DO PROCESSO

6.1 Introdução

Nos capítulos anteriores foram realizadas a modelagem, a simulação e a análise das principais operações envolvidas na obtenção do óleo bruto de soja procurando obter os valores das correntes nas melhores condições de operação. Estes modelos podem agora ser utilizados para analisar e otimizar o processo de forma global. Neste capítulo, os modelos serão utilizadas como ferramentas para detectar possíveis subprocessos ou operações que possam contribuir para uma redução do consumo de energia e para a melhoria na recuperação do hexano na obtenção do óleo de soja. Existem métodos disponíveis para realizar a análise energética do processo, tais como a otimização matemática e a análise termodinâmica. A Análise *Pinch* é uma metodologia enquadrada dentro do ramo da análise termodinâmica, que exige poucos dados experimentais na sua utilização e é de fácil aplicação. Por isso, esta será utilizada, neste trabalho, para realizar a análise energética da planta de obtenção de óleo de soja.

A Análise *Pinch* possibilita o cumprimento desses objetivos, pois a partir desta tecnologia é possível identificar mudanças apropriadas nas condições do processo que possam ter impacto na economia de energia. Especificamente, isto será feito iniciando-se com os balanços material e térmico do processo; em seguida, estabelece-se as metas de consumo mínimo de energia e, finalmente, a identificação das possibilidades que possam levar a uma redução no consumo de energia. A seguir, as correntes e o fluxograma do processo de obtenção de óleo e farelo serão organizados de forma a aplicação da metodologia *Pinch*.

No capítulo II, a figura 2.10 mostra o fluxograma típico de uma planta de obtenção de óleo bruto e farelo de soja sem entrar nos detalhes referentes à rede de trocadores de calor presente no processo, a qual é formada de aquecedores e de condensadores. A figura 6.1 mostra o fluxograma de uma planta típica de obtenção de óleo e farelo procurando destacar os processos de aquecimento e resfriamento das correntes envolvidas.

6.2 Fluxograma do Processo

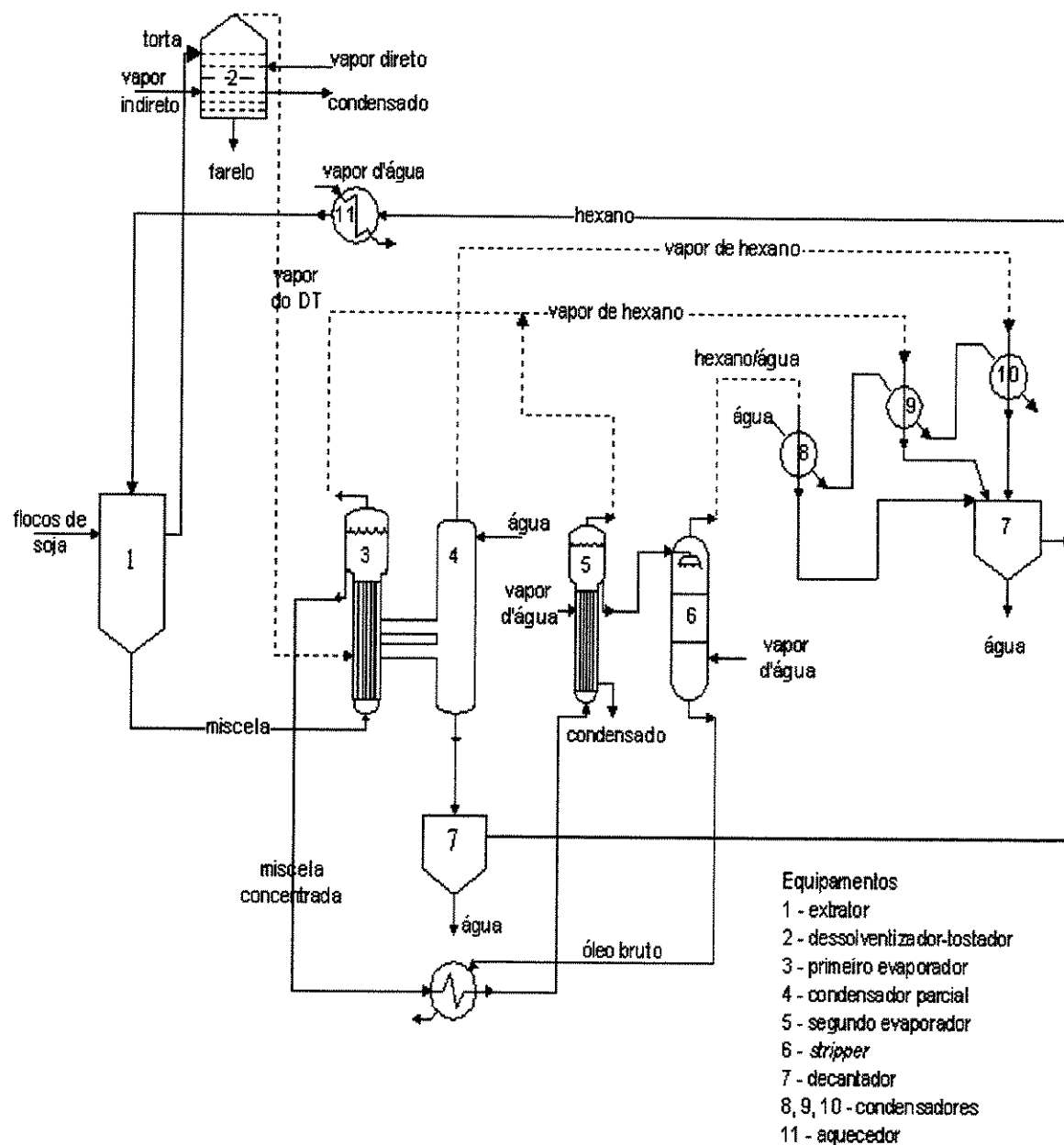


Figura 6.1 Correntes presentes no processo de obtenção do óleo bruto de soja

O fluxograma apresentado pela figura 6.1 mostra que do extrator sai a miscela, que é transportada ao primeiro evaporador, e a torta que é enviada ao dessolventizador/tostador; e como pode ser observado nenhuma das correntes sofre qualquer processo de aquecimento ou resfriamento no trajeto. O dessolventizador/tostador gera o farelo e uma corrente de vapores saturada, formada de hexano e água, a qual irá

passar pelo primeiro evaporador onde irá se condensar parcialmente fornecendo o calor da condensação para a evaporação do hexano presente na miscela; a parte condensada é enviada a um decantador e a parte não condensada, neste processo, recebe em seguida uma dosagem de água fria na tentativa de condensar ao máximo o vapor de hexano restante antes de encaminhá-lo a um condensador total. O primeiro evaporador gera a corrente formada de vapor de hexano puro, o qual será condensado num condensador total e a corrente formada de miscela concentrada que é encaminhada ao segundo evaporador; antes de entrar neste evaporador, esta corrente recebe um aquecimento, quando passa por um trocador de calor, do óleo de soja proveniente do *stripper*. O segundo evaporador produz uma corrente de hexano puro que será condensada num condensador total e a corrente de miscela que é encaminhada ao *stripper*. Este equipamento recebe vapor direto que faz o *stripping* de praticamente todo o hexano ainda presente no óleo gerando desta forma duas correntes: uma é o óleo bruto de soja que ainda aquecerá a corrente de miscela, proveniente do primeiro evaporador, antes de continuar no processo para ser refinado e a outra corrente são os vapores que saem no topo do *stripper* formados de água e de hexano que serão condensados num condensador total. Deve-se salientar que todas correntes de vapores contendo hexano, após passarem através dos condensadores, são encaminhadas para a operação de decantação onde o hexano é separado da água. Após a decantação, a corrente de hexano líquido é encaminhada de volta à extração, porém antes de entrar no extrator esta passa por um trocador onde sofre um aquecimento com vapor.

6.3 Determinação das Correntes do Processo

O fluxograma da figura 6.1 mostra as correntes envolvidas no processo de obtenção de óleo de soja típico. Uma análise preliminar das correntes do processo mostra a presença de correntes quentes e de correntes frias, algumas já integradas como é o caso dos vapores do DT com a miscela no primeiro evaporador e do óleo bruto do *stripper* com a miscela concentrada; e outras não estão ainda integradas e, neste sentido, um estudo mais criterioso deve ser feito na tentativa de verificar a viabilidade energética desta integração. A determinação e caracterização correta daquelas correntes do processo que atuam como consumidoras de energia e daquelas que atuam como fornecedoras de energia é de fundamental importância nesta análise.

Deve-se salientar, que para contribuir no alcance dos objetivos deste trabalho, a forma de caracterizar as correntes do processo, em algumas situações, é diferente da maneira tradicional aplicada na Tecnologia *Pinch*. Esta caracterização leva em consideração que, ao longo do processo, ocorrem algumas operações de mudança de fase (condensação e vaporização) que consomem e liberam energia. Sabe-se que a variação de temperatura, ΔT , nestas operações é nula e que o calor envolvido é igual ao calor latente de vaporização da corrente. A fim de incluir essas transformações energéticas, nesta análise, necessita-se de um valor da variação da temperatura diferente de zero. Neste sentido, considera-se o valor de ΔT igual a 1 na transformação e a variação de entalpia, ΔH , torna-se igual ao produto do peso específico pela vazão do material envolvido no processo. Estas considerações serão percebidas, posteriormente, nas seções 6.3.2, 6.3.3 e 6.3.4.

Os equipamentos de separação tais como o DT, o primeiro evaporador, o segundo evaporador e o *stripper* provocam alterações no estado das correntes que os atravessam, bem como nos seus patamares energéticos. Além disso, deve-se salientar que serão utilizados dados das correntes que mais se aproximam dos dados operacionais, pois isto irá permitir uma comparação e identificação do potencial de integração energética da planta. A seguir, a caracterização dessas correntes ocorrerá com maiores detalhes.

6.3.1 Caracterização das Correntes do DT

No processo industrial da COAMO, a torta sai do extrator a uma temperatura em torno de 49 °C e imediatamente entra no topo do DT à mesma temperatura; ao passar pelo DT, a torta sofre um aquecimento e atinge o fundo do equipamento a uma temperatura em torno de 118 °C. Esse aquecimento é provocado pela introdução de vapor direto na seção de dessolventização e pelo vapor indireto na seção de tostagem. Uma parte do vapor direto se condensa e se incorpora na corrente da torta, a outra parte se incorpora à corrente de vapor que sai no topo, portanto, este vapor não deve ser considerado como uma utilidade para fins de integração energética. O vapor indireto entra nas camisas instaladas na seção de tostagem no estado saturado numa temperatura de 185,2 °C e cede calor latente para auxiliar no processo de tostagem da torta; este vapor por estar encamisado não toma parte diretamente no processo e, portanto, deve ser considerado como uma utilidade para fins de integração energética. A figura 6.2 mostra um esquema de aquecimento da torta, na

tostagem, através do calor do vapor indireto.

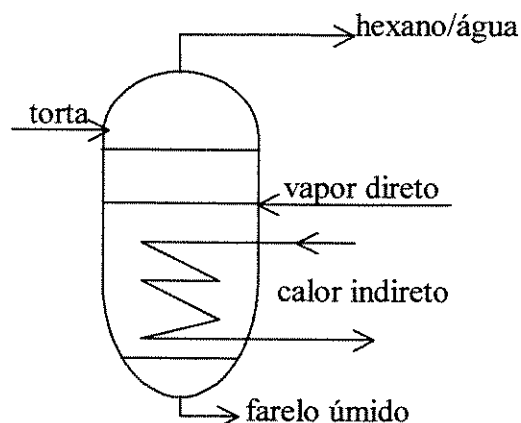


Figura 6.2 Esquema das correntes no DT

O vapor que sai no topo do DT, no processos originais de obtenção de óleo de soja era encaminhado diretamente a um condensador como mostra a figura 2.8. Posteriormente, esse vapor foi encaminhado para o primeiro evaporador para fornecer o seu calor disponível para evaporar a miscela. Esta integração continua nos processos atuais conforme mostra a figura 2.10. Inicialmente, nesta análise, pretende-se manter esta forma de integração.

O vapor indireto, conforme mostra a figura 6.2, atua como a utilidade que fornece o calor para o aquecimento da torta na seção de tostagem do DT, isto é, a torta atua na seção de tostagem como receptora de energia. O calor indireto faz com que a torta passe de uma temperatura de 108 °C a 118 °C.

Um gráfico esquemático de temperatura versus entalpia é mostrado na figura 6.3 para representar a troca térmica entre o vapor indireto e a torta na seção de tostagem.

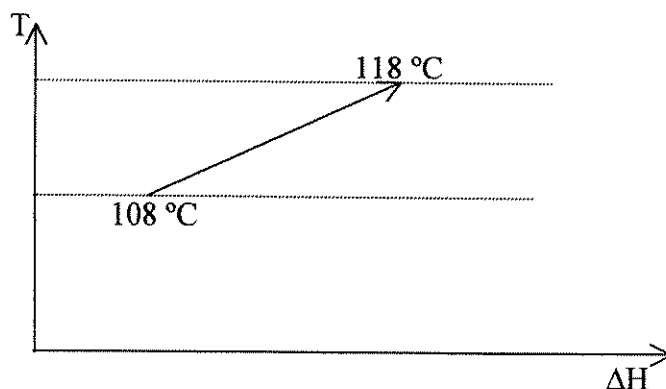


Figura 6.3 Esquema de aquecimento da torta no DT

A tabela 6.1 mostra os dados que caracteriza a corrente do DT. Essa destaca o nome da corrente, a capacidade calorífica, as temperaturas de entrada e de saída e a quantidade de calor trocada.

Tabela 6.1 Caracterização da corrente relacionada ao DT

corrente	Mc_p (kW/°C)	T_{en} (°C)	T_{sai} (°C)	Q (kW)
Torta	21,85	108	118	218,5

A corrente formada pelos vapores que saem do topo do DT é integrada ao primeiro evaporador e, portanto, será discutida, a seguir, na seção 6.3.2.

6.3.2 Caracterização das Correntes do Primeiro Evaporador

O primeiro evaporador tem a função de receber a miscela que vem do extrator e integrá-la energeticamente com os vapores do DT a fim de separar uma parte do hexano do óleo. Esses vapores ao passarem através do evaporador condensam-se, porém, uma parte do hexano ainda permanece no estado de vapor e necessita ser condensada em outros equipamentos. Estes equipamentos normalmente são: um condensador parcial e um condensador total, conforme mostra o fluxograma da figura 6.1.

A miscela ao receber calor dos vapores do DT evapora e gera duas correntes na saída do evaporador: o vapor de hexano puro, o qual deve ser condensado e a corrente de miscela concentrada que deve ser enviada ao segundo evaporador. A figura 6.4 mostra essas correntes.

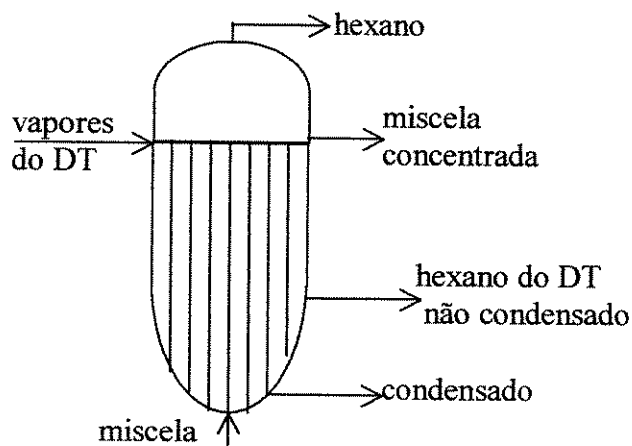


Figura 6.4 Esquema das correntes do primeiro evaporador

Os vapores do DT entram no primeiro evaporador a uma temperatura de saturação de 71 °C e se integram energeticamente com a corrente de miscela, a quem fornece calor latente condensando, dessa forma, toda água, bem como parte do hexano. Como já afirmado anteriormente, inicialmente esta parte não será considerada na análise energética do processo.

O hexano do DT não condensado na integração sai do primeiro evaporador a uma temperatura de 71 °C e sofre um resfriamento até atingir uma temperatura de 52 °C. Em seguida, passa por uma condensação parcial onde mais uma parcela dele se condensa e a outra parte, a uma temperatura de saturação de 52 °C é encaminhada a um condensador total de onde sai a uma temperatura de 40 °C.

A miscela concentrada sai do primeiro evaporador numa temperatura de 50 °C e sofre um aquecimento até atingir a temperatura de 59 °C antes de entrar no segundo evaporador. Já o hexano que é evaporado da miscela sai do evaporador a uma temperatura de 50 °C é enviado a um condensador total de onde sai a uma temperatura de 40 °C.

Como pode ser observado, as correntes que saem do primeiro passam por uma série de transformações até atingir seu resfriamento e ao aquecimento. Assim, para facilitar a compreensão e a aplicação da Análise *Pinch*, a figura 6.5 mostra estas transformações em termos apenas dos valores das temperaturas.

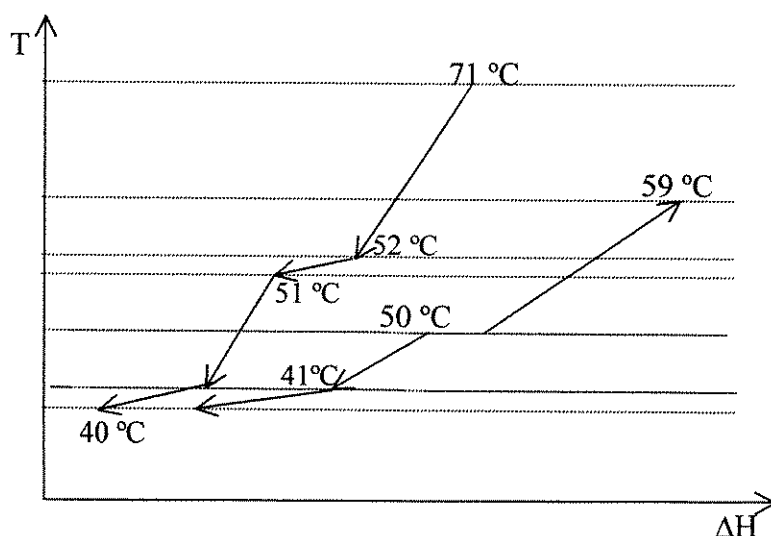


Figura 6.5 Transformações energéticas das correntes do primeiro evaporador

Um resumo das transformações das correntes do primeiro evaporador a partir dos intervalos de temperatura será apresentado a seguir:

- Intervalo de 71 a 52 °C representa a etapa em que ocorre um resfriamento da parte do hexano, já puro, não condensada no primeiro evaporador e será denominada de Vapor do DT1.
- O intervalo 52 a 51 °C representa a etapa de condensação de parte do hexano no condensador parcial na pressão do sistema; esta corrente será denominada de Vapor do DT2.
- O intervalo de 51 a 41 °C representa a etapa de resfriamento do hexano proveniente do condensador parcial e será denominada de Vapor do DT3.
- O intervalo de 41 a 40 °C representa a etapa de condensação do hexano na pressão de operação do sistema a fim de ser encaminhado ao decantador e será denominada de Vapor do DT4.

Além disso, tem-se:

- O intervalo de 50 a 41 °C que representa o resfriamento do hexano puro evaporado da miscela e que será denominada de Vapor da Miscela1.
- O intervalo de 41 a 40 °C que representa a condensação total do hexano evaporado na pressão do sistema e que será denominada de Vapor da Miscela2.
- O intervalo de 50 a 59 °C que representa o aquecimento da corrente da miscela que sai do primeiro evaporador e que será denominada de Miscela Concentrada1.

A tabela 6.2 apresenta a caracterização das correntes do primeiro evaporador definidas anteriormente, destacando-se o nome da corrente, a capacidade calorífica, as temperaturas de entrada e de saída e a quantidade de calor trocada.

Tabela 6.2 Caracterização das correntes relacionadas ao primeiro evaporador

corrente	Mc_p (kW/°C)	T_{en} (°C)	T_{sai} (°C)	Q (kW)
Vapor do DT1	1,70	71	52	-32,30
Vapor do DT2	144,33	52	51	-144,33
Vapor do DT3	0,83	51	41	-8,30
Vapor do DT4	135,26	41	40	-135,26
Miscela Concentrada1	6,72	50	59	60,48
Vapor da Miscela1	9,22	50	41	-82,99
Vapor da Miscela2	1601,03	41	40	-1601,03

6.3.3 Caracterização das Correntes do Segundo Evaporador

O segundo evaporador tem a função básica de evaporar ainda mais o hexano presente na miscela que vem do primeiro evaporador. Essa evaporação é realizada o calor latente do vapor d'água saturado a 127 °C, que atua no processo como uma utilidade.

A corrente já denominada anteriormente de Miscela Concentrada1 entra no segundo evaporador a temperatura de 59 °C e atinge 120 °C quando entra em evaporação gerando, assim, o hexano puro que deve ser totalmente condensado e a miscela com pequena quantidade de hexano que será encaminhada ao *stripper*. O esquema desse evaporador com as correntes é mostrado na figura 6.6.

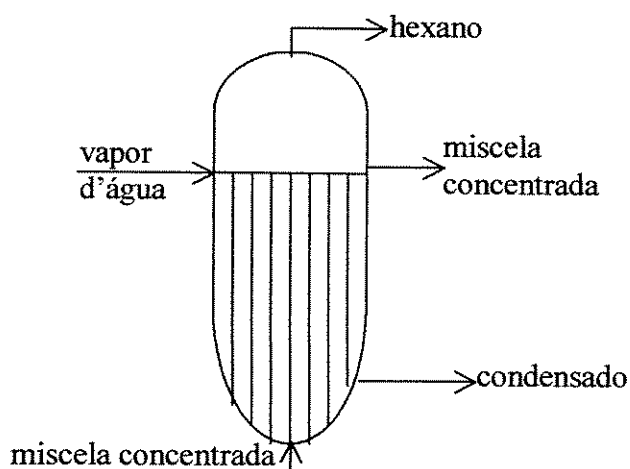


Figura 6.6 Esquema das correntes do segundo evaporador

A figura 6.7 mostra as transformações energéticas das correntes relacionadas ao segundo evaporador.

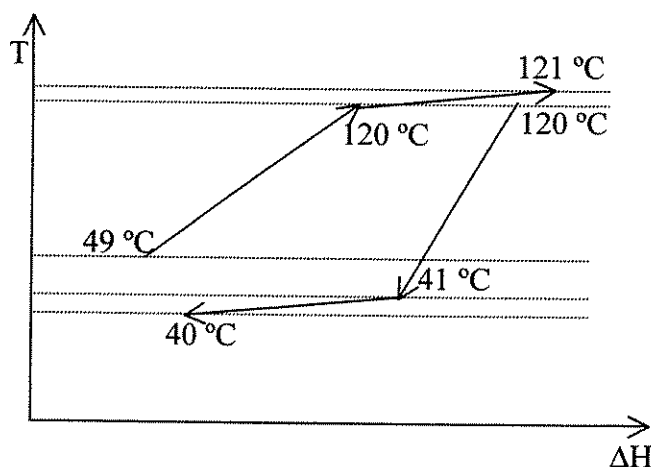


Figura 6.7 Transformações energéticas das correntes do segundo evaporador

Um resumo das transformações das correntes do segundo evaporador a partir dos intervalos de temperatura será apresentado a seguir.

- O intervalo de 59 a 120 °C representa o aquecimento da miscela concentrada que entra no segundo evaporador e a corrente será denominada de Miscela Concentrada2.
- O intervalo de 120 a 121 °C representa a vaporização do hexano no segundo evaporador e a corrente será denominada de Vapor da Miscela3.
- O intervalo de 120 a 41 °C representa o resfriamento do hexano puro e a corrente será denominada de Vapor da Miscela4.
- O intervalo de 41 a 40 °C representa a condensação do hexano na pressão do sistema e a corrente será denominado de Vapor da Miscela5

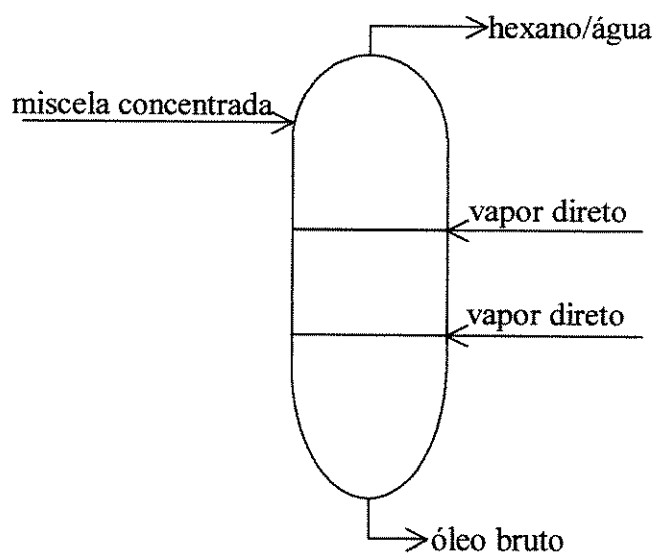
A tabela 6.3 apresenta a caracterização das correntes do segundo evaporador definidas anteriormente, destacando-se o nome da corrente, a capacidade calorífica, as temperaturas de entrada e de saída e a quantidade de calor trocada.

Tabela 6.3 Caracterização das correntes relacionadas ao segundo evaporador

corrente	Mc_p (kW/°C)	T_{en} (°C)	T_{sai} (°C)	Q (kW)
Miscela concentrada2	6,72	59	120	409,9
Vapor da Miscela3	413,60	120	121	413,60
Vapor da Miscela4	2,23	121	41	-178,4
Vapor da Miscela5	357,74	41	40	-357,7

6.3.4 Caracterização das Correntes do *Stripper*

O *stripper* recebe a miscela concentrada que vem do segundo evaporador, que entra em contato com vapor direto nos estágios do equipamento provocando a separação da pequena quantidade de hexano presente no óleo de soja. Para efetivar a operação *stripping* o vapor superaquecido é injetado a temperatura de 180 °C e 4,0 kgf/cm² de pressão no extrator. Nestas condições, o hexano se evapora e juntamente com o vapor d'água sai no topo do *stripper* a uma temperatura de 120 °C; assim, este vapor não deve ser considerado como uma utilidade, mas uma corrente de processo que possibilita a transferência de massa miscela para o vapor. A figura 6.8 mostra o esquema do *stripper* as correntes relacionadas.

Figura 6.8 Esquema das correntes do *stripper*

O vapor de topo formado pelo hexano e o vapor d'água passa por um resfriamento antes de se condensar na pressão do sistema a uma temperatura de 71 °C, e

depois sofrer um sub-resfriamento até 40 °C. O óleo bruto que sai no fundo sai no fundo a 113 °C e sofre um resfriamento até a temperatura de 82 °C ao fornecer calor à miscela que entra no segundo evaporador.

A figura 6.9 mostra as transformações energéticas das correntes relacionadas ao *stripper*.

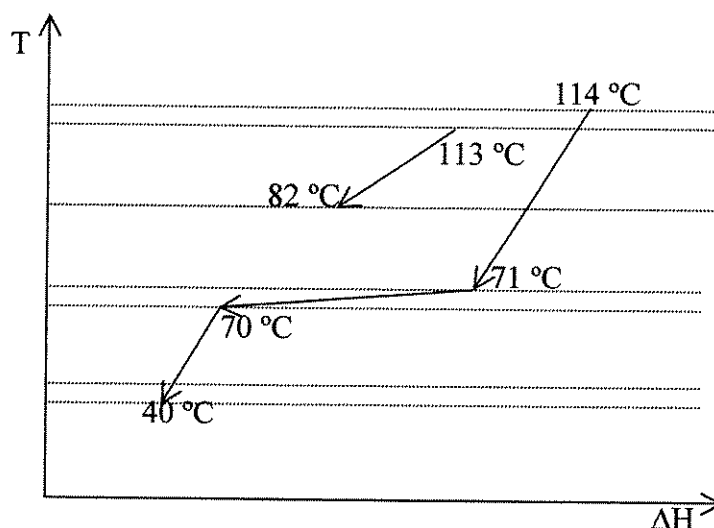


Figura 6.9 Transformações energéticas das correntes do *stripper*

A seguir, um resumo das transformações das correntes do *stripper* a partir dos intervalos de temperatura.

- O intervalo de 114 a 71 °C significa que a corrente passa por um resfriamento até atingir o ponto de condensação da mistura e será denominada de Vapor de *Stripper1*.
- O intervalo de 71 a 70 °C significa que a corrente está passando pelo processo de condensação da mistura e será denominada de Vapor de *Stripper2*.
- O intervalo de 70 a 40 °C significa que a corrente está passando por um processo de sub-resfriamento e será denominada de vapor de *Stripper3*.
- O intervalo de 113 a 82 °C significa que o óleo bruto está sofrendo um resfriamento ao aquecer a miscela concentrada ao entrar no segundo evaporador.

A tabela 6.4 mostra a caracterização das correntes do *stripper* definidas

anteriormente, destacando-se o nome da corrente, a capacidade calorífica, as temperaturas de entrada e de saída e a quantidade de calor trocada.

Tabela 6.4 Caracterização correntes relacionadas ao *stripper*

corrente	Mc_p (kW/°C)	T_{en} (°C)	T_{sai} (°C)	Q (kW)
Vapor de <i>Stripper</i> 1	0,59	114	71	-25,4
Vapor de <i>Stripper</i> 2	621,07	71	70	-621,1
Vapor de <i>Stripper</i> 3	1,18	70	40	-35,4
Óleo Bruto	4,27	113	82	-132,4

6.3.5 – Caracterização da Corrente do Hexano Recuperado

Conforme o fluxograma da figura 6.1, o hexano recuperado através das operações no DT, nos evaporadores, no *stripper* é condensado e encaminhado aos decantadores onde é separado da água. O hexano puro sai dos decantadores à temperatura de 40 °C e, no trajeto até o extrator, esse sofre um aquecimento até atingir a temperatura de 53 °C.

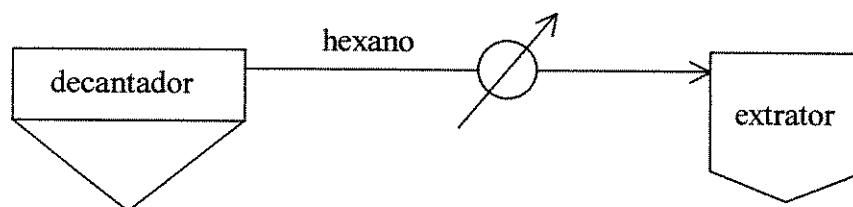


Figura 6.10 Esquema da corrente do hexano recuperado

O gráfico apresentado na figura 6.11 mostra a transformação energética da corrente relacionada ao hexano recuperado desde o decantador até o extrator.

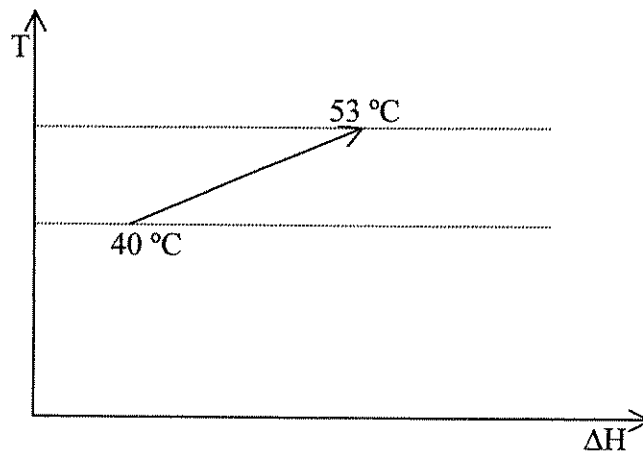


Figura 6.11 Transformação energética da corrente do hexano recuperado

A tabela 6.5 mostra a caracterização da corrente do hexano recuperado definida anteriormente, destacando-se o nome da corrente, a capacidade calorífica, as temperaturas de entrada e de saída e a quantidade de calor trocada.

Tabela 6.5 Caracterização corrente relacionada ao hexano recuperado

corrente	Mc_p (kW/°C)	T_{en} (°C)	T_{sai} (°C)	Q (kW)
hexano recuperado	22,23	40	53	289,0

Finalizada a caracterização das correntes doadoras e receptoras de energia do processo, passa-se à aplicação da Análise *Pinch* visando a análise energética do sistema em estudo.

6.4 Aplicação da Análise *Pinch*

Nas seções anteriores procurou-se identificar as correntes do processo de obtenção do óleo de soja que são passíveis de serem integradas energeticamente. A seguir, as correntes apresentadas nas tabelas 6.1, 6.2, 6.3, 6.4 e 6.5 serão mostradas na tabela 6.6 com o objetivo de facilitar a aplicação da Análise *Pinch*. Esta tabela possui seis colunas onde consta o número, o nome, a capacidade térmica, a temperatura de entrada, a temperatura de saída e o calor trocado de cada corrente.

Tabela 6.6 Caracterização das correntes do processo

Nº	corrente	Mc_p (kW/°C)	T_{en} (°C)	T_{sai} (°C)	Q (kW)
1	Torta	21,85	108	118	218,5
2	Vapor do DT1	1,70	71	52	-32,3
3	Vapor do DT2	144,33	52	51	-144,3
4	Vapor do DT3	0,83	51	41	-8,3
5	Vapor do DT4	135,26	41	40	-135,3
6	Miscela Concentrada1	6,72	50	59	60,5
7	Vapor da Miscela1	9,22	50	41	-83,0
8	Vapor da Miscela2	1601,03	41	40	-1601,0
9	Miscela Concentrada2	6,72	59	120	409,9
10	Vapor da Miscela3	413,60	120	121	413,6
11	Vapor da Miscela4	2,23	121	41	-178,4
12	Vapor da Miscela5	357,74	41	40	-357,7
13	Vapor do <i>Stripper</i> 1	0,59	114	71	-25,4
14	Vapor do <i>Stripper</i> 2	621,07	71	70	-621,1
15	Vapor do <i>Stripper</i> 3	1,18	70	40	-35,4
16	Óleo Bruto	4,27	113	82	-132,4
17	Hexano Recuperado	22,23	40	53	289,0

A tabela 6.6 mostra 17 correntes que foram caracterizadas no processo, sendo que 13 são correntes quentes e 4 são correntes frias.

A aplicação da análise se dará utilizando-se os dados da tabela 6.6 no programa WinPinch 1.0 desenvolvido por Zemp (2000). Este programa exige os seguintes valores de

entrada:

- o produto da vazão pelo calor específico da corrente, Mc_p ;
- a temperatura de entrada da corrente, T_{en} ; e
- a temperatura de saída da corrente, T_{sai} .

Uma vez fornecido o ΔT_{min} , o programa retorna com os seguintes resultados:

- as metas de consumo mínimo de energia;
- os pontos de estrangulamento energético (*pinch*); e
- os gráficos com as curvas compostas do processo.

Este programa utilizado permite também estimar a área de troca térmica, o número de trocadores de calor e o valor dos investimentos necessários. Entretanto, como o objetivo proposto no trabalho é a estimativa do consumo de energia, estas facilidades adicionais não serão utilizadas.

Inicialmente será estabelecida a meta termodinâmica mínima para o consumo de energia. Esta ocorre quando as forças motrizes para transferência de calor são nulas ($\Delta T_{min} = 0 \text{ }^{\circ}\text{C}$). Apesar desta condição levar a uma área infinita de transferência de calor, permite estabelecer o limite inferior absoluto para o consumo de energia.

- Para o $\Delta T_{min} = 0 \text{ }^{\circ}\text{C}$, os resultados obtidos são os seguintes:
 - demanda de energia: 689,6 kW
 - o ponto de estrangulamento energético: 71 $^{\circ}\text{C}$

Esta estratégia, apesar de levar a uma área de troca térmica infinita, define que o consumo inferior de energia da planta é de 689,6 kW.

O gráfico da figura 6.12 mostra as curvas compostas do processo para a diferença mínima de temperatura, $\Delta T_{min} = 0 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

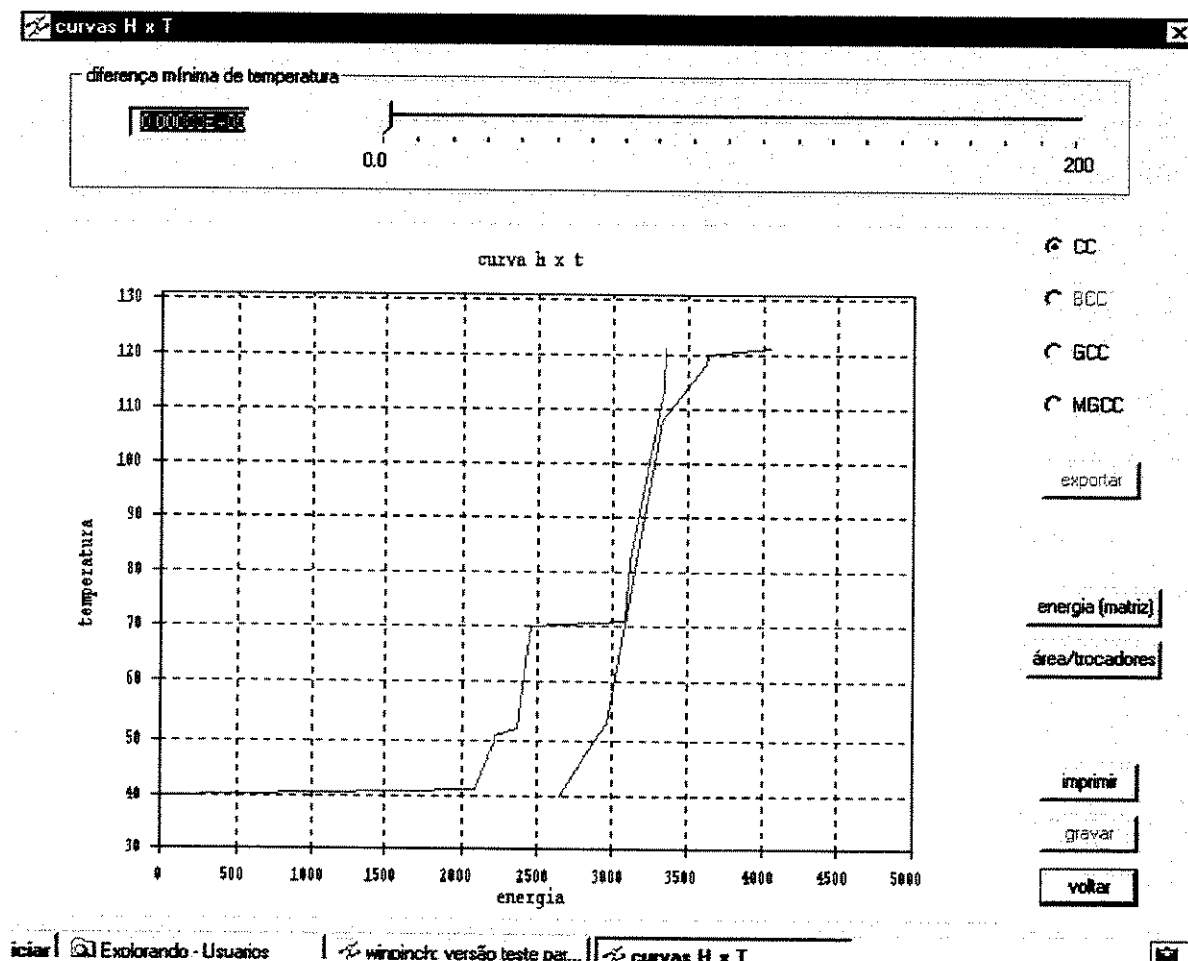


Figura 6.12 Curvas compostas do processo ($\Delta T_{min} = 0\text{ }^{\circ}\text{C}$)

Para estabelecer uma meta factível para o consumo de energia da planta, é necessário determinar a força motriz mínima para transferência calor que ocorre no processo. O principal ponto de integração energética da planta em estudo é o trocador que utiliza a corrente de óleo bruto para aquecer a miscela concentrada. Este trocador opera com uma diferença mínima de temperatura de $9\text{ }^{\circ}\text{C}$. Linnhoff (1998) recomenda uma diferença mínima de $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ para processos químicos com evaporação e condensação de vapor. Para este estudo optou-se por $10\text{ }^{\circ}\text{C}$.

- Para o $\Delta T_{min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$
 - demanda de energia: 756,8 kW
 - ponto de estrangulamento energético: $66\text{ }^{\circ}\text{C}$, sendo o *pinch* quente igual a $71\text{ }^{\circ}\text{C}$ e o *pinch* frio igual a $61\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Esta estratégia mostra que a demanda de energia da planta é de 756,8 kW.

Utilizando-se os dados calculados através dos modelos apresentados nos capítulos anteriores, verifica-se que a demanda de energia para aquecimento na planta é de 1102,4 kW. Fazendo-se uso do procedimento de estabelecimento de metas de consumo de energia, é possível identificar para qual diferença de temperatura o consumo da planta corresponderia a 1102,4 kW. Esta diferença de temperatura é identificada como sendo aproximadamente 30 °C

Assim, a comparação entre estes dois resultados mostra que existe um potencial para reduzir o consumo de energia, próximo de 46%.

A figura 6.13 mostra a curva composta do processo para o valor da diferença mínima de temperatura, $\Delta T_{min} = 10$ °C.

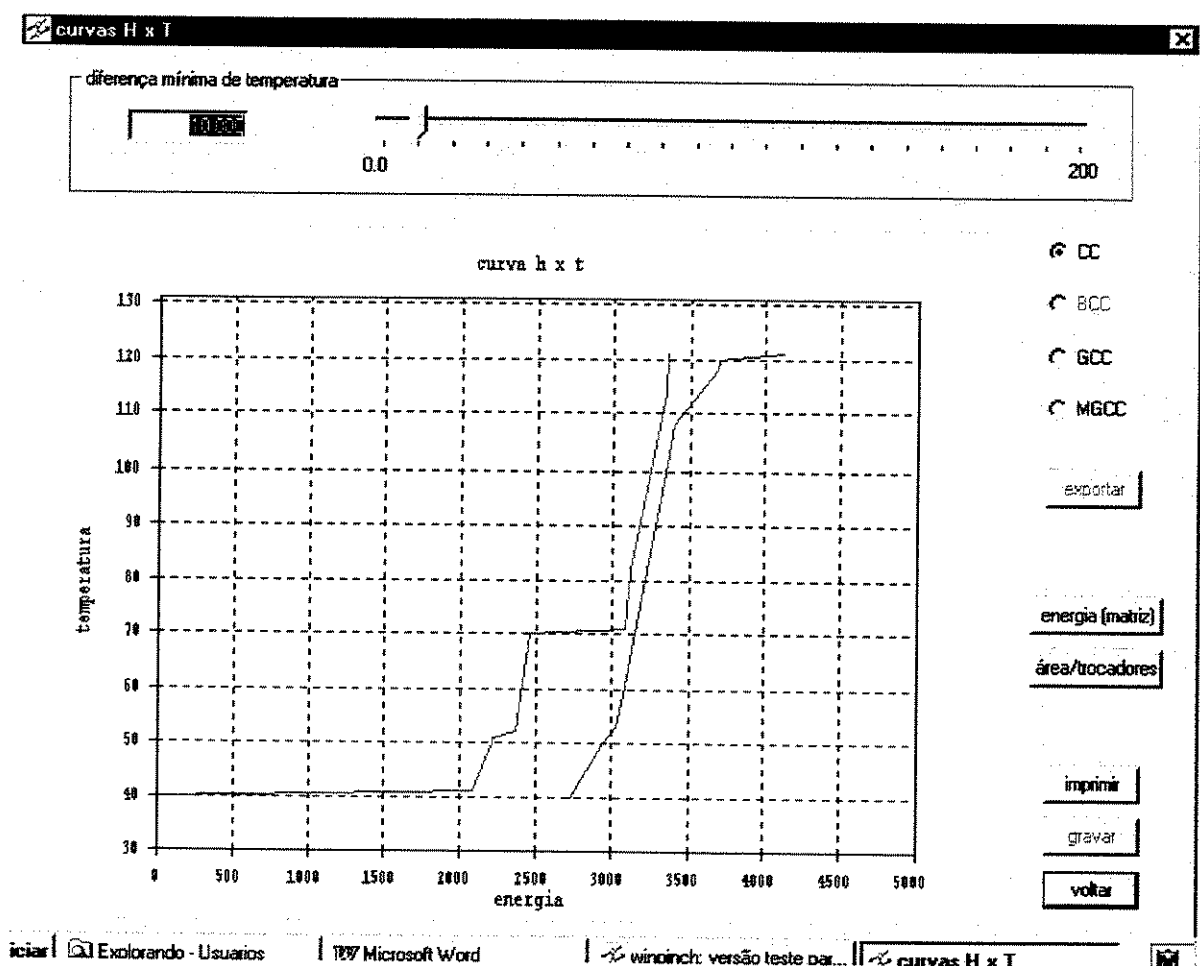


Figura 6.13 Curvas compostas do processo para $\Delta T_{min} = 10$ °C.

As curvas compostas da figura 6.13 mostram que uma parte do potencial de integração energética do processo está abaixo do *pinch* ($T = 71$ °C) até 40 °C. A outra parte

com potencial de integração se situa na região delimitada pelo intervalo de 110 °C a 121 °C.

6.5 Conclusões sobre a Análise Energética do Processo

O objetivo deste capítulo foi fazer uma estimativa da demanda de energia requerida pelo processo de obtenção de óleo de soja. Para tal, utilizou-se a Análise *Pinch* e dois valores para ΔT_{min} : 0 °C e 10 °C. Para $\Delta T_{min} = 0$ °C, o consumo de energia inferior foi de 689,6 kW e para $\Delta T_{min} = 10$ °C, o consumo de energia determinado foi de 756,8 kW. Este valor foi comparado à demanda de energia determinada através dos modelos.

O resultado da comparação mostra que, apesar da planta de obtenção de óleo de soja da COAMO ser bem integrada energeticamente, ainda existe um potencial para redução do consumo de energia na planta. Uma redução adicional só será possível através de modificações na estrutura e condições operacionais da planta. O procedimento de simulação desenvolvido neste trabalho pode auxiliar nesta tarefa, permitindo a avaliação do impacto de modificações no processo sobre o consumo de energia.

Finalmente, a conjugação dos modelos desenvolvidos com a técnica de análise energética utilizada, neste capítulo, tornam-se ferramentas importantes no processo de otimização global de uma planta de obtenção de óleo de soja.

7 DISCUSSÕES, CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Neste capítulo final, procura-se sintetizar as idéias principais do trabalho, ressaltando o alcance das contribuições do trabalho, e apresentando sugestões e recomendações para futuros trabalhos.

7.1 Discussões

O objetivo do trabalho foi desenvolver modelos para analisar as operações envolvidas no processo de obtenção de óleo bruto e farelo de soja, visando a recuperação máxima de hexano e o consumo mínimo de energia.

Na busca desse objetivo, dificuldades específicas foram encontradas, como a falta de dados de equilíbrio experimentais e as características especiais dos materiais envolvidos na extração do óleo, na evaporação e no *stripping* do hexano, bem como na dessorventização/tostagem do farelo. No entanto, os modelos previstos no objetivo foram desenvolvidos a partir das seguintes etapas fundamentais: o modelo matemático do equipamento, o algoritmo de solução, a coleta de dados operacionais e a aplicação do sistema desenvolvido com dados coletados numa indústria local.

A etapas que foram aplicadas ao desenvolvimento dos modelos para o extrator, os evaporadores, o *stripper* e o dessolventizador-tostador se diferenciam no tipo de modelagem matemática aplicada e nos algoritmos de solução. As principais dificuldades encontradas, no desenvolvimento desses modelos, foram a falta de dados de equilíbrio adequados para a faixa de operação do sistema, as características específicas dos materiais envolvidos e, principalmente, o tipo específico de determinados equipamentos envolvidos, tais como o *stripper* e o dessolventizador-tostador (DT). A estratégia para as soluções destes problemas encontrados foi a utilização de modelos teóricos e dados operacionais para se obter os dados de equilíbrio necessários, assim como adaptar a modelagem tradicional dos processos de separação, em estágios, para os casos especiais do *stripper* e do DT.

Com o esboço teórico do modelo de cada operação definido, passou-se à sua aplicação prática visando obter a confirmação da sua viabilidade como ferramenta na análise do consumo energético e de hexano do sistema, assim como permitir uma melhor visualização de suas limitações.

7.2 Conclusões

A análise dos resultados obtidos, a partir da aplicação dos modelos com dados operacionais coletados numa indústria local, possibilitou a obtenção das seguintes conclusões finais a respeito deste trabalho:

- O modelo proposto para a operação de extração de óleo gerou resultados que são próximos aos dados operacionais da indústria. Assim, esse modelo é coerente e pode ser utilizado como ferramenta no processo de análise das melhores condições de operação da extração do óleo de soja com solvente. Entretanto, algumas diferenças foram observadas entre os resultados do modelo e industriais; isto pode ser devido a fatores no modelo tais como, o calor de solução, as imperfeições na drenagem da miscela e os erros experimentais nos dados de retenção do hexano na torta.
- No que se refere ao modelo proposto para a evaporação, este apresentou resultados bastante coerentes com os dados operacionais da indústria e, com isso, pode perfeitamente ser utilizado como ferramenta no processo de análise e otimização da operação de evaporação do hexano presente na miscela. No entanto, alguns pequenos erros foram observados em relação, principalmente, à concentração de saída da miscela prevista através do modelo e a concentração real; isto pode ser devido a fatores não previstos no modelo tais como, o calor de solução, as perdas de calor para o ambiente e os erros relacionados à previsão de dados de equilíbrio.
- O modelo proposto para o *stripping* do hexano mostrou ser coerente uma vez que gerou resultados bastante próximos dos dados industriais coletados, principalmente, no que se refere à recuperação de hexano e à temperatura de saída do óleo bruto. Com isso, esse modelo pode ser utilizado como ferramenta

num processo de análise e otimização da operação de *stripping* do hexano presente no óleo. No entanto, pequenos erros foram observados em relação às variáveis citadas acima; isto pode ser devido a fatores não previstos no modelo tais como, perdas de calor para o meio ambiente, as dificuldades de contato entre a fase líquida e a fase de vapor e a condensação de pequenas quantidades de vapor d'água dentro do *stripper*.

- Para a operação de dessolventização-tostagem, o modelo desenvolvido se mostrou coerente e pode ser perfeitamente utilizado como ferramenta num processo de análise e otimização desta operação. Esta constatação pode ser confirmada, uma vez que os níveis de separação de hexano do farelo de soja, bem como as temperaturas dos estágios do equipamento estão bastante próximos dos dados operacionais coletados na indústria. Porém, pequenos erros foram observados em relação às variáveis citadas acima; isto pode ser devido a fatores não previstos no modelo tais como, as perdas de calor para o meio ambiente, as dificuldades na previsão de troca térmica e de equilíbrio, as dificuldades de contato entre a fase líquida e a fase de vapor dentro do DT.
- Estes modelos desenvolvidos e testados foram aplicados como ferramenta na integração energética da planta para a obtenção do óleo e do farelo de soja. Essa integração baseou-se na Análise *Pinch*, sendo que a maior dificuldade encontrada foi na identificação e caracterização das correntes quentes e frias envolvidas no processo como um todo. Entretanto, a partir de algumas adaptações as correntes foram levantadas e caracterizadas para a devida aplicação. Os resultados obtidos mostraram que a planta de obtenção de óleo e farelo de soja da COAMO já está bem integrada energeticamente, mas economias poderão ainda ser obtidas se o sistema estiver operando nas melhores condições.
- Para finalizar, conclui-se que a assunto pesquisado pode auxiliar a realização de futuros trabalhos na área de otimização do processo de do óleo e farelo de soja.

7.3 Sugestões para Futuros Trabalhos

O assunto desenvolvido não esgota as possibilidades de futuros trabalhos que busquem o aperfeiçoamento de uma planta de obtenção de óleo e farelo de soja, em termos de economia no consumo de energia e de hexano.

As sugestões mais imediatas visando a otimização do processo são as seguintes:

- pesquisar o efeito da temperatura no desempenho do extrator;
- pesquisar as relações de equilíbrio líquido-vapor para o hexano na miscela, assim como na torta;
- analisar as condições de operação do processo de obtenção de óleo de soja para outras condições e outras plantas; e
- utilizar os modelos desenvolvidos juntamente com a metodologia da integração energética a fim de determinar o consumo ótimo de energia, através de modificações na estrutura e condições operacionais da planta.

Referências Bibliográficas

- ABRAHAM, G., HIRON SR., J. e KOLTUN, S. P. Modeling the Solvent Extraction of oilseeds, JAOCS Journal of the American Oil Chemists Society, vol. 65, p. 129, January, 1988.
- BARBOSA, M. Z., de FREITAS, S. M. e FRANCA, T. J. F. Considerações sobre os desafios da cadeia de produção de óleo de soja no Brasil, Óleos & Grãos, p. 44, Setembro/Outubro, 1998.
- BERNARDINI, E. Bath and Continuous Solvent Extration, JAOCS Journal of the American Oil Chemists Society, vol. 53, p. 275, June, 1976.
- BLACKADDER, D. A. & NEDDERMAN, R. M. Manual de Operações Unitárias, Trad. Luiz Roberto de Godoi Vidal, Hemus Editora Limitada, São Paulo, 1982.
- CASTELLAN. G. Physical-Chemistry, Addison Wesley Publishing Company, Inc, 1986.
- CHIAPPETTA, A. GIUDICI, R. e do NASCIMENTO, C. A. O. Modelagem Matemática e Simulação das Operações da Indústria de Açúcar e Álcool: II- Evaporação, Revista Brasileira de Engenharia Química, vol.9, n. 5, p. 17, 1986.
- CUSAK, R. W. Designing a Separation Process, Chemical Engineering, p. 128, may, 1998.
- DWIVEDI, P. N. e UPADHYAY, S. N. Particle-Fluid Mass Transfer in Fixed and Fluidized Beds, Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev., vol. 16, n. 2, p. 157, 1977.

- ERICKSON, D. R. Practical Handbook of Soybean Processing and Utilization, AOCS American Oils Chemists Society, Press and the United Soybean Board, 1995.
- FRANKS, R.G.E. Modeling and Simulation in Chemical Engineering, John Wiley & Sons, New York, 1972.
- GAVIN, A. M. Energy Conservation in Edible Uses, JAOCS Journal of the American Oil Chemists Society, n. 3, vol. 60, February, 1983.
- GEANKOPLIS, C. J. Transport processes and unit operations, Printice Hall, New Jersey, 1993.
- GIMENES, M.L. Assesment Report for PhD. Course. University of Leeds. Leeds – UK, 1989.
- GMEHLING, J. *et. al.* Modified UNIFAC Model. 2. Present Parameter Matrix and Results for Different Thermodynamic Properties, Industrial Engineering Chemistry Research, vol. 32, n. 01, 1993, p. 178.
- HELDMAN, D. R. & LUND, D. B. ed. Handbook of Food Engineering, Marcel Dekker, New York, 1992.
- HENLEY, J. E. & SEADER, D. J. Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering, John Wiley & Sons, New York, 1981.
- HIMMELBLAU, D. M. Engenharia Química: Princípios e Cálculos. Trad. Jossyl de Souza Peixoto, Sindicato Nacional dos Editores de Livros, Rio de Janeiro, 1984.

- HOLLAND, C. D. Fundamentals and Modeling of Separation Processes, Prentice-Hall, New Jersey, 1975.
- JOHNSON, L. A. e LUSAS, E. W. Comparison of Alternative solvents for Oils Extraction, JAOCS Journal of the American Oil Chemists Society, vol. 60, n. 2, p. 229, February, 1983.
- JONGENEELLEN, H. P. J. Energy Conservation in Solvent Extration Plants, JAOCS Journal of the American Oil Chemists Society, vol.53, p. 291, June, 1976.
- KARNOFSKY, G. Design of Oilseed Extractor I. Oil Extraction, JAOCS Journal of the American Oil Chemists Society, vol. 63, p. 1011, August, 1986.
- KARNOFSKY, G. Design of Oilseed Extractor I. Oil Extraction (Supplement), JAOCS Journal of the American Oil Chemists Society, vol. 64, p. 1533, November, 1987.
- KEMPER, G. T. Minimização da perda de solvente, Grãos & Óleos, p. 22, Setembro/Outubro, 1998.
- KEMPER, G. T. Innovations in Meal Desolventizing, In: AMERICAN OILS CHEMISTS SOCIETY, 91, San Diego, 2000. Proceedings. AOCS, 2000.
- KERN, D. R. Processos de Transmissão de Calor, Trad. Adir M. Luiz, Guanabara Dois, Rio de Janeiro, 1980.
- KING, J. W. & LIST G. R. Solution Thermodynamic Study of Soybean Oil / Solvent Systems by Inverse Gas Chromatography, JAOCS Journal of the American Oil Chemists Society, Vol. 67, n. 7, July, 1990.

- LINNHOFF, B., FLOWER, J., Synthesis of Heat Exchanger Networks: I. Systematic Generation of Energy Optimal Networks, *AIChE Journal*, vol. 24, n. 4, p. 633, 1978.
- LINNHOFF, B., *et al.* *A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy*, The Institute of Chemical Engineers, U.K., 1982.
- LINNHOFF, B. e HINDMARSH, E., The Pinch Design Method for Heat Exchanger Networks, *Chemical Engineering Science*, vol. 38, p. 745, 1983.
- LINNHOFF, B., *Introduction to Pinch Technology*, England, 1998.
- MALISKA, C. R. *Transferência de Calor e Mecânica de Fluidos Computacional*, LTC – Livros Técnicos e Científicos Editora S. A., Rio de Janeiro, 1995.
- MILLIGAN, E. D. Survey of Current Solvent Extration Equipament, *JAOCS Journal of the American Oil Chemists Society*, vol. 53, p. 286, June, 1976.
- MILLIGAN, E.D. & TANDY, D.C. Field Evoluotion of Extration Performance, *JAOCS Journal of the American Oil Chemists Society*, n. 8, vol. 61, p. 1383, August, 1984.
- MUSTAKAS, G. C. *et al.*, Critical Processing Factors in Desolventizing-Toasting Soybean Meal for Feed, *JAOCS Journal of the American Oil Chemists Society*, p. 300, March, 1981.
- MORETTO, E. e ALVES, R. *Óleos e Gorduras Vegetais: processamento e análises*, Florianópolis: Ed. da UFSC, 1986.

- OTHMER, D. F. and AGARWAL, J. C. Extraction of Soybean, theory and mechnism, Chem. Eng. Progress, vol. 51, p. 372, August, 1955.
- PERKINS, E. G. in: Pratical Handbook of Soybean Processing and Utilization, AOCS Press and the United Soybean Board, 1995.
- PERRY, R. H. e CHILTON, C. H. Chemical Engineers' Handbook, 5^a ed., McGraw-Hill Kogakusha Ltd, Tokyo, 1973.
- POLON, P. E., Simulação de um Extrator Industrial de Óleo de Soja, Dissertação de Mestrado – DEQ/UEM (1997).
- RAVAGNANI, M. A. S. S. e CARDOSO, R., Integração Energética de uma Planta Industrial de Extração de Óleo de Soja. In: 7º Congresso Latinoamericano de transferencia de Calor y Materia – LATCYM 98, vol.1, outubro, p. 11, Salta, Argentina, 1998.
- RITTER, H. Industrialização da Soja. In: MIYASAKA, S. & MEDINA, C. , ed. A Soja no Brasil. Campinas, Impressão e Divulgação do ITAL, 1981.
- RUD, D. F. & WATSON, C. C. Strategy of Process Engineering, John Wiley & Sons, New York, 1968.
- SAVASINI, J. A. A. *et al.* Industrialização da Soja. In: MIYASAKA, S. & MEDINA, C. , ed. A Soja no Brasil. Campinas, ITAL, 1981, p. 916.
- SANDLER, S. I. Chemical and Engineering Thermodynamics, 2^a ed. , John Wiley & Sons, New York, 1989.

SCHUMACHER, H., Ultimate Energy Possibilities in Conventional Solvent Extration, JAOCS Journal of the American Oil Chemists Society, vol. 60, n.2, p. 369, February, 1983.

SCHWARTZBERG, H. G. Continuous Counter-Current Extraction In the Food Industry, Chemical Engineering Progress, vol. 76, p. 67, april, 1980.

SCHWARTZBERG, H. G. Solute Diffusivities in Leaching Processes, Food Technology, p. 73, February, 1982.

SIPOS, E. e WITTE, N. H. The Desolventizer-Toaster Process for Soybean Oil Meal, JAOCS Journal of the American Oil Chemists Society, vol. 38, p. 11, March, 1961.

SMITH, R. Chemical Process Design, McGraw Hill, 1995.

SPANINKS, J. A. M. e BRUIN, S. Mathematical Simulation of the Performance of the Solid Liquid Extractors- I, Chem. Eng. Science, vol. 34, p. 199, 1979.

SPANINKS, J. A. M. e BRUIN, S. Mathematical Simulation of the Performance of the Solid Liquid Extractors- II, Chem. Eng. Science, vol. 34, p. 207, 1979.

SMITH, J. M. , VAN NESS, H. C. & ABOTT, M. M. Introduction to Chiminal Engineering Thermodynamics, 5^a ed. , McGraw-Hill Companies, New York, 1996.

SUJATA, A. D. Fundamentals and Modeling of Separation Processes in: HOLLAND, C. D. Prentice-Hall, New Jersey, 1975.

- TREYBAL, R. E. Mass Transfer Operations, 2^a ed., McGraw-Hill Book Co, 1968.
- WITTE, N. H. in: Pratical Handbook of Soybean Processing and Utilization, AOCS Press and the United Soybean Board, 1995.
- ZANETTI, E. L. S. Industrialização da Soja. In: MIYASAKA, S. & MEDINA, C. , ed. A Soja no Brasil. Campinas, ITAL, 1981.
- ZEMP, R. J. Programa de Integração Energética – WinPinch versão 2.0, UNICAMP, 2000.

ANEXO 1. O MÉTODO UNIFAC

Nos últimos décadas, o grande objetivo dos estudiosos da teoria das soluções tem sido desenvolver métodos para prever numericamente valores do coeficiente de atividade em termos de propriedades que tenham significância molecular e que possam ser calculados a partir das propriedades dos componentes puros. A fim de cumprir esse objetivo vários modelos foram desenvolvidos. Conforme consta no trabalho de Gmehling (1993), para a descrição de sistemas não-eletrolíticos, modelos g^E ou equações de estado podem ser aplicados usando somente dados binários. Dados experimentais são normalmente escassos. Neste sentido, o métodos de contribuição como o UNIFAC podem ser aplicados com muito sucesso. Estes métodos foram desenvolvidos para prever o equilíbrio líquido-vapor de maneira que os parâmetros de interação de grupos foram ajustados, principalmente, a partir de dados experimentais do equilíbrio líquido-vapor armazenados no Dortmund Data Bank. Com ajuda destes métodos é possível obter resultados confiáveis para o equilíbrio líquido-vapor, inclusive para pontos azeotrópicos. Entretanto, resultados ruins são geralmente obtidos quando estes métodos são usados na predição do coeficiente de atividade em diluição infinita, γ^∞ , calores de mistura, ou sistemas com componentes muito diferentes em tamanho. Isto não é surpresa uma vez que os dados de equilíbrio líquido-vapor normalmente cobrem somente a faixa de concentração de 5 – 95% em moles. A modelagem matemática usada na estimativa do coeficiente γ é apresentada a seguir.

O método UNIFAC admite que o logaritmo do coeficiente de atividade do componente da solução é igual à soma dos logaritmos de duas contribuições. A primeira, denominada de combinatorial (C_C), é devido às diferenças no tamanho e forma das moléculas na mistura; e a segunda, denominada de residual (R_R), é devido às interações energéticas entre os pares de grupos estruturais não-eletrolíticos. Neste sentido, a relação matemática entre o coeficiente de atividade e as contribuições é da seguinte forma

$$\ln \gamma_i = \ln \gamma^{C_C}_i + \ln \gamma^{R_R}_i \quad (\text{A.1})$$

Como se observa pela equação (A.1), o coeficiente genérico, γ_i , representa o coeficiente de atividade para cada um dos componentes presentes na solução denominada de miscela. Como já abordado anteriormente, esses componentes são os ácidos graxos e o n-hexano. A parte combinatorial é determinada através da seguinte equação:

$$\ln \gamma_i^C = 1 - V'_i + \ln V'_i - 5q_i \left(1 - \frac{V_i}{F_i} + \ln\left(\frac{V_i}{F_i}\right)\right) \quad (\text{A.2})$$

sendo:

i o subscrito que representa o componente da solução, o qual se transforma em h quando se trata do n-hexano;

V_i a propriedade auxiliar do componente i dada pela relação fração volumétrica/fração mola

V'_i o valor de V_i modificado empiricamente

F_i a propriedade auxiliar do componente i dada pela relação fração superficial/fração molar;

q_i a área superficial relativa de van der Waals do componente i .

O parâmetro V'_i pode ser calculado usando os volumes relativos R_k de van der Waals dos diferentes grupos de contribuição. O valor de V'_i é determinado pela seguinte equação:

$$V'_i = \frac{r_i^{3/4}}{\sum_j x_j r_j^{3/4}} \quad (\text{A.3})$$

sendo r_i o volume relativo de van der Waals do componente i e x_i a fração molar do componente i na fase líquida.

Os valores de V_i, r_i, F_i, q_i são determinados como segue:

$$V_i = \frac{r_i}{\sum_j x_j r_j} \quad (\text{A.4})$$

$$r_i = \sum_k \nu_k^{(i)} R_k \quad (\text{A.5})$$

$$F_i = \frac{q_i}{\sum_j x_j q_j} \quad (\text{A.6})$$

$$q_i = \sum_k \nu_k^{(i)} Q'_k \quad (\text{A.7})$$

sendo $\nu_k^{(i)}$ o número de grupos estruturais do tipo k na molécula i e Q'_k a área superficial relativa de van der Waals do subgrupo k .

A parte residual pode ser obtida usando-se as seguintes equações:

$$\ln \gamma_i^R = \sum_k v_k^{(i)} (\ln \Gamma_k - \ln \Gamma_k^{(i)}) \quad (\text{A.8})$$

sendo Γ_k o coeficiente de atividade do grupo k na mistura e $\Gamma_k^{(i)}$ é coeficiente de atividade do grupo k na substância pura. São determinados pela seguinte equação:

$$\ln \Gamma_k = Q'_k (1 - \ln(\sum_m \theta_m \psi_{mk}) - \sum_m \frac{\theta_m \psi_{km}}{\sum_n \theta_n \psi_{nm}}) \quad (\text{A.9})$$

sendo a fração de área do grupo m na fase líquida, θ_m , e a fração molar do grupo m na fase líquida, X_m são dados pelas seguintes equações:

$$\theta_m = \frac{Q_m X_m}{\sum_n Q_n X_n} \quad (\text{A.10})$$

$$X_n = \frac{\sum_j v_m^{(j)} x_j}{\sum_j \sum_n v_n^{(j)} x_j} \quad (\text{A.11})$$

A fim de permitir uma melhor descrição do comportamento real do coeficiente de atividade o parâmetro ψ_{nm} é colocado como função da temperatura através da seguinte equação:

$$\psi_{nm} = \exp\left(-\frac{a_{nm} + b_{nm}T_{ABS} + c_{nm}T_{ABS}^2}{T_{ABS}}\right) \quad (\text{A.12})$$

sendo:

a_{nm} o parâmetro de interação UNIFAC entre os grupos n e m , em K;

b_{nm} o parâmetro de interação UNIFAC entre os grupos n e m ;

c_{nm} o parâmetro de interação UNIFAC entre os grupos n e m , em K^{-1} ; e

T_{ABS} a temperatura absoluta do sistema em K.

A introdução do UNIFAC modificado ao modelo requer que se leve em consideração os compostos que compõe o óleo de soja bruto. Conforme no capítulo anterior, o óleo de soja é composto por diversos componentes, sendo que em torno de 95% do total é formada de ácidos orgânicos saturados e insaturados, denominados de ácidos graxos. A parte restante é formada por traços de metais e componentes de estrutura complexa como os esteróis, tocoferóis, esqualenos e ácidos graxos livres. Todas estas estruturas obviamente interferem, individualmente, nas propriedades físico-químicas da solução (miscela). Assim, ao estabelecer a relação de equilíbrio entre o hexano no estado de

vapor e o hexano na solução líquida é necessário avaliar os coeficientes de atividade de todos os componentes da mistura, calculados com o coeficiente de atividade do hexano.

Mas, devido à quantidade relativamente pequena e também às estruturas complexas dos outros componentes presentes no óleo, neste trabalho considerar-se-á, para efeito de cálculo dos coeficientes de atividade, apenas os ácidos graxos.

Dos ácidos considerados, percebe-se pelas fórmulas moleculares apresentadas na Tabela A.1 que existem quatro grupos estruturais bem definidos em cada um deles, o CH_3 , o CH_2 , o $\text{CH}_2=\text{CH}$ e o COOH . Estes grupos são considerados a base para a utilização no método UNIFAC.

A determinação dos coeficientes de atividade do hexano e dos ácidos graxos, envolvidos na mistura, requer um conjunto de parâmetros que serão usados pelo método UNIFAC modificado conforme visto anteriormente. A seguir, esses parâmetros são apresentados nas tabelas A1 e A2

Tabela A1 Parâmetros R_K e Q_K do método UNIFAC modificado

Grupo Principal	Subgrupo	Número	R_K	Q_K
1 “ CH_2 ”	CH_3	1	0,6325	1,0608
	CH_2	2	0,6325	0,7081
2 “ $\text{C}=\text{C}$ ”	$\text{CH}=\text{CH}$	3	1,2832	1,2489
20 “ COOH ”	COOH	4	0,8000	0,9215

Tabela A2 Parâmetros de interação de grupos do método UNIFAC modificado

N	m	$a_{nm}(\text{K})$	B_{nm}	$c_{nm}(\text{K}^{-1})$	$a_{mn}(\text{K})$	b_{mn}	$c_{mn}(\text{K}^{-1})$
1	2	189,66	-0,2723	0,0	-95,418	0,06171	0,0
1	20	1182,2	-3,2647	0,009198	2017,7	-9,0933	-0,01024
2	20	-2026,1	8,1549	0,0	-347,50	1,2160	0,0

ANEXO2 Aplicação do Método dos Volumes Finitos na Resolução das Equações (3.27) e (3.28)

Na aplicação do Método dos Volumes Finitos, parte-se das equações (3.27) e (3.28) que estão como segue:

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} + \frac{\partial C}{\partial \xi} = N_{t,c}(\omega - C) \quad (3.27)$$

$$\frac{\partial \omega}{\partial \theta} = -N_{t,c}D(\omega - C) \quad (3.28)$$

Nesta aplicação, emprega-se uma malha com a configuração mostrada na figura A2.1.

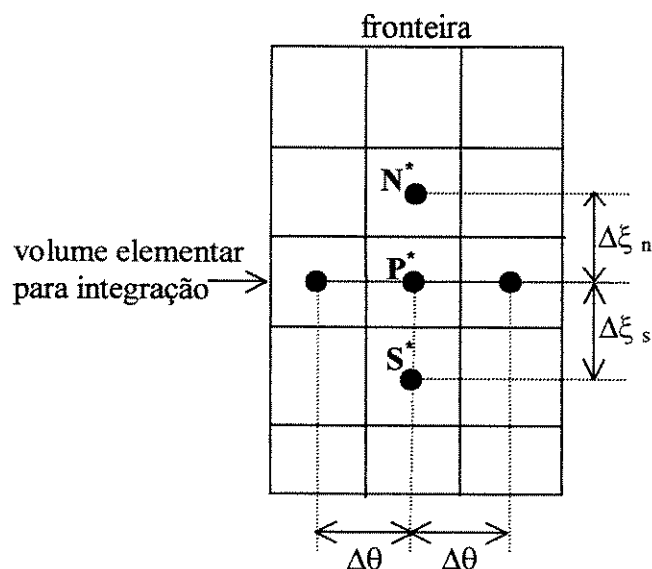


Figura A2.1 Malha para o problema de transferência de massa.

Essa configuração mostra que a malha empregada é bidimensional: uma dimensão é em relação ao tempo adimensional, θ , e a outra dimensão é em relação à distância adimensional a partir da entrada da corrente líquida na direção x , ξ .

A integração da equação (3.27), em relação ao tempo, θ , à distância, ξ fornece:

$$\int_{\theta}^{\theta+\Delta\theta} \int_{\xi}^{\xi} \frac{\partial}{\partial \theta}(C) d\xi d\theta + \int_{\theta}^{\theta+\Delta\theta} \int_{\xi}^{\xi} \frac{\partial}{\partial \xi}(C) d\xi d\theta = N_{t,c} \int_{\theta}^{\theta+\Delta\theta} \int_{\xi}^{\xi} (\omega - C) d\xi d\theta \quad (A2.1)$$

e

$$\int_n^s (C - C^0) d\xi + \int_\theta^{\theta+\Delta\theta} (C|_s - C|_n) d\theta = N_{t,c} \int_n^s (\omega^{\theta'} - C^{\theta'}) \Delta\theta d\xi \quad (A2.2)$$

$$(C - C^0) \Delta\xi + (C|_s^{\theta'} - C|_n^{\theta'}) \Delta\theta = N_{t,c} (\omega_P^{\theta'} - C_P^{\theta'}) \Delta\theta \Delta\xi \quad (A2.3)$$

e da equação (3.28) obtém-se:

$$\int_\theta^{\theta+\Delta\theta} \int_n^s \frac{\partial}{\partial\theta}(\omega) d\xi d\theta = -N_{t,c} D \int_\theta^{\theta+\Delta\theta} \int_n^s (\omega - C) d\xi d\theta \quad (A2.4)$$

e

$$\int_n^s (\omega - \omega^0) d\xi = -N_{t,c} D \int_n^s (\omega^{\theta'} - C^{\theta'}) d\xi \Delta\theta \quad (A2.5)$$

$$(\omega_P - \omega_P^0) \Delta\xi = -N_{t,c} D (\omega_P^{\theta'} - C_P^{\theta'}) \Delta\xi \Delta\theta \quad (A2.6)$$

Agora, deve-se escolher uma função de interpolação espacial para a concentração, uma vez que a mesma precisa ser avaliada nas interfaces do volume de controle. Para este problema o esquema escolhido é o *upwind*, aproximação de um lado só. Neste esquema, o valor da função na interface é igual ao valor da função no volume a montante, onde as funções de interpolação tem as seguintes expressões:

$$C_n = C_N \quad (A2.7)$$

$$C_s = C_P \quad (A2.8)$$

substituindo as expressões (A2.7) e (A2.8) na equação (A2.3), obtém-se:

$$(C_P - C_P^0) \Delta\xi + (C_P^{\theta'} - C_N^{\theta'}) \Delta\theta = (N_{t,c} \omega_P^{\theta'} - N_{t,c} C_P^{\theta'}) \Delta\theta \Delta\xi \quad (A2.9)$$

dividindo-se a equação (A2.9) por $\Delta\theta$ obtém-se:

$$(C_P - C_P^0) \frac{\Delta\xi}{\Delta\theta} + (C_P^{\theta'} - C_N^{\theta'}) = (N_{t,c} \omega_P^{\theta'} - N_{t,c} C_P^{\theta'}) \Delta\xi \quad (A2.10)$$

Nesta etapa, deve-se decidir também como é o comportamento do fluxo de massa nas duas faces do volume elementar ao longo do intervalo de tempo $\Delta\theta$ para que a integração possa ser realizada. Escolhe-se a função de interpolação totalmente implícita, na qual a concentração é tomada como uma média aritmética entre as concentrações.

$$C_P^{\theta'} = \theta' C_P + (1 - \theta') C_P^0 \quad (\text{A2.11})$$

$$C_N^{\theta'} = \theta' C_N + (1 - \theta') C_N^0 \quad (\text{A2.12})$$

$$\omega_P^{\theta'} = \theta' \omega_P + (1 - \theta') \omega_P^0 \quad (\text{A2.13})$$

Fazendo $\theta' = 1$, tem-se as seguintes expressões:

$$C_P^{\theta'} = C_P \quad (\text{A2.14})$$

$$C_N^{\theta'} = C_N \quad (\text{A2.15})$$

$$\omega_P^{\theta'} = \omega_P \quad (\text{A2.16})$$

que aplicadas à equação (A2.10) fornece:

$$\left(C_P - C_P^0 \right) \frac{\Delta \xi}{\Delta \theta} + (C_P - C_N) = (N_{t,c} \omega_P - N_{t,c} C_P) \Delta \xi \quad (\text{A2.17})$$

e na equação (A2.6) obtém-se:

$$(\omega_P - \omega_P^0) \Delta \xi = -N_{t,c} D(\omega_P - C_P) \Delta \xi \Delta \theta \quad (\text{A2.18})$$

dividindo-se a equação (A2.18) por $\Delta \theta$:

$$(\omega_P - \omega_P^0) \frac{\Delta \xi}{\Delta \theta} = -N_{t,c} D(\omega_P - C_P) \Delta \xi \quad (\text{A2.19})$$

Rearranjando as equações (A2.17) e (A2.19) obtém-se as seguintes equações:

$$-C_P \left(\frac{\Delta \xi}{\Delta \theta} + 1 + \Delta \xi N_{t,c} \right) - C_P^0 \frac{\Delta \xi}{\Delta \theta} + C_N + N_{t,c} \Delta \xi \omega_P = 0 \quad (\text{A2.20})$$

$$C_P (N_{t,c} D \Delta \xi) - \omega_P \left(\frac{\Delta \xi}{\Delta \theta} + N_{t,c} D \Delta \xi \right) + \omega_P^0 \frac{\Delta \xi}{\Delta \theta} = 0 \quad (\text{A2.21})$$

A equação (A2.21) apresenta coeficientes que serão colocados da seguinte forma:

$$A_{C_P} = - \left(\frac{\Delta \xi}{\Delta \theta} + 1 + N_{t,c} \Delta \xi \right)$$

$$A_{c_p^0} = -\frac{\Delta\xi}{\Delta\theta}$$

$$A_{c_N} = 1$$

$$A_{\omega_p} = N_{t,c} \Delta\xi$$

$$B_{c_p} = N_{t,c} D \Delta\xi$$

$$B_{\omega_p} = -\left(\frac{\Delta\xi}{\Delta\theta} + N_{t,c} D \Delta\xi\right)$$

$$B_{\omega_p^0} = \frac{\Delta\xi}{\Delta\theta}$$

A partir desses coeficientes obtém-se as seguintes expressões:

$$A_{c_p} C_P + A_{c_p^0} C_P^0 + A_{c_N} C_N + A_{\omega_p} \omega_P = 0 \quad (\text{A2.22})$$

$$B_{c_p} C_P + B_{\omega_p^0} \omega_P^0 + B_{\omega_p} \omega_P = 0 \quad (\text{A2.23})$$

As equações (A2.22) e (A2.23) são a base para gerar o sistema de equações algébricas que possibilitará obter as concentrações das correntes na saída do extrator.