

MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO
UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA

**ANÁLISE TEÓRICO-EXPERIMENTAL DA EXTRAÇÃO DE ÓLEO DE
SOJA EM INSTALAÇÃO INDUSTRIAL DO TIPO ROTOCCELL**

por

GILBERTO CARLOS THOMAS

Tese de Doutorado para a obtenção do Título
de Doutor em Engenharia

Porto Alegre, Abril de 2003.

ANÁLISE TEÓRICO-EXPERIMENTAL DA EXTRAÇÃO DE ÓLEO DE SOJA EM INSTALAÇÃO INDUSTRIAL DO TIPO ROTOCCELL

Por

GILBERTO CARLOS THOMAS
Mestre em Matemática

Tese de Doutorado submetida ao Corpo Docente do Programa de Pós-graduação em Engenharia Mecânica, PROMEC, da Escola de Engenharia da Universidade Federal do Rio Grande do Sul, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do Título de

Doutor em Engenharia

Área de Concentração: Fenômenos de Transporte

Orientador: Prof. Dr. Viktor Krioukov
Co-orientador: Prof. Dr. Horácio A. Vielmo

Comissão de Avaliação:

Prof. Dr. Talita F. Mendes – PPGEQ - UFRGS
Prof. Dr. Liliane B. Barichello – PROMEC – UFRGS
Prof. Dr. Oleg Khatchatourian – UNIJUÍ .

Coordenador do PROMEC: Prof. Dr. Jun Sérgio Ono da Fonseca

Porto Alegre, Abril de 2003.

RESUMO

O presente trabalho apresenta o desenvolvimento de um estudo da extração de óleo vegetal em instalações industriais do tipo Rotocell. O extrator tem forma cilíndrica e possui um eixo principal no qual estão fixos vagões que transportam os sólidos através do extrator, e, abaixo desses existem reservatórios responsáveis pelo recebimento da micela. Acima dos vagões há seções de distribuição de micela que é despejada sobre os sólidos dos vagões, que extrai o óleo. Possui também seções de carregamento e drenagem.

Um modelo físico-matemático e um programa para simular a operação do extrator foram desenvolvidos considerando os seguintes fenômenos: difusão de óleo pela micela; transferência de óleo entre as fases bulk e poro; variação da massa específica e viscosidade da micela; os processos nas seções de drenagem e de carregamento. Na forma final, o modelo acoplado apresenta-se em termos de redes neurais artificiais, que possibilita operar com tempos discretos e contínuos, permitindo a simulação numérica deste extrator industrial, o treinamento favorável da rede, sua identificação, e o acompanhamento em tempo real.

Foram determinadas características da matéria-prima através de um trabalho experimental em laboratório. Através dos resultados obteve-se a validação do modelo por meios teóricos e experimentais. Os resultados teóricos foram comparados com os dados experimentais e com cálculos feitos através do método de estágios ideais. As simulações numéricas revelam propriedades do campo de extração para o regime transiente com distribuição uniforme e regime transiente industrial, onde verifica-se que o modelo descreve corretamente o comportamento real do campo de percolação do extrator. Também foram realizadas simulações numéricas com o objetivo de avaliar as principais características do extrator em função da sua geometria e características da matéria-prima, variando a altura e o número de vagões do extrator verificou-se que é possível simular o comportamento do extrator para diferentes formas e tipo de qualidades da matéria-prima. Foram feitas simulações utilizando um solvente alternativo(álcool) e mudando parâmetros do extrator, onde observou-se que o solvente exige alterações na dimensão do extrator.

ABSTRACT

The present work develops a study of the vegetable oil extraction in industrial Rotocell type installations. The extractor has cylindrical configuration and the main axis around which are fixed wagons, that transport the solids through the extractor, and below of those are located the miscela reservoirs. Above the wagons are the distribution sections, where are emptied the miscela on the wagons solids, in order to extract the oil. In the extractor also are included the shipment and drainage sections.

The physical-mathematical model and the code to simulate the extractor operation were developed considering the following phenomena: oil diffusion to the miscela; oil transfer between the bulk and pore phases; variation of the miscela specific mass and viscosity; and the processes in the drainage and shipment sections. In the final form, the coupled model is presented in terms of artificial neural network, which allows working with both discrete and continuous times, permitting the numerical simulation of this industry extractor. It also permits the adequate net training, its identification, and the accompaniment in real time.

The raw material characteristics through the experimental researches in laboratory were obtained. By the results it was established the model validation. The theoretical results were compared with the experimental data and with the method of ideal stages. The numeric simulations reveal properties of the extraction field for the transient regime, with the uniform distribution, where is verified that the model describes the real behavior of the extractor field percolation correctly. It were also performed numerical simulations to evaluate the main extractor characteristics, considering its geometry, and the raw material characteristics, varying the height and the number of wagons of the extractor. It was verified that is possible to simulate the behavior of the extractor for different raw material shapes and types.. Simulations with the use of an alternative solvent (alcohol), changing the extractor parameters, were realized, where was observed that the solvent requires modification of the extractor dimensions.

ÍNDICE

1. INTRODUÇÃO.....	1
1.2 Colocação do problema e metas a atingir.....	2
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	4
2.1 Visão geral do problema	4
2.2 A soja e suas propriedades nutricionais, escala de fabricação.....	5
2.2.1 Soja e farelo.....	5
2.2.2 Principais processos de fabricação do óleo vegetal.....	7
2.3 Descrição dos extratores industriais contínuos.....	8
2.4 Preparação da soja para extração.....	14
2.5 Processamento de micela e dessolventização do farelo de soja.....	19
2.5.1 Processamento de micela.....	19
2.5.2 Dessolventizador térmico de farelo de uma determinada indústria.....	21
2.6 Método de estágios ideais	22
3. COMPONENTES ENVOLVIDOS NA EXTRAÇÃO DO ÓLEO VEGETAL E PROCESSOS EM LEITO FIXO.....	26
3.1 Solvente, matéria-prima e suas características.....	26
3.2 Óleo, micela e suas características.....	28
3.3 As variáveis da operação do processo de extração.....	30
3.4 Modelo de um extrator de leito fixo.....	36
4. MODELO FÍSICO E MATEMÁTICO DO EXTRATOR ROTOCCELL.....	40
4.1 Descrição dos processos e criação do modelo físico.....	40
4.2 Submodelos dos componentes do extrator em termos de meios contínuos.....	47
4.2.1 Dedução das equações dos processos para uma coluna de um vagão.....	48
4.2.2 Equação para a variação da concentração média do reservatório de micela em relação do tempo.....	52
4.2.3 Submodelo de drenagem	53
4.2.4 Submodelo do carregamento.....	55
4.2.5 Condições de contorno e fórmulas auxiliares.....	56
4.3 Modelo matemático modificado para RNA.....	57

5. VERIFICAÇÃO DO MODELO E EXPERIMENTOS.....	64
5.1 Validação teórica do modelo e aplicativo.....	64
5.1.1 Influência do tamanho das células nas simulações numéricas.....	65
5.1.2 Verificação com a lei de conservação da espécie óleo.....	66
5.1.3 Verificação de um único estado estacionário.....	67
5.2 Objetivos dos experimentos e equipamentos disponíveis.....	68
5.2.1 Objetivos dos experimentos	68
5.2.2 Equipamentos disponíveis.....	68
5.3 Procedimentos para determinação das concentrações e porosidades	70
5.3.1 Determinação da umidade de substâncias	70
5.3.2 Determinação do teor de óleo da matéria-prima e micela antes ou depois da extração	70
5.3.3 Determinação da massa específica da matéria-prima(flocos expandidos de soja).....	71
5.3.4 Determinação da concentração de óleo na micela	71
5.3.5 Determinação dos volumes e das massas de amostras.....	72
5.3.6 Determinação das porosidades $\varepsilon_T, \varepsilon_b, \varepsilon_p$	72
5.4 Técnicas de determinação das massas específicas e constante de equilíbrio.....	74
5.4.1 Determinação das massas específicas	74
5.4.2 Determinação das constantes de equilíbrio E_d e E_d^y	76
5.5 Resultados experimentais e sua análise.....	78
5.5.1 Resultados da determinação do E_d' pelo procedimento E1 e sua análise.....	78
5.5.2 Resultado da determinação das porosidades $\varepsilon_T, \varepsilon_b, \varepsilon_p$ através do procedimento E2 e sua análise.....	79
5.6 Comparação com os dados experimentais do extrator real.....	83

6. SIMULAÇÕES NUMÉRICAS DOS PROCESSOS DO EXTRATOR	
ROTOCELL.....	86
6.1 Regime transiente com distribuição inicial uniforme.....	86
6.2 Regime transiente industrial	93
6.3 Características da extração com $N_t = \text{var.}$	99
6.3.1 Influência do Nt nas características C_S e F_{op}	99
6.3.2 Variações do Nt durante o tempo operacional.....	100
6.4 Variação da altura dos vagões.....	108
6.5 Alteração do número de vagões mantendo velocidade V_m constante.....	107
6.6 Substituição do solvente hexano por álcool.....	111
7. CONCLUSÃO.....	117
8. BIBLIOGRAFIA.....	120

Figura 2.1 Esquema do extrator Bollmann.....	09
Figura 2.2 Esquema do extrator Bonotto.....	10
Figura 2.3 Esquema principal do extrator “Hildebrandt”	11
Figura 2.4 Esquema do extrator “De Smet”	11
Figura 2.5 Extrator contínuo do tipo “Rotocell”	12
Figura 2.6 Extrator “Crown-Model”	14
Figura 2.7 Esquema tecnológico da extração	15
Figura 2.8 Laminador de semente oleaginosa.....	17
Figura 2.9 Extrusor com auto-cone dentado.....	19
Figura 2.10 Sistema de auto-cone dentado.....	19
Figura 2.11 Planta de destilação.....	20
Figura 2.12 Extração contracorrente contínua de N estágios teóricos.....	23
Figura 2.13 Determinação do número de estágios.....	25
Figura 3.1 Disposição da micela nos espaços na matéria-prima.....	29
Figura 3.2 Concentração do óleo residual no farelo em função do tempo.....	31
Figura 3.3 Esquema dos fluxos através de meios porosos.....	33
Figura 3.4 Representação da área específica total e da área específica de contato entre as fases poro e “bulk”	34
Figura 3.5 Evolução das concentrações durante a extração na fase “bulk” e sólida.....	34
Figura 3.6 Esquema principal dos processos no leito fixo.....	36
Figura 4.1 Esquema dos processos do extrator “Rotocell”	41
Figura 4.2 O esquema do extrator “Rotocell”(visto de cima).....	42
Figura 4.3 As disposições de vagões sob distribuidoras de micela.....	43
Figura 4.4 Evolução do nível da micela nos vagões.....	43
Figura 4.5 Esquema da transferência de massa entre fases na etapa de lavagem.....	44
Figura 4.6 Esquema do movimento dos vagões e da micela no extrator Rotocell.....	45
Figura 4.7 Esquema dimensionado do extrator para o modelo matemático.....	48
Figura 4.8 Divisão da j -ésima coluna nos elementos($i=1, \dots, n$).....	49
Figura 4.9 Esquema da seção de drenagem.....	53
Figura 4.10 Esquema do extrator na forma de RNA.....	58
Figura 4.11 Fragmento dos blocos BN6.....	58

Figura 4.12 Fragmento da RNA na zona de drenagem.....	59
Figura 5.1 Estado estacionário regime industrial, começando da distribuição b).....	67
Figura 5.2 Estado estacionário regime básico, começando da distribuição a).....	67
Figura 5.3 Balança analítica	68
Figura 5.4 Aparelho extrator tipo Goldfisch.....	69
Figura 5.5 Estrutura da matéria-prima dos flocos expandidos.....	72
Figura 5.6. Representação dos níveis de micela.....	73
Figura 5.7. Esquema idealizado da micela na matéria-prima.....	74
Figura 5.8. Distribuição das concentrações C_m ao longo do extrator.....	85
Figura 6.1 até 6.6 Campo de extração “a” fase bulk , “b” fase poro do regime transiente com distribuição constante.....	87 a 92
Figura 6.7 até 6.12 Campo de extração “a” fase bulk , “b” fase poro do regime transiente industrial.....	93 a 98
Figura 6.13 Evolução do fluxo de óleo perdido F_{op} para diferentes N_t	99
Figura 6.14 Variações do N_t durante o tempo operacional.....	100
Figura 6.15 Evolução da concentração final(C_S) e fluxo de óleo perdido(F_{op}).....	101
Figura 6.16 Evolução das concentrações \bar{C}_1 e \bar{C}_2 com variação do N_t	102
Figura 6.17 Evolução das concentrações \bar{C}_3 , \bar{C}_4 e \bar{C}_5 com variação N_t	102
Figura 6.18 Evolução das concentrações \bar{C}_6 e \bar{C}_7 com variação do N_t	103
Figura 6.19 Alteração das C_S e P_{ol} em função da altura dos vagões.....	106
Figura 6.20 Distribuição \bar{C}_m e C_S nos extratores com diferentes alturas de vagões.....	106
Figura 6.21 As vazões de micela (q_1, Q_D, Q_S, Q_r) em extratores com diferentes N_v	108
Figura 6.22 Concentração C_S e perdas de óleo P_{ol} em extratores com diferentes números de vagões.....	108
Figura 6.23 Distribuição \bar{C}_m e C_S em extratores com diferentes N_v	109
Figura 6.24 Evolução das concentrações (C_S) para os extratores com diferentes números de vagões.....	110
Figura 6.25 Evolução das concentrações C_S e C_{in}^p com uso de solventes diferentes num extrator(Caso S1)	113
Figura 6.26 Distribuição das perdas de óleo P_{ol} com uso de solventes diferentes num extrator(Caso S1)	113
Figura 6.27 Evolução das concentrações C_S e C_{in}^p para extratores nas variantes S1 e S2.....	114

Figura 6.28 Evolução das perdas de óleo P_{ol} para S1 e S2.....	114
Figura 6.29 Distribuição de concentrações C no estado estacionário para extrator da variante S3 solvente álcool.....	115
Figura 6.30 Distribuição de concentrações C no estado estacionário para extrator da variante S1.....	115

ÍNDICE DE TABELAS

Página

Tabela 2.1. Composição média(%) do grão de soja e de seus componentes.....	5
Tabela 2.2. Concentração de minerais nos grãos de soja e percentual das necessidades nutricionais recomendadas.....	6
Tabela 3.1 Características de comportamentos do hexano comercial.....	27
Tabela 3.2 Variação da massa específica e viscosidade da micela.....	30
Tabela 5.1 Dados iniciais escolhidos para a validação do modelo	64
Tabela 5.2 Influência do parâmetro da malha (n) nas características principais do extrator.....	66
Tabela 5.3 Dados coletados e calculados no procedimento $E1$	79
Tabela 5.4 Dados obtidos experimentalmente através do procedimento $E2$	80
Tabela 5.5 Resultados obtidos através de experimentos e fórmulas.....	81
Tabela 5.6 Dados médios obtidos por experimentos e coletados de bibliografias	81
Tabela 5.7 Dados iniciais escolhidos para simulações numéricas	82
Tabela 5.8 Distribuição de concentrações nos reservatórios	84
Tabela 6.1 Situações da variação do N_i da matéria-prima	100
Tabela 6.2. Tempos de atraso e estabelecimento nos reservatórios	104
Tabela 6.3 Dados usados nas simulações $L_r = \text{var}$	105
Tabela 6.4 Dados iniciais alterados nas simulações para $m_s = \text{var}$	108
Tabela 6.5 Distribuição das concentrações nos reservatórios e perdas de óleo(regime estacionário) para variantes S1, S2 e S3.....	112

LISTA DE SÍMBOLOS

A_v – área da seção transversal do vagão [m^2]

a_p – área de contato entre a fase poro e a fase bulk por unidade de volume da matéria-prima [m^2/m^3]

C - concentração do óleo na fase bulk

C^p - concentração do óleo da fase poro

C_e – concentração volumétrica inicial do óleo na fase sólida

C_{in}^p - concentração do óleo na fase poro na zona de carregamento

\bar{C}_m - concentração do óleo no m -ésimo reservatório

C_D - concentração do óleo no coletor de drenagem

C_S – concentração volumétrica final de óleo na micela na saída do extrator

C_{in} - concentração inicial de óleo na micela fraca na entrada do extrator

C_{ol} – concentração volumétrica de óleo no farelo

C_{he} - concentração volumétrica de hexano

d_p - diâmetro condicional de uma partícula da matéria-prima [m]

D_{AB} - coeficiente de difusão [m^2/s]

E^D - entrada discreta

E^C - entrada contínua

E_d - coeficiente de equilíbrio entre as fases sólida e poro [m^2/s]

E_S – coeficiente de dispersão [m^2/s]

E_d^v - constante volumétrica de equilíbrio

E_{dm} – valor médio da constante de equilíbrio

F_{op} – fluxo de óleo perdido [g/s]

g_{ol} – fração mássica de óleo

g_{he} – fração mássica de hexano

g_N, g_{ol}^m - fração mássica de óleo na matéria-prima

g_m, g_{ol}^m - fração mássica de óleo na micela

G_{ol} - fluxo mássico de óleo inicial

k_f - coeficiente de transferência de massa entre as fases poro e bulk [m/s];

k – constante de percolação

L_r - altura do leito [m]

m_s - número de seções do extrator
 M_n - massa inicial de matéria-prima num vagão[kg]
 n - número de camadas horizontais
 N_t - concentração mássica inicial do óleo na matéria-prima
 N_v - número de vagões
 p - número de colunas
 P_{ol} - perdas de óleo [m^3/s]
 P_{ol}^t - perdas totais de óleo no modelo[m^3/s]
 P_{ol}^{ex} - perdas de óleo no extrator real[m^3/s]
 Q_D - vazão volumétrica da micela na zona de drenagem[m^3/s]
 Q_{he} - Consumo inicial de hexano no extrator [m^3/s]
 Q_S - vazão volumétrica de micela forte na saída do extrator[m^3/s]
 Q_{ol}^D - fluxo de óleo perdido na fase poro [m^3/s]
 Q_{ol}^N - fluxo de óleo perdido na fase sólida[m^3/s]
 Q_{ent}^{ol} - fluxo volumétrico do óleo que entra no extrator junto com a matéria-prima[m^3/s]
 Q_p - vazão do preenchimento[m^3/s]
 Q_T - vazão volumétrica total da micela pelo extrator[m^3/s]
 q_s - fluxo volumétrico de hexano no extrator[m^3/s]
 S^C - saída contínua
 S^D - saída discreta
 S_u - número de Courant na direção horizontal
 S_v - número de Courant na direção vertical
 u - velocidade dos vagões[mm/s]
 u_m - velocidade da micela na direção horizontal[mm/s]
 V_m - velocidade vertical da micela no vagão[mm/s]
 V_b - volume do reservatório na seção de percolação[mm/s]
 V_v - volume de um vagão
 V^m - volume específico da micela [cm^3/g]
 V_N - volume da fase sólida[m^3]
 V_p - volume da fase poro[m^3]

V_{bu} – volume da fase bulk [m^3]

V_{Σ} - volume total [m^3]

x - coordenada horizontal do leito

X_s – largura do extrator

z - coordenada vertical do leito

ϵ_b - porosidade externa (fase “bulk”) da matéria-prima

ϵ_p - porosidade interna (fase poro) da matéria-prima

ϵ_m - fração do volume da fase poro que é preenchida por micela, no início do carregamento

ϵ_T - porosidade total do leito

ρ_{ol} – massa específica do óleo [kg/m^3]

ρ_{he} - massa específica do hexano [kg/m^3]

ρ_a - massa específica aparente da matéria-prima [kg/m^3]

ρ_{M_n} - massa específica de carregamento da matéria-prima [kg/m^3]

ρ_s - massa específica da fase sólida da matéria-prima [g/ml]

ρ_{SP} - massa específica média das fases sólida e poro no equilíbrio [g/ml]

τ - tempo relativo [s]

Δt_v - tempo de passagem de um vagão na seção de percolação [s]

1. INTRODUÇÃO

No Brasil, um importante setor da agroindústria é a produção de óleo vegetal. O processo de extração nas indústrias de óleo vegetal é muito antigo, mas o desenvolvimento e a modernização da indústria fez com que houvesse um salto tecnológico no setor. O aumento de produção de soja incentivou o surgimento de grandes instalações de extração com capacidade acima de 1000 t/dia de sementes. Também a melhoria da tecnologia permitiu diminuir radicalmente as perdas de solvente usado na extração (em geral o hexano) de cerca de 10 L/t de semente para menos de 2 L/t de semente.

Até a década de 70 predominavam os extratores descontínuos. Atualmente, usam-se instalações contínuas, principalmente extratores do tipo Rotocell e “De Smet”. Com a globalização, cresceu a necessidade de se alcançar maiores níveis de eficácia, ou seja, maior produtividade com custos cada vez menores. Existem duas formas de alcançá-la: uma, através de pesquisas experimentais e a outra, através da modelagem matemática. A primeira, requer o uso intenso de recursos materiais e financeiros. No caso da modelagem física-matemática, o investimento financeiro é muito menor, mas tem-se a necessidade da formulação e solução de um modelo matemático complexo de maneira eficiente, com o uso de métodos numéricos e metodologias teóricas atuais.

No presente trabalho busca-se desenvolver um modelo matemático que descreva as características da extração no equipamento industrial contínuo do tipo Rotocell usando redes neurais artificiais(RNA) para a solução deste modelo.

No capítulo 2, tem-se uma breve visão geral do problema, analisando a soja e suas propriedades, juntamente com o farelo e os principais processos de fabricação do óleo vegetal; uma descrição dos extratores industriais contínuos; a preparação da soja para extração, destilação e dessolventização; e o método de estágios ideais, para calcular o número de estágios.

No capítulo 3, são apresentados os componentes envolvidos na extração do óleo vegetal: o solvente, a matéria-prima e suas características, o óleo, a micela e suas características. Os fatores influentes no processo de extração e o modelo do leito fixo também são descritos.

No capítulo 4, apresenta-se a modelagem matemática do extrator Rotocell, com a descrição dos processos e criação do esquema físico; submodelos dos componentes do extrator em termos de meios contínuos; e o modelo matemático modificado na forma de RNA.

O capítulo 5 dedica-se à verificação teórica do modelo matemático e aplicativo; são apresentados equipamentos laboratoriais utilizados nos experimentos, procedimentos utilizados para a determinação das concentrações e porosidades, técnicas de determinação das massas

específicas, análises e a comparação dos resultados teóricos com dados experimentais para todo o extrator.

O capítulo 6 é destinado às simulações numéricas de regimes transientes do extrator Rotocell, resultados obtidos com a variação de parâmetros geométricos do extrator, diferentes concentrações iniciais da matéria-prima e substituição do solvente padrão utilizado por um solvente alternativo.

No capítulo 7, neste apresenta-se colocações finais e metas atingidas.

1.2 Colocação do problema e metas a atingir

O processo de extração por solvente é amplamente aplicado na fabricação de óleo vegetal. As indústrias brasileiras usam instalações contínuas de grande porte com predominância de extratores do tipo Rotocell e “De Smet”. As empresas que se envolvem e exploram a fabricação de extratores estão interessadas na possibilidade de determinar os melhores regimes operacionais e, de uma otimização da preparação da matéria-prima, na diminuição dos custos de produção e no aumento da produtividade. A modelagem matemática vem contribuir essencialmente no projeto das instalações industriais (diferentemente do caminho exclusivamente experimental) e contribuir para otimizar estas instalações. A análise da bibliografia mostrou que o método usado no projeto dos extratores é o método de estágios ideais com modificações. Este possui várias desvantagens e não serve para otimizar o processo de extração, pois não é sensível às variáveis do processo de extração, às características da matéria-prima e geometria dos extratores. Por isso, a criação de modelos matemáticos tem valor científico e prático, pois são considerados os principais fenômenos ocorrentes nas seções de extração. No presente trabalho, como objeto da modelagem foi escolhido o extrator “Rotocell”, um dos extratores contemporâneos. Por ser um modelo novo deve-se elaborá-lo levando em conta pesquisas experimentais, já que não há informações suficientes disponíveis nas bibliografias. A fim de facilitar a aplicação é necessário incluir no modelo técnicas que facilitarão esta implantação, a saber: a abordagem de Rede Neural. Considerando todo contexto, este trabalho apresentou-se com a seguinte proposta:

1. Elaborar um modelo físico (conjunto de fenômenos considerados e hipóteses simplificadas) para prever a extração de óleo vegetal de soja numa instalação industrial do tipo Rotocell.
2. Criar um modelo matemático dos processos neste extrator baseado no esquema físico e envolvendo a metodologia de RNA.

3. Realizar uma parte experimental com o objetivo de apoiar (validar, identificar) os modelos físico-matemáticos.
4. Realizar uma série de simulações numéricas variando as principais características envolvidas (do regime operacional, dos tamanhos de extrator, etc.).

Metas a atingir:

1. Criação do modelo físico dos processos no extrator Rotocell;
2. Criação do submodelo da seção de extração (considerando a existência de vagões);
3. Criação de submodelos de drenagem, reservatórios e fluxos dentro do extrator;
4. Desenvolvimento do modelo acoplado dos processos do extrator Rotocell em termos de RNA;
5. Pesquisas experimentais das características da matéria-prima e de extração nas instalações laboratoriais;
6. Coleta e análise de dados do extrator real Rotocell
7. Verificação e validação do modelo por meios teóricos e experimentais;
8. Simulações numéricas com objetivos de pesquisar as principais características do extrator em função da sua geometria e propriedades da matéria-prima.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Visão geral do problema

Os óleos vegetais e seus derivados são utilizados como alimentos, produtos de beleza, tratamento de pele, tintas, vernizes e lubrificantes, e são conhecidos desde os primórdios da história humana. Sua utilização teve início com o linho e o algodão no antigo Egito, passando pela extração de óleos de azeitonas pelos gregos e romanos. Até o século XVI, a produção de óleo limitava-se à indústria caseira e era considerada uma atividade secundária da agricultura. No século XIX, foram introduzidas as prensas hidráulicas no processo de extração resultando num melhor rendimento de óleo cujo resíduo, na torta, variava de 5 a 10%, sendo que a primeira prensa foi utilizada em 1877 por Martiche. Nesta mesma época foi feita a primeira experiência na extração com solvente, efetuada por E. Deis.

A partir do século XX, houve uma grande evolução nas instalações de extração, com a utilização, cada vez mais crescente, de solvente para extrair o óleo. Em 1904, Anderson introduziu as prensas contínuas, chamadas de “expellers”, ainda utilizadas hoje para algumas oleaginosas. A extração contínua de óleo por solvente foi praticada na Europa por volta de 1920, nos EUA em 1936, sendo que no Brasil surgiu no ano de 1955. A extração por solvente foi revisada por [Langhurst, 1951] que detalhou o processo e o desenvolvimento do equipamento, o qual aconteceu em paralelo com a primeira expansão na produção de soja nos EUA entre 1930 e 1940.

A partir da metade do mesmo século XX, a evolução das instalações ocorreu devido à produção de soja em grande escala, proporcionando a criação de instalações a baixos custos e mais econômicas. Os sistemas descontínuos predominavam nos anos 70. A matéria-prima começou a passar por processos de preparação buscando características adequadas para a extração e, com isso, houve uma perda menor de solvente durante a operação dos equipamentos.

Ainda na década de 70, surgiram sistemas contínuos na forma de fluxos contracorrente cruzados que tomaram conta do mercado. A partir daí, não houve grandes alterações entre as etapas, processos e os equipamentos utilizados. Por outro lado, ocorreu o desenvolvimento de novos materiais de construção e características mecânicas que propiciaram maior capacidade, qualidade do produto, produtividade e rentabilidade das instalações.

No Brasil, atuam várias fábricas de extratores, principalmente do tipo Rotocell, e ao mesmo tempo um grande número de indústrias que utilizam este extrator, o que justifica, um estudo teórico experimental sobre extração.

Atualmente, para projetar novos extratores, aplicam-se várias versões do método de estágios ideais (MEI). Entretanto, esse método é bastante limitado, pois não é sensível às

características da matéria-prima e tamanhos geométricos do equipamento. Este fato provoca uma predominância de métodos experimentais na elaboração dos novos extratores e, conseqüentemente, ocorrem grandes gastos de tempo e recursos. Evidenciando o objetivo principal deste trabalho é elaborar um novo modelo dos processos para o extrator Rotocell usando a técnica da modelagem matemática.

A modelagem matemática, atualmente, pode ser vista como uma ferramenta a qual está baseada em esquemas físicos, deduz equações que descrevem os processos. A resolução dessas equações, através de um aplicativo numérico facilita no projeto da instalação, na escolha de regimes ótimos, sem grandes gastos. Então, aplicando a modelagem física e matemática do extrator, pretende-se criar um modelo que permita variar os parâmetros da matéria-prima, do solvente, as dimensões do extrator e, sem a necessidade de realizar experimentos diretamente na fábrica, evitando grandes despesas.

2.2 A soja: suas propriedades nutricionais e a escala de fabricação

2.2.1 Soja e farelo

A saúde é conseqüência de uma nutrição adequada do indivíduo, favorecida por uma dieta bem balanceada. Essa deve conter proteínas, lipídios, carboidratos, minerais, vitaminas e calorias suficientes para proporcionar o desenvolvimento saudável do indivíduo. Um dos nutrientes importantes dessa dieta são os produtos derivados da soja. Ela é essencialmente um alimento fornecedor de óleo e proteínas, como pode ser observado na Tabela 2.1.

Tabela 2.1 - Composição média (%) do grão de soja e de seus componentes

	Casca	Cotilédones	Hipocótilo	Grão de Soja (Total)
Proteína	8,8	42,8	40,8	40,3
Óleo	1,0	22,8	11,4	21,0
Minerais	4,3	5,0	4,4	4,9
Açúcares	8,6	29,4	43,4	33,8
Rendimento	7,3	90,3	2,4	100

• Fonte: Smith & Circle (1972).

A qualidade das proteínas é medida pelo seu valor biológico determinado por índices como o Coeficiente da Eficiência Protéica (PER). Também pode ser determinada em função da

sua composição quantitativa de aminoácidos essenciais. As proteínas da soja apresentam um bom balanceamento desses aminoácidos, quando comparadas às de outros vegetais.

O óleo presente nos grãos de soja em teores adequados (20%) fornece as calorias necessárias ao organismo, apresentando alta digestibilidade, não contendo colesterol, ao contrário do que ocorre com as gorduras de origem animal. A soja contém boa composição de minerais como o ferro, cuja quantidade é superior à dose diária recomendada. Entretanto, não é boa fonte de cálcio e zinco, possuindo cerca de um terço e um quarto, respectivamente, da recomendação diária, o que é observado na Tabela 2.2.

Tabela 2.2 - Concentração de minerais nos grãos de soja e percentual das necessidades nutricionais recomendadas.

MINERAIS	Necessidade diária (mg/d)	mg/100g	RDA*(%)
Cálcio	0,8	0,16-0,47	39
Fósforo	0,8	0,42-0,82	77
Magnésio	0,4	0,22-0,24	66
Zinco	1,5	0,37	24
Ferro	1,0	0,9-1,5	120

- Baseado na “Dose Diária Recomendada” (RDA) do Food and Nutritional Board, N. A. S. (USA) para homens adultos (22-35 anos; peso = 70kg). Fonte: Smith & Circle (1972).

Comparando-se também a composição química da soja com a de outros alimentos, evidencia-se sua superioridade em relação a outros vegetais, e sua equivalência em relação aos produtos animais. Quanto ao conteúdo vitamínico, a soja é boa fonte das vitaminas do complexo B, com exceção da vitamina B12. O extrato solúvel (“leite”) de soja é uma opção alimentar nutritiva e econômica que pode atender às necessidades das pessoas que buscam alimentos mais saudáveis (livre de colesterol, por exemplo), ou, às pessoas alérgicas à lactose (açúcar do leite de vaca). Observa-se que o “leite” de soja é uma alternativa viável para alimentação, apesar de sua deficiência em cálcio e vitaminas A e C. As propriedades terapêuticas da soja colocam em evidência sua utilização na prevenção e no controle de doenças crônicas, tais como câncer, arteriosclerose e diabetes, entre outras.

A composição média de um grão de soja em geral é: 65 % de matéria sólida; 10 % de água; 18 % de óleo. A da matéria sólida do grão de soja é : 8 -10 % de água; 17 - 20 % de óleo; 38 - 40 % de substâncias nitrogenadas (proteínas); 26 - 29 % de substâncias não nitrogenadas

(carboidratos); 5 % de fibra bruta (celulose) e 5 % de cinzas. O grão de soja possui aproximadamente uma massa específica de $1,25 \text{ g/cm}^3$ no seu estado natural.

Atualmente, as indústrias utilizam a soja com o objetivo de produzir, principalmente, dois derivados: o óleo e o farelo. O primeiro, destinado diretamente para o uso humano, e o segundo, praticamente para a produção de rações animais, por ser um alimento vegetal rico em aminoácidos essenciais, vitaminas, fatores de crescimento e componentes minerais. Na industrialização da soja, deve-se considerar que:

- A quantidade de farelo é cerca de 3,5 vezes a quantidade de óleo, e o seu valor econômico é praticamente igual ao do óleo;
- O farelo de soja tem um teor de proteína muito elevado (na faixa de 50%) e pode destinar-se à produção de produtos para a alimentação humana, tais como os concentrados ou isolados protéicos.

2.2.2. Principais processos da fabricação do óleo vegetal

Existem três tipos básicos de processos utilizados na fabricação de óleo: prensagem, misto e solvente contínuo.

a) O primeiro tipo utiliza, em geral, prensas contínuas de alta pressão que podem ser usadas com pequenas e rápidas adaptações, para vários tipos de oleaginosas. Neste processo, são utilizadas chapas de metal, que comprimem a matéria-prima, extraíndo dela o óleo. Este processo, entretanto, quase não é usado para a soja, por ser totalmente ultrapassado, tendo em vista deixar um alto residual de óleo na torta, consumir muita energia elétrica e mão-de-obra. Apenas as fábricas antigas e de pequeno porte ainda utilizam este processo.

b) O processo denominado misto descontínuo, passível de ser adaptado para várias oleaginosas, corresponde à combinação do sistema de prensagem com o sistema de solvente. O rendimento desse tipo de processamento é maior que o anterior, com menor gasto de energia e menor residual de óleo no farelo. Esse ainda é bastante utilizado por muitas empresas de pequeno e médio porte.

c) A extração por solvente é o processo mais eficiente, pois aumenta o rendimento de óleo na extração de soja, proporcionando uma economia de energia, de consumo de solvente e mão-de-obra.

No decorrer da história da extração, distinguem-se dois modos de operação básicos: descontínuo e contínuo.

Os sistemas descontínuos usam:

- Método de infusão – quando um ou mais recipientes fixos são usados como extratores; estes são carregados com a matéria-prima e, a seguir, são fechados, introduzindo o solvente sobre o material, mexendo-se a mistura com um dispositivo de movimentação. Depois a mistura solvente/óleo (micela) é drenada.

- Método de Enriquecimento – este método utiliza os “extratores do tipo panela” que são recipientes verticais fixos, com um sistema misturador na parte inferior. Sobre o fundo de cada recipiente, existe uma peneira, com tela de filtro, que suporta a matéria-prima, permitindo a passagem da micela. Os recipientes são carregados em série com a micela que entra primeiro em contato com a matéria-prima pobre em óleo na zona de extração. Depois passa para as outras panelas, enriquecendo-se.

Os sistemas contínuos usam:

- Método de Submersão – A matéria-prima fica submersa no solvente. O solvente se movimenta contra o sentido do material a extrair e é retirado embaixo da entrada do material.

- Método de Passagem ou Percolação – O método de percolação está baseado no princípio do umedecimento permanente da superfície percolando o solvente. Há uma permanente troca entre o fluxo livre de óleo e o solvente que é retido pela matéria-prima. Uma condição prévia para o sucesso neste método é que o solvente pode passar livremente através das partículas da matéria-prima (percolar). O processo também necessita de “óleo livre” e do pré-tratamento dos grãos, o que efetivamente, proporciona abertura de muitas células. A vantagem comparada com o método de submersão é que não há nenhuma necessidade de agitar as partículas do grão evitando uma indesejada redução adicional no tamanho das partículas. A micela concentrada pode conter 30% de óleo se o princípio de fluxo em contracorrente for bem aplicado.

2.3. Descrição dos extratores industriais contínuos

As primeiras instalações do processo contínuo de extração que tiveram sucesso, eram dos sistemas “Hildebrandt” e “Bollmann”. Ambos foram introduzidos nos anos 30. O pioneiro do princípio de passagem ou percolação em sistemas de extração contínua foi o extrator vertical de caçambas desenvolvido por “Bollmann” (figura 2.1). Dentro de uma carcaça do tipo torre, com corte em formato retangular, corre, como em um elevador, um par de correntes sem fim com caçambas (canecas) perfuradas. Em cima, do lado descendente, as caçambas são carregadas com matéria-prima. Na descida as caçambas recebem a micela e, na subida, recebem hexano puro. A micela em ambos os lados escorre pelas caçambas até a parte inferior da torre, sendo que a micela menos concentrada, é bombeada para a entrada da matéria-prima e a micela concentrada é bombeada como micela saturada para destilação.

A extração ocorre em contracorrente somente do lado da subida das caçambas. Do outro lado, a matéria-prima e o solvente movimentam-se paralelamente. As repetidas passagens de solvente pelo material estacionário de caçamba a caçamba produzem uma boa filtragem, de forma que, em muitos casos, a micela não necessita de nova filtragem.

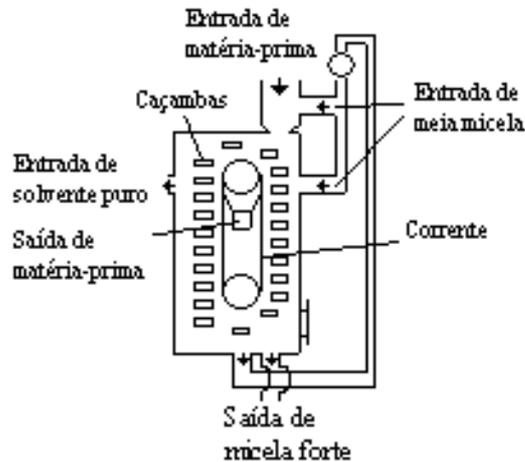


Fig. 2.1 - Esquema do extrator Bollman

O extrator com método de submersão, tipo Bonotto (Figura 2.2), consiste de uma coluna cilíndrica vertical que é dividida, no seu interior, em compartimentos através de uma série de pratos horizontais. A superfície de cada prato é levada por um braço arrastador que gira lentamente. Cada prato tem uma fenda que é oposta à fenda do prato inferior, através da qual a matéria-prima passa durante cada ciclo. Um transportador do tipo rosca leva os sólidos dentro da coluna para fora do extrator. A matéria-prima se move lentamente para baixo enquanto o fluxo de solvente move-se para cima.

Uma das primeiras instalações que surgiram no Brasil, por volta de 1950, utilizada com êxito na extração de óleo, foi o extrator “Hildebrandt” que utiliza o método de submersão. Ele (Fig.2.2) possui duas seções verticais, conectadas por um trecho horizontal na sua parte inferior das seções. A matéria-prima é depositada na parte superior de uma das torres. Na parte interna do extrator, os sólidos deslocam-se, movimentados por um transportador helicoidal que arrasta, lentamente, a matéria-prima ao longo do extrator. O solvente entra pela parte superior da outra torre, deslocando-se em sentido contrário à matéria-prima e é retirado junto com o óleo extraído, logo abaixo da entrada da matéria-prima por meio de um coador de tela.

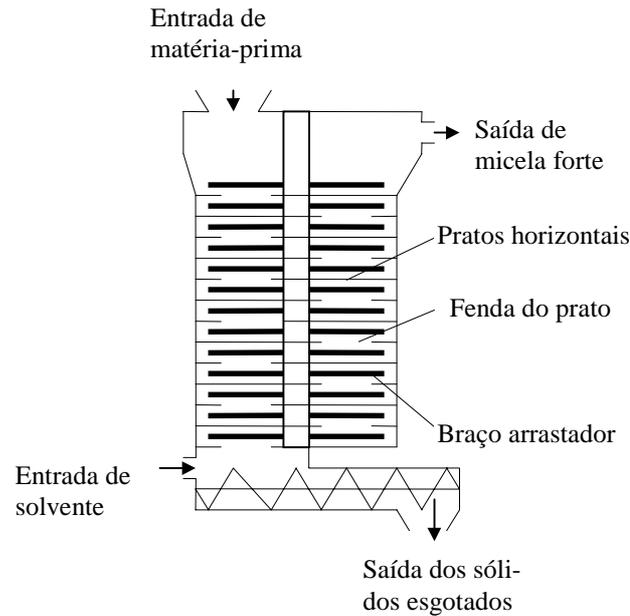


Figura 2.2 - Esquema do extrator Bonotto

A utilização deste extrator fornece algumas vantagens tais como: construção simples; necessidade de pouca manutenção e desgaste pequeno. Porém, possui uma desvantagem em função da movimentação permanente da matéria-prima. Neste caso formam-se pequenas partículas que são mantidas em suspensão e arrastadas pela micela, exigindo assim um sistema de filtragem complexo e dispendioso [Rickles, 1965].

A firma “De Smet” elaborou o primeiro extrator de correia transportadora horizontal (Figura 2.4) que foi um grande passo no desenvolvimento dos sistemas contínuos, usando o método de percolação. Ele consiste de uma esteira transportadora suportada em rolos numa estrutura retangular horizontal. A matéria-prima é carregada nesta esteira que tem uma insignificante inclinação para cima, é lavada com uma série de sucessivos distribuidores de micela que formam um esquema de fluxos contracorrente cruzados(CCC). Após a percolação pelo leito, a micela passa através de uma fina tela e é coletada em bandejas que estão abaixo do transportador. Uma bomba em cada bandeja faz circular a micela para os distribuidores instalados acima da mesma até a próxima bandeja. A velocidade do transportador pode ser variada em grande escala e a vazão do distribuidor em cada seção também pode ser ajustada. A capacidade do extrator depende da largura, da profundidade do leito, bem como do comprimento e da velocidade. Devido ao grande sucesso, o extrator “De Smet” é fabricado por outras firmas com idêntica construção.

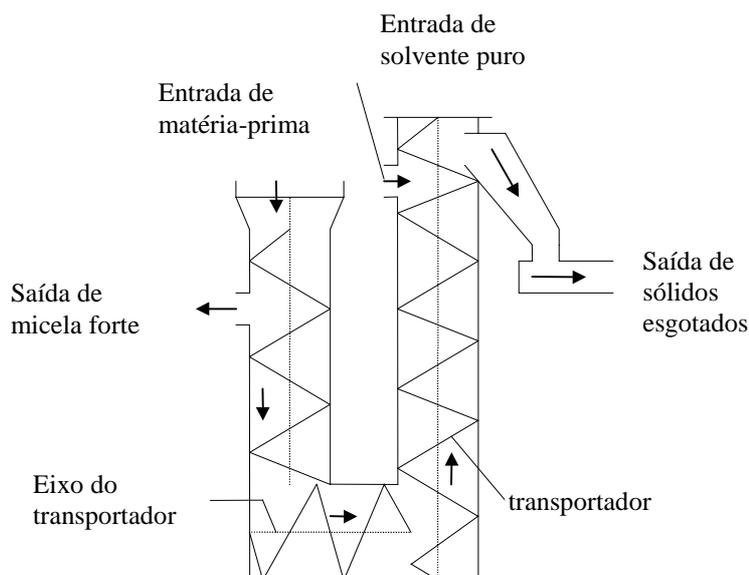


Figura 2.3 - Esquema principal do extrator “Hildebrandt”.

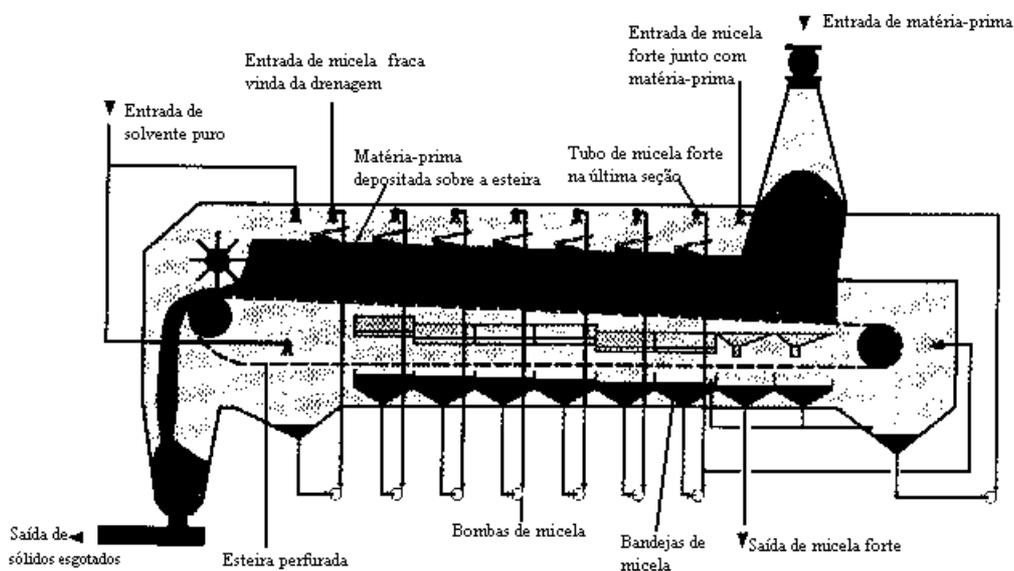


Figura 2.4. – Esquema do extrator “De Smet”.

O extrator tipo Rotocell (Fig. 2.5), que utiliza o método de percolação e fluxo contracorrente cruzado desenvolvido pela firma BLAW KNOX, Pittsburg/USA, tem uma carcaça cilíndrica estacionária com um eixo vertical central e nele estão fixos vagões que giram em torno do eixo.

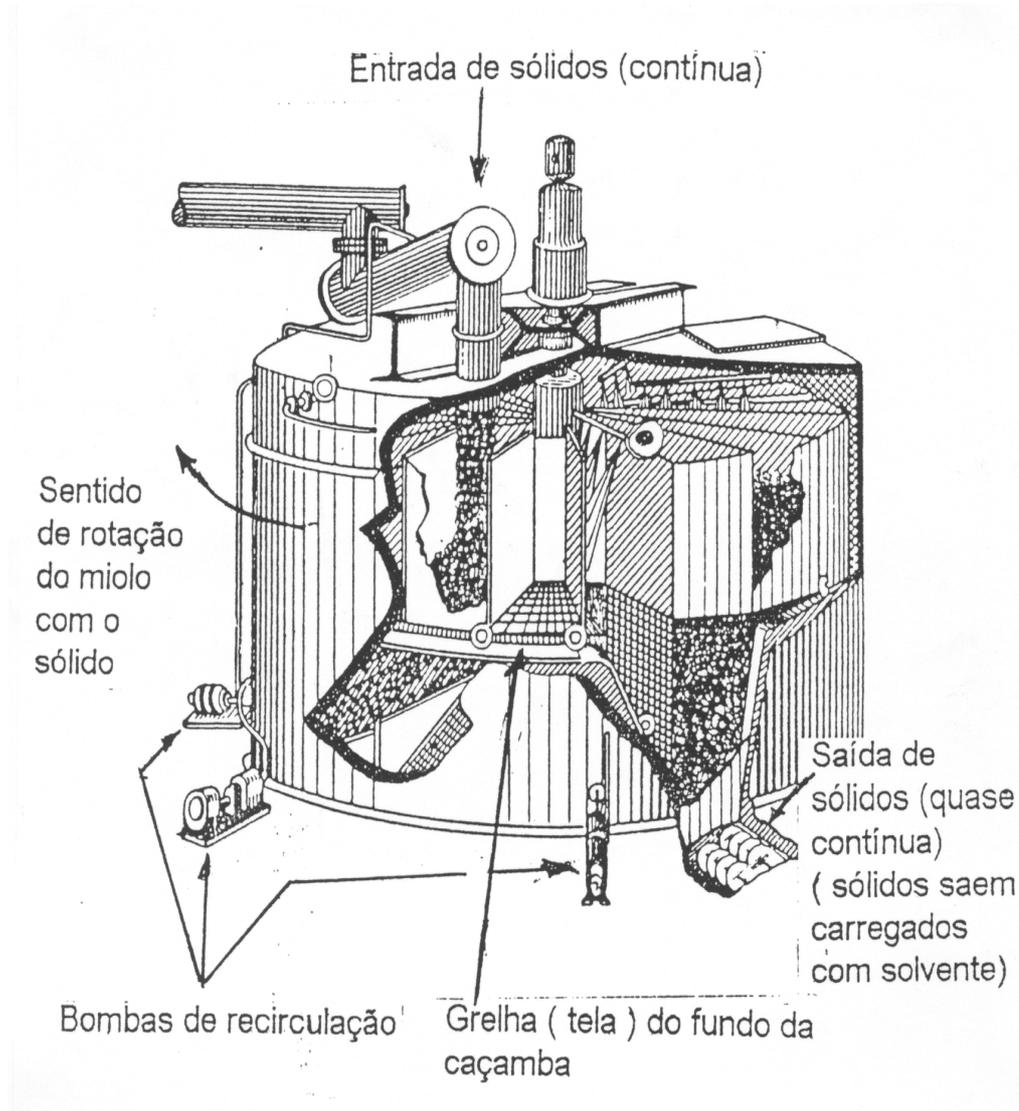


Fig. 2.5 Extrator contínuo do tipo Rotocell

O extrator Rotocell é construído para uma capacidade de 100 a 2000t/dia ou mais. Compõe-se de uma carcaça circular, à prova de gás, com um piso cônico para drenagem, dividida em setores por cavaletes radiais para separação da micela. O rotor do extrator é dividido de 18 compartimentos (vagões) que, para melhor esvaziamento, são ligeiramente cônicos. Cada vagão tem um fundo perfurado preso por dobradiças que, durante o movimento de rotação, é apoiado por roletes sobre trilhos. O acionamento do rotor se processa por uma corrente de abarcamento. A velocidade de rotação é regulável, permitindo, para controle, uma volta rápida do rotor, enquanto a velocidade de operação se situa entre 35-75 minutos por giro. O carregamento dos vagões se processa por meio de uma rosca em um tubo horizontal. Através de um mecanismo de retenção forma-se, na saída da rosca, um selo de material que evita a penetração de vapores de solvente através dos elementos transportadores, para outras áreas da instalação. Para a descarga dos vagões, depois do giro completo destes no rotor, o trilho de apoio

está interrompido junto ao dispositivo de descarga. Com isso, abre-se, nesta posição, a tampa perfurada do vagão, e seu conteúdo cai sobre o dispositivo de descarga. Após o esvaziamento, os roletes da tampa-perfurada, novamente apoiados no ângulo ascendente do trilho, fecham gradualmente a tampa do vagão, permitindo seu reenchimento. A descarga do farelo se processa por intermédio de dispositivos de transporte reguláveis, permitindo que, até a descarga do próximo vagão, haja sempre um selo de material, evitando que vapores quentes de solvente escapem por ali, procedentes da dessolventização. O material a extrair permanece imóvel em relação às paredes dos vagões durante o processo.

O solvente é lançado em forma de aspensão sobre o material a extrair em contracorrente em relação à entrada da matéria-prima. Os últimos vagões, antes da descarga, não mais recebem o banho de micela, para que esta possa drenar ao máximo nos vagões. Antes da zona de drenagem, os sólidos esgotados são extraídos com solvente quase puro, coletado no reservatório inferior e bombeado para a seção de distribuição anterior. Desta maneira, cinco a oito vezes, de etapa em etapa, a micela é bombeada cada vez mais concentrada sobre os vagões; no final com concentração máxima é bombeada sobre a matéria-prima na entrada. Após este último procedimento, a micela concentrada – até 35% - é destinada para destilação, antes passando por uma tela filtrante com formato de telhado.

Um extrator recente, do tipo contínuo, é o extrator “Crown Model” que utiliza o método de percolação e fluxo contracorrente cruzado – ele possui uma camada rasa na qual a matéria-prima é carregada através de um circuito vertical fechado com uma correia transportadora, conforme a figura 2.6. Extratores deste tipo são feitos pela empresa Crown Iron Works, Minneapolis/MN e Intecnial (Erechim, RS). Os maiores extratores existentes possuem a capacidade para 4000 toneladas de soja por dia. O controle na alimentação e a descarga variam de um modelo para outro. Uma característica interessante do extrator é que a matéria-prima floculada é completamente virada, permitindo contato com a micela em ambos os lados dos flocos. O extrator de cama rasa contínua é conhecido por promover um contato excelente, rápida drenagem e extração mais completa com uma ampla variedade de produtos e permite a utilização de flocos finos e frágeis numa maior quantidade. Possui a capacidade para processar vários tipos de matéria-primas como: óleo de grãos de soja, de algodão, de girassol, café, trigo e milho.

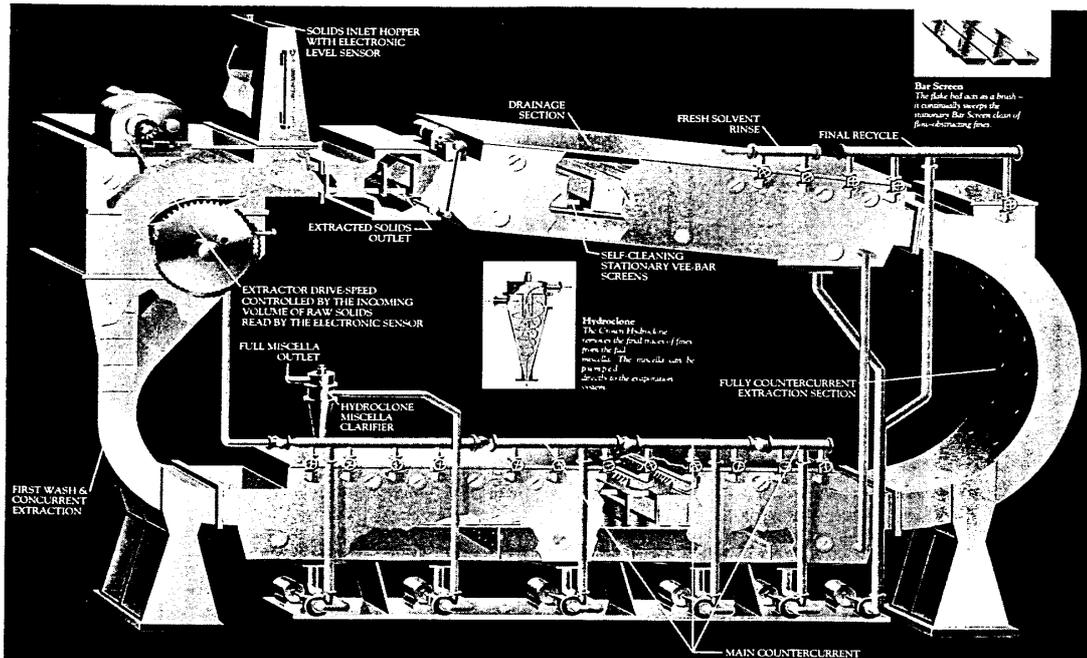


Figura 2.6 – Extrator “Crown-Model”

2.4 Preparação da soja para extração

Para ter-se uma idéia geral dos processos do funcionamento de uma indústria de extração de óleo vegetal e farelo, pode-se observar um esquema mostrado na figura 2.7.

A extração, sem uma prévia preparação da matéria-prima, seria um processo excessivamente lento, uma vez que este óleo teria que passar por osmose, através das paredes da parte sólida. A preparação tem como objetivo básico romper as células, de modo a liberar o óleo na massa a extrair. A preparação de sementes oleaginosas, para extração por solvente, é um conjunto de operações destinado a dar características adequadas ao material a ser extraído. A preparação da matéria-prima para um processo de extração varia em função do material a ser processado, do solvente utilizado e da forma de contato entre o material e o solvente. A possibilidade de contato entre a matéria-prima e o solvente pode ser medida por meio da percolabilidade do leito de extração e exprime a quantidade de solvente que pode atravessar a superfície unitária do material na unidade de tempo, para uma certa altura deste leito de extração.

A importância dessa preparação é facilmente avaliável, pois:

- Quanto maior a extratibilidade, menor será o teor de óleo residual e, portanto, maior o rendimento;
- Quanto maior a taxa de extração, menor será o tamanho do extrator ou maior a capacidade de um mesmo extrator;

- Quanto maior a taxa de percolação, mais rápida será a etapa de drenagem que separa solvente do farelo e, portanto, maior será a utilização efetiva do extrator;
- Quanto maior a percolabilidade, maior a vazão de solvente que pode entrar em contato com a matéria-prima, na unidade de tempo, e conseqüentemente, provoca um aumento de extração;

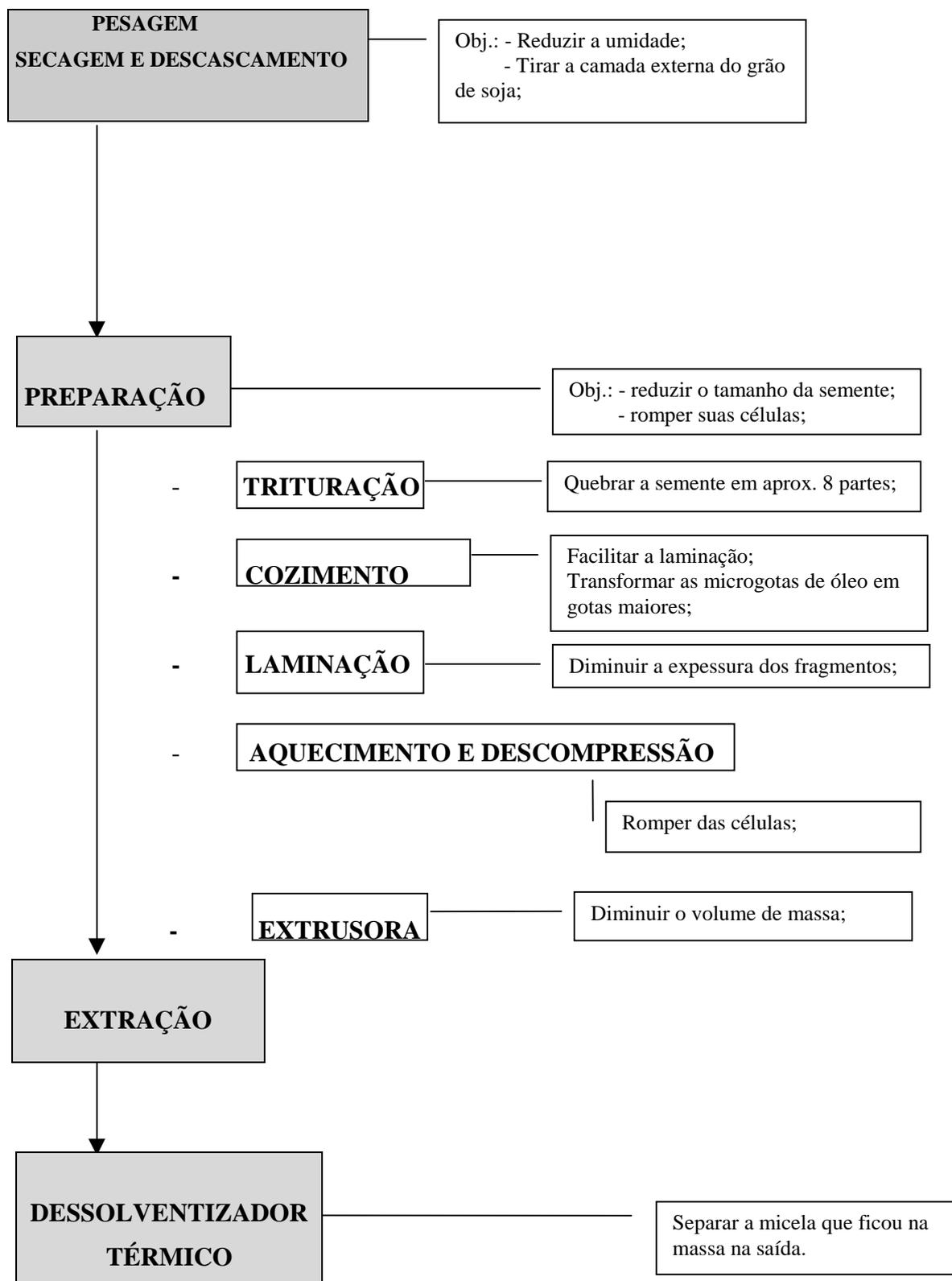


Figura.2. 7 – Esquema Tecnológico da Extração

Até a década de 80, a preparação da soja para extração por solvente era feita por laminação, visando à obtenção de flocos de espessura de 0,25 milímetros, com resistência mecânica apropriada e características adequadas para extração. Mas, depois, na preparação foi incorporada a etapa de extrusão, visando a obtenção de aglomerados expandidos, que essencialmente melhoram as características de extração da matéria-prima.

O processo usado atualmente descreve-se (figura 2.7), começando do recebimento da soja na indústria, na seguinte ordem:

- Pesagem - Antes de entrar na preparação, toda a soja alimentada aos silos é pesada em uma balança digital. Esta pesagem visa o controle da entrada de matéria-prima e o controle da eficiência da produção. Todos os dados referentes à pesagem são registrados pelo computador da balança, sendo que todos os dias, o computador imprime um relatório informando a produção por hora, a produção acumulativa por hora e as paradas. Por exemplo, para uma industrialização de 73 t/h, que é a produção média de uma indústria, a balança carrega 284 quilos de soja a cada 14 segundos, sendo carregada e descarregada pela ação automática de um pistão pneumático.

- Limpeza e Secagem - A limpeza é uma operação importante, para a qualidade final dos produtos e também para a conservação da matéria-prima. A secagem serve para reduzir a umidade do grão, pois a a matéria-prima deve ter um teor de umidade entre 10 a 12%.

- Descascamento ou descorticação, é a retirada da camada superior do grão de soja.

Os objetivos da separação das cascas são:

- a) aumentar a capacidade de extração, pois as cascas possuem muito pouco óleo;
- b) reduzir o óleo retido no farelo, que são as perdas de óleo no extrator;
- c) controle do teor de fibras do farelo, pois as cascas são ricas em fibra e podem ser adicionadas posteriormente no farelo, tendo um lucro maior.

- Preparação - Esta etapa tem como objetivo reduzir o tamanho do grão e romper as suas células, para isso ocorrem as seguintes fases:

- Trituração – o grão é quebrado em aproximadamente 8 partes. Este processo é feito por meio de quebradores com o objetivo de proporcionar um tamanho ideal para que a matéria-prima possa ser laminada.

Os quebradores são equipamentos constituídos de dois pares de cilindros ranhurados que giram em sentidos opostos e em diferentes rotações para facilitar a quebra do grão. O primeiro par, quebra a soja em 4 partes e o segundo par em 8 partes. Os cilindros dos quebradores possuem ajuste de pressão mecânica, pelos quais é possível ajustar a distância que um rolo ficará do outro, determinando a quebra da soja. Nas indústrias, existem 4 quebradores dispostos

em série. A distância entre os rolos dos quebradores é o que determina o tamanho das partículas, que ficam aproximadamente entre 2 e 3 milímetros de distanciamento.

- Cozimento – tem por finalidade dar à matéria-prima certa plasticidade para permitir a laminação posterior; ajustar a umidade da matéria-prima para a formação posterior de flocos de resistência mecânica apropriada; provocar a liberação de óleo na matéria-prima; possibilitar a coagulação de certos componentes protéicos, solúveis no óleo;

- Laminação – esta é feita em laminadores visando a obtenção de flocos com espessura na faixa de 0,25mm e 0,35mm, gerando em média uma área de 1,5 cm² de superfície.

O esquema de um tipo de laminador apresenta-se na figura 2.8.

1. Ajuste do fluxo da alimentação
2. Alimentador com imã permanente rebatível
3. Ajuste da espessura da lâmina com a máquina em funcionamento
4. Portas removíveis em aço inox
5. Mancais bipartidos
6. Coletor de amostras e degrau para inspeção
7. Homogeneizador e distribuidor de fluxo
8. Sensor de presença de produto
9. Direcionador de fluxo
10. Sensor de acumulação de produto sobre os cilindros
11. Limpadores dos cilindros
12. Amortecedor de vibração

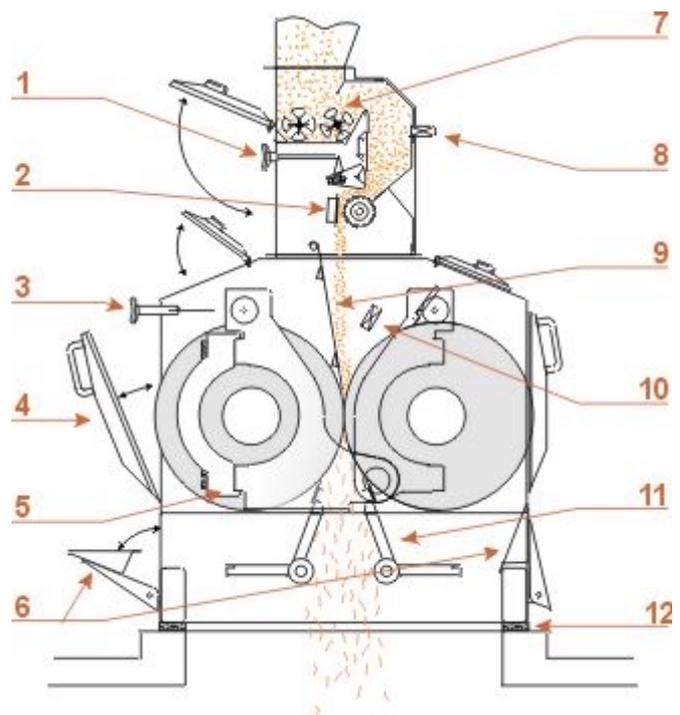


Figura 2.8. Laminador de semente oleaginosa

É importante observar que, pelo fato do óleo da soja estar contido em “bolsões” e em capilares fibrosos, a laminação faz com que ocorra o rompimento destes bolsões, facilitando a extração do óleo presente. Se a lâmina for grossa, a quantidade de óleo extraída por dissolução será menor, ou seja, os bolsões não estão sendo totalmente rompidos. Então haverá um volume maior a ser extraído por difusão. Por outro lado, se a lâmina for muito fina, o solvente não conseguirá uma boa extração porque as lâminas começarão a “flutuar” no solvente.

Após o cozimento, a soja é laminada para obter o formato ideal para a extração de óleo. O laminador possui 2 cilindros lisos, com rotações diferentes e sentidos opostos para facilitar a laminação dos grãos. Os cilindros ficam muito próximos (aproximadamente a espessura das lâminas), sendo que a regulagem da distância entre estes é feita por um ajuste de pressão hidráulica, e são ajustados de acordo com a espessura desejada das lâminas. A pressão entre os cilindros dos laminadores fica entre 110 e 120 kgf/cm².

- Extrusão – A extrusão foi inventada no Brasil pelo engenheiro químico Carlos Sorgi e aplicada em larga escala pela primeira vez nos EUA em 1976. Ao final dos anos 80, mais de 60% dos grãos de soja e mais de 50% dos grãos de algodão eram extraídos usando o processo de extrusão.

O extrusor tem a função de transformar a matéria-prima da forma laminar em um meio poroso mais denso e ao mesmo tempo com maior permeabilidade e extratibilidade. Ele (também chamado de “expandor”) possui muita semelhança com um moedor de carne gigante tendo um corpo tubular com helicóides e parafusos raspadores. No funcionamento do extrusor a soja floculada resolve-se dentro do corpo e pelo helicóide que, à medida que se movimenta, aumenta a pressão dentro da matéria-prima. Em determinados pontos do corpo, injeta-se vapor d’água (com temperatura $\approx 105^{\circ}C$). Este vapor penetra facilmente na matéria-prima e devido à grande pressão, condensa-se em água no estado líquido.

A pressão aumenta e atinge seu ponto máximo perto da zona de descarga, onde é bruscamente liberada. Nesta condição, a água evapora-se abruptamente e promove a formação de uma massa porosa, expandida, o que facilita a percolação e melhora a extratibilidade do produto.

- Aquecimento e Descompressão – neste, o material sofre um aquecimento e uma súbita descompressão para haver um rompimento total das células.



Figura 2.9 . Extrusor com auto-cone dentado



Figura 2.10 .Sistema de auto-cone dentado

2.5 Processamento da micela e dessolventização do farelo de soja

A matéria-prima completamente preparada entra no extrator e após o processo de extração propriamente dito, tem-se: micela e farelo que possuem parcelas consideráveis de solvente.

2.5.1 Processamento da micela

A micela(mistura óleo e solvente), com uma concentração mássica de 25-35%, vai para o tanque de micela. A separação do solvente do óleo, ocorre com o aquecimento da mistura até ou acima do ponto de ebulição do solvente.

Esta tecnologia permite maior produção e uma economia de calor: como o aproveitamento dos vapores saturados da dessolventização, uma mistura de solvente e vapor d'água, para aquecimento do primeiro evaporador.

O processo inclui três etapas, e com equipamentos especiais: o pré-evaporador ou evaporador principal, o evaporador posterior e a coluna de “stripping”.

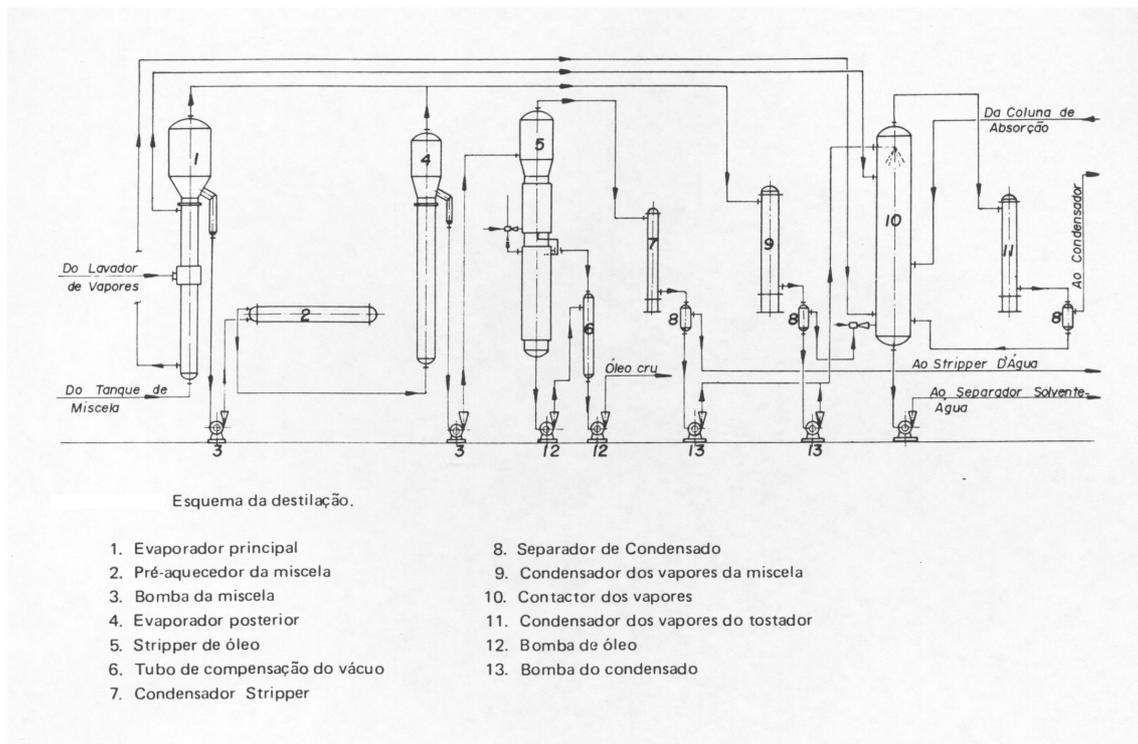


Fig. 2.11 Planta de processamento da micela

Pode-se observar na Figura 2.11 um esquema deste processo, onde tem-se:

- Evaporadores

Um evaporador é constituído de uma câmara de aquecimento e uma câmara de evaporação, separadas por uma superfície metálica chamada de superfície de aquecimento da área de transmissão de calor. A forma e a disposição de ambas as câmaras estão desenhadas para conseguir um funcionamento eficaz e um valor máximo do coeficiente de transferência de calor.

O evaporador tubular vertical é o mais usado. Este tipo possui um corpo cilíndrico vertical e em sua parte inferior, existe uma câmara anular de vapor, atravessada por um feixe de tubos abertos nas extremidades chamados de “calandra”. O líquido a evaporar entra nela e adquire um movimento ascendente ao se produzirem as primeiras bolhas de vapor. As porções do líquido do fundo terão que ser substituídos por outras que descem pelo conduto central, produzindo-se assim uma circulação ativa que facilita a evaporação.

A separação do solvente da micela na fábrica é realizada por 4 evaporadores colocados em série. A micela concentrada é transportada por uma bomba para um filtro de segurança (para não passar farelo), e em seguida para o primeiro evaporador. Este evaporador é também conhecido como economizador, porque reaproveita o vapor saturado (hexano e água) que sai do dessolventizador-tostador (DT) para o aquecimento. O segundo evaporador alimentado pela bomba também é um economizador porque o vapor restante do aquecimento do primeiro

evaporador, que não foi condensado, é reaproveitado. O condensado proveniente dos evaporadores 1 e 2 é transportado pela força da gravidade para o decantador. Em seguida, a micela entra no evaporador 3 onde é aquecida com vapor d'água em uma caldeira. O último evaporador é chamado de terminador. Ao contrário dos demais evaporadores é aquecido com vapor d'água direto e possui 12 entradas na parte inferior. Sabe-se que a maior parte do solvente é retirada com vapor indireto, mas a recuperação do resto do solvente é mais difícil. Por isso, no terminador, usa-se vapor direto que arrasta os últimos vestígios de solvente pelas borbulhas.

Um fator importante a ser observado na etapa de evaporação é o controle da temperatura, pois uma alta temperatura faz com que haja uma fixação dos corantes no óleo, acentuando-se o seu escurecimento e dificultando, posteriormente, o branqueamento na etapa de refino. Os evaporadores operam a vácuo, o que faz com que seja possível à utilização de temperaturas mais baixas devido à diminuição do ponto de ebulição do solvente. Os vapores do solvente removidos nos evaporadores são recuperados em seguida por condensadores.

- Condensadores

Para a recuperação do vapor de hexano, são utilizados condensadores com água à temperatura entre 30 e 35°C (dependendo da temperatura ambiente). São condensadores multitubulares, com o vapor no lado do casco e a água nos tubos com passagens múltiplas. Para conseguir troca térmica eficiente existem chicanas que “forçam” o vapor para um escoamento cruzado.

- Ejetores

O ejetor realiza a mesma função de uma bomba de vácuo, entretanto não possui partes móveis. Nele, o vapor d'água se expande no bocal e sai com uma alta velocidade assegurando a pressão abaixo da atmosfera. Na seção do difusor, a qual é o inverso de um bocal, os vapores d'água e de solvente são comprimidos até atingir a pressão da câmara. A pressão de vapor utilizada na entrada dos 2 ejetores é de 7 kgf/cm^2 .

- Decantação ou separador de condensado

Todo o vapor saturado que é liquefeito nos condensadores é transportado para um separador de solvente e água, chamado de decantador. Este trabalha com base na diferença de massa específica, ou seja, o solvente que é mais leve flutua sobre a água que é mais pesada; então o solvente separado é retornado novamente, por uma bomba, para o processo.

2.5.2. Dessolventizador térmico de farelo de uma determinada indústria

O farelo de soja que sai do extrator contém uma grande parcela do hexano e segue para o dessolventizador-tostador(DT). Este equipamento possui 5 estágios com aquecimento indireto e

1 direto com vapor d'água, sendo que, nas camisas, a pressão atinge aproximadamente 10 kgf/cm² e 0,5 kgf/cm² para o vapor direto na parte inferior do DT, considerando-se uma produção de 73 toneladas por hora. A temperatura do farelo no DT é em média de 40°C no 1° estágio (entrada do DT), 50°C no 2° estágio, 55°C no 3° estágio, 80°C no 4° estágio e 85°C no 5° estágio (saída). Esta diferença de temperatura entre os estágios ocorre porque, quanto menor o número do estágio, maior será a quantidade de hexano que passa ao estado gasoso, promovendo um decréscimo na temperatura. Estas temperaturas ao longo do DT são suficientes para a recuperação do hexano contido no farelo, e não podem ser elevadas para não desnaturar os aminoácidos essenciais que o farelo contém. Em todo o processo existe uma perda aproximada de 0,8 litros de solvente por tonelada de soja processada. Esta marca foi atingida, principalmente, pela excelente recuperação de solvente que o DT promove, mantendo-se 300ppm de solvente no farelo dessolventizado.

O farelo entra pela parte superior do DT na eclusa, e nela existem os chamados “raspadores” que mexem a massa e também são responsáveis pelo transporte do farelo ao longo dos estágios do DT. A massa é transferida para o próximo estágio quando atinge uma altura estipulada. Então, o pendente é elevado, de modo que é acionado o medidor de nível mássico determinando que as comportas devem ser abertas; existem também as comportas manuais trabalhando semi-abertas e podem ser manipuladas pelo operador. No 1°, 2° e 3° estágios, o pendente aciona por gás comprimido uma válvula de diafragma que abre as comportas, e no 4° e 5° estágios os pendentos acionam um pistão pneumático para que as comportas sejam abertas. O farelo passa pelos estágios até chegar na parte inferior do DT, alimentando a eclusa (esta funciona variando sua frequência em função da carga de farelo) que despeja o farelo no “redler” e em seguida para a secagem. O farelo fica dentro do DT em média de 30 a 40 minutos.

2.6. Método de estágios ideais

O método de estágios é o principal modelo que foi desenvolvido para sistemas de extração, onde estão envolvidos os conceitos: fase extrato (E – o hexano); fase refinado (R – a matéria-prima) e o componente com concentrações (frações mássicas) X e Y (o óleo), no refinado e no extrato, respectivamente, que tem que ser extraído da matéria-prima. Inicialmente define-se um estágio como sendo uma etapa de separação onde entram em contato “íntimo” duas fases diferentes (R e E), que, depois, são separadas mecanicamente.

Se as transferências nos estágios forem realizadas até que seja atingido o equilíbrio entre as fases, tem-se o que é denominado estágio ideal ou teórico. Para melhorar a transferência entre

fases, ou seja, remover o óleo do refinado R , é necessário aplicar o esquema multi-estágio com fluxos em contra-corrente (fases R e E).

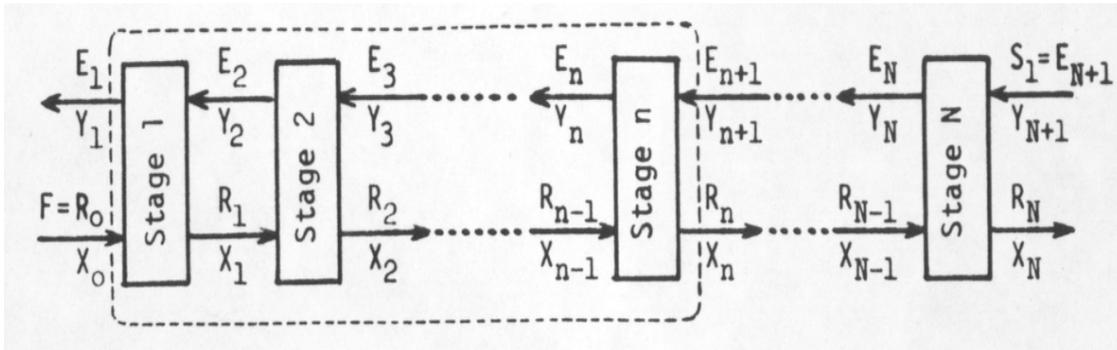


Fig. 2.12 Extração contra-corrente contínua de N estágios teóricos.

A Fig. 2.12 é um esquema de um processo de extração com fluxos contra-corrente. Este esquema, representa um sistema de extração sólido-líquido, constituído de N estágios ideais. Cada estágio teórico pode ser visualizado como um misturador onde o equilíbrio é obtido.

O balanço material para o óleo ao redor do estágio “ n ”, tomando como constantes os fluxos de extrato e refinado, resulta em:

$$EY_{n+1} + RX_{n-1} = EY_n + RX_n \quad (2.1)$$

onde X_n e Y_n indicam as concentrações do componente extraído nas fases refinado e extrato na saída do estágio “ n ”. Elas estão em equilíbrio, que é representado pelo coeficiente de equilíbrio $K=Y/X$ que é constante. A concentração X na equação (2.1) pode ser substituída por Y/K . Além desta substituição introduz-se o fator de extração (ε),

$$\varepsilon = \frac{R}{EK} \quad (2.2)$$

e reorganizando a equação (2.1), tem-se:

$$Y_n = \frac{Y_{n+1} + \varepsilon Y_{n-1}}{1 + \varepsilon} \quad (2.3)$$

Se o valor ε é constante a equação pode ser aplicada sucessivamente para N estágios teóricos chegando à expressão final [Brown, 1965]:

$$Y_N = \frac{\left(\sum_0^{N-1} \varepsilon^i \right) Y_{N+1} + \varepsilon^N Y_0}{\sum_0^N \varepsilon^i} \quad (2.4)$$

ou

$$Y_N = \frac{(\varepsilon^N - 1)Y_{N+1} + \varepsilon^N (\varepsilon - 1)Y_0}{\varepsilon^{N+1} - 1}. \quad (2.5)$$

Um balanço material para o componente extraído entre o estágio 1 e o estágio n resulta em:

$$E'Y_{N+1} + RX_0 = EY_1 + RX_N \quad (2.6)$$

resolvendo para Y_N e substituindo pelo coeficiente de distribuição e a fator de extração, tem-se:

$$Y_N = \frac{(Y_{N+1} - Y_1)}{\varepsilon} + Y_0 \quad (2.7)$$

substituindo este valor em (2.4) e reorganizando a fração Y_N em função da saída,

$$Y_1 = \left(\frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon^{N+1}} \right) Y_{N+1} + \left(\frac{\varepsilon^{N+1} - \varepsilon}{\varepsilon^{N+1} - 1} \right) Y_0 \quad (2.8)$$

que é a equação original de Kremser.

Souders e Brown, 1965, substituíram $\frac{(\varepsilon + 1)}{(\varepsilon^{N+1} - 1)}$ por $\left[1 - \frac{(\varepsilon^{N+1} - \varepsilon)}{(\varepsilon^{N+1} - 1)} \right]$ o que resultou na equação de Kremser-Souders-Brown, numa forma mais conveniente [Lyderon, 1983],

$$\frac{Y_{N+1} - Y_1}{Y_{N+1} - Y_0} = \frac{\varepsilon^{N+1} - \varepsilon}{\varepsilon^{N+1} - 1} \quad (2.9)$$

Esta equação pode ser escrita para calcular a fração molar Y_1 quando o número de estágios ideais N é conhecido. Reorganizando para uma forma explícita em N , tem-se:

$$N = \frac{\ln \left[\frac{Y_{N+1} - Y_0}{Y_1 - Y_0} \left(1 - \frac{1}{\varepsilon} \right) + \frac{1}{\varepsilon} \right]}{\ln \varepsilon} \quad (2.10)$$

onde Y_0 = fração de massa no extrato em equilíbrio com a alimentação.

Freqüentemente é necessário determinar o número de estágios para que o equipamento projetado funcione com eficácia. Neste utilizam-se equações que representam a linha de operação e a curva ou reta de equilíbrio, aplicadas mediante um procedimento gráfico sobre o diagrama de composições X e Y (figura 2.13).

A equação para a linha de operação baseia-se no balanço material para o componente extraído ao redor dos n primeiros estágios, que dá a relação $RX_0 + EY_{n+1} = RX_n + EY_1$, e conseqüentemente a fórmula, quando $F = R_0 = R_1 = R_2 = \dots R_n = R$ e $E_1 = E_2 = \dots = E_{N+1} = E$:

$$Y_{n+1} = \frac{R}{E} X_n + \left(Y_1 - \frac{R}{E} X_0 \right) \quad (2.11)$$

Esta é uma equação de uma linha reta, Y_{n+1} contra X_n , com inclinação R/E .

Então graficamente o número de estágios determina-se partindo do ponto (X_0, Y_1) na linha de operação. Saindo deste no sentido horizontal encontrando um ponto da curva de equilíbrio (X_1, Y_1) . Este corresponde ao primeiro estágio. Depois fazendo a passagem vertical, encontra-se na linha de operação o ponto (X_1, Y_2) que corresponde às concentrações do óleo no refinado e extrato entre os estágios 1 e 2 (figura 2.12). Saindo deste ponto na direção horizontal encontra-se na linha de equilíbrio o ponto (X_2, Y_2) que corresponde às concentrações das correntes que saem do segundo estágio. Continuando esta trajetória “de escada” até chegar ao valor X_{n+1} (ou menor) determinando o número de estágios no processo de extração.

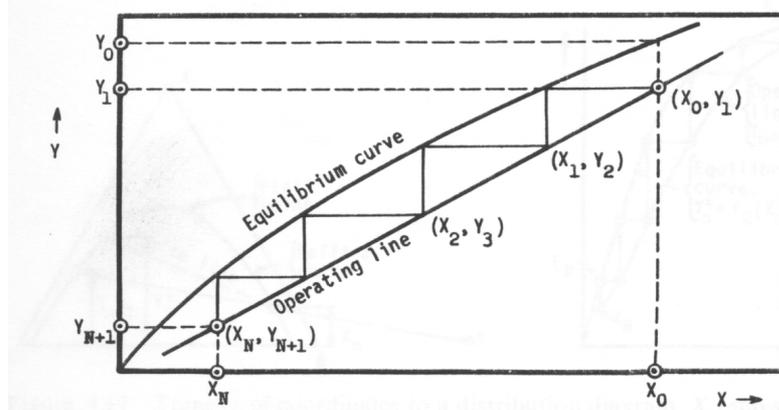


Fig. 2.13. Determinação do número de estágios.

3. COMPONENTES ENVOLVIDOS NA EXTRAÇÃO DO ÓLEO VEGETAL E PROCESSOS EM LEITO FIXO

3.1. Solvente, matéria-prima e suas características

Neste contexto, o solvente é um líquido com a capacidade de retirar soluto de substâncias. Muitas pesquisas foram feitas até encontrar um solvente adequado para a extração de óleo, porque o uso de solvente deve satisfazer uma série de condições:

- Não pode deixar vestígios de gosto ou cheiro, tanto no óleo como no farelo extraído;
- Não pode ser tóxico (venenoso) ou causar tal efeito;
- O solvente deve se separar do óleo e do farelo através de temperaturas pouco elevadas para não prejudicar esses dois produtos, e oferecer a possibilidade de sua recuperação;
- Não pode agredir o material utilizado na construção da instalação;
- Não deve misturar-se com água;
- Não deve ser inflamável.

Foi na França, em 1856, após o primeiro registro de patente, que se tornou possível a utilização prática do sistema de extração por solvente na indústria de óleo comestível. A primeira dificuldade consistia na escolha do solvente adequado à obtenção de óleo comestível.

Em geral, durante muitos anos foram testados vários tipos de solvente, tais como o éter, álcool, benzeno, hexano, em busca de um solvente com a capacidade de diluir óleos e outras substâncias gordurosas.

Dentre os solventes mais utilizados atualmente na extração de óleo, encontra-se o hexano, que é um hidrocarboneto alifático de fórmula molecular C_6H_{14} com massa específica $\rho_{he}=0,68$ g/cm³. Mesmo não sendo um solvente ideal, o hexano comercial satisfaz uma série de exigências necessárias para extração de óleo:

- dissolve facilmente o óleo;
- não reage com os componentes com os quais está em contato;
- possui pequena faixa de temperatura de ebulição, entre 61 e 69°C;
- não se mistura com a água;
- tem baixo calor latente de vaporização;
- não deixa cheiro no óleo, nem no farelo branco.

Por outro lado, a sua utilização acarreta algumas desvantagens, tais como:

- alta inflamabilidade;
- custo elevado, visto que sempre há algumas perdas durante o processo de extração.

Um fator que influencia a taxa de extração é a viscosidade do solvente que varia de acordo com a mudança de temperatura e a concentração do óleo. As soluções com baixa viscosidade penetram rapidamente entre os espaços da matéria-prima e nos poros dela, aumentando a taxa de extração do óleo.

O ponto de ebulição é outro fator que deve ser considerado. Se a temperatura é elevada o solvente é perdido preferencialmente com vestígios no óleo e farelo. Se a temperatura é baixa aumentam as perdas através do ar eliminado do leite.

Algumas pesquisas [Chien, 1990, Abraham, 1988] estão sendo desenvolvidas sobre o uso de etanol (C_2H_5OH), visto que, ele é encontrado em grandes quantidades, é mais barato que o hexano, e tem possibilidade de integrar dois tipos de agroindústrias: óleos vegetais e do álcool.

Outro solvente que vem sendo pesquisado para ser utilizado nos processos industriais de extração é o dióxido de carbono (CO_2) que oferece vantagens financeiras e operacionais. Uma delas é o menor gasto com energia no processo de separação. Um exemplo disso é o trabalho desenvolvido por Lee, 1986, para extração do óleo de canola. O hexano, como uma espécie química, possui um ponto de ebulição de $68,75^\circ C$, mas o hexano utilizado nos extratores, não é 100% puro e contém frações de substâncias mais leves e mais pesadas, e a sua massa específica, em medições repetidas em diversas instalações, situou-se em $0,68 \text{ g/cm}^3$ a $15^\circ C$.

Tabela 3.1 – Características de componentes do hexano comercial

Componente	Massa molecular	Massa específica à $20^\circ C$ (g/cm^3)	Ponto de ebulição($^\circ C$)	Fração mássica no hexano comercial
Pentano	72,15	0,6260	36,07	<2
Hexano	86,14	0,6800	68,95	45-95
Heptano	100,21	0,6830	98,42	<10
Ciclohexano	84,16	0,7790	80,74	<3
2,3-Dimetilbutano	86,18	0,6616	58,00	2-20
3-Metilpentano	86,18	0,6645	63,28	1-20

Hoje, o hexano é usado mundialmente nos extratores industriais. A tabela 3.1 mostra as características do hexano comumente comercializado. Como pode ser visto, algumas quantidades secundárias de outros hidrocarbonetos estão presentes, influenciando nas suas propriedades.

Estes dados sobre o hexano comercial serão levados em conta neste trabalho.

A matéria-prima considerada neste trabalho são grãos de soja. A matéria-prima é um meio poroso especialmente preparada para facilitar a extração. Ela consiste de partículas (com tamanhos menores do que os grãos) e dois tipos de porosidade:

a) externa (ϵ_b) - os espaços entre as partículas, que são preenchidos com micela chama-se fase “bulk”.

b) interna (ϵ_p) - os espaços que existem dentro da partícula, que podem ser preenchidos por óleo ou por micela (chamada fase poro).

As características da matéria-prima a ser processada por solvente são quantificadas e esta quantificação é usada no projeto das instalações de extração e no controle das operações do processo.

Os grãos de soja possuem aproximadamente uma massa específica de $1,25 \text{ g/cm}^3$, antes de passar pela preparação. Depois da preparação assumem-se as seguintes características:

- Massa específica aparente..... $0,3 - 0,7 \text{ g/cm}^3$.
- Umidade 9 - 11%.
- Percolabilidade $50 - 70 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, em relação ao ar.

3.2. Óleo, micela e suas características

O óleo de soja é hoje um dos produtos de maior comercialização entre os produtos derivados da soja e, basicamente, tem sua aplicação na alimentação humana: saladas, engordurante e fritura. Para a comercialização, ele deve satisfazer algumas normas de qualidade que foram estabelecidas através das normas de comercialização do óleo refinado. O óleo refinado é entendido como aquele que passou pelos processos de degomagem, neutralização, clarificação, frigidificação e desodorização. A comprovação de atendimento das características de identidade e qualidade fixadas por esse padrão deve obedecer às especificações e paradigmas abaixo indicados, para o óleo refinado:

- Densidade relativa a 20° C : $0,919-0,925$;
- Índice de iodo: $120-143$;
- Índice de acidez: $0,3\%$;
- Índice de peróxido: máx. $10,0 \text{ mg/kg}$;
- Substâncias voláteis a 105° C : $0,2\%$;
- Impurezas insolúveis: $0,05\%$;
- Conteúdo em sabão: $0,005\%$;

Contaminantes minerais:

- Fe: máx. $1,5 \text{ mg/kg}$;

- Cu: máx. 0,1mg/kg;
- Pb: máx. 0,1 mg/kg;
- As: máx. 0,1 mg/kg;

Ressalta-se que a massa específica do óleo coletado experimentalmente foi de 0,914 g/ml.

O óleo contido na matéria-prima se encontra de duas formas:

- a) na forma de uma camada ao redor das partículas (ou tortas) trituradas e laminadas, que é recuperado por um processo de simples dissolução;
- b) contido nas células intactas, que é removido, do interior destas, por difusão.

Na extração por solvente, tanto o óleo como o farelo são de melhor qualidade, pois, não sofrem a ação de altas temperaturas, há uma menor desnaturação das proteínas e as propriedades nutritivas do farelo são menos afetadas.

O óleo que sai do extrator chama-se de óleo bruto, e sua composição possui: os triglicerídios (que é a forma de origem do óleo de soja), ácidos graxos livres, fosfatídeos(entre eles a lecitina), compostos oxidados, pigmentos (carotenos, xantofilas, clorofilas), quinonas, dicetonas e voláteis diversos. Quando purificados, interessam somente os triglicerídeos, livres de todos os componentes acima citados e indesejáveis. Todo óleo, após a extração, passa por uma degomagem, purificação, neutralização e desodorização para então se ter um produto final de qualidade.

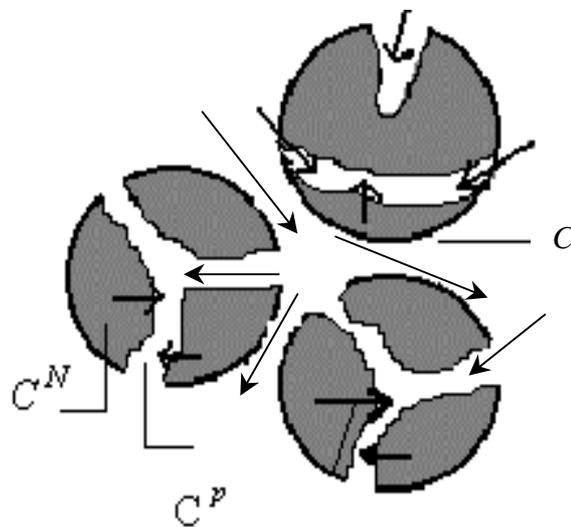


Figura 3.1 – Disposição da micela nos espaços na matéria-prima

A micela é a mistura entre o óleo e o hexano. O hexano ao entrar no extrator, é quase puro (com concentração de óleo $C \approx 0,1\%$), mas no decorrer da extração ele é enriquecido em óleo, sendo, a partir daí, chamado de micela. Depois da extração uma fração considerável da micela corresponde ao óleo. A fase "bulk" é a micela que escorre pelos espaços entre as

partículas com concentração C . A fase poro contém a micela que penetrou no interior da partícula - nos poros internos e se enriqueceu com óleo do sólido e tem concentração de óleo C^p . Esta é mais alta do que a concentração da fase "bulk". A fase sólida é a parte restante da partícula com concentração de óleo C^N (Figura 3.1).

A viscosidade e a massa específica da micela são as propriedades importantes para simular os processos nos extratores e seus valores apresentam-se na tabela 3.2. Estas variações foram constatadas por Othmer e Agarwal, 1955.

Tabela 3.2 Variação da massa específica e viscosidade da micela

%de óleo na micela	Massa específica(kg/m ³)	Viscosidade(Pa.s(10 ³))
0	662	0,35
10	687	0,40
20	712	0,46
30	738	0,60
40	760	1,00
50	785	1,80
60	808	3,20
70	833	5,50
80	858	10,20
90	883	21,00
100	907	50,00

3.3. As variáveis de operação do processo de extração

Os fatores que influenciam no processo de extração são:

Temperatura da extração

A temperatura é importante para a extração porque, à medida que ela aumenta, a viscosidade diminui e aumenta a solubilidade do óleo. Menores viscosidades e maiores solubilidades resultam em maiores taxas de extração. Quando o grão é aquecido, o teor de água é ligeiramente reduzido e as proteínas perdem suas propriedades. Assim o óleo que está presente nas células pode aglutinar-se para formar grandes gotículas. Aumento de temperatura tem efeito idêntico no óleo finamente dispersado na célula. Ele pode mais facilmente aglutinar-se como uma consequência da baixa viscosidade e eventual quebra do grão. Essas “grandes” gotículas se extraem muito mais facilmente.

Tempo de extração

O tempo influencia na taxa de extração porque a dissolução e transferência da massa requerem tempo. O tempo necessário depende do tipo de grão, seu pré-tratamento e do equipamento utilizado. Wingard & Phillips, 1951, investigaram a dependência da concentração de óleo residual com o tempo de extração, mostrados na Fig. 3.2. Observa-se que com o aumento do tempo de extração diminui a concentração de óleo restante na matéria-prima. Wingard & Phillips, 1951, concluíram que o tempo t necessário para alcançar um teor residual de óleo satisfatório abaixo de 1%, é proporcional à temperatura T , elevada ao expoente y : $t \approx T^y$ onde $-1,9 < y < -2,4$.

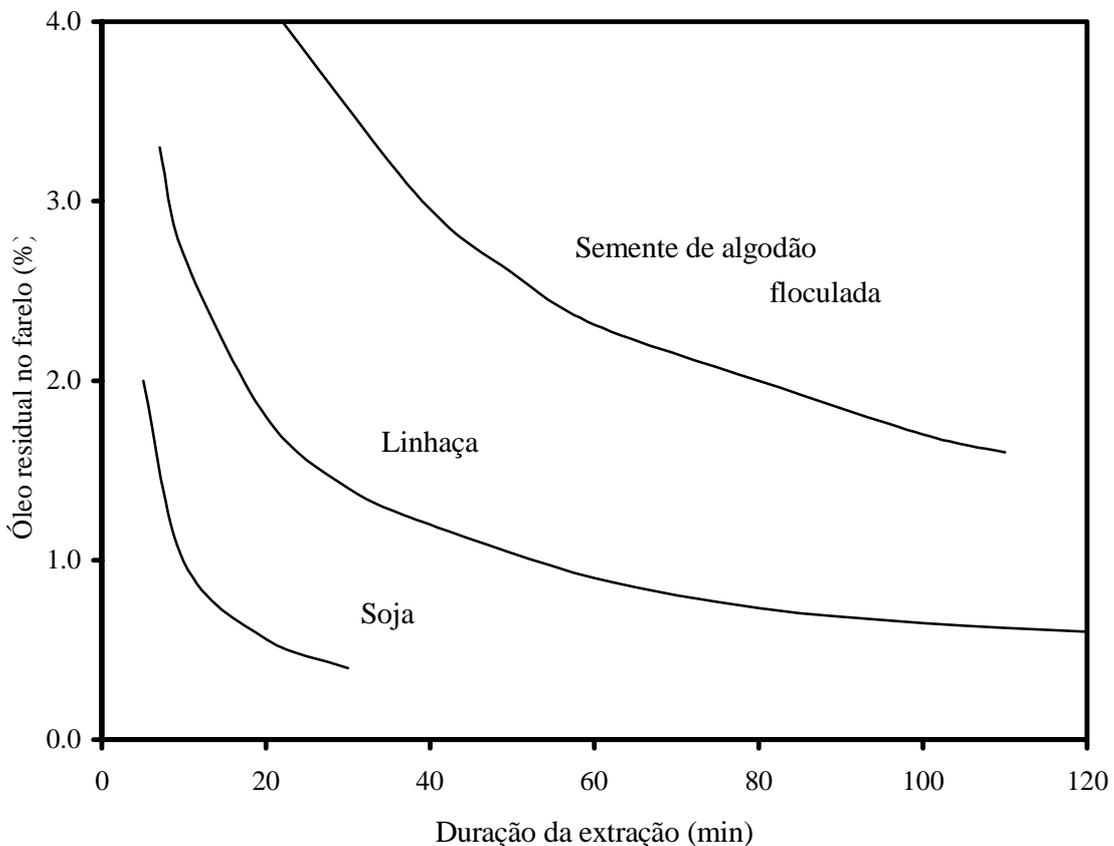


Figura 3.2 – Concentração do óleo residual no farelo em função do tempo

Quantidade de solvente

A quantidade de solvente no processo de extração depende da composição do grão, ou seja, quanto maior o teor de fibra maior será a quantidade de solvente necessária. Nos estudos feitos por Bernardini, 1985, sobre extração em leito fixo, determinaram-se para diferentes grãos, que a relação solvente e quantidade de grãos é 2800 cm^3 por 100 g de grão. O óleo não extraído estava

entre 13% e 3% dependendo do grão. Observou-se também que, reduzindo a quantidade de solvente pela metade, o rendimento cai apenas 5%.

Influência da umidade do grão

Antes do condicionamento, da redução do tamanho e do floculamento dos grãos, o processo que procede a preparação inclui o ajuste prévio do teor de umidade. O valor da umidade do grão tem que ser ajustado ao ótimo. Sendo uma substância polar a água dificulta a entrada do solvente na matéria-prima e também reduz o coeficiente de difusão, mas uma certa taxa de umidade também é necessária porque dá à matéria-prima uma elasticidade, impedindo-a de esmigalhar-se em partículas, o que prejudicaria a percolação. Além disso, à medida que aumenta a quantidade de água, aumenta a proporção de componentes polares no óleo. Segundo Koch, 1981, de uma análise de mais de 100 amostras, observa-se que a cada 1% de aumento de umidade provoca-se um acréscimo de 0,2% de fosfatídeos.

Influência do tamanho e da forma da partícula

O tamanho e a forma das partículas da matéria-prima têm um papel importante no sucesso da extração. Por um lado, as partículas têm que permitir uma percolação adequada do solvente, ou seja, as partículas têm que ser bastante grandes. Do outro lado, o tamanho da partícula precisa permitir uma boa extração de cada partícula e, para isso, elas devem ser bastante finas.

A preparação da soja para extração por solvente, como foi mencionado acima, era feita de duas maneiras: por laminação, visando a obtenção de flocos, e por extrusão, visando a obtenção de aglomerados expandidos.

A extrusão aplicada após a floculação tem a vantagem de promover uma maior massa específica dos sólidos. No caso da soja, quando floculada a massa específica de carregamento é 300g/L e, quando floculada e extrusada a massa específica é de 540g/L aproximadamente 50% a mais. A principal vantagem é o aumento na capacidade do extrator. Além disso, o grão extrusado é mecanicamente mais estável, permite melhor percolação do solvente e alivia a dessolventização usando menos energia. A extrusão quando combinada a um tratamento térmico pode auxiliar na extração de lipídios inativos. A aplicação da tecnologia de extrusão para vários grãos (soja, algodão e farelo de arroz) foi descrita por muitos autores, inclusive Bredeson, 1983, Farnsworth et al. , 1986 e Kemper, 1989. Eles estimam que grandes economias podem ser alcançadas com estas tecnologias.

Em qualquer processo de extração, a taxa de extração pode ser influenciada por vários fatores como:

Forma das partículas da matéria-prima: as partículas podem apresentar-se de duas formas (Fig.3.3.): laminadas e esféricas.

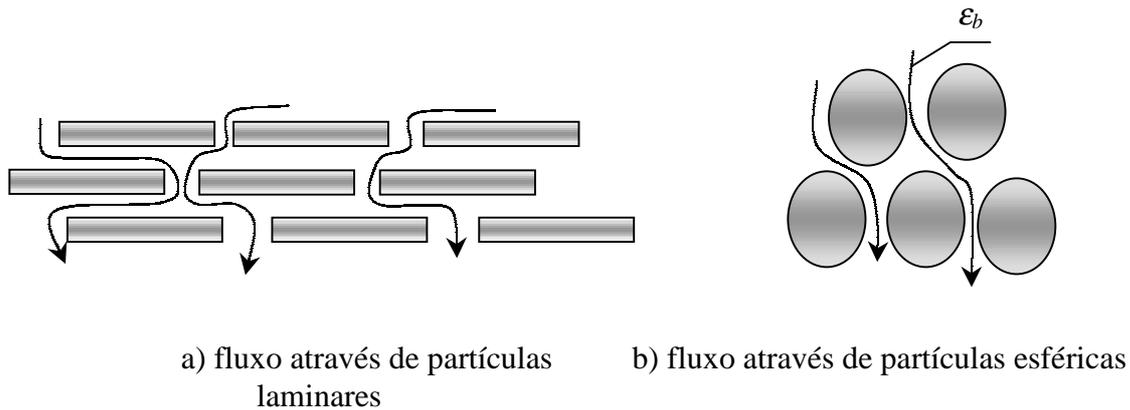


Figura 3.3. – Esquema de fluxos através de meios porosos.

Se as partículas forem esféricas a percolação da solução é rápida, pois a distância da passagem da micela é pequena; se as partículas forem laminadas a percolação é lenta, pois a sobreposição dificulta a percolação da solução.

Área específica de contato (a_p): tem relação com o tamanho da partícula, pois quanto maior o tamanho da partícula menor será a área específica total e, conseqüentemente menor a área específica de contato (figura 3.4). Por isso, quanto maior (a_p), maior será a taxa de transferência do soluto das partículas de matéria-prima, ou seja, será maior a taxa de extração.

Porosidade: são considerados dois tipos de porosidade: externa (ε_b – figura 3.3b) e interna (ε_p – figura 3.4). A porosidade externa é o espaço formado entre as partículas de matéria-prima e a porosidade interna é o espaço vazio dentro das partículas. As implicações no processo de extração são:

- se ε_b for grande, o fluxo de massa na drenagem será maior e a extração do soluto será menor, diminuindo a concentração na saída, mas a vazão total de micela aumenta, necessitando de mais energia para o seu bombeamento;
- se ε_p for grande, haverá retenção de micela na matéria-prima, aumentando os gastos de energia (para a evaporação do hexano), mas por outro lado a_p aumenta tornando-se favorável ao processo.

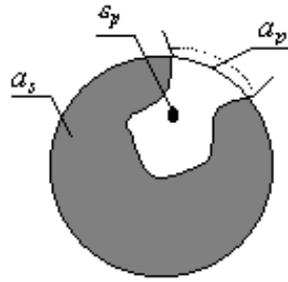


Figura 3.4. – Representação da área específica total (a_s) e da área específica de contato (a_p) entre as fases poro e “bulk”.

Permeabilidade: este fator é variável dependendo da tecnologia usada na preparação da matéria-prima a ser extraída. Se a permeabilidade do meio poroso for elevada, o processo será mais rápido, mas aumentará a vazão da micela, necessitando mais gastos de energia no seu bombeamento.

Equilíbrio: Para os processos da extração observa-se uma característica importante: o equilíbrio das concentrações entre fases sólida e líquida. Ilustrando-o admite-se que se tem um recipiente com matéria-prima a ser extraída. Em algum instante, neste recipiente, coloca-se o solvente puro e medem-se as concentrações do soluto (óleo) na fase “bulk” e na fase sólida com o decorrer do tempo. No resultado, descobre-se que as concentrações C^N e C vão alterar-se, por exemplo, como mostrado na figura 3.5.

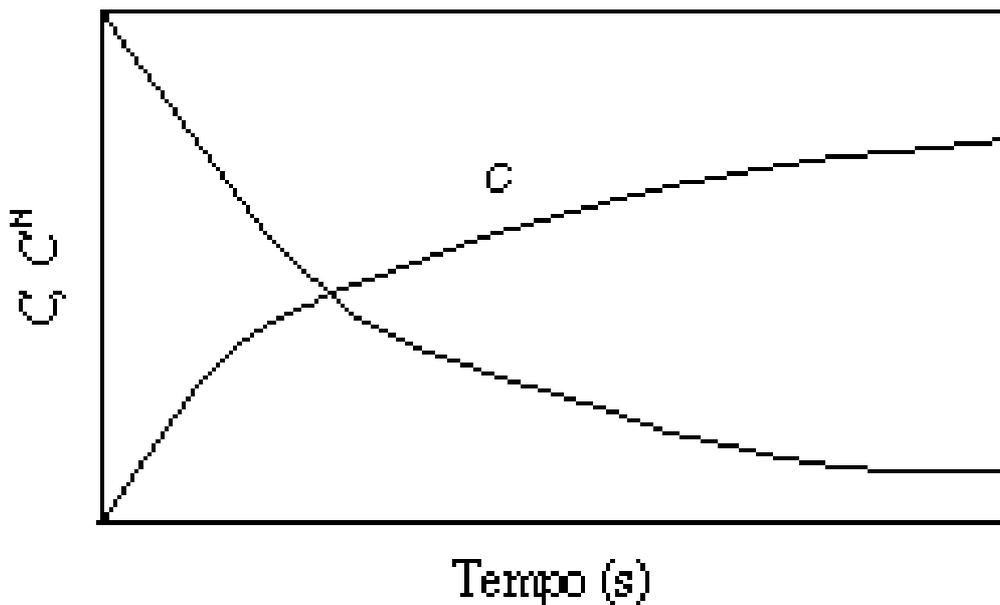


Figura 3.5 – Evolução das concentrações na fase “bulk” e sólida durante a extração.

Estas dependências significam que o óleo depois da colocação do solvente começa a se transferir da fase sólida à líquida e passando algum tempo estabelece-se uma relação independente do tempo entre concentrações, ou seja, estabelece-se o equilíbrio caracterizado pela fórmula

$$\frac{C_{eq}^N}{C_{eq}} = E_d \quad (3.1).$$

A grandeza E_d chama-se constante de equilíbrio e o seu valor depende da natureza da matéria-prima, do solvente e de sua temperatura (observa-se que E_d não depende das características como ε_b , ε_p , a_p e d_p). Como regra, o valor E_d é constante. Por exemplo, para o grão vegetal e hexano, o valor de $E_d = 0,203$ (Majundar, et al., 1995) e não depende das concentrações iniciais do óleo na matéria-prima e na micela.

O conteúdo do óleo em micela pode ser caracterizado por concentrações: g_{ol} - fração mássica (aplica-se preferencialmente nas empresas) ou por C_{ol} - fração volumétrica. Nas fórmulas de ligação entre eles, envolvem-se: ρ_{he} - massa específica do hexano, ρ_{ol} - massa específica do óleo

$$V^m = V_{ol} + V_{he} \quad ; \quad C_{ol} + C_{he} = 1 \quad ; \quad g_{ol} + g_{he} = 1 \quad (3.2)$$

onde: V^m - volume específico da micela (cm^3/g) e considerando que:

$$V_{ol} = \frac{g_{ol}}{\rho_{ol}} \quad ; \quad V_{he} = \frac{g_{he}}{\rho_{he}} \quad ; \quad V^m = \frac{1}{\rho}$$

Sabendo as g_{ol} e g_{he} , obtém-se para concentrações C_{ol} e C_{he} , a massa específica média (ρ) da micela:

$$\frac{1}{\rho} = \frac{g_{ol}}{\rho_{ol}} + \frac{g_{he}}{\rho_{he}} \quad (3.3)$$

Daqui, facilmente obtém-se

$$C_{ol} = \frac{V_{ol}}{V^m} = \frac{\frac{g_{ol}}{\rho_{ol}}}{\frac{g_{ol}}{\rho_{ol}} + \frac{g_{he}}{\rho_{he}}} \quad (3.4)$$

e

$$C_{he} = 1 - C_{ol} \quad (3.5)$$

Se são conhecidos os valores C_{ol} e C_{he} , facilmente pode-se determinar ρ , g_{ol} e g_{he} pelas fórmulas

$$\rho = C_{ol}\rho_{ol} + C_{he}\rho_{he} ; \quad g_{ol} = \frac{C_{ol}\rho_{ol}}{\rho} ; \quad g_{he} = 1 - g_{ol} \quad (3.6)$$

Solubilidade: a solubilidade de um soluto em um dado solvente é definida como a concentração daquele soluto na solução saturada. Alguns são infinitamente solúveis em um dado solvente, enquanto outros têm solubilidades tão baixas que não são mensuráveis por métodos diretos. Embora, provavelmente, não haja insolubilidade completa, o termo insolúvel é aplicado para uma substância cuja solubilidade é muito baixa, como o óleo de soja no solvente etileno (C_2H_4) que possui solubilidade baixa, sendo desfavorável para o processo de extração. A solubilidade depende das propriedades do soluto e do solvente, da temperatura e da pressão [Russel, 1981].

3.4 Modelo de um extrator de leito fixo

Um extrator de leito fixo (Figura 3.6) é formado por uma carcaça vertical, onde fica a matéria-prima depositada, na qual o solvente entra no topo. Por percolação, que é a passagem por gravidade da micela pelos espaços existentes entre as partículas da matéria prima, a micela flui captando o óleo das mesmas. A mistura enriquecida sai do leito através do fundo perfurado.

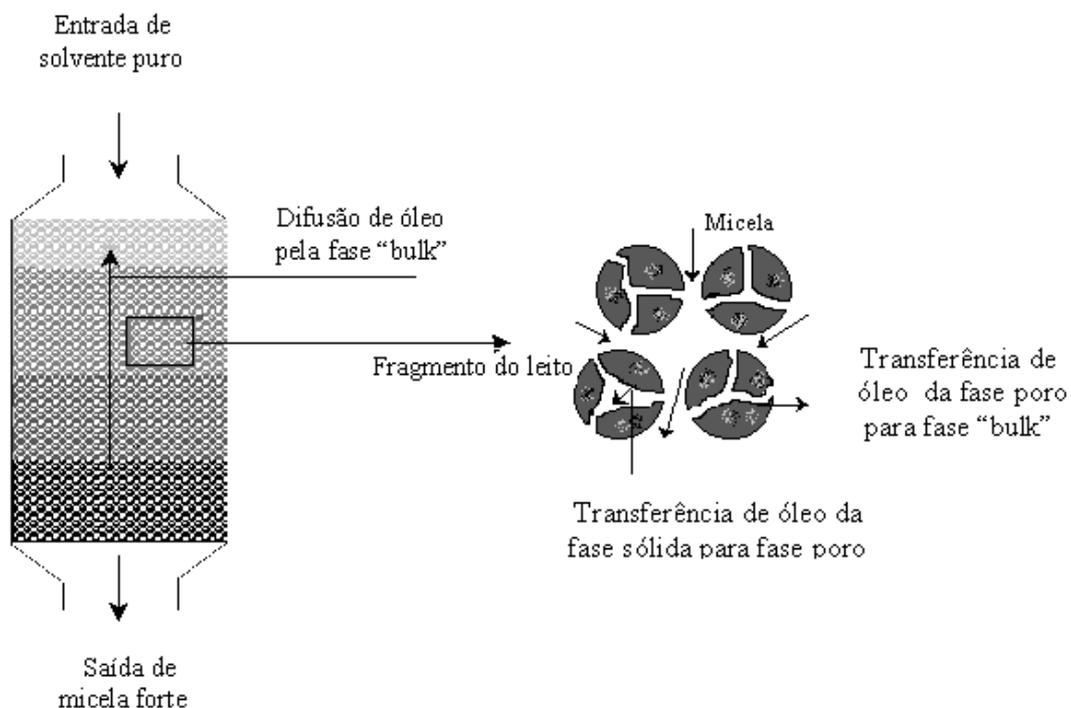


Fig. 3.6 - Esquema principal dos processos no leito fixo

Apesar desse tipo de equipamento não ser mais utilizado, este dispositivo é importante para determinar as características do processo de extração e as propriedades da matéria-prima, bem como criar os modelos de extração em instalações industriais.

Durante a extração, ocorre a difusão na fase “bulk” que se dá pelo movimento de uma dada espécie no sentido da sua diminuição de concentração, oposta ao deslocamento da micela. Cada partícula além da fase poro, possui uma fase sólida que contém certa quantidade do óleo. A medida em que diminui a sua concentração na fase poro o óleo sai da fase sólida.

No modelo de leito fixo que está diretamente ligado à extração de óleo vegetal, proposto por Majundar et al., 1995, e Moreira, 1998, o processo de extração é descrito da seguinte forma:

- o óleo contido na parte sólida com concentração N está em equilíbrio com a micela da fase poro;
- a micela da fase “bulk” move-se de cima para baixo do leito fixo, enriquecendo-se com óleo da fase poro, por difusão;
- dentro da micela, há também um fenômeno de difusão mássica oposta ao deslocamento, já que ela é mais concentrada à medida que desce;
- o óleo contido na fase poro, migra para a fase “bulk”;
- neste processo, o óleo abandona a matriz sólida e transfere-se para a micela “bulk” de maneira contínua.

Hipóteses simplificadoras:

1. O óleo é considerado como um componente simples e a parede celular foi totalmente rompida.
2. A matéria-prima tem poros, onde está o óleo (soluto). Quando o solvente(hexano) entra nestes poros, o óleo é totalmente e instantaneamente dissolvido, formando a micela uniforme da fase poro.
3. Em qualquer sessão do leito e no tempo, a transferência de óleo ocorre da fase poro para fase bulk devido à diferença de concentração.
4. Na fase “bulk” existe um gradiente de concentração em sentido oposto ao fluxo da micela.
5. Não existem gradientes de concentrações radiais.
6. Existe a simetria em relação ao eixo vertical.
7. As porosidade ε_b e ε_p são constantes e uniformes.
8. A temperatura é constante e uniforme.
9. No processo de extração não é gerado calor de mistura.
10. Mantém-se a relação de equilíbrio entre fase poro e sólido.
11. O hexano não entra na fase poro.

O modelo desenvolve-se baseado nas seguintes equações iniciais:

- Equação da continuidade da fase “bulk”:

$$\frac{dV_s}{dz} = \frac{1-\varepsilon_b}{\varepsilon_b} k_f a_p (C^p - C) \quad (3.7)$$

- Equação da continuidade do óleo na fase “bulk”:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = -\frac{\partial(VC)}{\partial z} + D_{AB} \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} + \left(\frac{1-\varepsilon_b}{\varepsilon_b} \right) k_f a_p (C^p - C) \quad (3.8)$$

- Equação da continuidade na fase poro

$$\frac{dC^p}{dt} \left[\varepsilon_b + (1-\varepsilon_p) \frac{\partial C^p}{\partial C^p} \right] + k_f a_p (C^p - C) = 0 \quad (3.9)$$

As equações estão sujeitas às condições de contorno:

- em $z = 0$, $V_s = V_0$, $V_0 C - D_{AB} \frac{\partial C}{\partial z} = V_0 C_{in}$ quando $t > 0$;
- para $z = L$; $\frac{\partial C}{\partial z} = 0$ quando $t > 0$;

A equação (3.9) está sujeita à condição inicial em $\tau = 0$, $C^p = C^{pi}$, $V = V_0$ para todo x .

Depois foram aplicadas as seguintes trocas de variáveis:

$$V = \frac{V_s}{V_0}; \quad z = xL; \quad \tau = \frac{V_0 t}{L} \quad (3.10)$$

e considerando os grupos adimensionais:

$$Sh = \frac{k_f d_p}{D_{AB}}; \quad Pe_{in} = \frac{V_0 d_p}{D_{AB}}; \quad \frac{D_{AB}}{V_0 L} = -\frac{1}{Pe_{in}} \frac{d}{L} \quad e \quad \frac{k_f}{V_0} = \frac{Sh}{Pe_{in}} \quad (3.11)$$

então, pode-se escrever as equações na forma final como:

$$\frac{dV}{dx} = \frac{1-\varepsilon_b}{\varepsilon_b} (a_p L) \frac{Sh}{Pe_{in}} (C^p - C) \quad (3.12)$$

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} = -\frac{\partial(VC)}{\partial x} + \frac{1}{Pe_{in}} \frac{d_p}{L} \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \left(\frac{1-\varepsilon_b}{\varepsilon_b} \right) a_p L \frac{Sh}{Pe_{in}} (C^p - C) \quad (3.13)$$

$$\frac{dC^p}{dt} \left[1 + \left(\frac{1 - \varepsilon_b}{\varepsilon_b} \right) \frac{dC^N}{dC^p} \right] + \frac{1}{\varepsilon_b} \frac{Sh}{Pe_i} (a_p L) (C^p - C) = 0 \quad (3.14)$$

onde: V_o - velocidade inicial; V_s - velocidade real; z - coordenada real da altura do leito; t - tempo real; ρ - massa específica da micela; L - altura total do leito; k_f - coeficiente de transferência de massa entre a fase poro e a micela; D_{AB} - coeficiente de difusão; C^p - concentração do óleo em fase poro; C - concentração do óleo em micela; x - coordenada relativa da altura do leito; V - velocidade relativa da micela; τ - tempo relativo.

O número de Sherwood, Sh , é dado por:

$$Sh = 2,4 Re^{0,34} Sc^{0,42} \quad \text{válido para } 0,08 < Re < 125 \quad (3.15)$$

$$Sh = 0,442 Re^{0,69} Sc^{0,42} \quad \text{válido para } 125 < Re < 5000 \quad (3.16)$$

A relação de equilíbrio, obtida experimentalmente, entre o óleo residual do grão, C^N , e a concentração de óleo, C^p , é dado por: $C^N = 0,2032C^p$. O trabalho de Majumdar et al., 1995, utiliza para resolução a combinação de dois métodos (Crank-Nicolson e Euler).

4. MODELO FÍSICO E MATEMÁTICO DO EXTRATOR ROTOCCELL

Neste capítulo apresenta-se a modelagem físico-matemática dos processos de extração em extrator tipo Rotocell, começando pela descrição dos processos até a elaboração do código para solução e simulação numérica. No item 4.1, apresenta-se a descrição dos processos e criação do modelo físico, no item 4.2 os submodelos dos componentes do extrator em termos de meios contínuos e no item 4.3 o modelo matemático modificado para RNA.

4.1. Descrição dos processos e criação do modelo físico.

Os principais conceitos envolvidos na extração sólido-líquido por solvente são: o extrato, o refinado e um componente P que posteriormente é denominado de óleo. O extrato é o líquido(micela) que em contato com o refinado extrai o óleo. O refinado chamado também de matéria-prima é inicialmente um meio poroso especialmente preparado de grãos (por exemplo, soja), e caracteriza-se por dois tipos de porosidades ε_b (espaços entre partículas, porosidade externa) e ε_p (espaços de cavidade, porosidade interna) e é idealizada como o conjunto das partículas porosas com diâmetro d_p . O refinado contém as partículas sólidas, que também pode conter uma parcela de óleo e solvente aderido aos poros. Nos espaços ε_b , a micela se chama de fase “bulk” quando localizada nos espaços interpartículas e nos espaços ε_p se chama de fase poro, quando localizada nos poros da partícula. Entrando no extrator a micela possui a concentração C muito pequena e é denominada de solvente ou micela fraca, já na saída torna-se micela concentrada (quando a concentração C é bastante alta). O óleo é uma espécie líquida(por exemplo óleo vegetal) que inicialmente está contido no refinado e o objetivo do processo de extração é transferir esta espécie para a micela.

O esquema do extrator Rotocell é apresentado na Figura 4.1. Os seus principais componentes são: 7 – um rotor dividido em compartimentos ou vagões com os fundos perfurados; 10 - bombas, A,B,C e D - distribuidoras de micela, 9 - reservatórios de micela. Por motivos operacionais o extrator divide-se em 3 zonas: do carregamento 8, da extração (região entre os vagões 8 e 12) e da drenagem 6 ou 12. Ele também possui: 4 - entrada do solvente; 5 - saída da micela concentrada; 3 - entrada da matéria-prima; 11 - saída do farelo(matéria-prima esgotada). Na zona de carregamento 8 o vagão é carregado com matéria-prima e ao mesmo tempo (tubo 1) com micela concentrada. Os vagões se movem uniformemente no sentido 2 para 11 passando após novamente pela posição 2 e assim sucessivamente, considerando que o extrator é cilíndrico. A zona de extração é dividida por seções e o vagão move-se sob fluxos verticais da micela que extrai o óleo da matéria-prima. A micela vai do tubo 4 até o tubo 5 de

modo contracorrente cruzado (relativamente do fluxo da matéria-prima), e enriquece-se com o óleo extraído. Por isso no início do seu caminho a micela é fraca (quase não contém o óleo) e no fim do processo torna-se concentrada. A micela, ao atravessar os vagões em uma seção acumula-se nos reservatórios 9 e depois entra em outra seção de percolação (através das bombas e distribuidoras) e repete o caminho. Na zona de drenagem 12 a micela fraca abandona os espaços ε_b da matéria-prima.

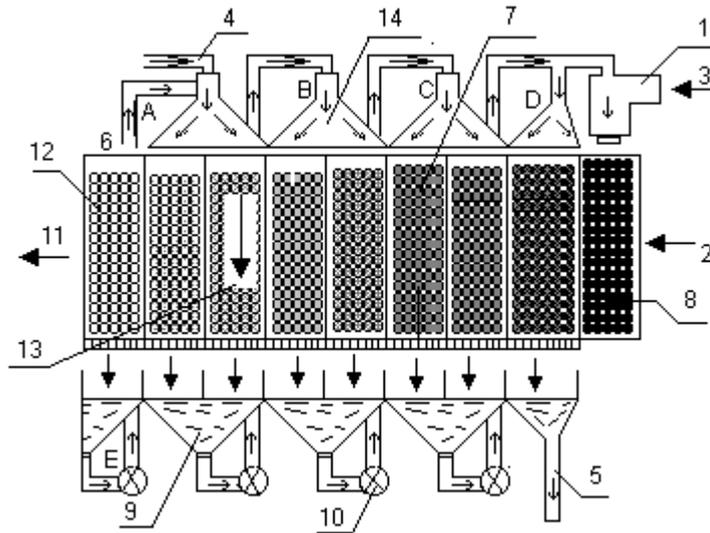


Figura 4.1. Esquema dos processos do extrator “Rotocell”.

1-Tubo de carregamento; 2- Entrada dos vagões; 3-Entrada da matéria-prima; 4- Tubo de entrada de solvente; 5-Saída da micela concentrada; 6-Vagão drenado; 7-Vagão típico sob percolação; 8-Vagão a preencher com matéria-prima e micela concentrada; 9-Reservatório de micela; 10-Bombas; 11-Saída da matéria-prima esgotada; 12-Seção de drenagem; 13-Direção do movimento da micela dentro do vagão; 14-Distribuição de micela; A,B,C,D – Distribuidores de micela; E – Fluxo da micela depois da drenagem.

Em geral o extrator funciona em regime estacionário (com os seguintes fatores constantes: velocidade dos vagões u , os consumos: de hexano Q_{he} ; da matéria-prima; da micela concentrada). Para entrar neste regime é necessário (depois do início do funcionamento) algumas horas, porque de maneira geral, o rotor dá um volta a cada 45 minutos, figura (4. 2.).

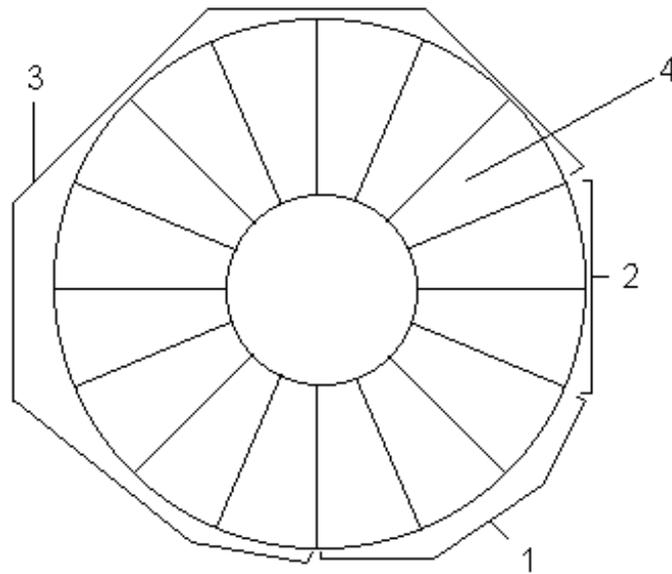


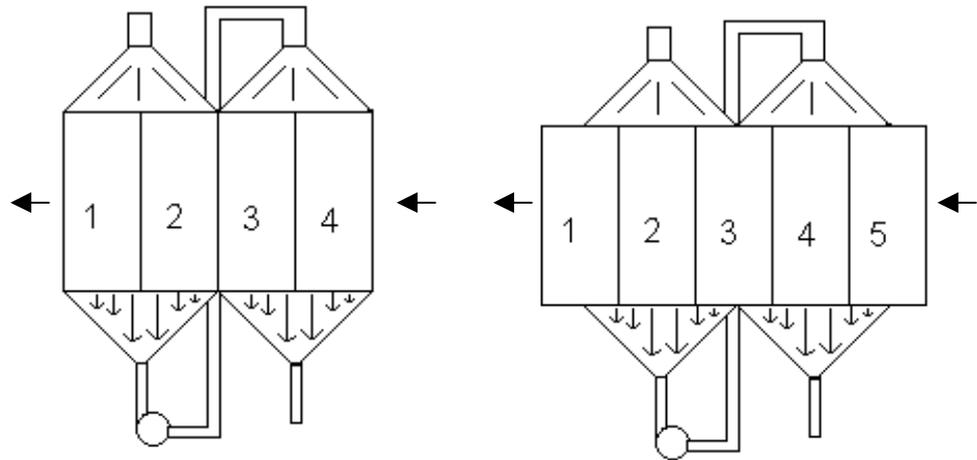
Figura 4. 2. O esquema do extrator “Rotocell” (visto de cima)

1 – zona de drenagem e de descargas de vagões; 2 – zona de preenchimento de vagões (por matéria-prima e por micela concentrada); 3 – zona de extração; 4 – vagão.

Nos casos típicos, adotam-se os seguintes parâmetros de regime: $V \cong 10 \text{ mm/s}$ (velocidade vertical da micela no vagão); $u \cong 6 \text{ mm/s}$ (velocidade horizontal do vagão); $Q_{he} \cong 12e^{-3} \text{ L/s}$ (Consumo inicial de hexano); $M_n \cong 1700 \text{ kg}$ (massa da matéria-prima que entra no vagão). Habitualmente a concentração final de óleo na micela é $C_S \cong 30\%$ (mássica).

Os vagões são iguais e a área da seção transversal de cada vagão é praticamente constante ao longo da altura. Como regra, uma sessão de extração contém 2 vagões. As distribuidoras e os reservatórios estão imóveis, mas os vagões movem-se. Por isso em alguns momentos, os sólidos de um vagão podem receber micela de dois distribuidores (Figura 4.3.).

O fato do extrator ser cilíndrico levaria à necessidade de um modelo tridimensional, mas o raio do campo de extração é bastante grande de forma a poder ser criado um modelo bi-dimensional, considerando o caminho da matéria-prima uma linha reta.



a) dois vagões sob uma seção de distribuição da micela

b) vagões 1,3,5 sob duas seções vizinhas de distribuição de micela, vagões 2,4 sob ação de uma seção.

Figura. 4.3 As disposições de vagões sob distribuidoras de micela.

Como observado na figura 4.3 b. um vagão pode estar sob dois distribuidores de micela, recebendo, portanto, micela com diferentes composições.

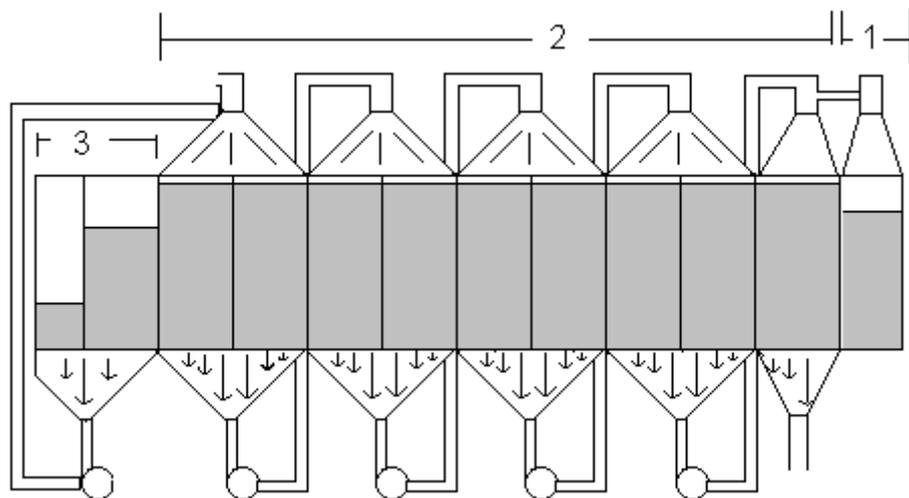


Figura. 4.4. Evolução do nível da micela nos vagões

1 – preenchimento; 2 – lavagem; 3 – drenagem.

Na etapa do preenchimento (zona 1, figura 4.4.) a micela concentrada preenche os espaços entre as partículas da matéria-prima e penetra na fase poro. Ao mesmo tempo, parte do óleo da

fase sólida sai para a fase poro e rapidamente se estabelece o equilíbrio entre as concentrações do óleo C^N e C^p , na fase sólida e na fase poro, respectivamente.

Na etapa de drenagem(zona 3, figura 4.4.) a micela(praticamente o hexano puro) esco nos espaços entre as partículas da matéria-prima e dos capilares dentro dela.

No processo de extração, passando de seção para seção(zona 2, figura 4.4.) , mantém-se equilíbrio entre C^N e C^p e a concentração C^p diminui por causa da transferência do óleo da fase poro à fase “ bulk” (fluxo 1, figura 4.5.). Ao mesmo tempo surge o fluxo contrário(2) do hexano, condicionado pela diferença de concentrações (C^p e C).

Uma análise dos dados experimentais mostrou que junto com a saída do óleo das fases sólido e poro ocorre a transferência contrária do solvente quase em volume equivalente. Neste caso a vazão volumétrica da micela pelo extrator (Q_T) é constante e não depende dos processos de transferência de óleo entre as fases.

Entre as fases sólidas e poros aparecem também os fluxos 4(do óleo) e 3(do hexano).

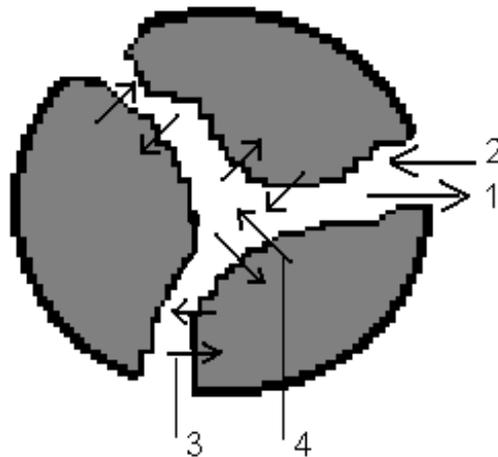


Figura 4.5 Esquema da transferência de massa entre fases na etapa de lavagem

Dentro de cada vagão tem-se difusão do óleo na fase “bulk” na direção vertical e horizontal. Na direção horizontal entre os vagões não ocorre difusão devido às paredes metálicas. Por esta razão, pode ser considerada difusão somente na direção vertical.

Analisando as posições dos distribuidores e reservatórios em relação aos vagões, observa-se que dois reservatórios podem receber micela de um mesmo vagão, o que deve ser levado em conta. No funcionamento do extrator real, vê-se que depois da drenagem (quando a micela abandonou a fase “bulk”) o farelo contém ainda uma parcela considerável de hexano. Este fato mostra que no campo de extração, o óleo que sai das partículas é substituído por hexano.

A matéria-prima entra nos vagões após passar pela extrusão, adquirindo um diâmetro d entre $4 - 6 \text{ mm}$, não se modificando durante o processo de extração e por isso, pode-se considerar que durante a extração o d_p é constante.

Durante a extração a temperatura nas seções é constante $\approx 55^\circ\text{C}$, ou seja, o extrator funciona em um meio isotérmico. Com esta temperatura a água que está nas partículas quase não evapora, ou seja, pode não ser considerada a evaporação d'água.

Em algumas indústrias os extratores funcionam com nível de micela variável em diferentes seções de percolação. Mas como regra na maioria das empresas a micela cobre a superfície da matéria-prima.

Por causa da existência das paredes entre os vagões o fluxo total da matéria-prima divide-se e a velocidade horizontal da micela (u_m) pode ser a mesma da velocidade horizontal de um vagão (u).

As velocidades da micela e matéria-prima são bastante pequenas e o meio poroso possui numerosos canais que garantem altas taxas de transferência da massa entre fases sólidas e poro. Por isso, pode-se aceitar um equilíbrio das concentrações da fase poro e sólida.

O grão de soja, ao chegar na empresa, tem um percentual de óleo variando de 14% a 20%. Sabe-se, então, que a concentração mássica do óleo na matéria-prima na entrada do extrator (N_i) pode alterar durante o funcionamento do extrator. Portanto deve-se considerar a alteração N_i .

Observa-se que neste processo a micela tem densidade e viscosidade variável (tabela 3.2), pois a concentração altera-se de 0 a 35% durante a extração. Como resultado a densidade e a viscosidade mudam 1,2 e 2 vezes, respectivamente. Daí a necessidade de considerar a alteração destas propriedades.

A micela move-se de cima para baixo verticalmente e vai se enriquecendo, passando de um vagão para outro contra o movimento dos vagões. Este esquema de extração pode ser chamado contracorrente cruzado (figura 4.6).

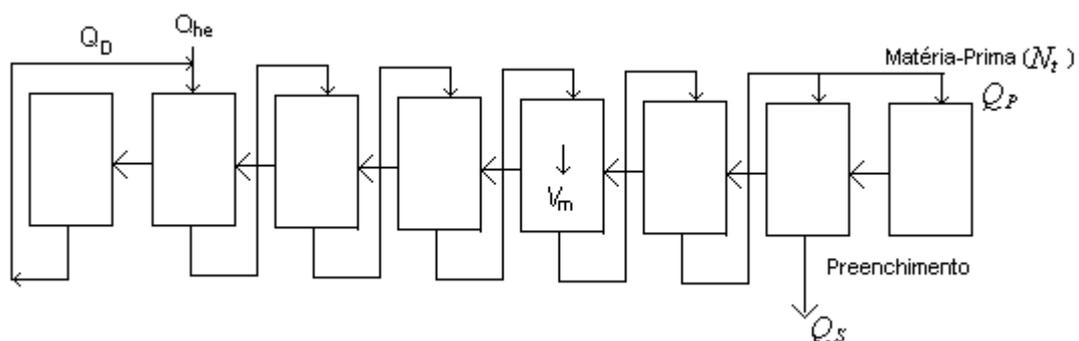


Figura 4.6. Esquema do movimento dos vagões e da micela no extrator Rotocell.

Em cada vagão, durante a percolação, as concentrações C e C_p não são uniformes pelo espaço e alteram-se pelo tempo. Apesar disso, pode-se considerar que a concentração dentro do reservatório (\bar{C}_m) é uniforme, porque o processo de mistura no reservatório e na bomba de distribuição é bastante intenso.

O esquema dos fluxos do extrator possui duas particularidades :

- retorno da micela da drenagem no fluxo principal de micela (fluxo Q_D , figura 4.6.);
- uso de parte do fluxo de micela da saída da penúltima seção para preenchimento do vagão (fluxo Q_P , figura 4.6.).

O objetivo do modelo é prever: as distribuições das concentrações C e C^p ao longo e pela altura (coordenadas x e z) do campo de extração nos regimes estacionários e transientes; as perdas do óleo (na saída 11, figura 4.1); a concentração do óleo na micela concentrada na saída 5 do extrator. Neste caso o modelo deve considerar:

- os fluxos contracorrente cruzados da micela e da matéria-prima;
- a transferência de massa entre as fases sólido, poro, “bulk”;
- a presença de etapas de drenagem e carregamento;
- a existência dos reservatórios e dos vagões com as paredes impermeáveis;
- as particularidades de distribuição do óleo nas superfícies de vagões;
- a divisão do campo de extração nas seções de percolação;
- a difusão do óleo pela fase “bulk”;
- a possibilidade da saída de micela de um vagão ao mesmo tempo em dois reservatórios.

O esquema físico criado nestas condições inclui as seguintes propostas e hipóteses simplificadoras:

1. O campo de extração forma-se por um conjunto de seções de percolação que são atravessadas por micela na direção vertical e por vagões com a matéria-prima na direção horizontal.
2. Cada vagão apresenta-se por conjunto de colunas verticais virtuais (Figura 4.7) com a largura Δx e o movimento uniforme do fluxo da matéria-prima apresenta-se por uma combinação de saltos instantâneos e períodos de repouso. Estes períodos são determinados pela equação:

$$\Delta t = \frac{\Delta x}{u}; \quad (4.1)$$

onde u - a velocidade horizontal do vagão.

3. A vazão volumétrica da micela (Q_T) é contínua pelo tempo e constante dentro do campo de extração, e não depende dos processos de transferência de óleo entre as fases.
4. Mas o regime operacional é considerado transiente porque as concentrações C e C^P no campo de extração, nas zonas de carregamento e de drenagem, variam com o tempo.
5. Na parte superior de cada coluna entra a micela que sai do distribuidor situado acima dela naquele momento.
6. Considera-se a difusão na fase “bulk” somente na direção vertical de cada vagão.
7. Na zona do carregamento a micela concentrada do penúltimo reservatório (figura 4.4) ocupa os espaços ε_b entre as partículas e parcialmente ε_p dentro das partículas.
8. Durante o carregamento da matéria-prima estabelece-se o equilíbrio entre as concentrações de óleo na fase sólido (C^N) e poro (C_p), sendo $\frac{C^N}{C_p} = E_d$. O equilíbrio de fases mantém-se durante todo o processo de extração.
9. Fora do campo de extração, a transferência da massa entre as fases poro e “bulk” não é considerada.
10. Na etapa de drenagem, todo líquido da fase “bulk” passa para a entrada de solvente. O óleo contido nas fases poro e sólido considera-se perdido.
11. A área da seção transversal A_v dos vagões é constante. Por esta razão considera-se que a vazão Q_T é constante e a velocidade V_m constante.
12. Nos reservatórios a concentração do óleo é uniforme, mas altera-se com o tempo.
13. Consideram-se N_t, ρ, μ variáveis.
14. O diâmetro da partícula, a temperatura do campo de extração e as velocidades (V_m, u) são constantes.

4.2 Submodelos dos componentes do extrator em termos de meios contínuos

O modelo matemático do extrator Rotocell deve incluir submodelos, tais como: de uma coluna de um vagão, do reservatório, da zona de drenagem, da zona de carregamento e condições de contorno. Além disso, no modelo acoplado é necessário observar o movimento das colunas por saltos.

Na Figura 4.7 está apresentado um esquema do extrator. Dois vagões correspondem a uma seção de percolação e a última seção ($m_S + 1$) corresponde a apenas um vagão. Cada vagão divide-se em p – colunas. Os componentes do modelo do campo de extração são numerados da esquerda para a direita, a saber: os vagões de 1 até $2m_S + 1$; as seções de 1 até $m_S + 1$; as colunas

de 1 até $M_C=(2m_s+1)p$ e os reservatórios de 2 à $(m_s + 1)$. O reservatório da última seção não está numerado, pois serve de coletor da micela concentrada na saída do extrator, mas está incluído um reservatório fictício com o número $m=1$ apresentando a entrada de solvente no extrator junto com a micela da drenagem. Abaixo, apresenta-se a dedução das equações dos submodelos.

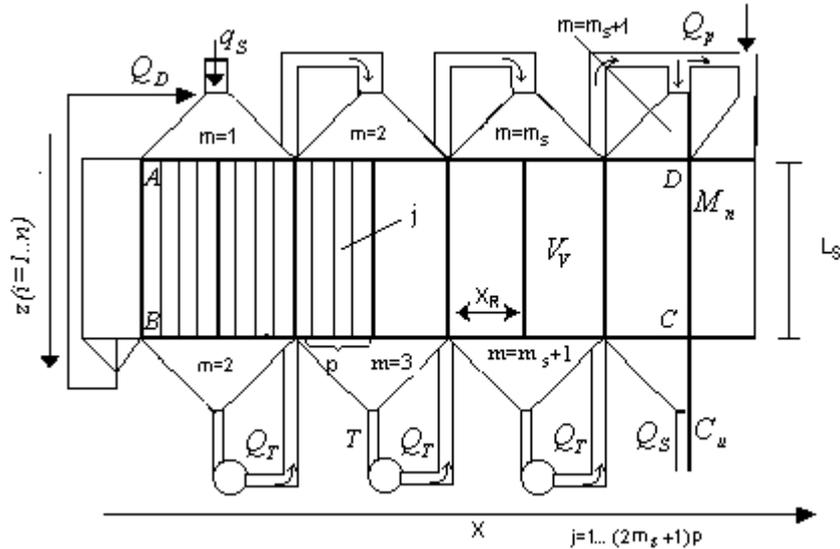


Figura 4.7 - Esquema dimensionado do extrator para o modelo matemático, $ABCD$ – campo da extração, A – início das coordenadas (z, x) , V_v – volume do vagão, L_s - altura do vagão, X_R - largura média do vagão.

4.2.1 Dedução das Equações dos processos para uma coluna de um vagão

Os processos dentro da j -ésima coluna ($j=1...M_C$) figura 4.7 são descritos por duas equações:

- equação da continuidade do óleo na fase “bulk”;
- equação da continuidade do óleo na fase poro.

Observa-se que a equação da continuidade da micela (por causa da consideração 3 do esquema físico) substitui o modelo matemático pela condição $V_m = \text{constante}$.

Equação da continuidade do óleo na fase “bulk”.

Dividindo cada coluna em n -elementos iguais (figura 4.8) e o espaço H (profundidade). Considerando que o volume da fase “bulk” ocupa no elemento (i,j) é $\varepsilon_b \Delta z \Delta x H$ (figura 4.8), a mudança da quantidade volumétrica de óleo neste espaço durante o tempo $\Delta \tau$, é

$$\varepsilon_b \Delta z \Delta x (C_{i,j}^{\tau+\Delta\tau} - C_{i,j}^{\tau}) H \quad (4.2)$$

Ao mesmo tempo, a variação da quantidade de óleo, por causa do movimento da micela (entrada e saída) no intervalo de tempo $\Delta\tau$, é descrita como

$$V_m \varepsilon_b (C_{i-1,j} - C_{i,j}) \Delta\tau \Delta x H \quad (4.2)$$

Considerando a difusão para a entrada e saída de óleo, no elemento (i,j) , tem-se

$$E_S \varepsilon_b \left(\frac{C_{i+1,j} - C_{i,j}}{\Delta z} \right) \Delta\tau \Delta x H \quad ; \quad E_S \varepsilon_b \left(\frac{C_{i,j} - C_{i-1,j}}{\Delta z} \right) \Delta\tau \Delta x H \quad (4.3)$$

onde E_S é o coeficiente de dispersão.

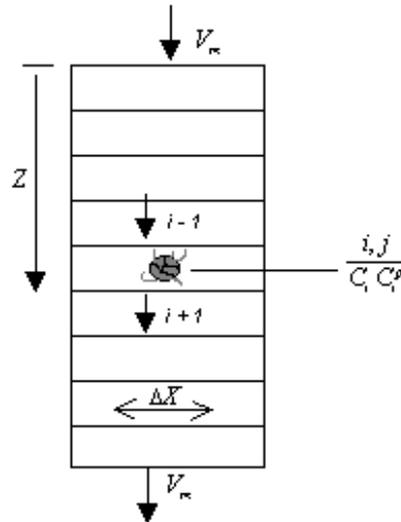


Figura 4.8. Divisão da j -ésima coluna nos elementos $(i=1 \dots n)$

Para o termo que representa a transferência de óleo da fase poro à fase “bulk”, tem-se:

$$(1 - \varepsilon_b) \Delta z k_f a_p (C_{i,j}^p - C_{i,j}) \Delta\tau \Delta x H \quad (4.4)$$

De acordo com a lei de conservação da espécie óleo tem-se com divisão de todos termos por H a seguinte igualdade, para a camada “ i ” da j -ésima coluna:

$$\begin{aligned} \varepsilon_b \Delta z (C_{i,j}^{\tau+\Delta\tau} - C_{i,j}^{\tau}) \Delta x = \varepsilon_b V_m (C_{i-1,j} - C_{i,j}) \Delta \tau \Delta x + E_S \varepsilon_b \left(\frac{C_{i+1,j} - C_{i,j}}{\Delta z} \right) \Delta \tau \Delta x + \\ - E_S \varepsilon_b \left(\frac{C_{i,j} - C_{i-1,j}}{\Delta z} \right) \Delta \tau \Delta x + (1-\varepsilon_b) \Delta z \Delta x k_f a_p (C_{i,j}^p - C_{i,j}) \Delta \tau \end{aligned} \quad (4.5).$$

Mais uma maneira de expressá-la é

$$\begin{aligned} \varepsilon_b \Delta z \Delta x (C_{i,j}^{\tau+\Delta\tau} - C_{i,j}^{\tau}) = \varepsilon_b V_m (C_{i-1,j} - C_{i,j}) \Delta x \Delta \tau + E_S \varepsilon_b \left(\frac{C_{i-1,j} - 2C_{i,j} + C_{i+1,j}}{\Delta z} \right) \Delta x \Delta \tau + \\ + (1-\varepsilon_b) \Delta x \Delta z k_f a_p (C_{i,j}^p - C_{i,j}) \Delta \tau \end{aligned} \quad (4.5a)$$

Dividindo por $\Delta x \Delta z \Delta \tau$ é obtido:

$$\begin{aligned} \varepsilon_b \frac{(C_{i,j}^{\tau+\Delta\tau} - C_{i,j}^{\tau})}{\Delta \tau} = \varepsilon_b V_m \frac{(C_{i-1,j} - C_{i,j})}{\Delta z} + E_S \varepsilon_b \left(\frac{C_{i-1,j} - 2C_{i,j} + C_{i+1,j}}{\Delta z^2} \right) + \\ + (1-\varepsilon_b) k_f a_p (C_{i,j}^p - C_{i,j}) \end{aligned} \quad (4.6)$$

Trocando a diferença centrada pela derivada de segunda ordem e passando ao limite $\Delta \tau \rightarrow 0, \Delta z \rightarrow 0$, resulta para a j -ésima coluna:

$$\frac{\partial C_j}{\partial \tau} = -\frac{V \partial (C_j)}{\partial z} + E_S \frac{\partial^2 C_j}{\partial z^2} + \left(\frac{1-\varepsilon_b}{\varepsilon_b} \right) k_f a_p (C_j^p - C_j). \quad (4.7)$$

Equação da continuidade da espécie “óleo” na fase poro.

O volume da fase poro no elemento (i,j) é $\Delta z \Delta x H (1-\varepsilon_b) \varepsilon_p$. Lembra-se que na fase poro mantém-se o equilíbrio com a fase sólida, e ao mesmo tempo ocorre a transferência do óleo para a fase “bulk”.

O termo que define a variação da quantidade de óleo na fase poro durante do tempo $\Delta \tau$ é:

$$(1 - \varepsilon_b) \varepsilon_p \Delta x \Delta z H (C_{i,j}^{p,(\tau+\Delta\tau)} - C_{i,j}^{p,\tau}) \quad (4.8)$$

Considerando que o volume da fase sólida no elemento (i,j) é $(1 - \varepsilon_b)(1 - \varepsilon_p) \Delta x \Delta z H$ um termo que espelha a passagem do óleo entre as fases sólido e poro, tem a forma :

$$(1 - \varepsilon_b)(1 - \varepsilon_p) \Delta x \Delta z H (C_{i,j}^{N,\tau+\Delta\tau} - C_{i,j}^{N,\tau}) \quad (4.9)$$

onde $N_{i,j}$ é concentração do óleo na fase sólida(valor adimensional).

Um termo que reflete a saída do óleo da fase poro para a fase “bulk” é,

$$k_f a_p (1 - \varepsilon_b) (C_{i,j}^p - C_{i,j}) \Delta x \Delta z \Delta \tau H \quad (4.10)$$

Então por analogia com a equação (4.8) tem-se a igualdade:

$$(1 - \varepsilon_b) \varepsilon_p (C_{i,j}^{p,\tau+\Delta\tau} - C_{i,j}^{p,\tau}) \Delta x \Delta z = -(1 - \varepsilon_b)(1 - \varepsilon_p) \Delta x \Delta z (C_{i,j}^{N,\tau+\Delta\tau} - C_{i,j}^{N,\tau}) + \\ - k_f a_p (1 - \varepsilon_b) \Delta x \Delta z \Delta \tau (C_{i,j}^p - C_{i,j}) \quad (4.11)$$

Dividindo (4.12) por $(1 - \varepsilon_b) \Delta x \Delta z \Delta \tau$, obtém-se:

$$\frac{(C_{i,j}^{p,\tau+\Delta\tau} - C_{i,j}^{p,\tau})}{\Delta \tau} = -(1 - \varepsilon_p) \frac{(C_{i,j}^{N,\tau+\Delta\tau} - C_{i,j}^{N,\tau})}{\Delta \tau} - k_f a_p (C_{i,j}^p - C_{i,j}) \quad (4.12)$$

Passando ao limite $\Delta \tau \rightarrow 0, \Delta z \rightarrow 0$, resulta

$$\varepsilon_p \frac{\partial C_{i,j}^p}{\partial \tau} = -(1 - \varepsilon_p) \frac{\partial C_{i,j}^N}{\partial \tau} - k_f a_p (C_{i,j}^p - C_{i,j}) \quad (4.13)$$

Considerando que:

$$\frac{\partial C_{i,j}^N}{\partial \tau} = \frac{\partial C_{i,j}^p}{\partial C_{i,j}^p} \frac{dC_{i,j}^p}{d\tau}; \quad (4.14)$$

Substituindo e fatorando resulta:

$$\frac{\partial C_{i,j}^p}{\partial \tau} \left[\varepsilon_p + (1 - \varepsilon_p) \frac{\partial C_{i,j}^N}{\partial C_{i,j}^p} \right] + k_f a_p (C_{i,j}^p - C_{i,j}) = 0 \quad (4.15)$$

Levando em conta $\frac{\partial C_{i,j}^N}{\partial C_{i,j}^p} = E_d^v$ e reorganizando tem-se finalmente para j -ésima coluna:

$$\frac{\partial C_j^p}{\partial \tau} = - \frac{k_f a_p}{\varepsilon_p + (1 - \varepsilon_p) E_d^v} (C_j^p - C_j) \quad (4.16)$$

Então para cada coluna obtêm-se 2 equações: (4.7) e (4.16) para descrever o processo de extração. No total o campo de extração reflete por $2M_C$ equações em derivadas parciais.

4.2.2 Equação para a variação da concentração média do reservatório de micela em relação ao tempo.

No extrator estão incluídos “ m_S ” reservatórios nos quais entra e sai a micela depois de cada seção de extração. A equação para cada reservatório também se deduz baseado na lei da conservação de espécie(óleo). A variação da quantidade de óleo no reservatório \bar{C}_m durante $\Delta \tau$ é:

$$V_b (\bar{C}_m^{\tau+\Delta\tau} - \bar{C}_m^{\tau}) \quad (4.17)$$

Onde: V_b – volume ocupado pela micela no reservatório; \bar{C}_m - como a concentração do óleo no reservatório da seção “ $m-I$ ” .

Ao mesmo tempo, no reservatório, entra a seguinte quantidade de óleo:

$$\left(\sum_{j=2(m-2)p+1}^{j=2(m-1)p} C_j (L_S) V_m \varepsilon_b \Delta x \right) H \Delta \tau \quad m=2 \dots (m_S+1) \quad (4.18)$$

e sai :

$$\bar{C}_m V_m \varepsilon_b 2 X_R H \Delta \tau \quad (4.19)$$

Considerando a conservação do óleo na micela , $A_V = X_R H$ (onde A_V – área transversal do vagão) e $\Delta x = \frac{X_R}{p}$ tem-se:

$$\frac{V_b(\overline{C}_m^{\tau+\Delta\tau} - C_m^\tau)}{\Delta\tau} = \frac{A_v V_m \varepsilon_b}{p} \sum_{j=2(m-2)p+1}^{j=2(m-1)p} C_j(L_S) - 2A_v V_m \varepsilon_b \overline{C}_m \quad (4.20)$$

Depois passando ao limite $\Delta\tau \rightarrow 0$ resulta:

$$\frac{d\overline{C}_m}{d\tau} = \frac{V_m A_v \varepsilon_b}{V_b} \left(\frac{1}{p} \sum_{j=2(m-2)p+1}^{j=2(m-1)p} C_j(L_S) - 2\overline{C}_m \right) \quad m=2\dots m_S. \quad (4.21)$$

4.2.3. Submodelo de drenagem

O submodelo de drenagem inclui equações para determinar: a vazão drenada (Q_D), a vazão total (Q_T), a concentração média da fase “bulk” drenada (C_D), a concentração inicial do óleo no solvente (C_{in}) e as perdas de óleo (Q_{ol}^D, Q_{ol}^N).

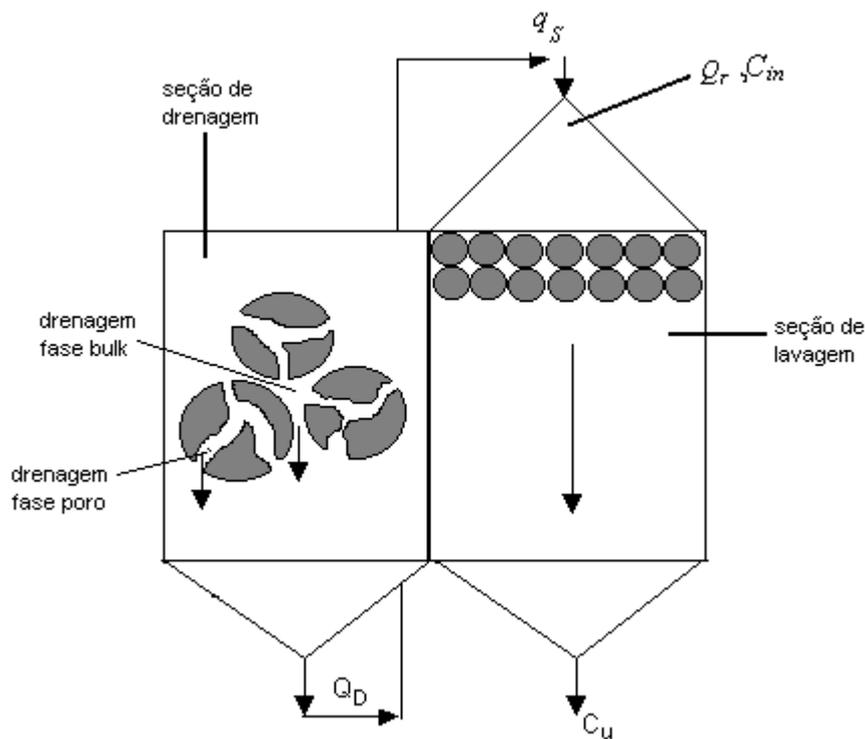


Figura 4.9 Esquema da seção de drenagem

Na figura 4.9 está mostrado o esquema da etapa de drenagem:

De acordo com as hipóteses admitidas, confirmadas pela análise do funcionamento do extrator industrial (figura 4.9), é fácil obter:

- a vazão da drenagem e a vazão total: $Q_D = \frac{V_v \varepsilon_b}{\Delta t_v}$; $Q_T = Q_D + q_s$; (4.22)

Considerando a vazão volumétrica do leito $\frac{V_v}{\Delta t_v}$, a fração do volume ocupado pela fase poro $(1 - \varepsilon_b) \varepsilon_p$, e que a concentração média do óleo dentro da fase poro é $\frac{1}{L_s} \int_0^{L_s} C_j^p(z, \tau) dz$, então

tem-se:

- fluxo do óleo perdido na fase poro:

$$Q_{ol}^D = \frac{V_v (1 - \varepsilon_b) \varepsilon_p}{\Delta t_v L_s} \int_0^{L_s} C_j^p(z, \tau) dz \quad j=1 \quad (4.23)$$

- e na fase sólido

$$Q_{ol}^N = \frac{V_v (1 - \varepsilon_b) (1 - \varepsilon_p) E_d^v}{\Delta t_v L_s} \int_0^{L_s} C_j^p(z, \tau) dz \quad j=1 \quad (4.24)$$

onde Δt_v tempo de passagem de um vagão pela seção de percolação.

A dedução das fórmulas (4.22...4.24) é mostrada em Thomas et al.,1999.

A concentração do óleo no solvente da entrada na primeira seção (C_{in}) expressa-se (de acordo com o esquema na figura 4.9) como:

$$C_{in} = \frac{C_D Q_D}{(q_s + Q_D)} \quad (4.25)$$

onde: q_s – vazão de solvente puro.

A equação da concentração C_D deduz-se baseada na lei da conservação da espécie e nas hipóteses do esquema físico:

$$\frac{(C_D^{\tau+\Delta\tau} - C_D^\tau)}{\Delta\tau} V_D = \frac{Q_D}{L_s} \int_0^{L_s} C_j(z, \tau) dz - Q_D C_D \quad j=1 \quad (4.26)$$

onde: V_D – o volume do coletor da micela drenada. Passando o limite $\Delta\tau \rightarrow 0$ obtém-se:

$$\frac{dC_D}{d\tau} = \frac{Q_D}{L_s V_D} \int_0^{L_s} C_j(z, \tau) dz - \frac{Q_D C_D}{V_D}; \quad (4.27)$$

Daqui usando a fórmula (4.25) resulta:

$$\frac{dC_{in}}{d\tau} = \frac{Q_D^2}{(q_s + Q_D) V_D} \left(\frac{1}{L_s} \int_0^{L_s} C_j(z, \tau) dz - \frac{C_{in} (q_s + Q_D)}{Q_D} \right) \quad (4.28).$$

4.2.4. Submodelo do carregamento

O objetivo deste submodelo é determinar a vazão da micela (Q_p) necessária para preencher os espaços ($\varepsilon_b, \varepsilon_p$) na matéria-prima, vazão (Q_s), concentração da micela na saída do extrator (C_u) e a concentração inicial do óleo na fase poro (C_{in}^P). A matéria-prima antes de se preencherem os espaços ($\varepsilon_b, \varepsilon_p$) por micela contém o óleo somente na fase N_t com a concentração volumétrica C_e determinada pela fórmula:

$$C_e = \frac{N_t \rho_a}{\rho_{ol}(1-\varepsilon_p)(1-\varepsilon_b)} = \frac{N_t M_n}{V_v \rho_{ol}(1-\varepsilon_p)(1-\varepsilon_b)}; \quad (4.29)$$

onde N_t - a concentração mássica inicial do óleo na matéria-prima, ρ_{ol} - a massa específica de óleo e M_n - massa de matéria-prima de um vagão, ρ_a - a massa específica aparente da matéria-prima.

A partir da equação (4.29) outras deduções estão no trabalho de Veloso et al., 2001, onde, apresenta-se o submodelo de carregamento.

No submodelo considera-se que a micela concentrada (com concentração \bar{C}_{m_s+1}) preenche os espaços entre as partículas da matéria-prima (formando a fase bulk) e penetra nas partículas (que têm porosidade ε_p) ocupando uma parte dos poros (ε_m). Ao mesmo tempo o óleo da fase sólida sai à fase poro, ocupando a outra parte de ε_p que equivale $\varepsilon_p - \varepsilon_m$. Depois deste processo estabelece-se rapidamente a mistura uniforme do óleo nestes espaços e como resultado forma-se a concentração C_{in}^P .

As equações para calcular C_{in}^P , ε_m são dadas por:

$$C_{in}^P = \frac{C_e(1-\varepsilon_p) + \frac{\bar{C}_{m_s+1}\varepsilon_p}{1-\bar{C}_{m_s+1}}}{\frac{\bar{C}_{m_s+1}\varepsilon_p}{1-\bar{C}_{m_s+1}} + \varepsilon_p + E_d(1-\varepsilon_p)}; \quad \varepsilon_m = \frac{\varepsilon_p(1-C_{in}^P)}{(1+\bar{C}_{m_s+1})} \quad (4.30)$$

Então a partir da equação (4.30) aplicando as condições do extrator “Rotocell”, obtém-se para a vazão de preenchimento:

$$Q_p = \frac{V_v}{\Delta t_v} [\varepsilon_b + (1-\varepsilon_b)\varepsilon_m] = \frac{V_v}{\Delta t_v} \left[\varepsilon_b + (1-\varepsilon_b) \frac{\varepsilon_p(1-C_{in}^P)}{(1+\bar{C}_{m_s+1})} \right]; \quad (4.31)$$

e daqui determina-se o fluxo de micela concentrada na saída do extrator:

$$Q_S = Q_T - Q_p.$$

A concentração do óleo na micela na saída do extrator C_S determina-se pela fórmula:

$$C_S(\tau) = \frac{1}{p} \sum_j C_j(\tau) \quad j = (M_C - p + 1) \dots M_C; \quad (4.31)$$

4.2.5 Condições de contorno e fórmulas auxiliares

De acordo com o esquema dos fluxos contracorrente cruzados para as equações em cada coluna as condições de contorno são:

$$C_j(z, \tau) = C_{in}(\tau); \quad \text{para } j = 1 \dots 2p; \quad z=0; \quad \tau \geq 0; \quad (4.32)$$

$$C_j(z, \tau) = \bar{C}_m(\tau); \quad \text{para } j = (2p(m-1)+1) \dots 2pm; \quad m = 2 \dots m_S; \quad z = 0; \quad \tau \geq 0; \quad (4.33)$$

$$C_j(z, \tau) = \bar{C}_{m_S+1}(\tau); \quad \text{para } j = (2pm_S+1) \dots M_C; \quad z = 0; \quad \tau \geq 0; \quad (4.34)$$

$$\frac{\partial C_j(z, \tau)}{\partial z} = 0; \quad \text{para } j = 1 \dots M_C; \quad z = L_S; \quad \tau \geq 0; \quad (4.35)$$

O esquema físico mostra que no funcionamento do extrator incluem-se saltos instantâneos de colunas pelo domínio de integração. Este fato provoca suspensão da integração contínua nos momentos dos saltos e a alteração das condições iniciais. Estas particularidades não se apresentam nos modelos acima descritos, mas são consideradas na forma do modelo matemático através de RNA, descrita no item 4.3.

O número de Sherwood (Sh) para determinar o coeficiente k_f é dado pelas equações:

$$a) \quad Sh = 2,4 Re^{0,34} Sc^{0,42} \quad \text{em } 0,08 < Re < 125; \quad (4.36)$$

$$b) \quad Sh = 0,442 Re^{0,69} Sc^{0,42} \quad \text{em } 125 < Re < 5000; \quad (4.37)$$

encontradas em Treybal, 1963.

A constante de equilíbrio E_d^v entre C^N e a concentração (C^p) foi calculada com dados encontrados em Bernardini, 1985, $E_d^v = 0,36$.

O coeficiente de dispersão (E_S) foi determinado pela fórmula:

$$E_S = 0,7 D_{AB} + 2,0 V_m d_p;$$

encontrada em Langer *et al.*, 1978.

Usando os dados de Othmer et al., 1955, foi feita uma aproximação polinomial(método dos mínimos quadrados) da massa específica(ρ) e viscosidade (μ) da micela em função da concentração de óleo(C) no intervalo $C=0..0,4$, que resultou:

$$\mu = c_{\mu}C^2 + b_{\mu}C + a_{\mu} = 5,57.10^{-3}C^2 - 0,73.10^{-4}C + 0,373.10^{-3}; \quad (4.38)$$

$$\rho = c_{\rho}C^2 + b_{\rho}C + a_{\rho} = -35C^2 + 261,28C + 661,68; \quad \text{para } C \leq 0,4. \quad (4.39)$$

4.3 Modelo matemático modificado para RNA

Devido à dificuldade de apresentar o modelo matemático em termos de meios contínuos(uso de duas escalas de tempo: contínua e discreta; das particularidades da distribuição de micela na superfície do fluxo da matéria-prima), aplica-se neste trabalho(junto com os modelos de meio contínuo) a abordagem de redes neurais artificiais(RNA). A apresentação de modelos matemáticos através de RNA facilita a introdução destes não somente na simulação dos processos, mas também no controle da operação das instalações reais.

A modelagem de um objeto pode ser realizado de 3 modos: caixa “branca”, caixa “cinza” e caixa “preta”. O modo mais popular é modelagem através de caixa “preta”, [Azevedo et al, 2000]. Neste caso não é preciso conhecer a estrutura do objeto, mas é necessário ter um grande conjunto de dados de entrada e de saída. Depois, escolhendo um dos tipos de redes típicas (“fully connected”, feedback, “backpropagation”, etc.) faz-se o treinamento da rede ajustando todos os pesos sinápticos. Como o problema abordado tem distribuição espacial e numerosos parâmetros de entrada e de saída, este modo não é aceitável, considerando ainda que é necessário pesquisar as propriedades dos fluxos CCC que não foram pesquisados anteriormente. Por isso, na modelagem do extrator Rotocell através de RNA, usa-se o modo de caixa “branca” quando baseando no modelo matemático do meio contínuo(item 4.2). Conhece-se principalmente a estrutura do objeto(processos no extrator) e, baseado nisso, vai-se criar uma RNA própria. Neste caso, a RNA deve refletir adequadamente os processos do extrator e facilitar o treinamento devido a um pequeno número de conexões necessárias a serem ajustadas.

Elaborando esta nova rede, menciona-se: seções do extrator, do campo de extração, processos em fase bulk e poro, entradas e saídas têm que ser apresentados através dos neurônios, estados, funções de transferência e ativação, etc., ou seja, através dos conceitos usados na metodologia de RNA.

Em particular, é preciso considerar que o conjunto dos submodelos atuam no tempo contínuo dentro dos intervalos Δt (Eq. 4.1) quando a matéria-prima está imóvel. Entre intervalos Δt ocorrem os seus deslocamentos instantâneos na distância Δx (o conteúdo da j -ésima coluna

substituí-se por conteúdo da $(j+1)$ -ésima coluna). Estes deslocamentos refletem-se (linhas pontilhadas) na Figura 4.10 onde é mostrado o esquema do extrator em termos de RNA. O número dos saltos apresenta-se pelo símbolo “ q ” e no início do funcionamento $q=0$; depois do primeiro salto tem-se $q=1$ e, assim por diante. As linhas sólidas nesta rede refletem as transferências contínuas. A rede é heterogênea (inclui vários tipos de neurônios), complexa (inclui os subsistemas de neurônios), dinâmica (com duas escalas de tempo: contínua e discreta). Na Figura 4.10 cada neurônio, bloco de neurônios e conexões refletem entre si algum componente do esquema físico e as equações que descrevem: os estados, entradas, saídas e funções de ativação que formam o modelo matemático do extrator.

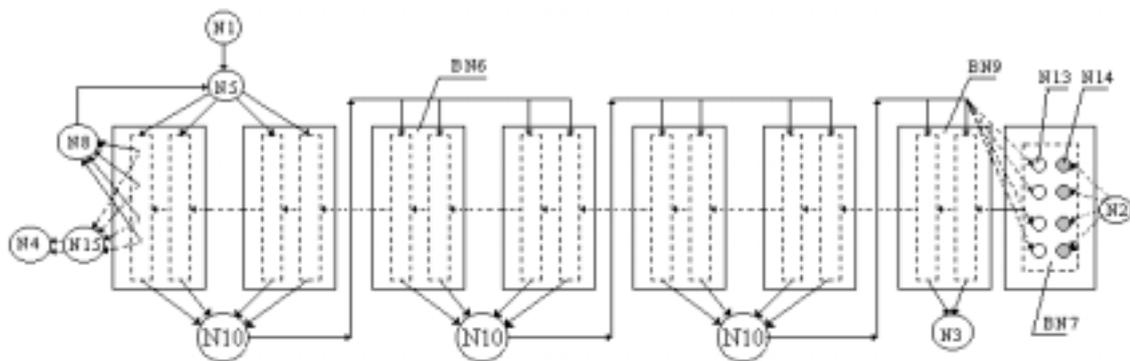


Figura 4.10. Esquema do extrator na forma de RNA

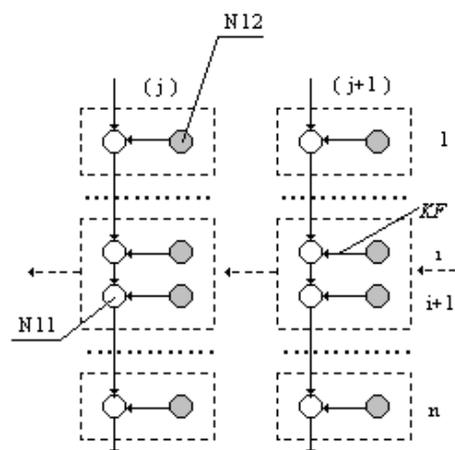


Figura 4.11. Fragmento dos blocos BN6

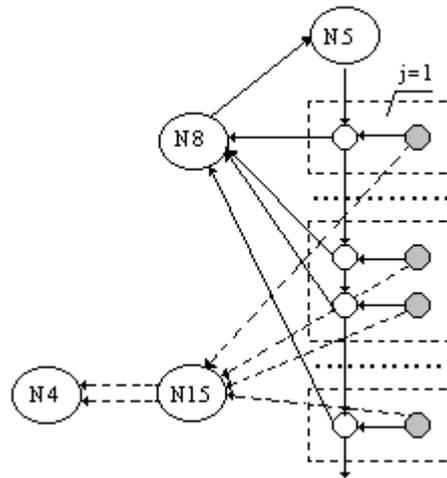


Figura 4.12. Fragmento da RNA da zona de drenagem

Em particular:

O neurônio N_1 reflete a entrada do solvente com parâmetros: q_s, C_{in}^{he} .

O neurônio N_2 reflete a entrada da matéria-prima com parâmetros: $(M_n / \Delta t_v), N_t$.

O neurônio N_3 reflete a saída da micela concentrada com as características: Q_s, C_u .

O neurônio N_4 reflete a saída do farelo com as características: Q_{ol}^N, Q_{ol}^P .

O bloco BN_6 dos neurônios reflete os processos em coluna e, cada uma delas apresenta-se por n neurônios do tipo N_{11} e do tipo N_{12} usando a discretização espacial ($i = 1 \dots n$) das equações (4.7 ... 4.16). Os neurônios $N_{11}(i, j)$ e $N_{12}(i, j)$ ficam na i -ésima célula da j -ésima coluna. Cada neurônio N_{11} possui duas entradas e duas saídas. Baseado nas equações dos submodelos é fácil escrever as fórmulas:

- de entrada contínua:

$$E_{11}^C(i, j) = \frac{V_m C_{i-1, j}}{\Delta z} + \frac{E_s}{\Delta z^2} (C_{i-1, j} + C_{i+1, j}) + \left(\frac{1 - \varepsilon_b}{\varepsilon_b} \right) k_f a_p (C_{ij}^p - C_{ij}) \quad (4.40)$$

- o valor de saída contínua:

$$S_{11}^C(i, j) = \left(\frac{V_m}{\Delta z} + \frac{2E_s}{\Delta z^2} \right) C_{ij} \quad (4.41)$$

- o valor de entrada discreta:

$$E_{11}^D(i, j) = \varepsilon_b C_{i, j+1} (q \Delta t) \cdot \Delta x \cdot \Delta z \quad (4.42)$$

- o valor de saída discreta:

$$S_{11}^D(i, j) = \varepsilon_b C_{ij} ((q+1)\Delta t) \cdot \Delta x \cdot \Delta z \quad (4.43)$$

O estado do neurônio $N_{11}(i, j)$ é caracterizado por C_{ij} e a sua função de ativação é:

$$\frac{dC_{ij}}{d\tau} = E_{11}^C(i, j) - S_{11}^C(i, j) \quad (4.44)$$

Para o neurônio N_{12} tem-se: uma saída contínua:

$$S_{12}^C(i, j) = \frac{k_f a_p (C_{ij}^p - C_{ij})}{\varepsilon_p + (1 - \varepsilon_p) E_d} \quad (4.45)$$

um valor de entrada discreta:

$$E_{12}^D(i, j) = C_{i, j+1}^p (q\Delta t) \cdot (1 - \varepsilon_b) \varepsilon_p \Delta x \cdot \Delta z \quad (4.46)$$

um valor de saída discreta:

$$S_{12}^D(i, j) = C_{i, j}^p ((q+1)\Delta t) \cdot (1 - \varepsilon_b) \varepsilon_p \Delta x \cdot \Delta z \quad (4.47)$$

O estado do neurônio N_{12} é caracterizado por C_{ij}^p e a função de ativação é:

$$\frac{dC_{i, j}^p}{d\tau} = - S_{12}^C(i, j) \quad (4.48)$$

Os neurônios $N_{11}(n, j)$ no fundo de j -ésimo bloco transmitam as informações aos neurônios $N_{10}(m+1)$ e os neurônios no topo de cada bloco (incluindo o primeiro) possuem as entradas dos neurônios $N_{10}(m)$. Um vagão apresenta-se na RNA por $n \cdot p$ neurônios de tipos N_{11} e N_{12} .

Um bloco de neurônios BN9 é igual ao bloco BN6, mas com a saída contínua dos neurônios do fundo diretamente para o neurônio N_3 .

Cada neurônio $N_{10}(m)$ reflete um reservatório e possui:

uma entrada contínua:

$$E_{10}^C(m) = \frac{V_m A_v \epsilon_b}{V_b P} \sum_{j=2(m-2)p+1}^{j=2(m-1)p} C_{nj} \quad (4.49)$$

e uma saída contínua aos topos dos blocos BN6:

$$S_{10}^C(m) = \frac{2V_m A_v \epsilon_b}{V_b} \bar{C}_m \quad (4.50)$$

O seu estado é caracterizado por \bar{C}_m e a função de ativação é:

$$\frac{d\bar{C}_m}{d\tau} = E_{10}^C(m) - S_{10}^C(m) \quad (4.51)$$

O bloco de neurônios BN7 reflete a zona de carregamento e inclui os neurônios N_{13} ($i=1\dots n$) e N_{14} ($i=1\dots n$). Cada neurônio N_{13} reflete a fase bulk e possui uma entrada discreta e duas saídas discretas.

O valor de entrada é:

$$E_{13}^D = C_{m_s+1}(q\Delta t) \cdot (\epsilon_b + (1-\epsilon_b)\epsilon_m) \Delta x \cdot \Delta z \quad (4.52)$$

Os valores de saída são:

$$S_{13,1}^D = C_{m_s+1}(q\Delta t) \cdot (1-\epsilon_b)\epsilon_m \Delta x \cdot \Delta z \quad (4.53)$$

$$S_{13,2}^D = C_{m_s+1}(q\Delta t) \cdot \epsilon_b \Delta x \cdot \Delta z \quad (4.54)$$

O estado do neurônio é caracterizado por C_{m_s+1} e a função de ativação é:

$$C_{m_s+1}((q+1)\Delta t) = C_{m_s+1}(q\Delta t) \quad (4.55)$$

Cada neurônio N_{14} reflete-se à fase poro na zona de carregamento e possui duas entradas e uma saída discreta. Os valores de entrada são:

$$E_{14,1}^D = C_{m_s+1}(q\Delta t) \cdot \varepsilon_m \Delta x \cdot \Delta z \quad (4.56)$$

$$E_{14,2}^D = C_e(q\Delta t) \cdot (1 - \varepsilon_b)(\varepsilon_p - \varepsilon_m) \Delta x \cdot \Delta z \quad (4.57)$$

O valor de saída é:

$$S_{14}^D = C_{in}^p((q+1)\Delta t) \cdot \varepsilon_p \Delta x \cdot \Delta z \quad (4.58)$$

O estado de neurônio é caracterizado por C_{in}^p , a função de ativação é determinada pela fórmula:

$$C_{in}^p((q+1)\Delta t) = C_{in}^p(q\Delta t) \quad (4.59)$$

Os neurônios N_8 e N_{15} refletem a zona de drenagem. O neurônio N_8 possui n entradas e uma saída contínua. A soma das entradas determina-se pela fórmula:

$$E_8^C = \frac{Q_D}{nV_D} \sum_{i=1}^n C_{ij} \quad j = I; \quad (4.60)$$

A saída é:

$$S_8^C = \frac{Q_D C_D}{V_D} \quad (4.61)$$

O estado do neurônio é caracterizado por C_D . A função de ativação é:

$$\frac{dC_D}{d\tau} = E_8^C - S_8^C \quad (4.62)$$

O neurônio N_{15} possui n entradas e duas saídas discretas. A soma das entradas determina-se pela fórmula:

$$E_{15}^D = (1 - \varepsilon_b) (\varepsilon_p + (1 - \varepsilon_p) E_d) \Delta x \cdot \Delta z \sum_{i=1}^n C_{ij}^p \quad (4.63)$$

As saídas são:

$$S_{15,1}^D = (1 - \varepsilon_b) \varepsilon_p \Delta x \cdot \Delta z \sum_{i=1}^n C_{ij}^p \quad (4.64)$$

$$S_{15,2}^D = (1 - \varepsilon_b) (1 - \varepsilon_p) E_d \Delta x \cdot \Delta z \sum_{i=1}^n C_{ij}^p \quad (4.65)$$

O estado é caracterizado por:

$$\bar{C}_p^\Sigma = \frac{1 + E_d}{n} \sum_{i=1}^n C_{ij}^p \quad (4.66)$$

As funções de ativação são:

$$\bar{C}_p^\Sigma((q+1)\Delta t) = \bar{C}_p^\Sigma(q\Delta t) \quad (4.67)$$

O neurônio N₅ reflete o misturador da micela drenada com hexano na entrada no extrator. Ele possui duas entradas e uma saída contínuas. As entradas determinam-se pelas fórmulas:

$$E_{5,1}^C = C_D \cdot Q_D \quad E_{5,2}^C = C_{in}^{he} \cdot q_s \quad (4.68)$$

A saída é:

$$S_5^C = C_{in} \cdot (q_s + C_D) \quad (4.69)$$

O estado é caracterizado por C_{in} e a função de ativação é:

$$C_{in} = \frac{E_{5,1}^C + E_{5,2}^C}{(q_s + Q_D)} \quad (4.70)$$

com o uso da Eq. (4.25).

5. VERIFICAÇÃO DO MODELO E EXPERIMENTOS

Este capítulo é dedicado à verificação do modelo e aplicativo. No item 5.1 estão mostrados alguns testes teóricos (influência do tamanho da malha; concordância com a lei de conservação; evolução do campo de extração a um único estado estacionário). No item 5.2 apresentam-se os objetivos dos experimentos laboratoriais e equipamentos disponíveis. No item 5.3, apresentam-se os procedimentos utilizados para a determinação das concentrações e porosidades. O item 5.4 mostra as técnicas de determinação das massas específicas e constantes de equilíbrio. No item 5.5 apresentam-se os resultados experimentais e suas análises. O item 5.6 é dedicado à comparação dos resultados teóricos com dados experimentais para todo o extrator.

5.1. Validação teórica do modelo e aplicativo

O modelo matemático e código (ROTO1) foram verificados através da:

- alteração dos tamanhos da célula elementar;
- teste da lei da conservação da espécie óleo;
- verificação de um único estado estacionário independente da distribuição inicial das concentrações $C, C^p, \bar{C}_m, C_{in}$.

Os dados iniciais (tabela 5.1) para a verificação teórica do modelo, foram escolhidos baseando-se principalmente nas características reais do extrator Rotocell, solvente e matéria-prima que foram tirados dos trabalhos e relatórios [Majundar et al., 1995; Cussler, 1997; Thomas e Kriukov, 2000].

n	p	m_S	$\Delta t_v (s)$	D_{AB} (m^2/s)	q_s (m^3/s)	ρ_{ol} (kg/m^3)	E_d	E_S (m^2/s)	M_n (kg/s)
30	10	8	150	$1,3e-9$	$6.e-3$	914,8	0,2	0,0001	1784
$A_v(m^2)$	$V_b(m^3)$	$L_r(m)$	$a_p(m^{-1})$	N_t	$d_p(m)$	ϵ_b	ϵ_p	C_{in}	ρ_{he} (kg/m^3)
1,6	0,2	2,5	40	0,18	0,005	0,4	0,3	0,001	661,7

Tabela. 5.1. Dados iniciais escolhidos para a validação do modelo.

As grandezas μ, ρ da micela são funções da concentração C e apresentam-se pelos polinômios apresentados nas equações 4.38 e 4.39.

5.1.1 Influência do tamanho das células nas simulações numéricas

O modelo matemático desenvolvido para o extrator Rotocell, apesar de apresentado por EDO's, é bidimensional e transiente. Por isso o esquema numérico de sua integração é explícito, e submete-se a algumas limitações como o tamanho das células e o passo de integração pelo tempo.

Os tamanhos de uma célula determinam-se pelos parâmetros: p (número de colunas em um vagão) e n (número de células numa coluna). O passo de integração determina-se pela fórmula:

$$h = \frac{\Delta t}{3} = \frac{\Delta x}{3u} \quad (5.3)$$

Alterando estes parâmetros, pode-se determinar uma região de cálculos no âmbito deste trabalho sem divergência e sua influência na precisão e volume dos cálculos. O principal indicador que se utiliza para avaliar os cálculos é o número de Courant [Wrobel et al., 1989], que se apresenta para o modelo nas direções horizontal

$$S_u = \frac{uh}{\Delta x} \quad (5.4)$$

e vertical

$$S_v = \frac{V_m h}{\Delta z} \quad (5.5)$$

onde: $\Delta z = \frac{L_r}{n}$.

Para problemas não-lineares e complexos, a determinação dos valores S_v e S_u é complicada, por isso neste trabalho foram feitos experimentos matemáticos para avaliar a região da convergência numérica do algoritmo desenvolvido. Usando a fórmula (5.4), no modelo utilizado, o número S_u é constante:

$$S_u = \frac{uh}{\Delta x} = \frac{u\Delta x}{\Delta x u 3} = \frac{1}{3} \quad (5.6).$$

O tamanho da malha Δx (ou o parâmetro p) não influi na estabilidade dos cálculos, o que foi confirmado pelas simulações numéricas alterando p de 3 até 10. O tamanho Δz não é ligado diretamente com o passo h , e para determinar a zona com convergência foram realizadas outras simulações, com h =constante e $n = \frac{L_r}{\Delta z}$ variável. Os resultados estão apresentados na tabela 5.2.

Evidencia-se que, aumentando o parâmetro n pode-se concluir que:

- as principais características do regime básico (C_S , C_{ms+1} , C_I , C_D) não se alteram significativamente no intervalo considerado de variação de parâmetros;

- pode-se concluir que os parâmetros da malha para o regime verificação básico (tabela 5.1) foram bem escolhidos (há concordância admissível entre a precisão e o volume do cálculo).
- para a malha com $n=30$, tem-se: $S_V = 0,6$ e o critério S_V é assegurado. Pode-se observar também que, se a malha for muito refinada $n=50$, perde-se a convergência dos cálculos.

Tabela 5.2– Influência do parâmetro da malha (n) nas características principais do extrator no regime básico.

S_V	n	C_S (%)	C_D (%)	C_{ms+1} (%)	C_I (%)
0,1	5	28,11	24,86	24,8	0,5
0,2	10	28,21	24,88	24,8	0,5
0,4	20	28,26	24,9	24,8	0,48
0,6	30	28,28	24,9	24,8	0,45
0,8	40	28,33	24,96	24,9	0,43
1	50	Diver.	Diver.	Diver.	Diver.

Obs: Diver. – divergiu.

5.1.2 Verificação com a lei de conservação da espécie óleo:

No modelo matemático e aplicativo, a “lei de conservação da espécie” (óleo) deve ser satisfeita no regime estacionário, ou seja: óleo da entrada = óleo da saída.

Para aplicar a lei da conservação do óleo, segue-se o seguinte procedimento:

1. Na entrada (junto com matéria-prima), tem-se para o vazão mássica de óleo inicial:

$$G_{ol} = \frac{N_T M_n}{\Delta t_v}$$

Então no extrator, a vazão volumétrica do óleo que entra (dentro da matéria-prima) é:

$$Q_{ent}^{ol} = \frac{N_t \cdot M_n}{\rho_{ol} \Delta t_v} (L/s).$$

2. No estado estacionário as vazões volumétricas de óleo, na entrada e na saída do extrator, devem ser iguais, e estão representados pela fórmula:

$$\frac{N_t M_n}{\rho_{ol} \Delta t_v} + C_{in} q_s = Q_S C_S + Q_{ol}^P + Q_{ol}^N; \quad (5.7)$$

Usando as fórmulas e os dados iniciais apresentados, obtém-se :

$$G_{ol} = \frac{N_T M_n}{\Delta t_v} = 0,18 \cdot 11,89 = 2,14 \text{ kg/s} \quad \text{e} \quad Q_{ent}^{ol} = G_{ol} / \rho_{ol} = 2,14 / 0,914 = 2,342 \text{ L/s.}$$

$$Q_S C_S + Q_{ol}^p + Q_{ol}^N = 2,335 \text{ L/s} .$$

As simulações numéricas com $S_v < 1$ mostraram que a fórmula (5.7) é satisfeita com uma precisão relativa de:

$$\delta_f = 1 - \frac{(Q_S C_S + Q_{ol}^p + Q_{ol}^N) \rho_{ol} \Delta t_v}{N_t M_n + C_{in}^{he} q_s \rho_{ol} \Delta t_v} \approx 1\% . \quad (5.8)$$

5.1.3 Verificação de um único estado estacionário

As simulações de verificação do estado estacionário em função do estado inicial do campo de extração foram realizadas de diferentes formas das distribuições iniciais das concentrações C, C^p : a) forma de escada (poro e “bulk”); concentrações uniformes altas e iguais ($C=C^p$);

b) concentrações uniformes e diferentes: C (pequena), C^p (alta).

Foi observado que independentemente dos valores iniciais das concentrações C, C^p , o campo de extração evolui a um estado estacionário único, que é mostrado nas Figuras 5.1 e 5.2.

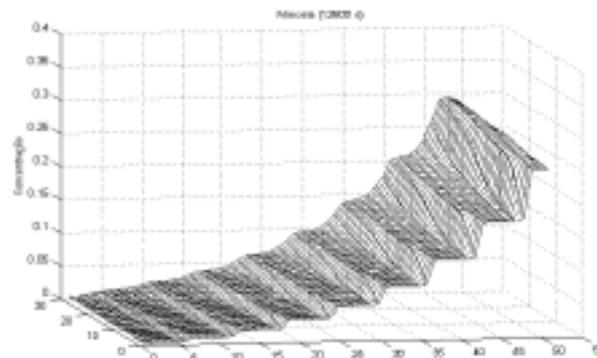


Figura 5.1. Estado estacionário regime industrial, começando da distribuição inicial b).

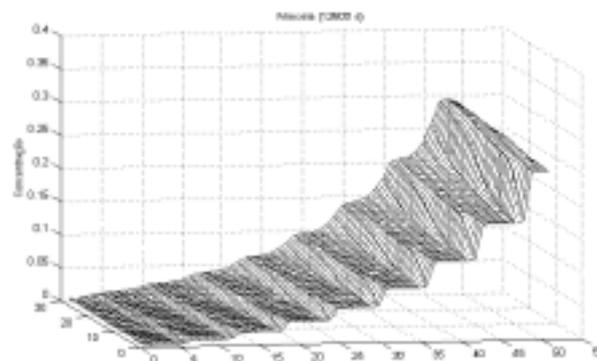


Figura 5.2. Estado estacionário regime básico, começando da distribuição inicial a).

5. 2. Objetivos dos experimentos e equipamentos disponíveis

5.2.1 Objetivos dos experimentos

Na bibliografia consultada e disponível [Abraham et al., 1988, Bear, 1972, Erickson, 1995, Majundar et al., 1995, etc.], verifica-se a falta de informações sobre as algumas características da matéria-prima utilizada na extração. A parte experimental torna-se necessária, pelas seguintes razões: a falta de dados sobre a matéria-prima; possibilidade da implantação do modelo na indústria; melhoramento do modelo matemático e o seu uso no projeto de novos extratores. Neste item e nos itens 5.3 a 5.6, apresentam-se resultados de pesquisas experimentais utilizados como parâmetros no modelo matemático.

Os resultados foram obtidos através de equipamentos montados nos laboratórios da Empresa Câmara Cia Ltda – Santa Rosa/RS e da UNIJUÍ – Santa Rosa/RS. O trabalho buscou a determinação das porosidades das fases poro (ϵ_p) e bulk (ϵ_b); da constante de equilíbrio entre as fases poro e sólida E_d ; das massas específicas do solvente (ρ_{he}), da matéria-prima (ρ_{MP}) e o diâmetro da partícula (d_p).

5.2.2. Equipamentos Disponíveis

Para realizar os experimentos laboratoriais foram utilizados os equipamentos:

1. Balança analítica (Figura 5.3) – tem a função da determinação da massa de amostras da matéria-prima, solvente e micela. A balança é do tipo analítica, marca GIBERTINI / E42S-B, com capacidade 240g, precisão $\pm 0,1mg$, tamanho do prato 80mm, automática até 100g, linearidade de $\pm 0,2mg$.



Figura 5.3 Balança Analítica

2. Extrator laboratorial Modelo TE 044 do tipo Soxhlet ou Goldfish (Figura 5.4) – este equipamento produzido pela TECNAL – Equipamentos para Laboratório Ltda, busca separar o óleo do hexano, podendo ser usado para separação como para a extração de óleo de uma amostra de matéria-prima. Ele utiliza um método de contato repetido entre amostras e solvente puro, este método é descrito pela “Association of Official Analytical Chemists” – AOAC(1984). O extrator é composto de tubos de ebulição(REBOILERS), cartuchos celulósicos, bloco digestor que contém colméias e tubos condensadores, vareta suportadora, pêndulo de teflon, reservatório condensador, luvas de teflon, dessecador, canoplas de aperto.



Figura 5.4 Aparelho extrator tipo Goldfish

3. Estufa – A estufa é usada para secagem da matéria-prima (flocos laminados ou expandidos), como também para evaporar o solvente ou água da mesma, trabalhando em amplo intervalo de temperaturas.
4. Densímetro – Marca INCOTERM.
5. Bacia de pesagem com peneira; Proveta 200 ml; Béckers de 1000ml e 250 ml e Recipientes com tampa com capacidade de 1000 ml.

5. 3. Procedimentos para determinação das concentrações e porosidades

5. 3.1. Determinação da umidade de substâncias

Este procedimento é usado para determinar a umidade de produtos de origem vegetal, animal, mineral e rações, por exemplo, flocos expandidos de soja. O seu princípio fundamenta-se na pesagem de uma amostra antes e depois da evaporação d'água à temperatura 100°C até 130° C.

Material e equipamento: Balança analítica; Estufa de secagem; Filtro ou cápsula de alumínio com tampa (utiliza-se uma placa de vidro com tampa); Dessecador com cloreto de cálcio ou sílica-gel anidros.

O procedimento inclui as operações:

- Pesar a cápsula ou filtro(F), limpo e previamente seco em estufa a 105°C por uma hora;
- Pesar em torno de 8g de amostra (CI), dependendo da capacidade do filtro;
- Colocar a amostra com o filtro($F+CI$) na estufa pré-aquecida a 130° C por 3 horas;
- Retirar a ($F+CI$) da estufa e deixar em dessecador até temperatura ambiente;
- Pesar novamente a amostra($C2$).

Então a umidade do produto(U) calcula-se pela fórmula:

$$U = \frac{(A - B)100}{C1} \quad (5.9)$$

onde : U - Umidade %; A - massa do filtro + amostra(CI); $B=F+C2$ - massa do filtro + amostra após a secagem e $C1$ - massa da amostra antes da secagem.

5.3.2 Determinação de teor de óleo da matéria-prima e micela antes ou depois da extração

A determinação da concentração de óleo de produtos ou sub-produtos de origem vegetal, animal, segue um princípio baseado na extração por solvente usando o extrator laboratorial (figura 5.4).

Material e equipamentos usados:

- Balança analítica; - Estufa de secagem; - Dessecador com cloreto de cálcio ou sílica-gel anidros; - Copo Goldfish; - Aparelho extrator tipo Soxhlet ou Goldfish; - Papel de filtro qualitativo ou cartucho extrator de cerâmica ou celulose.

Reagente utilizado: Hexano destilado

O procedimento inclui as operações:

- Secar o copo vazio em estufa a 105°C por uma hora, esfriar em dessecador até a temperatura ambiente e pesar o copo B_V ;

- Pesar em torno de 3g da amostra da matéria-prima dentro do papel filtro(C), enrolar bem, colocar no cartucho;
- Introduzir o cartucho no extrator;
- Adicionar 50 ml de solvente hexano ao copo, conectando-o ao extrator e ajustar o conjunto ao condensador;
- Extrair o óleo, por um período de 45 min.
- Retirar os cartuchos e deixar por mais 30 min. para rinsagem.
- Fechar as torneiras e deixar mais 10 min. para recolher o solvente;
- Retirar o copo do aparelho e completar a secagem em estufa a 105° C por 30 minutos, onde solvente e água se evaporam deixando no copo somente óleo;
- Esfriar o copo com óleo no dessecador até a temperatura ambiente para uma posterior pesagem deste copo(A);
- Repetir a operação de secagem até que a diferença entre as duas pesagens sucessivas não seja superior a 0,1% da massa da amostra.

Então, calcula-se a fração mássica de óleo(g_N) na amostra, através da seguinte fórmula:

$$g_N = \frac{(A - B_V)100}{C} \quad (5.10)$$

onde : A - massa do copo + extrato; B_V - massa do copo e C - massa da amostra.

5.3.3 Determinação da massa específica da matéria-prima (flocos expandidos de soja)

A determinação da massa específica no laboratório segue as seguintes operações:

1. Pesa-se um Bécker vazio (B_V) de 250 ml ;
2. Acrescenta-se $V = 100$ ml de uma amostra (A) da matéria-prima pronta para entrar no extrator;
3. Pesa-se o Bécker mais a amostra (B_V+A);
4. Então, sabe-se que a massa específica é:

$$\rho_{M_n} = \frac{(B_V + A) - B_V}{V} . \quad (5.11)$$

5.3.4 Determinação da concentração de óleo na micela

Primeiramente estas concentrações foram determinadas de duas maneiras:

- pelo densímetro (com a determinação da concentração mássica g_{ol}^m);

- com uso da balança e estufa (pesagens: do Bécker (B_v), do Bécker com amostra ($B_v + A_{in}$); evaporação do hexano na estufa; pesagem do Bécker com o resto da amostra ($B_v + A_f$), cálculo do g_{ol}^m pela fórmula:

$$g_{ol}^m = \frac{(B_v + A_f) - B_v}{(B_v + A_{in}) - B_v} 100 \quad (5.12)$$

5.3.5 Determinação dos volumes e das massas de amostras

Em geral, o volume das amostras (líquida, sólida e porosa) foram determinadas com Bécckers, e as suas massas com balanças.

5.3.6 Determinação das porosidades $\varepsilon_T, \varepsilon_b, \varepsilon_p$

Nos extratores atuais, usa-se como matéria-prima flocos expandidos e laminados, os quais se identificam como sendo um meio poroso com dois tipos de porosidades : ε_b (poros canalizados que formam a fase “bulk”); ε_p (poros do tipo caverna, que formam a fase poro). Então o meio poroso (figura 5.5), compõe-se por partículas com diâmetro médio (d_p) e fase “bulk” fica entre as partículas e a fase poro dentro das partículas. A micela flui facilmente pela fase “bulk” (entre as partículas) ficando estagnada na fase poro. A fase “bulk” pode ser idealizada como um sistema de canais ligados entre si e a concentração do óleo, nesta fase altera-se por convecção, difusão (dispersão) e por transferência molecular com fase poro. Na fase poro a concentração do óleo altera-se somente por transferência molecular entre fases: (poro para bulk) e (sólida para poro). Espaços da fase poro não são ligados entre si.

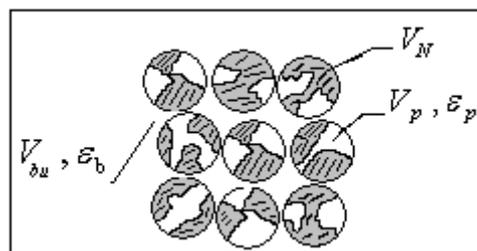


Figura 5.5. Estrutura da matéria-prima dos flocos.

As porosidades ε_T (porosidade total), $\varepsilon_b, \varepsilon_p$ determinam-se pelos seus volumes em relação a um volume total (V_Σ):

$$\varepsilon_b = \frac{V_{bu}}{V_\Sigma} = \frac{V_{bu}}{V_N + V_p + V_{bu}}; \quad \varepsilon_p = \frac{V_p}{V_N + V_p} \quad \text{e} \quad \varepsilon_T = \frac{V_{bu} + V_p}{V_N + V_p + V_{bu}}$$

onde: V_{bu} - volume da fase bulk; V_p - volume da fase poro e V_N - volume da fase sólida.

Daqui obtém-se:

$$\varepsilon_T = \frac{V_b}{V_s + V_p + V_b} + \frac{V_p}{V_s + V_p + V_b} = \varepsilon_b + \left(1 - \frac{V_b}{V_s + V_p + V_b}\right) \frac{V_p}{V_s + V_p} = \varepsilon_b + (1 - \varepsilon_b)\varepsilon_p . \quad (5.13)$$

Experimentalmente a porosidade total determina-se pelo procedimento:

- preparar um amostra de flocos (por exemplo $\approx 300 \text{ ml}$) e colocá-la no Bécker ($B1$), marcando volume $V_\Sigma = V_N + V_p + V_{bu}$;
- num outro Bécker ($B2$) marcar um volume de hexano (por exemplo $V_{in} = 250 \text{ ml}$) e usando este hexano para preencher o Bécker ($B1$) até nível da matéria-prima (Figura 5.6);

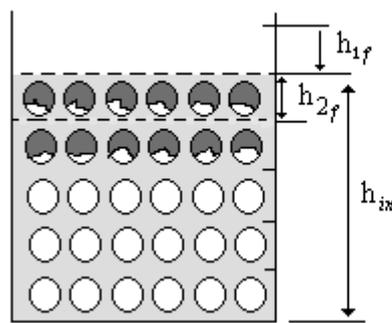


Figura 5.6. Representação dos níveis de micela (h_{in} - nível inicial; h_{1f} e h_{2f} - níveis finais possíveis) - espaço V_T ; - fase sólida).

- a diferença $V_{in}(B2) - V_f(B2)$, corresponde do hexano que preenche o volume $V_T = V_{bu} + V_p$, onde $V_f(B2)$ - hexano restante no Bécker ($B2$).
- esperar o estabelecimento do equilíbrio entre fases (≈ 120 minutos). Observação: durante este estabelecimento o nível do líquido praticamente não se altera (os valores h_{1f} , h_{2f} são invisíveis, Figura 5.6), que prova a transferência equivolúmica entre fases. Então pode-se calcular o valor ε_T pela fórmula:

$$\varepsilon_T = \frac{V_{in}(B2) - V_f(B2)}{V_\Sigma} ; \quad (5.14)$$

Para determinar o valor ε_b usam-se as seguintes considerações:

- a micela da fase “bulk” sendo “canalizada” escoar (no extrator real) na etapa da drenagem rapidamente (2 a 3 min.), por isso, (mesmo que a micela da fase “bulk” seja drenada em

um tempo infinito) pode-se idealizar que durante um tempo de 2 a 3 minutos quase toda micela é drenada e a micela não drenada fica na fase poro[Abraham et al.,1988];

- para determinar aproximadamente o volume da fase “bulk” no nosso experimento laboratorial pode ser usado o mesmo procedimento que ocorre no extrator real, a saber: depois do estabelecimento do equilíbrio, escorre-se a micela do bécker(BI) (com o uso de uma peneira) durante de um tempo $\tau_b \approx 2,5$ minutos, observa-se que depois deste tempo praticamente não ocorre mais saída de micela;
- o volume do líquido escoado pode ser considerado como volume V_{bu} (este volume tem que ser medido por um terceiro Bécker);
- o restante da micela no Bécker BI está retido na fase poro, portanto não escoando (figura 5.7).

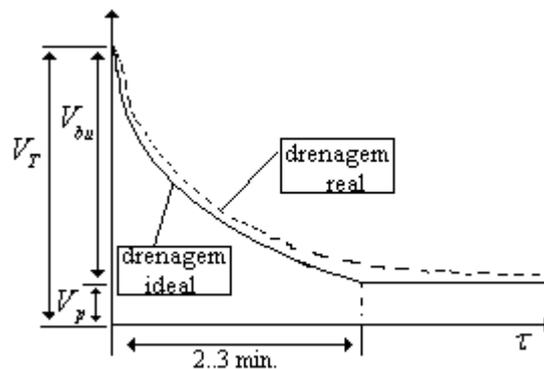


Figura 5.7. Esquema idealizado da micela na matéria-prima.

Então determinando o volume V_{bu} facilmente calcula-se o valor ε_b pela fórmula (5.12.1), depois conhecendo os valores de ε_T e ε_b usando a fórmula (5.13) pode-se se determinar o valor de ε_p . Este procedimento foi adotado nestas pesquisas experimentais para determinar as porosidades ε_b e ε_p .

5.4 Técnicas de determinação das massas específicas e constante de equilíbrio

5.4.1 Determinação das massas específicas

Durante o procedimento 5.3.6. (avaliação das porosidades) foram determinados os volumes V_{Σ}, V_{bu}, V_T , e paralelamente as massas: M_R (flocos expandidos), M_{he} (hexano no volume V_T); M_b (micela na fase “bulk” no volume V_{bu}) e antecipadamente foi determinada a

massa específica $\rho_{he} = 0,672 \frac{g}{ml}$. Usando estes dados podem-se determinar várias massas específicas que se usam nos modelos matemáticos [Thomas et al., 2001] e na determinação das constantes de equilíbrio.

Aplicam-se as seguintes fórmulas:

- Verificação da massa M_{he} :

$$M_{he} = V_T \rho_{he} \quad (5.15)$$

- Determinação da massa total M_Σ :

$$M_\Sigma = M_{he} + M_R \quad (5.16)$$

- Determinação da massa específica da micela na fase “bulk” :

$$\rho_b = \frac{M_b}{V_{bu}} \quad (5.17)$$

- Massa específica aparente média dos flocos:

$$\rho_{Mn} = \frac{M_R}{V_\Sigma} \quad (5.18)$$

- Massa específica média total do leito no Bécker BI (antes da separação da fase bulk) :

$$\rho_\Sigma = \frac{M_\Sigma}{V_\Sigma} \quad (5.19)$$

- Determinação do volume da fase sólida dos flocos:

$$V_N = V_\Sigma - V_T \quad (5.20)$$

- Determinação da massa e massa específica da fase sólida depois do estabelecimento do equilíbrio:

$$M_s = M_\Sigma - V_T \rho_b \quad (5.21)$$

$$\rho_s = \frac{M_s}{V_N} \quad (5.22)$$

- Determinação da massa específica média das fases sólida e poro no equilíbrio:

$$\rho_{sp} = \rho_s(1 - \varepsilon_p) + \rho_p \varepsilon_p \quad (5.23)$$

considerando $\rho_p = \rho_b$, pois no equilíbrio não ocorre a transferência entre as fases poro e bulk, onde ρ_p - densidade da micela na fase poro.

5.4.2. Determinação das constantes de equilíbrio E_d e E_d^v

No experimento laboratorial foi realizado dois modos da determinação do E_d , a uma temperatura ambiente.

Modo preliminar EI (sem controle da evaporação da micela)

Este procedimento inclui etapas:

- Em recipientes são colocadas quantidades de hexano e dos flocos expandidos, de forma que o nível do hexano fica acima dos flocos;
- Fecha-se o recipiente e espera-se determinado tempo (2 horas) para o estabelecimento do equilíbrio entre a fase sólida e (poro+bulk);
- Na abertura do recipiente foram tiradas amostras da fase bulk(FB) e da fase sólida junto com a fase poro(FSP), pois nesta amostra não é viável separar a fase sólida da fase poro;
- Após determina-se as concentrações do óleo das amostras FB e FSP (procedimento 5.3.2 e 5.3.4) , então calcula-se o valor E_d pela fórmula:

$$E_d' = \frac{g_{ol}^{sp}}{g_{ol}^m} \quad (5.24)$$

onde g_{ol}^m - fração mássica do óleo da amostra FB e g_{ol}^{sp} - fração mássica do óleo da amostra FSP.

Neste procedimento não se considera que a parte de óleo na amostra FSP fica na fase poro, e também não foi controlada a evaporação do hexano durante as operações preparativas para análise.

Procedimento principal E2 (com controle da evaporação do hexano e considerando o óleo na fase poro)

Este procedimento inclui os passos:

- Em recipientes foram colocadas quantidades de hexano e flocos expandidos, de forma que a superfície dos flocos estivesse ao mesmo nível do hexano (como no item 5.3.6);
- Depois foram realizados procedimentos do item 5.3.6 com determinação de: volumes, massas, massas específicas e porosidades. Este processo foi realizado de forma mais rápida, para evitar perdas de hexano no procedimento;
- Como no item 5.4.2 procedimento E1 foram tiradas as amostras de tipo FB e FSP (cuidando para não se ter perdas de hexano, por exemplo evaporação) e foram determinadas as concentrações g_{ol}^m e g_{ol}^{sp} ;
- Mas o cálculo do E_d não foi realizado pela fórmula (5.24), pois é necessário considerar que na amostra FSP o valor g_{ol}^{sp} caracteriza as quantidades de óleo nas fases poro e sólido p_{ol}^{sp} juntas; mas para determinar o E_d é necessário saber a quantia de óleo somente na fase sólido p_{ol}^s . Para calcular esta grandeza usa-se a equação de conservação da espécie óleo na amostra FSP:

$$p_{ol}^{sp} = p_{ol}^s + p_{ol}^p \quad (5.25)$$

onde p_{ol}^p - quantia de óleo na fase poro.

Considerando que $g_p^{ol} = g_m^{ol}$ (a fração de óleo na fase poro é igual a fração de óleo da micela no estado equilíbrio) pode-se transformar (5.25) na equação:

$$g_{ol}^{sp} \cdot \rho_{sp} = g_{ol}^N \cdot \rho_s (1 - \varepsilon_p) + g_{ol}^m \cdot \rho_b \varepsilon_p \quad (5.26)$$

A incógnita nesta equação é somente a grandeza g_{ol}^N - concentração mássica do óleo na fase sólida, outras grandezas são determinadas experimentalmente.

Então ela pode ser calculada pela fórmula:

$$g_{ol}^N = \frac{g_{ol}^{sp} \cdot \rho_{sp} - g_{ol}^m \cdot \rho_b \varepsilon_p}{\rho_s (1 - \varepsilon_p)} \quad (5.27)$$

Desta obtém-se:

$$E_d = \frac{g_{ol}^N}{g_{ol}^m} \quad (5.28)$$

que é mais correto do que o valor de E_d' (pela fórmula 5.24).

Determinação da constante E_d^v (constante volumétrica de equilíbrio)

No modelo matemático usa-se a constante E_d^v determinada pelas concentrações volumétricas na fase sólida (C^N) e poro (C^P) sendo:

$$E_d^v = \frac{C^N}{C^P} \quad (5.29)$$

Utilizando as informações obtidas no experimento, pode-se determinar esta constante pela fórmula [Thomas et al., 2001] :

$$E_d^v = E_d \left[\frac{g_{ol}^m + \frac{(1 - g_{ol}^m)\rho_{ol}}{\rho_{he}}}{g_{ol}^m E_d + \frac{(1 - g_{ol}^m E_d)\rho_{ol}}{\rho_s}} \right] \quad (5.30)$$

obtida da fórmula (5.29) passando de frações volumétricas (C^N, C^P) para mássicas (g_N, g_P), onde $\rho_{he}, \rho_{ol}, \rho_s$ - são as massas específicas do hexano, do óleo e da fase sólida da matéria-prima respectivamente.

Determinação do diâmetro condicional da partícula

Através de um paquímetro foi medido o diâmetro de várias amostras de matéria-prima, e avaliou-se que o diâmetro médio (d_p) mede de 2 a $4.10^{-3} m$, mas nas condições operacionais do extrator real foi determinado que na média $d_p \approx 5.10^{-3} m$.

5.5. Resultados experimentais e sua análise

5.5.1. Resultados da determinação do E_d' pelo procedimento *EI* e sua análise

Neste experimento procurou-se determinar os teores de óleo, contido na micela e na parte sólida da matéria-prima, após a obtenção do estado de equilíbrio entre elas. Na tabela 5.3 são mostrados os resultados de 9 experimentos, com 3 experimentos para cada quantidade de solvente ($V_{he} = 200 \text{ ml}$; 300 ml e 400 ml), todas para uma mesma quantidade de matéria-prima 200 ml. Foram determinadas as concentrações de óleo da micela e da matéria-prima.

Na tabela 5.3, consta: *A* – Bécker com amostra; *B* – Bécker vazio; *C* – massa de amostra; g_N - fração mássica de óleo na matéria-prima ; g_m - fração mássica de óleo na micela;

$$E_d = \frac{g_N}{g_m} - \text{constante de equilíbrio.}$$

Tabela 5.3. Dados coletados e calculados no experimento *EI*.

Micela					Sólido + micela				
$V_{he}(ml)$	<i>A</i> (g)	<i>B</i> (g)	<i>C</i> (g)	g_m	<i>A</i> (g)	<i>B</i> (g)	<i>C</i> (g)	g_N	E_d
400	137,09	135,63	10,12	0,1435	143,83	143,73	3,001	0,0327	0,2279
	145,15	143,72	10,23	0,1396	148,85	148,67	3,001	0,059	0,4226
	149,91	148,44	10,41	0,1415	143,85	143,72	3,001	0,0435	0,3074
300	147,7	145,81	10,39	0,1819	148,62	148,43	3,001	0,0623	0,3425
	145,61	143,72	10,38	0,1822	149,89	149,69	3,001	0,0691	0,3792
	187,41	135,64	10,35	0,1714	156,01	155,74	3,002	0,0914	0,5332
200	146,28	143,23	10,15	0,2517	156,02	155,72	3,001	0,098	0,3893
	138,35	135,64	10,49	0,259	148,51	148,67	3,001	0,08	0,3089
	147,07	143,73	10,29	0,326	144,12	143,73	3,002	0,1325	0,4064

Com base nos resultados apresentados na Tabela 5.3, observa-se que o valor da constante de equilíbrio varia de 0,2 a 0,55, então, obtendo-se um valor médio da constante de equilíbrio $E_{dm} = 0,36$.

Este valor obtido não está correto, pois, a quantidade de hexano que evapora durante o procedimento experimental não é controlada, e tem influência no resultado final. Além disso, não considera a quantidade de micela que fica acumulada na fase poro, ou seja, não foram separadas as quantias de óleo da fase sólida e poro.

5.5.2 Resultado da determinação das porosidades $\varepsilon_T, \varepsilon_b, \varepsilon_p$ através do procedimento

E2 e sua análise

Nestes experimentos são utilizadas três formas da matéria-prima: flocos laminados, extrusada bruta (na saída da extrusora) e extrusada esfarelada (dentro do extrator, quando os flocos expandidos são acomodados no vagão). Pelo procedimento E2 foram realizados 18 experimentos (com a matéria-prima: 2 - laminada; 5 - bruta e 11 - esfarelada) para um mesmo volume de matéria-prima laminada, bruta e esfarelada V_Σ (300ml). Na tabela 5.3 são mostrados os experimentos cujos resultados foram satisfatórios e consistentes, os outros não são apresentados. Onde as grandezas são representadas por: massa de matéria-prima (M_R); volume de solvente (V_{he}); massa de solvente (M_{he}); massa total bruta (M_Σ) = matéria-prima + massa de solvente; massa de micela escorrida (M_b); volume de micela escorrida (V^m). As concentrações através do uso de densímetro utilizado pela empresa são dados por: g_{ol}^m .

Tabela 5.4. Dados obtidos experimentalmente através do procedimento E2

Antes do equilíbrio								
	Laminada	Matéria-prima extrusada bruta		Matéria-prima extrusada esfarelada				
Dados	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8
V_Σ (ml)	300	300	300	300	300	300	300	300
M_R (g)	111,91	168,87	169,66	175,39	176,32	176,73	177,07	183,28
V_{he} (ml)	214	172	172	170	170	170	170	176
ρ_{M_n}	0,373	0,563	0,565	0,585	0,587	0,589	0,590	0,611
M_{he} (g)	142,69	114,69	114,69	114,69	114,69	114,69	114,69	118,29
M_Σ (g)	254,6	283,56	284,35	290,08	291,01	291,01	291,76	301,57
Após o equilíbrio								
	Laminada	Matéria-prima extrusada bruta		Matéria-prima extrusada esfarelada				
	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8
M_b (g)	85,83	73,12	70,49	48,97	49,97	58,25	52,61	69,32
V^m (ml)	126	104	102	82	74	84	76	90
g_{ol}^m (%)	18,59	27,35	27,5	30,79	30,57	29,98	31,54	29,85
g_{ol}^{SP} (%)	9,5	9,12	10,8	11,5	13,28	10,84	11,07	12,51

Na determinação das porosidades das fases poro (ε_p) e bulk (ε_b), a constante de equilíbrio entre as fases poro e sólida E_d , as massas específicas do solvente (ρ_{he}) e da matéria-prima (ρ_{Mn}) usam-se os dados baseados nos experimentos acima descritos e calculados pelas respectivas fórmulas para o procedimento E2. Os resultados obtidos estão descritos na tabela 5.5.

Tabela 5.5. Resultados obtidos no tratamento dos experimentos.

Equações	Laminado	Matéria-prima estrusada bruta			Matéria-prima extrusada esfarelada			
	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7	A8
V_{he}/V_{Σ}	0,713	0,573	0,573	0,567	0,567	0,567	0,567	0,587
ε_b	0,42	0,35	0,34	0,273	0,246	0,28	0,25	0,3
ε_p	0,547	0,347	0,35	0,403	0,424	0,398	0,419	0,41
M_{Σ} (g)	254,6	283,56	284,35	290,08	291,01	291,01	291,76	301,57
ρ_b (g/ml)	0,681	0,703	0,691	0,597	0,675	0,693	0,692	0,77
ρ_{Σ} (g/ml)	0,852	0,948	0,951	0,965	0,968	0,969	0,971	1,005
ρ_{Mn} (g/ml)	0,37	0,563	0,565	0,585	0,587	0,589	0,59	0,61
M_s (g)	109,94	163,53	166,37	188,11	175,76	173,08	173,63	166,03
V_N (ml)	86	128	128	130	130	130	130	124
ρ_s (g/ml)	1,278	1,277	1,299	1,447	1,35	1,33	1,335	1,34
ρ_{SP} (g/ml)	0,976	1,078	1,085	1,104	1,065	1,07	1,06	1,1063
g_{ol}^s	0,0454	0,0379	0,0594	0,0611	0,069	0,0424	0,0339	0,0553
E_d	0,24	0,1386	0,216	0,1984	0,2258	0,1416	0,1077	0,1848
E_d^v	0,43	0,24	0,378	0,379	0,404	0,256	0,1934	0,33

Como é visível na tabela 5.5 observa-se uma dispersão dos dados experimentais. Os dados médios em geral correspondem a valores encontrados em bibliografias [Majundar et al., 1995]. Alguns dos dados adotados e obtidos nas pesquisas experimentais estão apresentados na tabela 5.6.

Tabela 5.6 Dados médios obtidos por experimentos e coletados em bibliografia

	Laminada	Bruta	Esfarelada	Majundar	Adotado
ρ_{M_n}	0,373	0,564	0,592	-	0,592
ε_b	0,42	0,34	0,27	0,4	0,4
ε_p	0,547	0,35	0,41	0,3	0,3
$\rho_s (g/ml)$	1,278	1,28	1,36	-	1,33
$\rho_{sp} (g/ml)$	0,976	1,08	1,08	-	1,07
E_d	0,24	0,177	0,172	0,2034	0,19
E_d^v	0,43	0,309	0,31	-	0,36

Os dados iniciais adotados nas pesquisas numéricas posteriores, estão apresentados na tabela 5.7.

Tabela. 5.7. Dados iniciais escolhidos para as simulações numéricas.

n	p	m_s	$\Delta t_v (s)$	D_{AB} (m^2/s)	$q_s (m^3/s)$	ρ_{ol} (kg/m^3)	E_d	E_s (m^2/s)	M_n (kg/s)
30	10	7	150	$1,4e-9$	$12,5.e-3$	914,8	0,36	0,0001	1784
$A_v(m^2)$	$V_b(m^3)$	$L_s(m)$	$a_p(m^{-1})$	N_i	$d_p(m)$	ε_b	ε_p	C_{in}	ρ_{he} (kg/m^3)
1,56	0,2	2,3	68	0,18	0,005	0,4	0,3	0,001	661,7

5.6. Comparação com os dados experimentais do extrator real

Os dados experimentais foram coletados no extrator “Rotocell” da Empresa “ Comércio e Indústrias Brasileiras Coimbra S.A.” , na cidade de Cruz Alta – RS, onde foram obtidas várias informações, tais como:

1 – Vazão mássica da matéria-prima - 1000 t/dia(aprox.);

2 – A concentração mássica inicial do óleo em matéria-prima varia no intervalo $N_t = 0,18..0,22$ (Na coleta de dados feita foi $N_t = 0,18$);

3 – Dimensões do extrator (comprimento, altura e largura)

Buscando as informações reais do extrator encontra-se: 18 = número total de vagões, onde 3 vagões estão nas etapas de drenagem e carregamento, os outros estão nas seções de extração resultando $M_c=15$. O extrator possui 8 seções de extração, 7 seções com 2 vagões cada e a última seção com 1 vagão. Parâmetros médios dos vagões: $L_r = 2,5m$; $H \approx 2m$; $X_s = 0,8m$. Diâmetro externo do extrator $=8,2m$. O volume de micela nos reservatórios não foi medido, mas fazendo uma avaliação geral, corresponde a $V_b \approx 0,2m^3$.

4 – Um vagão leva em torno de 45 minutos para dar uma volta completa, ou seja o tempo de passagem de um vagão por uma seção de extração é de $\Delta t_v = \frac{45 \times 60}{18} = 150s$.

5 – Enquanto o extrator trabalhava em regime estacionário foram medidas as concentrações do óleo na micela nos reservatórios(\bar{C}_m), concentração na saída da micela concentrada (C_s) e a concentração mássica do farelo (C_{ol}) que corresponde aproximadamente à concentração C^P na saída do extrator.

As medidas das concentrações \bar{C}_m foram realizadas no laboratório da empresa, localizada no interior da mesma pelo laboratorista responsável, gentilmente cedido pela empresa para realizar essa tarefa.

- Material utilizado: Uma balança digital; Uma estufa; Bécckers, extrator Goldfishch.
- O procedimento experimental inclui:
 - a) a medição da massa do recipiente (m_r), numa balança digital, onde posteriormente seria colocada a micela;
 - b) colocação de um certo volume de micela dentro do recipiente para uma posterior medida de massa do mesmo(m_{rm});
 - c) evaporação do solvente dentro de um secador(estufa);
 - d) medição da massa do recipiente com óleo somente (m_{ro});
 - e) determinação da concentração mássica \bar{g}_m pela fórmula:

$$\bar{g}_m = \frac{m_{ro} - m_r}{m_{rm} - m_r}$$

Os resultados destas medições e concentrações \bar{g}_m apresentam-se na tabela 5.8.

Tabela 5.8 Distribuição de concentrações nos reservatórios

Reservatórios	1	2	3	4	5	6	7	8
Concentração(\bar{g}_m)	0,003	0,005	0,0095	0,0165	0,031	0,069	0,197	0,286
Concentração Volumétrica(\bar{C}_m)	0,003	0,005	0,009	0,013	0,0227	0,0529	0,154	0,247

Procura-se variar a_p , pois o processo de preparação da matéria-prima é bastante variado, e como no extrator usa-se preparação através de extrusora, varia-se a_p como parâmetro de identificação, ou seja, para comparar os resultados teóricos com os dados experimentais.

Do ponto de vista de RNA o treinamento da rede foi realizado pelas conexões KF (Figura. 4.10), ou seja, pela transferência de massa entre as fases poro e “bulk”. O treinamento realiza-se por modelagem direta [Azevedo et al., 2000] comparando-se os sinais de saída entre a RNA (modelo matemático) e ‘supervisor’ (dados experimentais). Como o sinal de saída foram escolhidas as perdas totais do óleo P_{ol}^t . Como parâmetro treinado aplicou-se a área específica de contato a_p . No resultado de treinamento foi determinado que $a_p \approx 68 (1/m)$ quando as perdas totais no modelo :

$$P_{ol}^t = \frac{(Q_{ol}^p + Q_{ol}^N) \rho_{ol} \Delta t_v}{(1 - N_t) M_n} \quad (5.31)$$

coincidiram com as perdas observadas no extrator real ($P_{ol}^{ex} \approx 0,3\%$)

Os resultados obtidos para o estado estacionário pelo modelo e pelo método de estágios ideais(MEI) foram comparados com os dados experimentais coletados na Empresa “ Comércio e Indústrias Brasileiras Coimbra S.A.”, na cidade de Cruz Alta – RS e estão apresentados na Figura 5.8. As concentrações no MEI foram calculadas pelas fórmulas desenvolvidas por Kremer-Souders-Brown [Foust et al., 1982] considerando que as concentrações $C(x, z) = C^p(x, z)$ e o fluxo da micela é constante e igual a Q_s para todos os estágios. Evidente que ambos os modelos prevêm os resultados satisfatórios nos primeiros estágios. Mas para os

reservatórios 6 e 7 o método de estágios ideais prevê as concentrações \bar{C}_m bastante distintas dos dados experimentais. É necessário destacar dois momentos:

- o método dos estágios ideais (MEI) prevê mesmos resultados independente dos parâmetros $L_r, \Delta t_v, X_S, \varepsilon_b, etc...$, quando na realidade as distribuições \bar{C}_m dependem da alteração destes parâmetros;
- o modelo desenvolvido neste trabalho é sensível à mudança dos parâmetros do extrator e das características da matéria-prima, além disso, ele prevê a distribuição espacial das concentrações no campo da extração que é mostrado no fragmento posterior do trabalho.

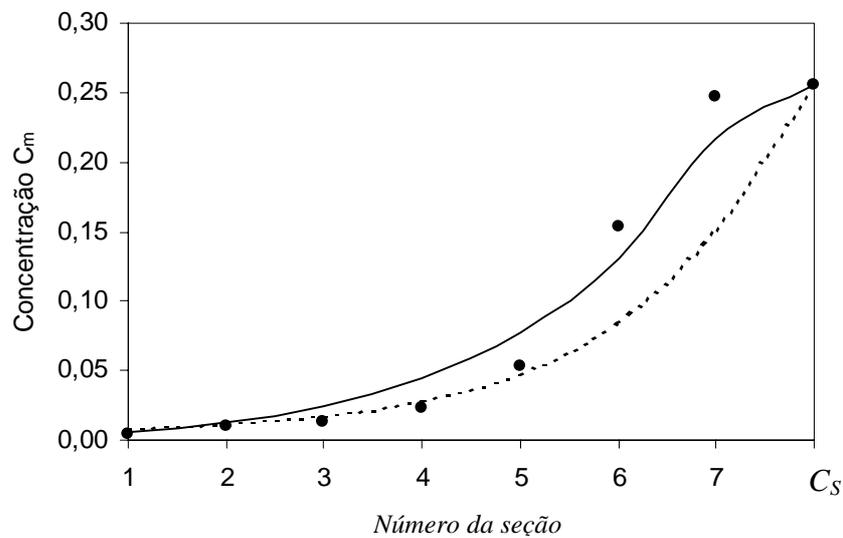


Figura 5.8 - Distribuição das concentrações \bar{C}_m ao longo do extrator:

— Aplicativo; - - - Estágios ideais; • Dados experimentais.

6. SIMULAÇÕES NUMÉRICAS DOS PROCESSOS DO EXTRATOR ROTOCELL

Neste capítulo apresentam-se simulações numéricas dos processos de um extrator real, realizadas usando o aplicativo desenvolvido para solução do modelo matemático, com os dados iniciais da tabela 5.7. Na primeira parte deste capítulo (itens 6.1, 6.2 e 6.3) são apresentados os resultados para os regimes transientes do funcionamento do extrator e na segunda são mostrados os resultados obtidos para os seguintes casos: variação dos parâmetros geométricos do extrator (itens 6.4 e 6.5) e substituição do solvente padrão utilizado por um solvente alternativo tipo álcool (item 6.6).

No item 6.1 e 6.2 são mostrados dois regimes transientes do extrator, com parâmetros de controle constantes: q_I , N_t e M_n , mas com diferentes distribuições iniciais de concentrações C , C_p e \bar{C}_m . Estas simulações são importantes para: verificar o estabelecimento de um único estado estacionário do campo de extração; determinar as etapas transitórias do campo de extração para a fase inicial de trabalho do extrator.

6.1. Regime Transiente com distribuição inicial uniforme

A simulação numérica do regime transiente foi realizada primeiramente para os dados da tabela 5.1 com concentrações iniciais uniformes $C_j(z) = C_j^p(z) = C_m = 0,1$ no campo da extração e nos reservatórios. Os resultados apresentam-se nas Figuras 6.1 até 6.6 na forma de gráficos tridimensionais $C = f(x, z)$; $C^p = f(x, z)$. A zona de entrada de solvente no extrator corresponde às coordenadas: $x=0..6$; $z=0$ e a zona da saída da micela concentrada as coordenadas: $x=48..51$; $z=30$. Para zona de entrada da matéria-prima tem-se: $x=51$; $z=0...30$ e para zona de saída: $x=0$; $z=0..30$.

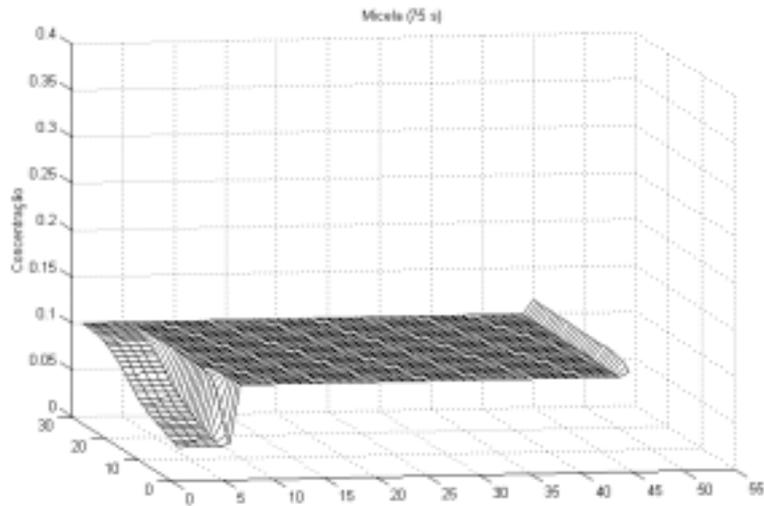


Figura 6.1 a. Campo de extração fase bulk($\tau = 75s$)

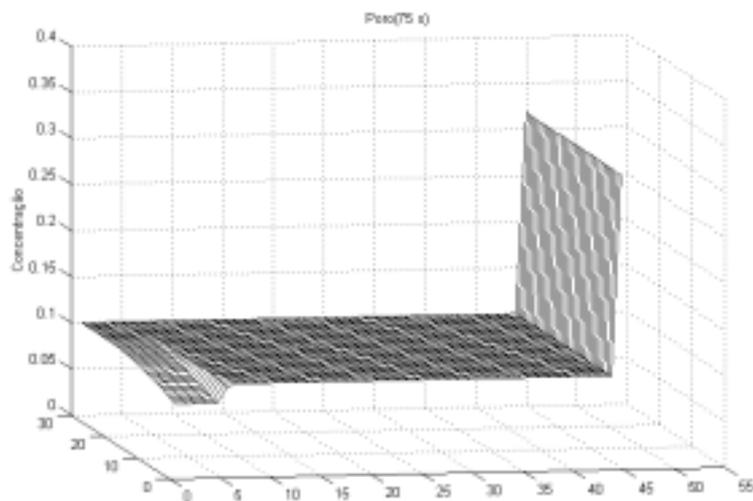


Figura 6.1 b. Campo de extração fase poro($\tau = 75s$)

As Figuras 6.1.a e 6.1.b ($\tau = 75s$), e mostram que por causa das entradas de solvente e da matéria-prima o campo uniforme começa a deformar-se. Num lado do extrator(através da primeira seção) passa uma onda de concentração C (Figura. 6.1a) e no outro lado surge (da zona do carregamento) uma frente abrupta da alta concentração C^p (Figura. 6.1b).

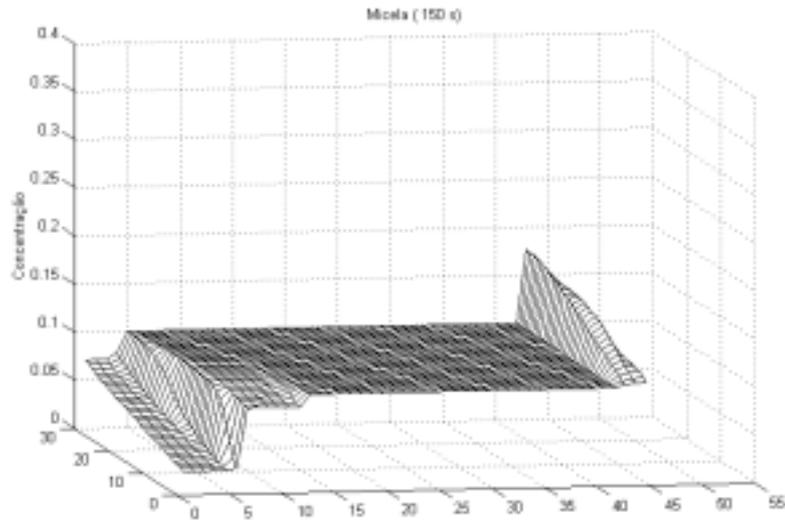


Figura 6.2 a. Campo de extração fase bulk($\tau = 150s$)

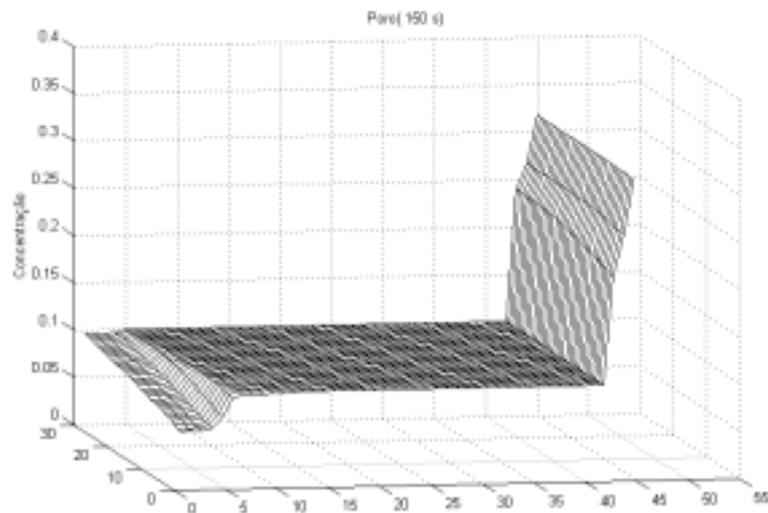


Figura 6.2 b. Campo de extração fase poro($\tau = 150s$)

No momento $\tau = 150s$ (Figuras 6.2.a e 6.2.b) observa-se no gráfico da $C = f(x, z)$ que a onda aprofunda-se no fim da primeira seção e avança através do reservatório e tubo(que liga a primeira e segunda seção) influenciando na distribuição da concentração C da segunda seção. No outro extremo do campo por causa do movimento da matéria-prima surgiu uma frente pequena e não uniforme porque o distribuidor da última seção continua injetando a micela com $C \approx 0,1$. No gráfico $C^p(x, z)$ observa-se 2 efeitos: - diminuição do C^p (na zona da entrada o hexano: $x=0...6, z=0...30$) por causa da redução da C ; - deslocamento da frente (do lado oposto) que move-se com a velocidade da matéria-prima e aparecimento do declive que é provocado pela transferência do óleo da fase poro para fase bulk.

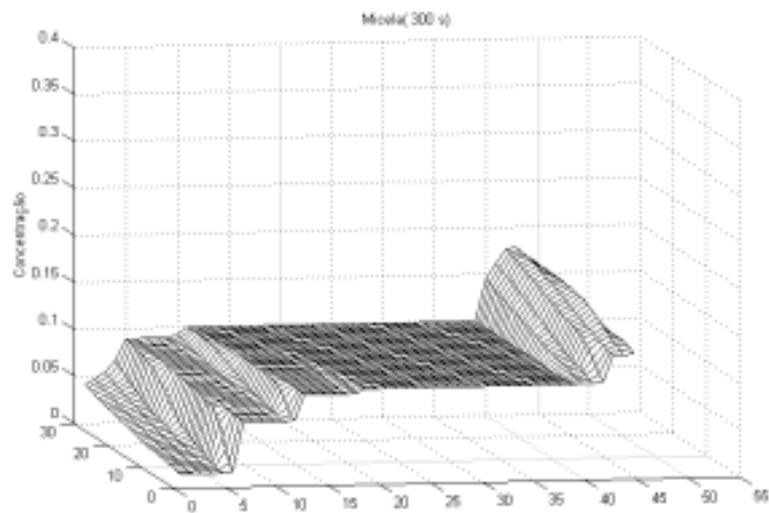


Figura 6.3 a. Campo de extração fase bulk ($\tau = 300s$)

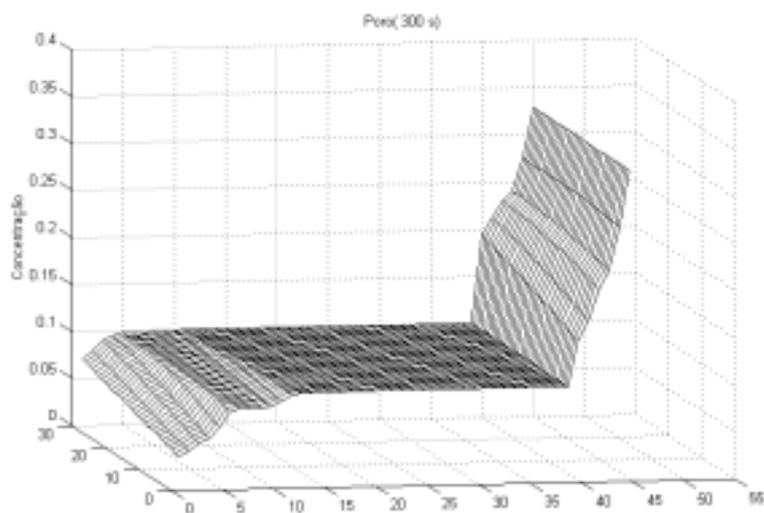


Figura 6.3 b. Campo de extração fase poro ($\tau = 300s$)

No momento $\tau = 300s$ (Figuras 6.3.a e 6.3.b) o gráfico de $C = f(x, z)$ mostra que pela segunda seção passou uma onda formando um degrau entre seções ($x=6, z=0..30$), no outro extremo a frente se desloca formando em $x=45..50, z= 0...30$ uma zona de concentrações elevadas. Na distribuição $C^p = f(x, z)$ continua o deslocamento da frente, e crescimento do “declive”. Nas primeiras seções a concentração C^p abaixa-se. Na parte central do domínio ainda não ocorre as alterações $C(x, z)$ e $C^p(x, z)$.

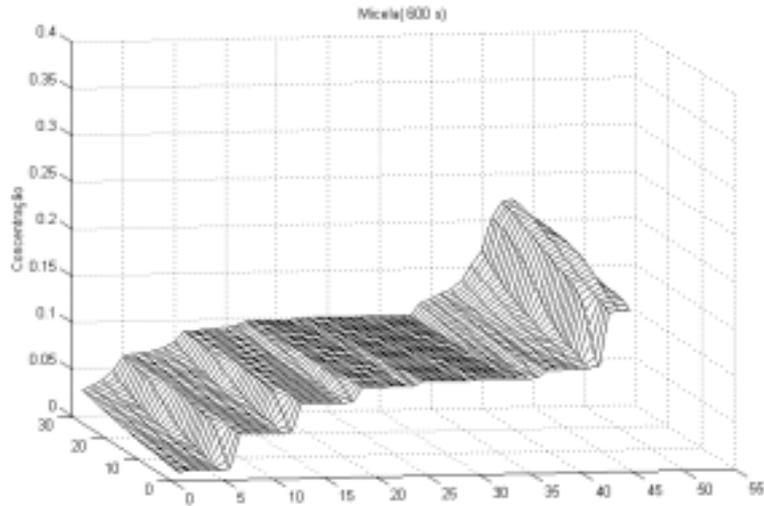


Figura 6.4 a. Campo de extração fase bulk($\tau = 600s$)

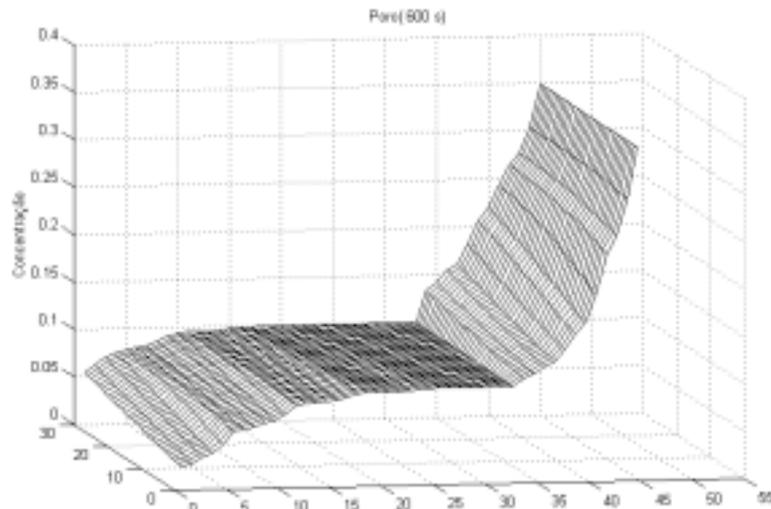


Figura 6.4 b. Campo de extração fase bulk($\tau = 600s$)

Nas Figuras 6.4.a e 6.4.b apresenta-se o campo de extração no momento $\tau = 600s$, na distribuição $C = f(x, z)$ observa-se o aparecimento de três degraus entre as seções, que são nítidos nos topos das seções ($x=0...18, z=0$) e alisam-se no final ($x=0...18, z=30$). Do outro lado nota-se a formação um grande degrau ($x=48, z=0$), que alisa-se no final da seção ($x=48, z=30$) gerando um ponto de máximo ($C \approx 0,22$), que se dá por: que junto com a matéria prima (através da linha $x = 51, z = 0...30$) no campo de extração entra a micela com a concentração $C_{ms} < C_u$; a concentração média que sai da penúltima seção ($x = 42...48, z = 30$) também é C_{ms} ; que na linha ($x = 42...51, z = 30$) a distribuição das concentrações C é: C_{ms} (média na linha $x=42...48, z=30$) $< C_u$ (média na linha $x = 48...51, z = 30$) $> C_{ms}$ (concentração na linha $x = 51,$

$z = 0...30$) que obriga a formar um máximo na linha $x = 48...51$, $z = 30$. A zona sem alterações (patamar) no centro do domínio se reduz. No gráfico $C^P(x, z)$ continua-se o deslocamento e a diminuição da frente com crescimento da zona do declive e da sua altura. Nas fronteiras entre as seções observam-se as inflexões das derivadas.

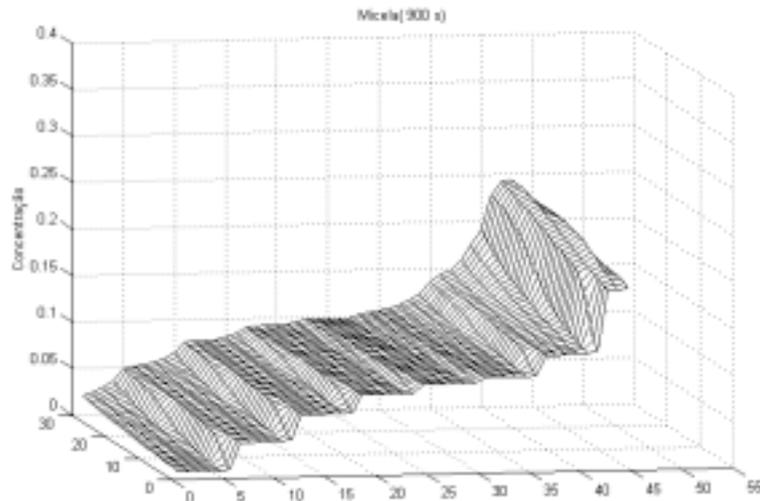


Figura 6.5 a. Campo de extração fase bulk($\tau = 900s$)

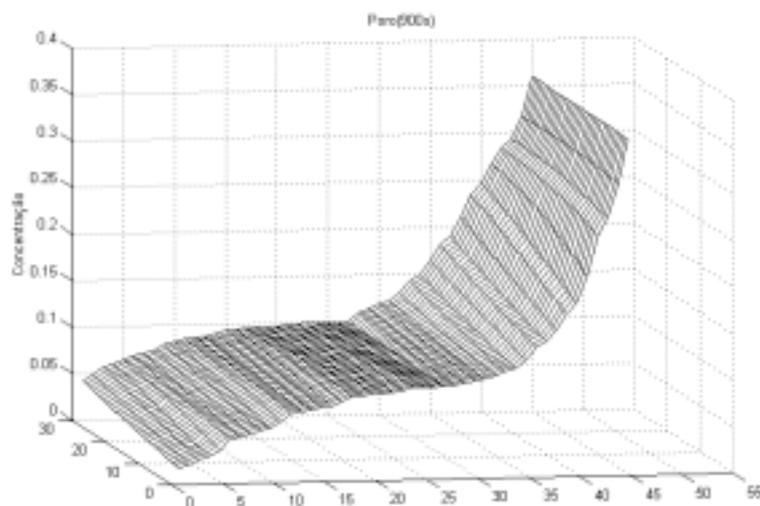


Figura 6.5 b. Campo de extração fase poro($\tau = 900s$)

No momento $\tau = 900s$ (Figuras 6.5.a e 6.5.b) na distribuição $C = f(x, z)$ o “patamar” quase sumiu e formam-se todos os degraus entre seções. Começa a redução das suas alturas na zona da entrada do hexano e o crescimento dos degraus na zona da entrada da matéria-prima. O máximo da C continua aumentando(até $C = 0,24$). No gráfico $C^P(x, z)$ a frente de

concentrações C^p já passou(junto com a matéria-prima) uma terceira parte do domínio, arrastando junto o declive que aumenta a sua altura. Ao mesmo tempo um declive de menor inclinação forma-se no outro extremo do campo de extração.

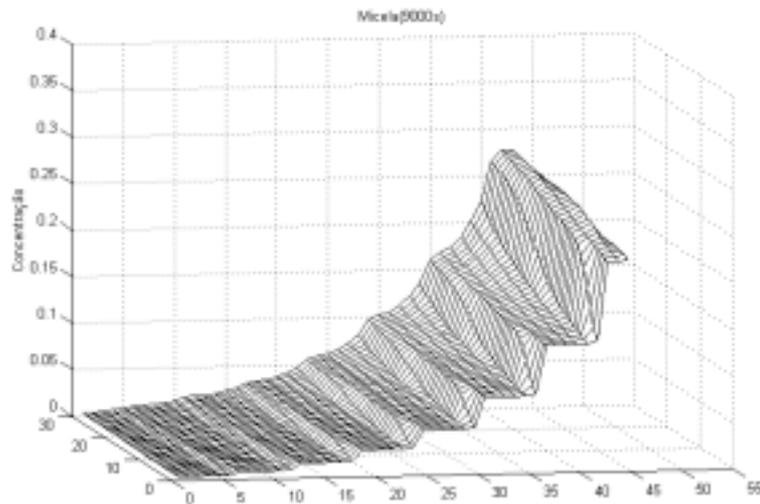


Figura 6.6 a. Campo de extração fase bulk($\tau = 9000s$)

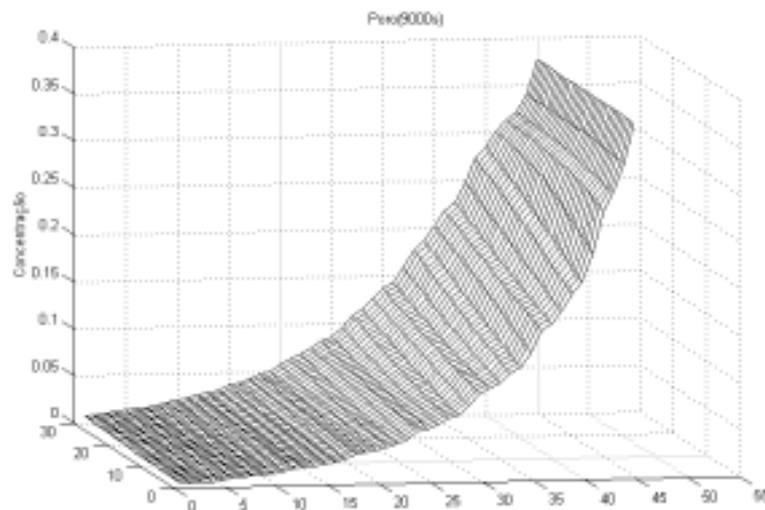


Figura 6.6 b. Campo de extração fase poro($\tau = 9000s$)

Nas Figuras 6.6.a e 6.6.b apresentam-se os estados estacionários das concentrações C, C^p que obtém-se no campo de extração num tempo de $\tau = 9000s$. O gráfico $C(x, z)$ evidencia o estabelecimento de sete degraus entre seções e suas alturas correspondem aproximadamente às concentrações de óleo na micela determinadas pelo modelo multi-estágio dos fluxos contracorrentes. Os degraus diluem-se de cima para baixo devido à difusão. O máximo consegue o valor de $C = 0,29$. O gráfico $C^p(x, z)$ no estado estacionário apresenta-se

por um declive em todo campo de extração com a diferença das derivadas entre as seções. Observa-se que no estado estacionário dentro de todo domínio $C^p > C$. Durante a evolução das concentrações $C(x, z)$ e $C^p(x, z)$ todos os efeitos observados nos gráficos explicam-se pelas: regularidades da transferência de massa; particularidades das interações entre fluxos contracorrentes cruzados e pelo caráter das condições iniciais.

6.2. Regime transiente “industrial”

A segunda simulação numérica do regime transiente foi realizada também para os dados da tabela 5.1., com concentrações iniciais uniformes $C(z) = 0,01$; $C^p(z) = \bar{C}_m = 0,2$. Estas distribuições correspondem à situação inicial do campo de extração no acionamento do extrator real, por isso, o regime simulado chama-se regime “industrial”. Os resultados apresentam-se nas Figuras 6.7 até 6.12 na forma de gráficos tridimensionais da $C = f(x, z)$; $C^p = f(x, z)$.

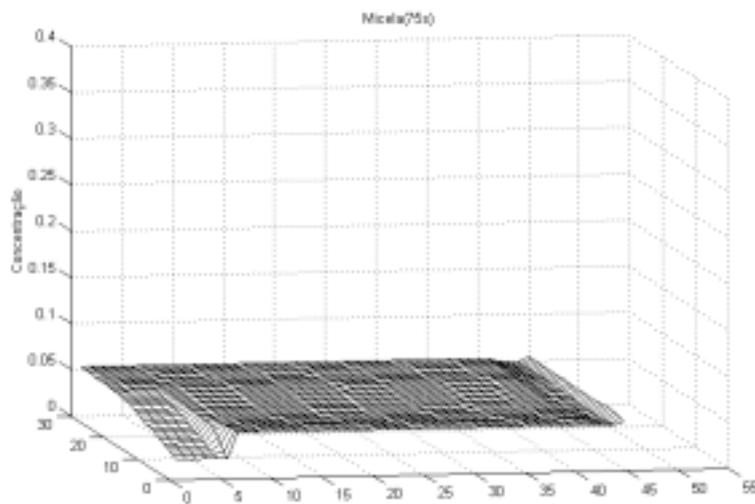


Figura 6.7 a. Campo de extração fase bulk($\tau = 75s$)

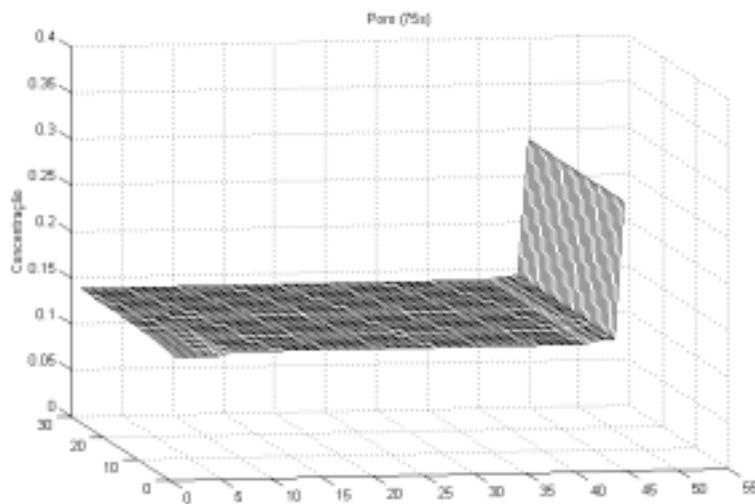


Figura 6.7 b. Campo de extração fase poro($\tau = 75s$)

Na Figura.6.7.a é mostrada a distribuição da concentração C no tempo 75s e observa-se que : houve aumento das concentrações (C) pelo patamar de extração por causa da grande diferença inicial entre C e C^p ; aparecimento e movimento de uma onda ao longo da altura da primeira seção ($x=0..10$), por causa da entrada de hexano na fase bulk; surge um sinal de aumento de C na região de entrada da matéria-prima ($x=50..55$), que é provocado pela entrada da micela na zona de carregamento junto com a matéria-prima. No mesmo instante Figura.6.7b para a concentração poro, pode-se observar: diminuição rápida da concentração C^p , por causa da diferença de concentração por todo campo; aparecimento de um declive forte de C^p na região de entrada da matéria-prima, por causa do alto valor da C_m^p na zona de carregamento.

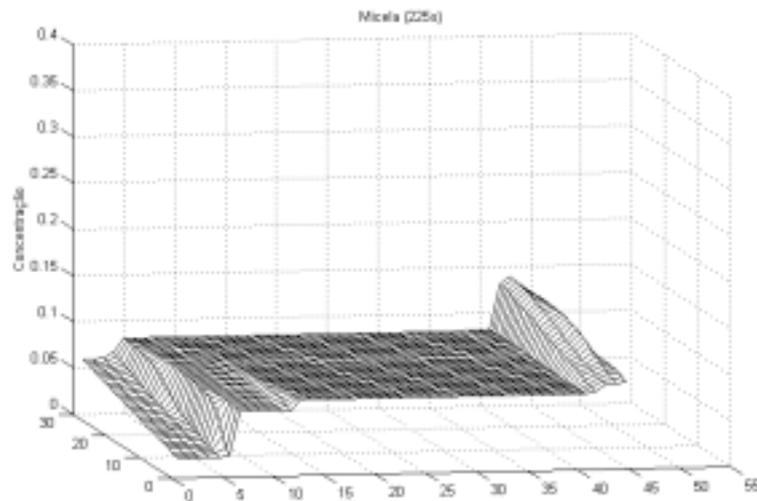


Figura 6.8 a. Campo de extração fase bulk($\tau = 225s$)

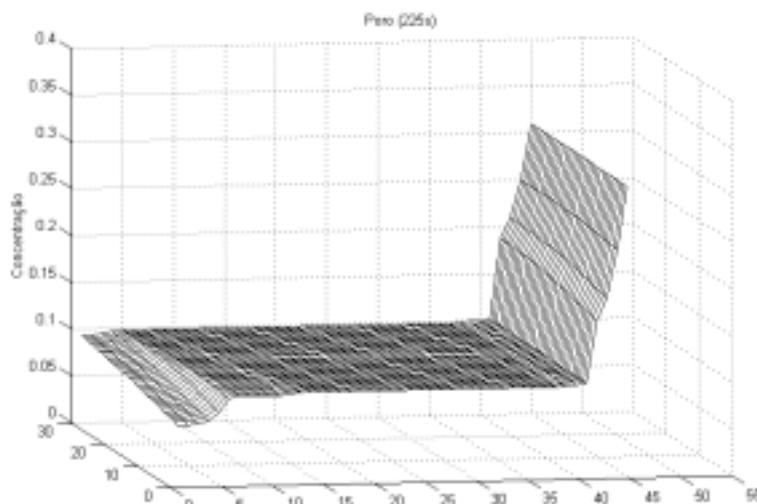


Figura 6.8 b. Campo de extração fase poro($\tau = 225s$)

No momento $\tau = 225s$ Figuras 6.8a e 6.8b o processo da transferência de óleo no campo de extração entre as fases poro e bulk já se estabeleceu, com pequena diferença ($\Delta C = C^p - C \approx 1\%$). Começam a se formar os “degraus” entre seções de lavagem, formou-se um valor máximo de concentração C na zona ($x \approx 50, z \approx 40$). O declive ($x = 45$, Figura. 6.8b) aumenta a sua altura e o seu ângulo de inclinação diminui.

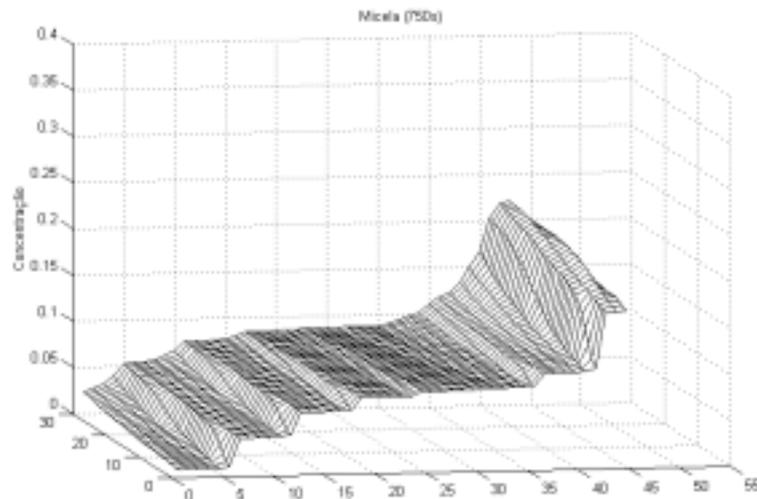


Figura 6.9 a. Campo de extração fase bulk($\tau = 750s$)

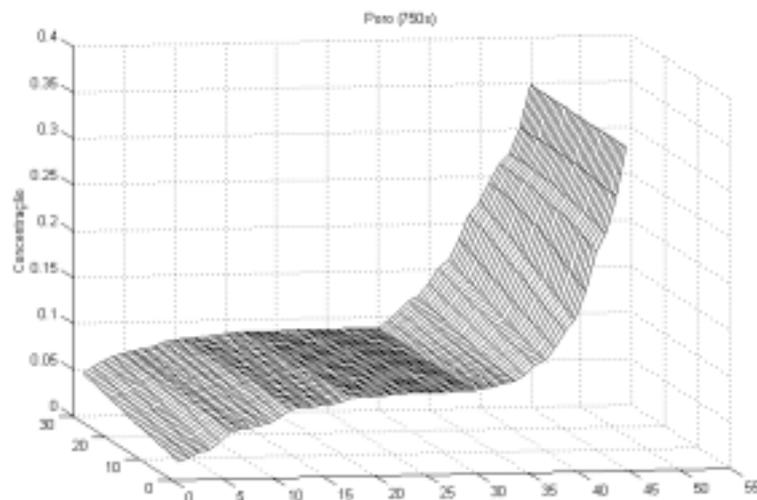


Figura 6.9 b. Campo de extração fase poro($\tau = 750s$)

No tempo 750s revelam-se mais degraus na concentração C Figura 6.9.a, ocorre um crescimento do degrau na região da entrada da matéria-prima, e uma redução do patamar. Pelo gráfico $C = f(x, z)$ é visível que entre as primeiras seções formaram-se já três degraus e entre as

últimas seções dois degraus. Eles são nítidos nos topos ($z = 0$) e alisam-se nos fundos ($z = 30$) das seções por causa da difusão e deslocamento da micela na direção horizontal. No fundo da última seção ($x = 48...51, z = 30$) gera-se um máximo $C \approx 0,18$. Na fase poro Figura.6.9.b o campo de concentrações C^p tornou-se mais suave, o declive é menor e não observa-se diferenças das derivadas, continua o deslocamento e a diminuição da frente com o crescimento da zona e da altura do “declive”. Nas primeiras seções ($x = 0...12, z = 0...30$) as concentrações C^p tendem a se inclinar com a sua diminuição.

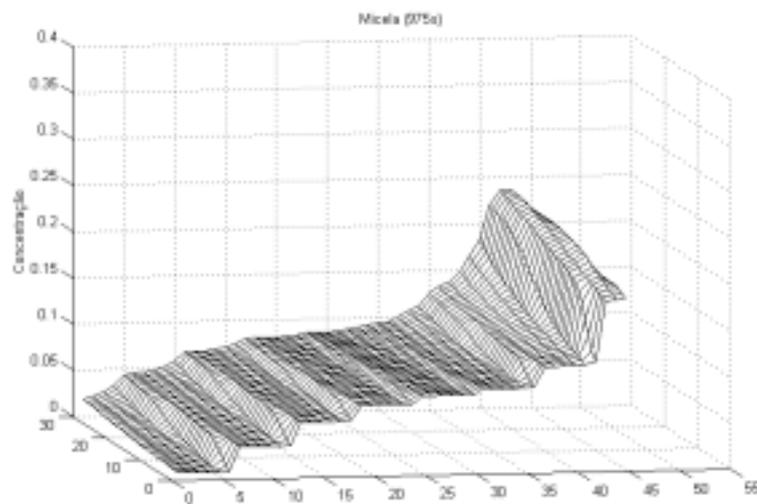


Figura 6.10 a. Campo de extração fase bulk ($\tau = 975s$)

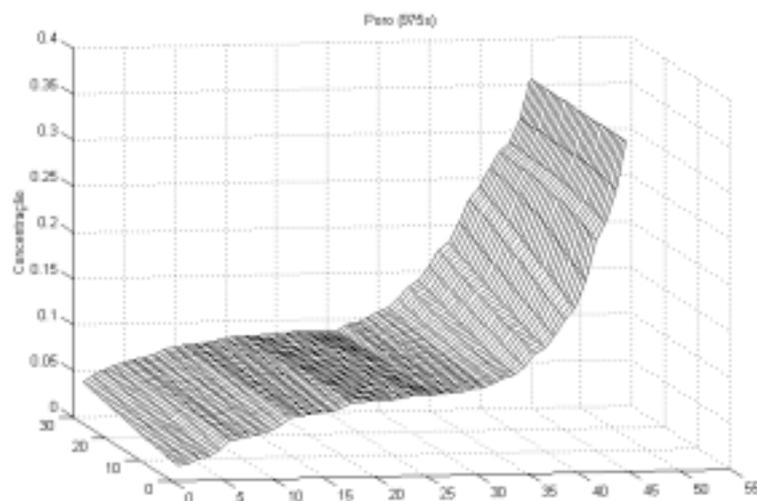


Figura 6.10 b. Campo de extração fase poro ($\tau = 975s$)

No momento $\tau = 975s$ (Figura 6.10a e 6.10b) a distribuição $C = f(x,z)$ caracteriza-se pela continuação das mesmas tendências: estão formados quase todos os degraus entre as seções, sendo que a altura dos primeiros degraus diminuem-se e a altura dos últimos aumentam-se; o

máximo na última seção aumenta-se ($C = 0,21$); o “patamar” quase sumiu aparecendo apenas no centro do campo. No gráfico $C^p = f(x, z)$ a frente desloca-se na parte central do campo e quase sumiu, mas a altura do declive aumenta-se tornando a inclinação menor. Continua-se a tendência da diminuição da C^p na zona das primeiras seções com a sua ampliação.

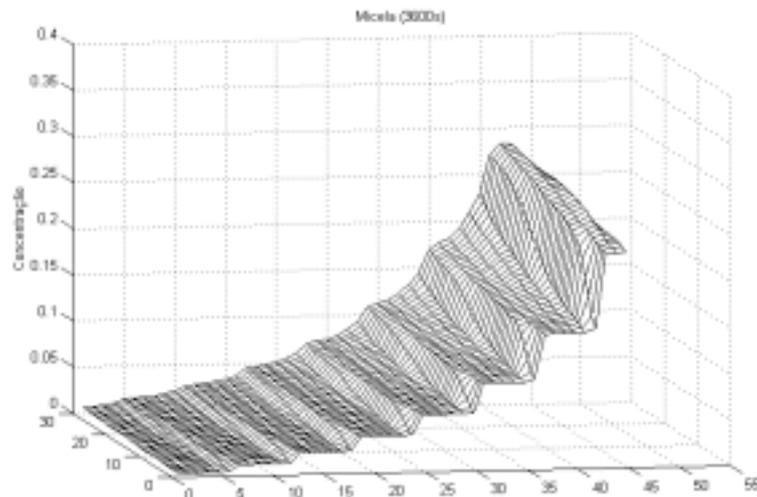


Figura 6.11a. Campo de extração fase bulk($\tau = 3600s$)

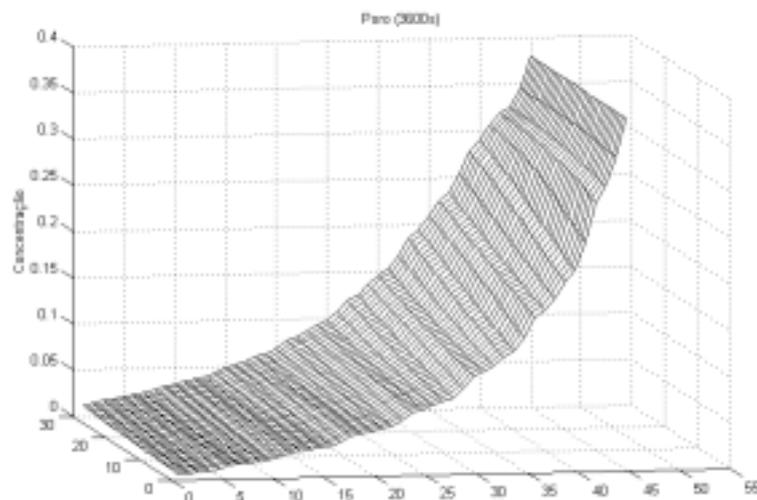


Figura 6.11 b. Campo de extração fase poro($\tau = 3600s$)

As Figuras 6.11a e 6.11b mostram as distribuições $C = f(x, z)$ e $C^p = f(x, z)$ no momento $\tau = 3600s$ próximo do estado estacionário. Já estão formados todos os degraus (Figura 6.11a.) com alturas correspondentes as conhecidas pelo método de estágios ideais (mas com as distribuições espaciais das concentrações observa-se o alisamento nos fundos de seções; existência de um máximo na última seção, etc). O patamar que existia no momento $\tau = 975s$ sumiu completamente. Na distribuição $C^p = f(x, z)$ estabelece somente um declive monotônico sem patamar e sem frente. Observa-se que no método de estágios ideais as concentrações C^p

devem possuir degraus entre seções o que não ocorre, portanto não correspondendo ao funcionamento do extrator real.

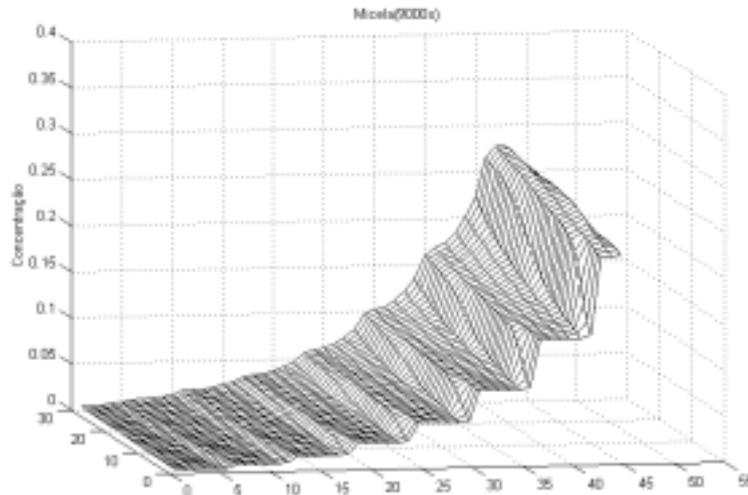


Figura 6.12 a. Campo de extração fase bulk($\tau = 9000s$)

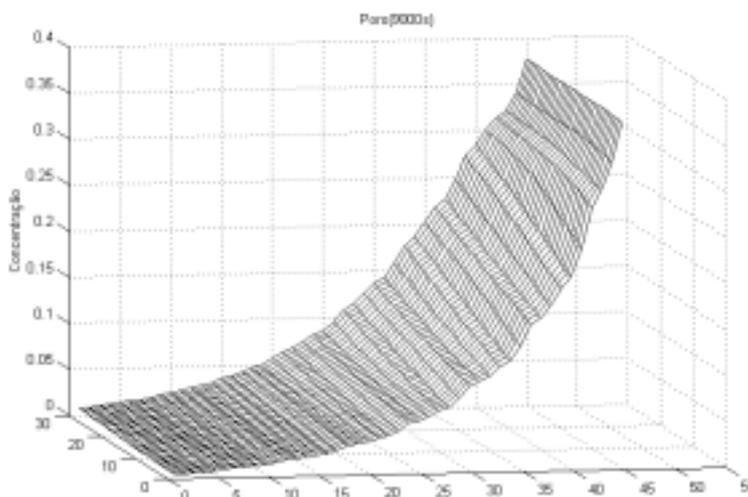


Figura 6.12 b. Campo de extração fase poro($\tau = 9000s$)

Para aprovar a proximidade do estado estacionário no momento ($\tau = 3600s$), nas Figuras 6.12a. e 6.12b. é apresentado o estado do campo de extração no momento $\tau = 9000s$. É visível que durante o intervalo do tempo $\Delta\tau = 9000 - 3600 = 5400s$ as distribuições $C = f(x,z)$ e $C^p = f(x,z)$ praticamente não se alteram o que significa a chegada ao estado estacionário.

Comparando as Figuras 6.6a com 6.12a e 6.6b e 6.12b pode-se concluir que apesar das diferentes condições iniciais na distribuição da concentrações C e C^p , ambos os campos de extração evoluem para o mesmo estado estacionário, o que comprova um aspecto importante na validação do modelo.

6.3 Características da extração com $N_t=var.$.

6.3.1 Influência do N_t nas características C_S e F_{op}

A variação do valor do N_t pode ser encontrada mais freqüentemente no funcionamento de extratores industriais, pois cada lote de soja pode possuir diferentes frações mássicas de óleo, que geram na matéria-prima (flocos expandidos) uma dispersão de concentrações iniciais $N_t = 0,13..0,23$. Nota-se que durante o funcionamento do extrator, a concentração N_t pode alterar-se, isto é importante para as empresas, que precisam saber a evolução das características do produto para diferentes situações, mantendo as outras características contantes.

Na figura 6.13, estão apresentados resultados da dependência da concentração C_S em função do tempo para diferentes valores do N_t , com este valor constante pelo tempo. Observa-se que com o aumento do N_t a concentração C_S cresce, observa-se também valores máximos, devido ao excesso de óleo que se tem no início do processo de extração, com o decorrer do tempo este excesso é retirado, tornando o comportamento mais linear das curvas. Na figura 6.14, apresenta-se o comportamento do fluxo de óleo perdido F_{op} variando em função do tempo com diferentes valores do N_t ; à medida que o tempo passa o fluxo F_{op} diminui, com uma dependência quase linear. Verifica-se também que este fluxo tem crescimento pequeno com o aumento da N_t .

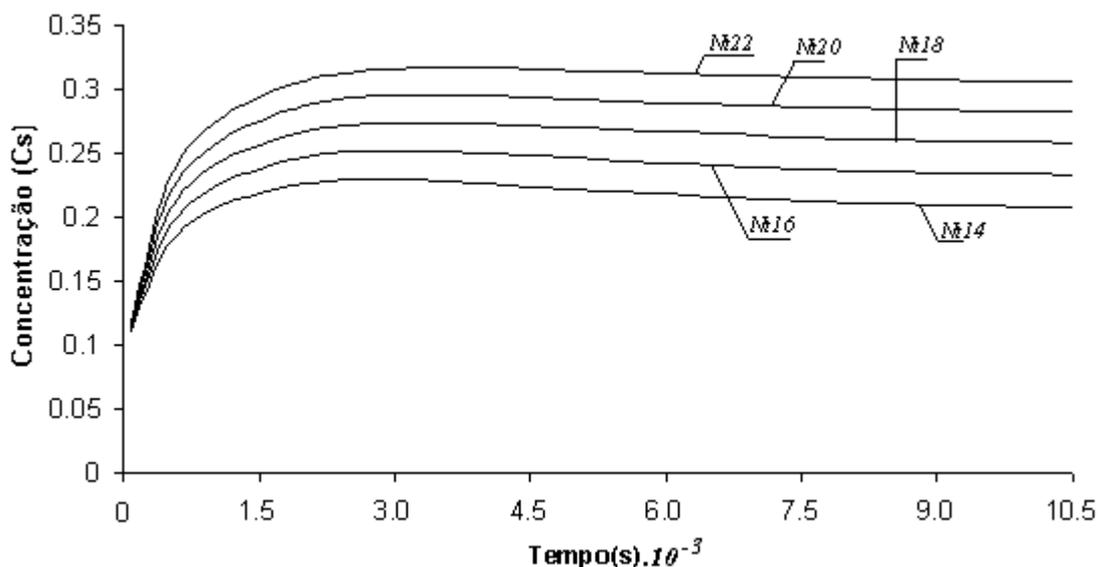


Figura 6.13 Evolução da concentração C_S para diferentes N_t .

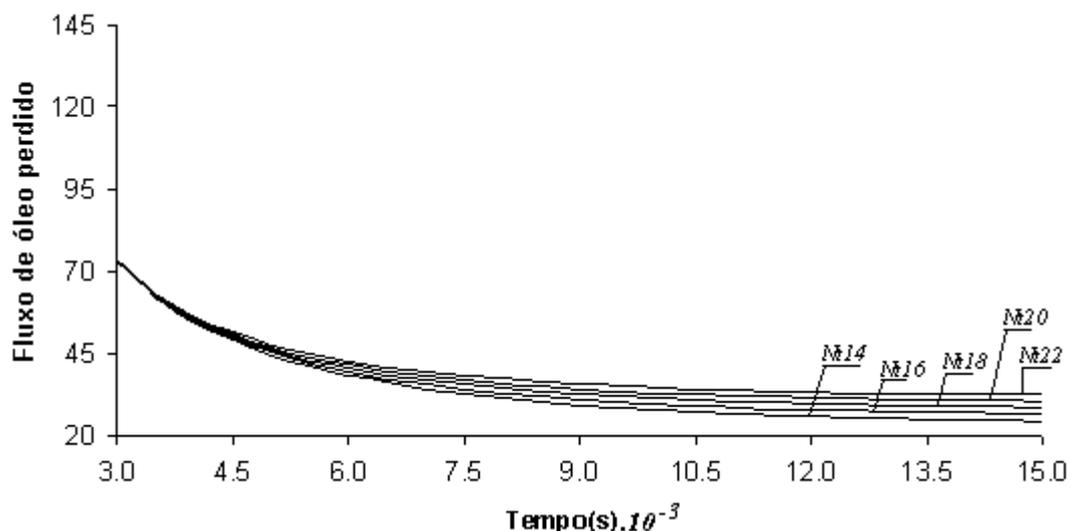


Figura 6.14. Evolução do fluxo de óleo perdido F_{op} para diferentes N_t .

6.3.2 Variações do N_t durante o tempo operacional.

Neste item apresentam-se simulações numéricas onde o valor do N_t no regime operacional varia; foram escolhidas três situações (variação do N_t durante o tempo operacional) apresentadas na tabela 6.1. Os dados iniciais destes processos são baseados na tabela 5.7 e a distribuição inicial correspondente ao do regime industrial.

Tabela 6.1. Situações da variação do N_t da matéria-prima.

Situações	$\tau_1 = 0..7100$ s	$\tau_2 = 7100..7190$ s	$\tau_3 = 7190..15000$ s
1	$N_t=0,18$	$N_t=0,18$	$N_t=0,18$
2	$N_t=0,18$	$N_t=0,18..0,14$	$N_t=0,14$
3	$N_t=0,18$	$N_t=0,18..0,22$	$N_t=0,22$

Obs: aceita-se a dependência linear $N_t(\tau)$ no intervalo $\tau_2 = 7100..7190$ s.

Na análise das figuras, são envolvidos dois conceitos: a) tempo de atraso ($\Delta\tau_i = \tau_{N_t} - \tau_i$) onde τ_{N_t} - instante inicial da alteração do N_t (nas simulações $\tau_{N_t} = 7100$) e τ_i - instante de início da alteração da i -ésima característica do extrator (i - símbolo da característica); b) tempo de estabelecimento ($E_{\tau_i} = \tau_{E_i} - \tau_i$) onde τ_{E_i} determina-se pela fórmula: $\tau_{E_i} = \tau(\Delta i_{0.8})$ onde $\tau(\Delta i_{0.8}) = 0.8\Delta i$, ou seja, τ_{E_i} corresponde a 80% da alteração da i -ésima característica relativamente do seu valor

final. Nas simulações aceita-se que o valor final de uma característica corresponde a $\tau_f = 15000s$.

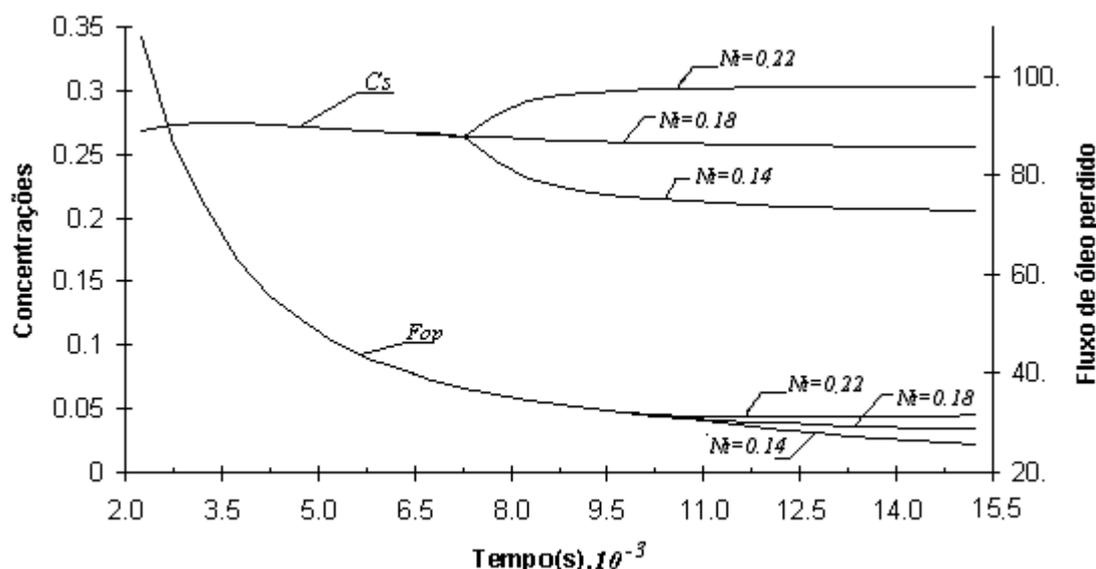


Figura 6.15 Evolução da concentração final (C_s) e fluxo de óleo perdido (F_{op}).

A figura 6.15 mostra a evolução da concentração C_s e o fluxo de óleo perdido (F_{op}) para três situações de variação do N_t . Verifica-se que o tempo de atraso para a C_s é pequeno $\Delta\tau_{C_s} = 100s$, tanto para o aumento como para a redução do valor da concentração do N_t . Esta rápida influência do N_t para C_s é evidente para fluxos contra-correntes e explica-se pelo esquema da figura 4.10, onde o neurônio N12 possui uma ligação relativamente curta com o neurônio N11. Os tempos de estabelecimento $E_{\tau_{C_s}}$ para as situações 2 e 3 são iguais. Este tempo determina-se pelos fatores: velocidades V_m , u , volumes dos vagões, taxas de transferência de óleo entre as fases, volume dos reservatórios, etc.

Mas para a característica F_{op} é observado um tempo considerável de atraso: $\Delta\tau_{F_{op}} = 3900s$, que também pode ser explicada pela figura 4.10, onde os neurônios N12 que refletem os fluxos de perdas de óleo estão ligados com o neurônio N15, e esta cadeia de neurônios é muito longa.

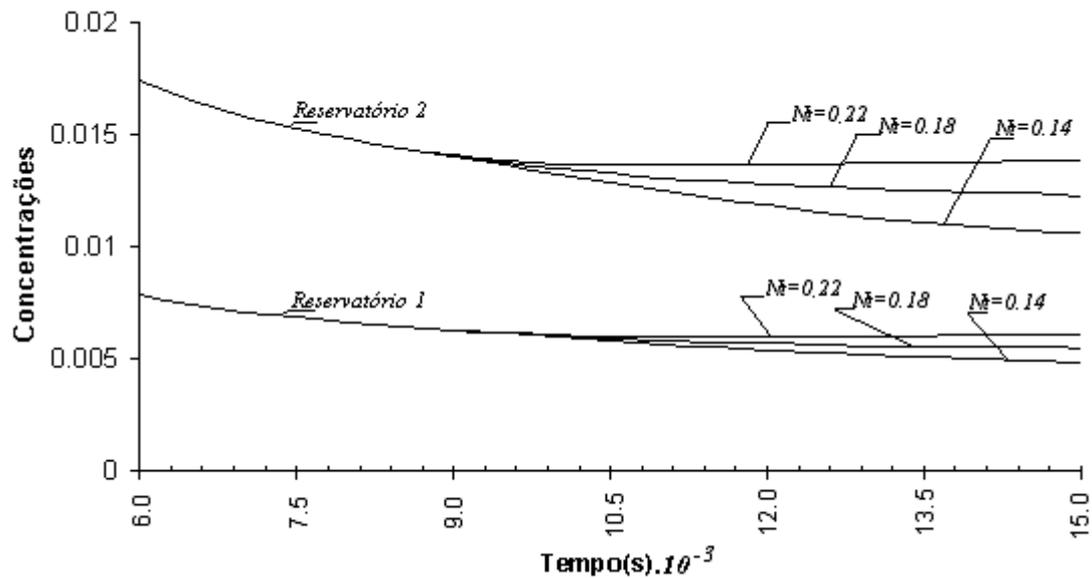


Figura 6.16 Evolução das concentrações \bar{C}_1 e \bar{C}_2 com variação do N_t .

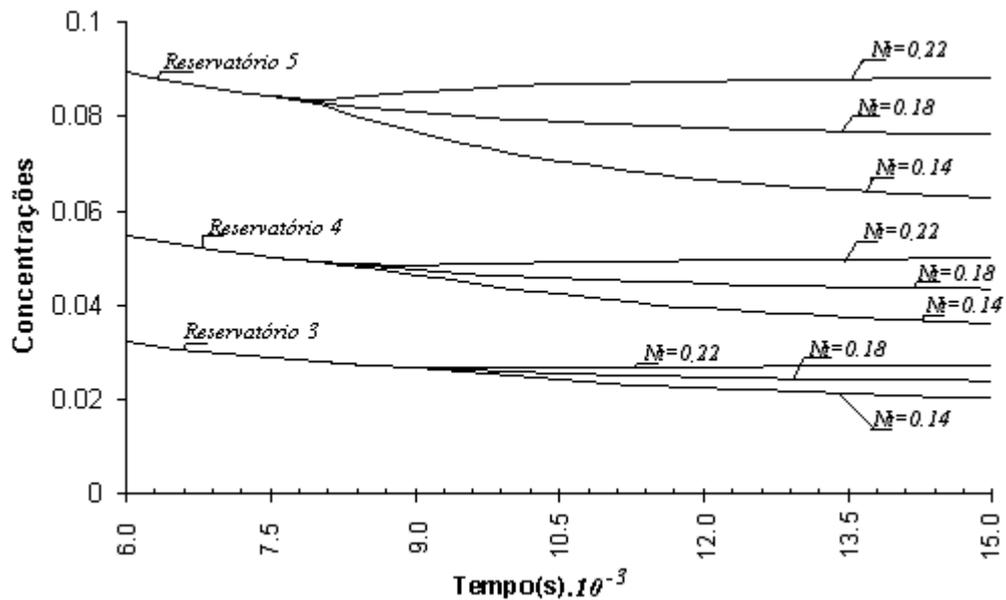


Figura 6.17 Evolução das concentrações \bar{C}_3 , \bar{C}_4 e \bar{C}_5 com variação do N_t .

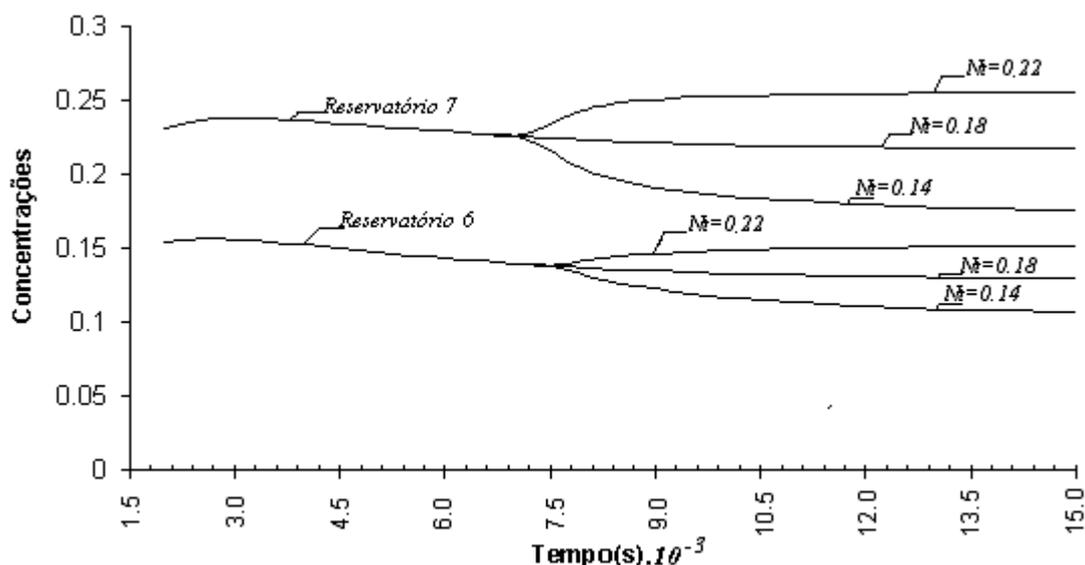


Figura 6.18 Evolução das concentrações \bar{C}_6 e \bar{C}_7 com variação do N_r .

Nas figuras 6.16, 6.17 e 6.18, apresenta-se as evoluções das concentrações nos reservatórios (\bar{C}_m). Observam-se variações com tempos de atraso e tempos de estabelecimento em função do número de reservatórios. Estes tempos para as situações 2 e 3 são mostrados na tabela 6.2. Também pode-se observar o seguinte:

- os valores $\Delta\tau_i$ (tempo de atraso) e E_{τ_i} (tempo de estabelecimento) são funções dos reservatórios e não dependem da alteração do N_r (ou seja, são iguais para as situações 2 e 3);
- os tempos de atraso $\Delta\tau_i$ aumentam linearmente com a diminuição do número de seções (com passo $\Delta t_s \approx 300s$ que corresponde ao tempo de passagem de um vagão por uma seção de percolação $\Delta t_s = 2\Delta t_v = 2 \cdot 150s = 300s$; observa-se que a seção 8 recebe apenas um vagão por isso para a seção 7 o valor $\Delta\tau_7 = 100s$ (ou seja é menor comparada com $\Delta\tau_s$);
- os tempos de estabelecimento E_{τ_i} possuem dependência não linear $E_{\tau_i} = f(m)$ com caráter assintótico; os valores E_{τ_i} aumentam rapidamente para os reservatórios 6 e 7, mas depois este crescimento reduz, diferentemente dos $\Delta\tau_i$ (que dependem principalmente da velocidade do vagão “ u ”), os tempos E_{τ_i} determinam-se por

vários fatores: $u, V_m, V_v, V_b, etc \dots$ e possuem a ordem dos tempos de estabelecimento do regime estacionário ($\approx 4000..5000s$).

Tabela 6.2. Tempos de atraso e estabelecimento nos reservatórios.

Situações	Tempos	\bar{C}_7	\bar{C}_6	\bar{C}_5	\bar{C}_4	\bar{C}_3	\bar{C}_2	\bar{C}_1
2	τ_i	100	400	850	1150	1450	1750	2050
	E_{τ_i}	2300	3500	4050	4250	4450	4650	4850
3	τ_i	100	400	850	1150	1450	1750	2125
	E_{τ_i}	2300	3500	4050	4250	4450	4650	4775

6.4 Variação da altura dos vagões

A altura do leito de matéria-prima (ou altura do vagão) é um parâmetro importante para projeto de extratores. Até agora existem duas abordagens contraditórias para projetar extratores: uma abordagem a camada fina (até $1,5m$) e outra camada grossa ($2m$ acima). De modo geral para determinar qual forma é melhor torna-se necessário avaliar o projeto do extrator por vários aspectos: gastos de energia, custo da parte mecânica do extrator, longevidade da sua estrutura e principalmente perdas de óleo. Este último aspecto pode ser avaliado usando o código ROTO1. Mas para avaliar a influência da altura do vagão nas perdas separando de outros fatores é necessário satisfazer algumas condições:

- 1) Sabe-se que a velocidade vertical da micela por uma seção (V_m) através da camada quase não depende da altura do leito (L_r) do vagão. Esta propriedade pode ser mostrada pelas fórmulas:

$$\Delta p_+ = g\rho_m L_r \quad \text{e} \quad \Delta p_- = \frac{V_m \mu L_r}{k} \quad (6.1)$$

onde Δp_+ - é a força motriz; Δp_- - resistência hidráulica; g - constante da gravidade; ρ_m - densidade da micela; μ - viscosidade da micela; k - constante de percolação.

No estado hidraulicamente estacionário (quando a superfície do leito está coberta de micela), pode-se evidenciar que a força motriz (força da gravidade) e a de resistência hidráulica são iguais e alteram-se proporcionalmente com a mudança da L_r .

Daqui obtém-se:

$$V_m = \frac{kg\rho_m}{\mu};$$

ou seja, a velocidade depende das propriedades da matéria-prima e micela e não depende da altura L_r .

2) Alterando a L_r é necessário manter o fluxo mássico da matéria-prima $\frac{M_n}{\Delta t_v} = const.$,

ou seja, com o aumento da L_r aumenta o volume V_v e conseqüentemente a massa dos flocos no vagão M_n , tornando necessário aumentar proporcionalmente o parâmetro Δt_v (tempo de passagem do vagão na seção de percolação);

3) O fluxo de hexano no extrator q_s tem que ser constante, pois:

$$q_s = Q_T - Q_D = const. \quad (6.2)$$

e

$$Q_D = \frac{V_v \varepsilon_b}{\Delta t_v} = const.; \quad Q_T = 2\varepsilon_b A_v V_m = const.. \quad (6.3)$$

Então nas simulações para avaliar a influência da altura do vagão, alterando L_r é necessário alterar M_n e Δt_v deixando o restante dos dados iniciais (tabela 5.7) constantes. Na tabela 6.3 estão mostrados os dados alterados nas simulações.

Tabela 6.3. Dados usados nas simulações $L_r = var.$, o símbolo * representa regime básico.

$L_r(m)$	0,575	1,15	1,725	2,3 *	2,875	3,345	4,025
$M_n(kg)$	446	892	1338	1784 *	2230	2676	3122
$\Delta t_v(s)$	37,5	75	112,5	150 *	187	225	262,5

Pode-se observar que com a redução da altura, diminui-se a concentração na saída C_S e as perdas P_{ol} aumentam (figura 6.19). Para explicar este efeito observa-se que com redução do L_r diminui o tempo de permanência de uma partícula da matéria-prima no leito de extração. Como resultado cai o tempo de extração e aumentam as perdas. Como conseqüência pela lei de conservação de óleo, reduz a concentração C_S . Baseado no regime básico ($L_r = 2,3m$, Figura 6.19) pode-se comentar:

- para $L_r > 2,3m$ as perdas de óleo reduz-se insignificamente (por exemplo para $L_r = 3,3m$, as perdas tornam-se $P_{ol} = 0,1\%$, enquanto para $L_r = 2,3m$ tem-se $P_{ol} = 0,3\%$), ou seja, não é preciso aumentar a altura mais que $L_r > 2,3m$ (precisa ser considerado

que com aumento da altura a estrutura do extrator torna-se mais pesada, gerando mais gastos com energia);

- para $L_r < 2,3m$ as perdas de óleo crescem bastante (por exemplo para $L_r = 1,5m$ as perdas são $P_{ol}=0,8\%$).

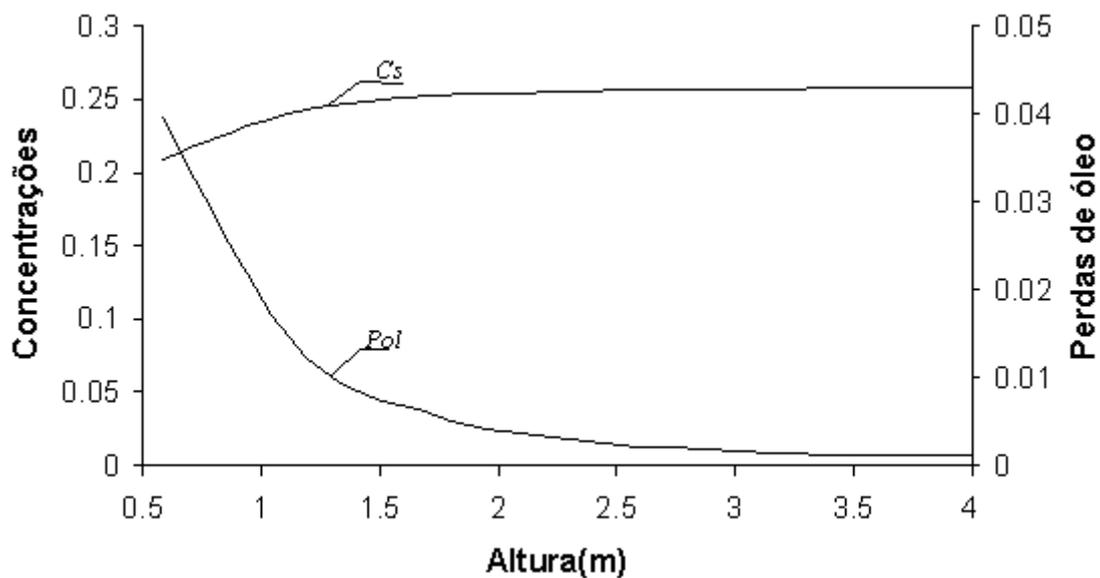


Figura 6.19. Alteração das C_S e P_{ol} em função da altura dos vagões.

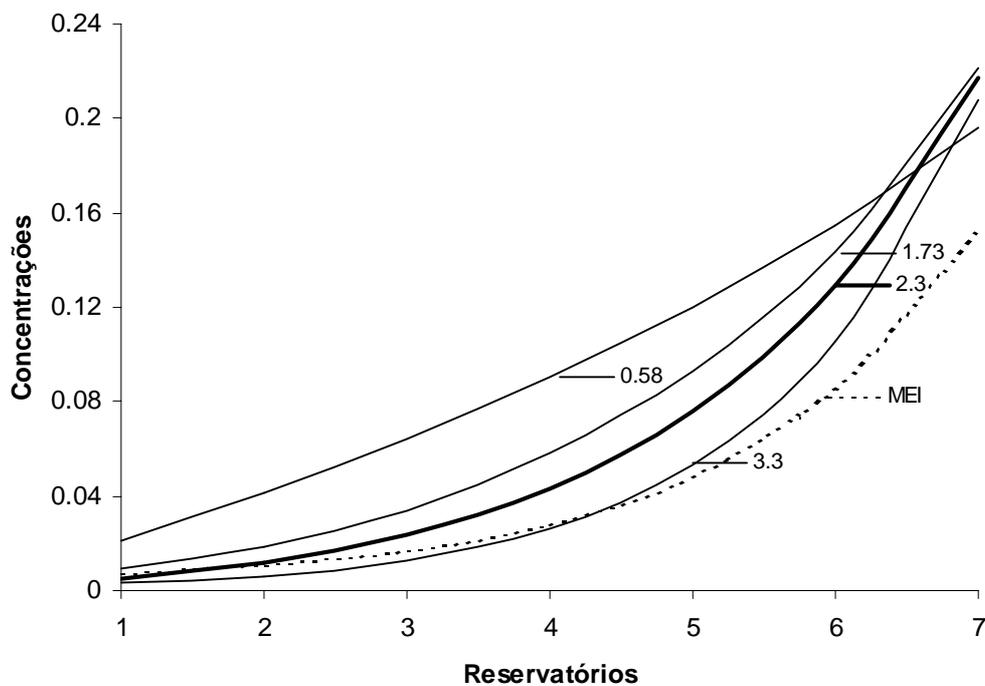


Figura 6.20 Distribuição \bar{C}_m nos extratores com diferentes alturas de vagões.

Destas considerações pode se concluir que no extrator real a altura L_r é perto do valor ideal. Considerando as simulações constata-se que a idéia de camada fina (do ponto de vista das perdas de óleo) possui desvantagens. Por isso, o extrator do tipo Crow-Model (onde se aplica abordagem de camada fina) para abaixar as perdas de óleo inclui de 10 até 14 seções de percolação.

Na figura 6.20, estão apresentadas as distribuições das concentrações nos reservatórios \bar{C}_m . Observa-se que nas seções de lavagem 1, 2, 3, 4, e 5 têm-se concentrações mais altas e comportamento mais linear quando a altura é reduzida, mas nas seções de lavagem 6 e 7 a concentração é mais elevada para vagões que possuem altura maior. Mas para o MEI as distribuições \bar{C}_m são independentes da altura, pois os fluxos de hexane e da matéria-prima são constantes. Então de novo pode-se destacar que o MEI não é adequado para processos que ocorrem em extratores reais.

6.5. Alteração do número de vagões mantendo a velocidade V_m constante

No projeto de um extrator é importante determinar o número ideal de seções de percolação no campo de extração de uma área já prescrita. Por exemplo, o extrator apresentado na tabela 5.7 possui 8 seções (7 com 2 vagões e 1 com 1 vagão) e 3 vagões (drenagem, descarga e carregamento), com um número total de vagões $N_v = 18$. Mas pelo código ROTO1 desenvolvido em linguagem C, podem-se prever as características dos extratores com outros números de seções. Para separar outros fatores é necessário satisfazer as condições:

- fluxo da matéria-prima é constante: $\frac{M_n}{\Delta t_v} = G_n = const.$;
- velocidade V_m é constante;
- soma da área total dos vagões é constante ($A_\Sigma = (2m_{s+1})A_v = const.$).

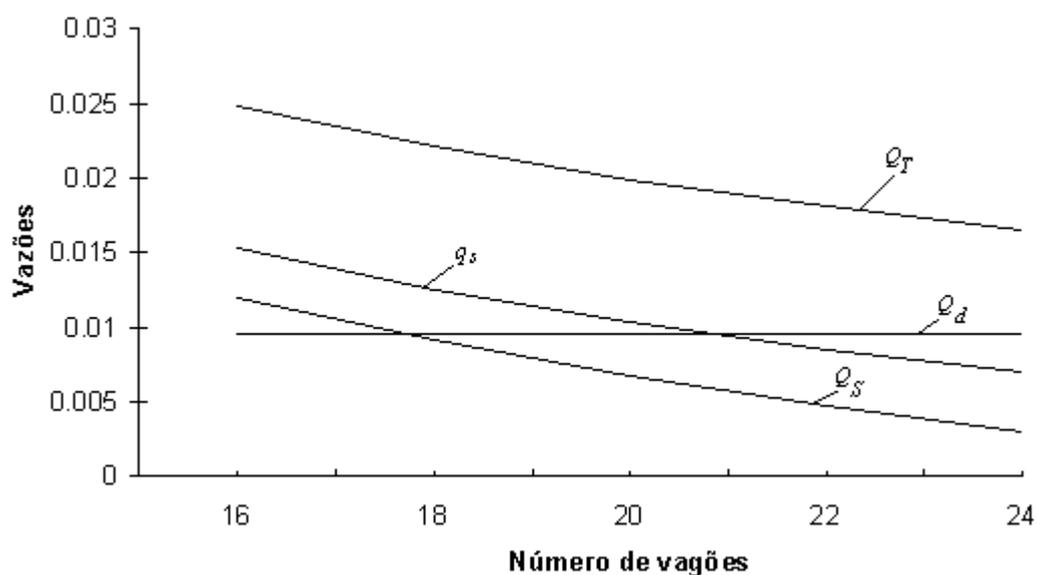
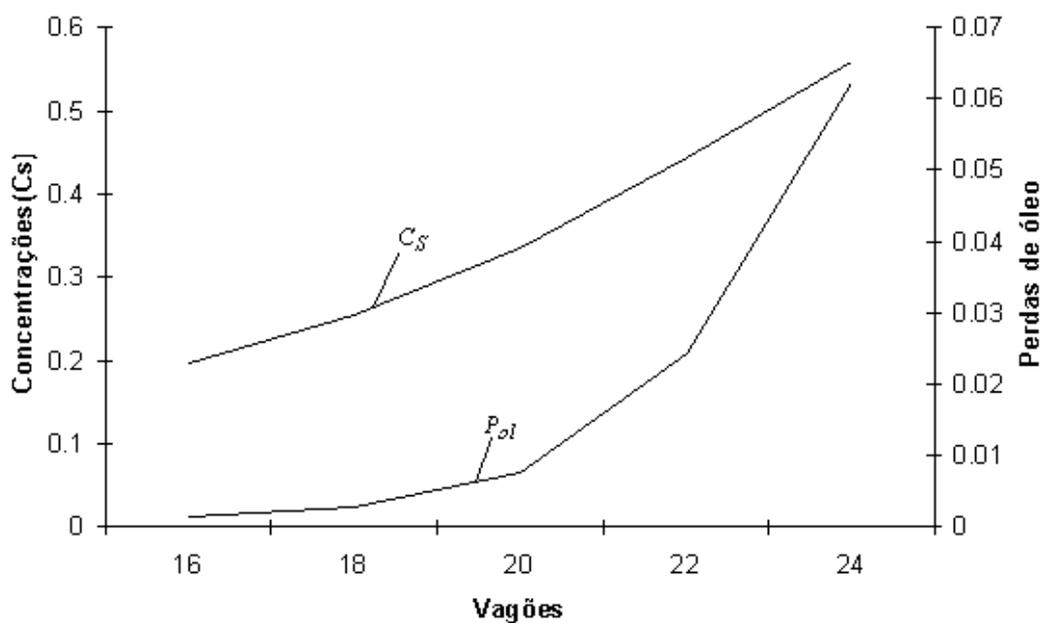
Então variando m_s serão alterados os parâmetros: N_v , M_n , Δt_v , A_v , q_s pelas fórmulas:

$$N_v = (2m_s + 1) + 3; A_v = \frac{A_\Sigma}{N_v}; Mn = A_v L_r \rho_{Mn}; \Delta t_v = \frac{Mn}{G_n} \text{ e } q_s = \varepsilon_b \left(A_v V_m - \frac{G_n}{\rho_{Mn}} \right).$$

Simulações numéricas foram realizadas para $m_s=6..9$ e dados iniciais alterados apresentam-se na tabela 6.4.

Tabela 6.4. Dados iniciais alterados nas simulações para $m_s = var..$

m_s	N_v	M_n	Δt_v	A_v	V_m	q_s
6	16	2007	168,75	1,76	0,017683	15,26
7	18	1784	150	1,56	0,017683	12,5
8	20	1605,6	135	1,4	0,017683	10,3
9	22	1459,64	122,73	1,28	0,017683	8,49

Figura 6.21 As vazões de micela (q_s, Q_D, Q_S, Q_r) em extratores com diferentes N_v .Figura 6.22 Concentração C_S e perdas de óleo P_{ol} em extratores com diferentes números de vagões.

A figura 6.21 apresenta as vazões de micela e na figura 6.22 as concentrações C_S e as perdas P_{ol} em função de números de vagões no regime estacionário. Observa-se que as concentrações C_S e as perdas P_{ol} reduzem-se com a diminuição do N_v . Neste caso aumenta-se q_S (tabela 6.5.1 e figura 6.21), pois aumenta Q_T (fórmula 6.4.3) e $Q_D=const.$. Ao mesmo tempo o valor de Q_p (fluxo da seção de carregamento) quase não se altera. Por isso, $Q_S = Q_T - Q_p$ aumenta significativamente, e pela lei de conservação de óleo a concentração C_S cai. As perdas P_{ol} caem por causa da diminuição geral das concentrações da micela C no campo de extração (figura 6.23).

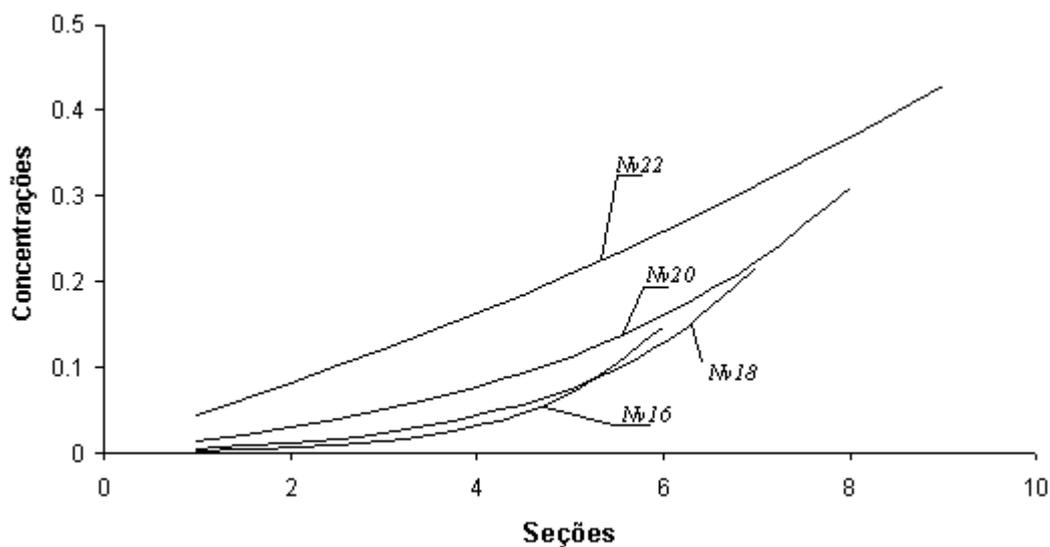


Figura 6.23 Distribuição das concentrações \bar{C}_m e C_S em extratores com diferentes N_v .

No resultado o termo de transferência de óleo $\frac{k_f a_p}{\epsilon_b}(C^P - C)$, da equação 4.7, aumenta conduzindo a uma diminuição das perdas. Então alterando o número de vagões relativamente da variante básica $N_v=18$, com uma mesma área horizontal do campo de extração ($A_\Sigma = const.$), obtém-se os efeitos:

- com a redução do N_v tem-se uma diminuição insignificante da P_{ol} (efeito positivo), porém diminui essencialmente a C_S (efeito negativo);
- com o aumento do N_v , aumenta consideravelmente as P_{ol} (efeito negativo), porém melhora a C_S (efeito positivo).

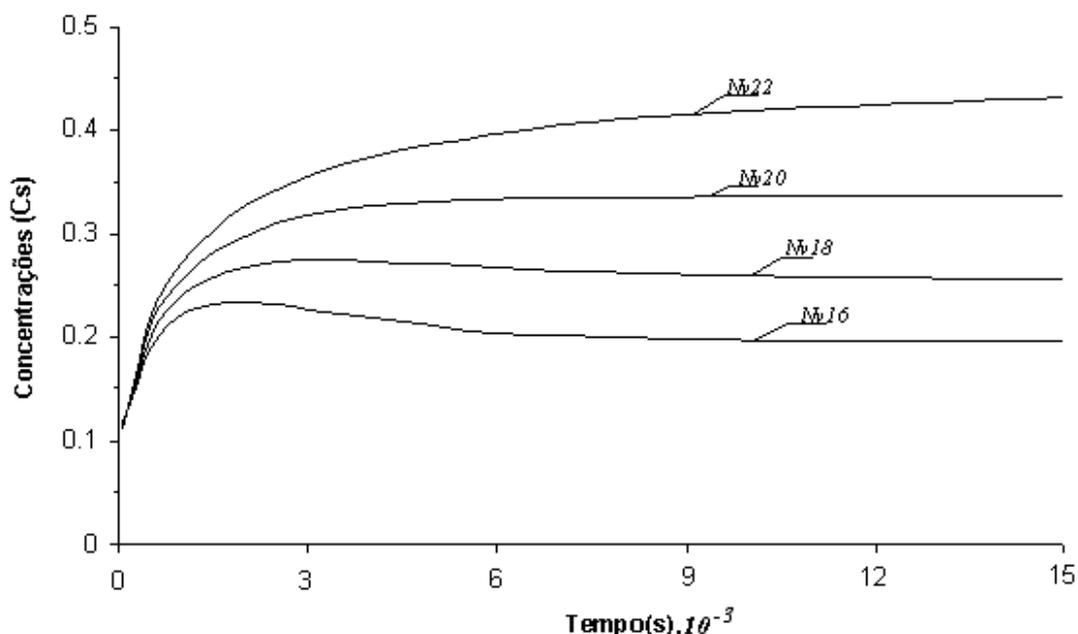


Figura 6.24. Evolução das concentrações (C_S) para os extratores com diferentes números de vagões.

Na figura 6.24 apresentam-se as evoluções das concentrações na saída C_S para extratores com diferentes números de vagões. É visível que para pequenos N_v a concentração C_S altera-se com um valor máximo, mas para $N_v > 18$ a evolução C_S é monotônica. Este efeito determina-se pela relação entre a quantidade inicial de óleo (M_{ol}^{in}), e a quantidade de óleo no estado estacionário (M_{ol}^{st}) no campo de extração. Se o valor M_{ol}^{in}

é maior do que M_{ol}^{st} , então a C_S tem que evoluir com um valor máximo caso $N_v < 18$. Mas se $N_v > 18$ as concentrações C_S do regime estacionário são altas (figura 6.22), portanto $M_{ol}^{st} \geq M_{ol}^{in}$. Nos resultados observa-se que a evolução do C_S é monotônica.

6.6 Simulação das características da extração com solvente tipo álcool

Atualmente o processo de extração de óleo vegetal utiliza como solvente o hexano, que tem um custo alto para a indústria. Desta forma existe a necessidade de usar um solvente alternativo que seja eficiente e tenha baixo custo. Neste item, apresentam-se simulações que utilizam os dados iniciais da tabela 5.7, onde são modificadas as propriedades do solvente (hexano para o álcool).

O objetivo destas simulações, não é somente prever características de extração por álcool, mas também para dar um exemplo de como pode ser redimensionado o extrator para melhorar o seu rendimento. As propriedades do álcool, necessárias para as simulações foram encontradas em Cussler, 1997, onde $\rho = 0,790 \text{ g/m}^3$; $\mu = 0,701.e^{-3} \text{ Pa.s}$ e calculando pelos dados experimentais apresentados em Abraham, 1988, conduz a constante de equilíbrio $E_d^v \approx 1,0$. As simulações foram realizadas com as mesmas propriedades da matéria-prima $\varepsilon_p, \varepsilon_b, a_p, d_p$ e seu consumo $M_n/\Delta t_v$, e inicialmente com mesmos parâmetros geométricos como a_v, V_v, L_r .

Também foi considerada a limitação pela velocidade média horizontal do álcool V_m^a , que foi calculada, pela fórmula:

$$V_m^a = \frac{V_m^{ol} \mu_{ol} \rho_a}{\mu_a \rho_{ol}} = 11,2 \text{ mm/s}.$$

Neste caso, através das formulas (4.22), (6.4.2), tem-se:

$$Q_T \cong 9,5 \text{ L/s}; \quad q_S \cong 4,4 \text{ L/s}.$$

Os resultados desta primeira simulação (S1), apresentam-se nas figuras 6.25, 6.26. A análise comparativa das C_S, C_m^p dos solventes hexano e do álcool (figura 6.25), mostra que a simples troca do solvente não produz os resultados satisfatórios, pois apesar do valor C_S do álcool ser aceitável, a perda de óleo usando álcool são altas (figura 6.26), a causa principal destas perdas é a pequena diferença $\Delta C = C_m^p - C_S$, para álcool: $\Delta C(\text{álc.}) = 0,001$ em comparação com $\Delta C(\text{hex.}) = 0,132$, que conduz a uma baixa taxa de transferência de óleo da fase poro para bulk. Observa-se que o pequeno valor de $\Delta C(\text{álc.})$ é provocado pelo valor alto da constante de equilíbrio.

Para melhorar as características da extração foi proposto um aumento em 2 vezes da área transversal de cada vagão, mantendo o mesmo número de seções (S2). Neste caso, o extrator também o raio médio e a grandeza M_n (mantendo o consumo da matéria-prima $M_n/\Delta t_V = cont.$). Então aumentando Δt_V em 2 vezes e considerando $V_m(alc.) = const.$ o fluxo da entrada de álcool no extrator torna-se $q_s \cong 18L/s$.

Os resultados desta simulação S2 são mostrados nas figuras 6.27, 6.28, em comparação com os resultados de S1. A figura 6.27 mostra que a concentração C_S no caso S2 reduz-se consideravelmente. A causa deste efeito é o aumento do $Q_S(S2)$ em relação $Q_S(S1)$. A diferença $\Delta C = C_{in}^p - C_S$ aumenta $\Delta C(alc.) = 0,045$ que conduz o crescimento da taxa de transferência de massa entre as fases poro e bulk e contribui para a redução essencial das perdas (P_{ol}) (Figura 6.28).

Nos resultados, as perdas de óleo P_{ol} caem essencialmente de 17.86(%) para 0.8(%), continuando sendo grandes. Para diminuí-las, aumenta-se o número de seções (m_s) de 7 para 9 variante S3. Neste caso o raio médio do extrator fica aproximadamente 20% maior, os outros dados não se alteram. Os resultados desta simulação apresentam-se na tabela 6.5, juntamente com os resultados das outras simulações, inclusive a simulação do regime básico com o uso de hexano. Observa-se que a concentração C_S em S3 aumentou em 2% e as perdas P_{ol} diminuíram em 40% em relação a S2, tornando aceitáveis.

Tabela 6.5. Distribuição das concentrações nos reservatórios e perdas de óleo (regime estacionário) para variantes S1, S2 e S3.

	$C_S(\%)$	$P_{ol}(\%)$	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9
Hexano	0,2559	0,3	0,005	0,012	0,024	0,043	0,076	0,129	0,217	-	-
S1	0,2328	17,8	0,177	0,213	0,226	0,23	0,232	0,233	0,233	-	-
S2	0,1609	0,8	0,008	0,016	0,028	0,045	0,067	0,098	0,138	-	-
S3	0,1646	0,5	0,005	0,009	0,016	0,025	0,037	0,053	0,075	0,104	0,143

Onde: C1 a C9 são concentrações médias nos reservatórios.

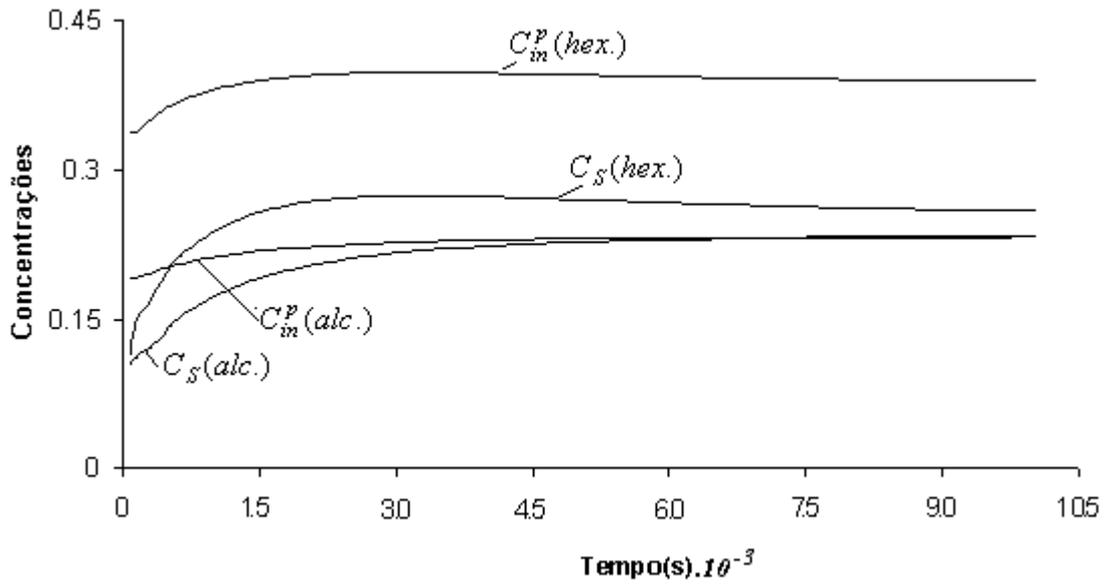


Figura 6.25. Evolução das concentrações C_S, C_{in}^p com uso de solventes diferentes num mesmo extrator(Caso S1).

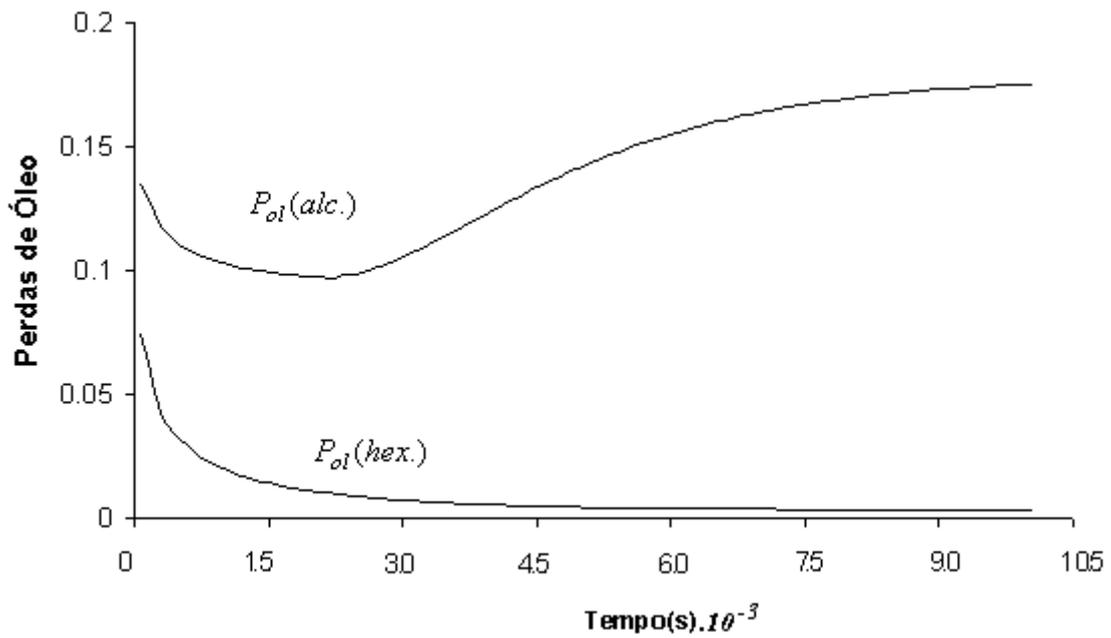


Figura 6.26. Distribuição das perdas de óleo P_{oi} com uso de solventes diferentes num mesmo extrator(Caso S1).

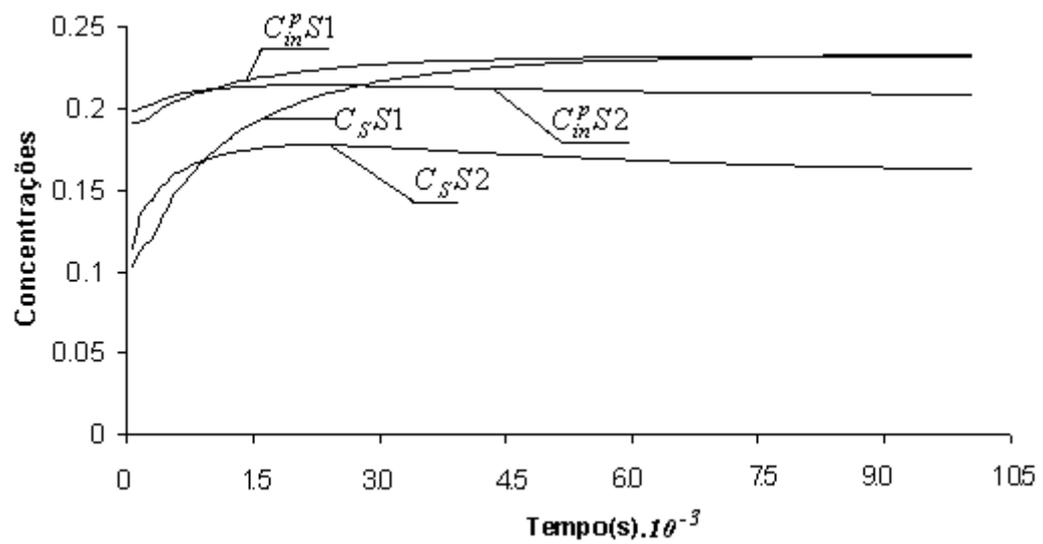


Figura 6.27 Evolução das concentrações C_S, C_{in}^p para extratores nas variantes S1 e S2.

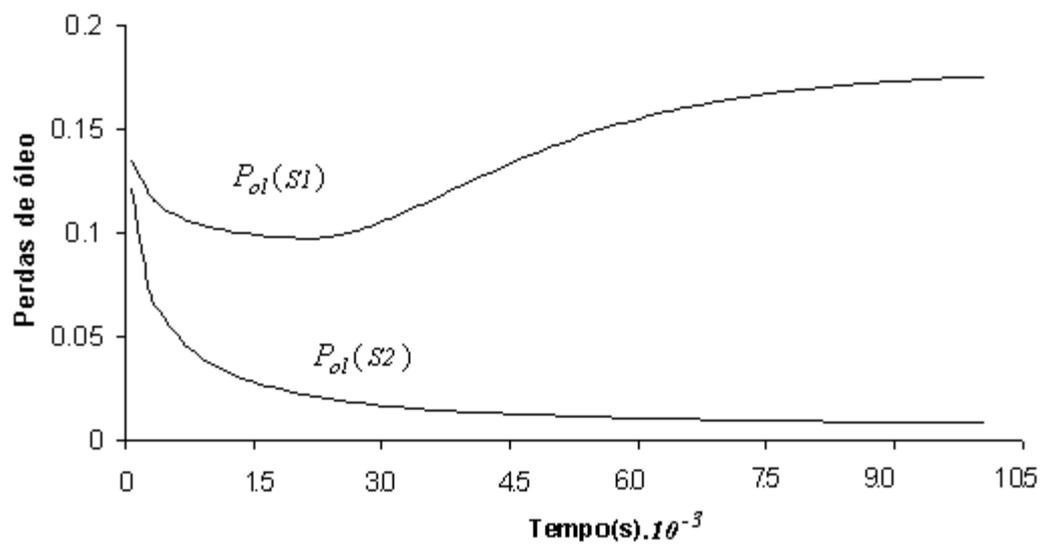


Figura 6.28. Evolução das perdas de óleo para S1 e S2.

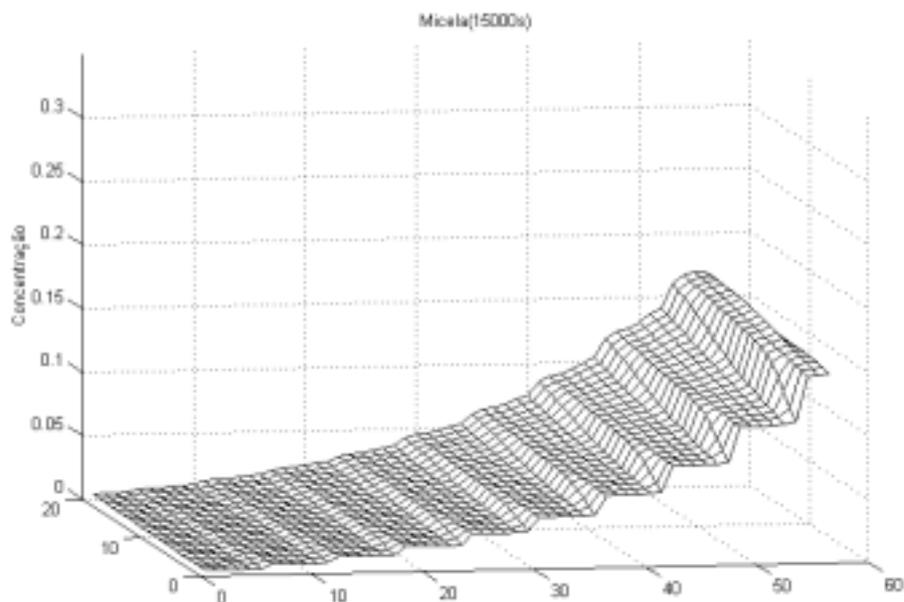


Figura 6.29 Distribuição das concentrações C no estado estacionário para extrator da variante S3 solvente álcool.

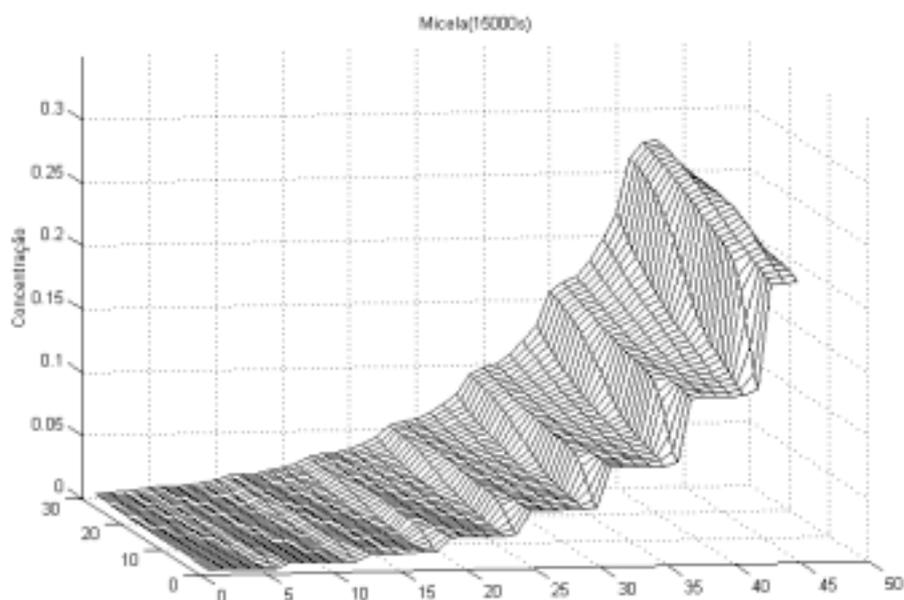


Figura 6.30 Distribuição das concentrações C no estado estacionário para extrator do variante S1.

Na figura 6.29, observa-se o estado estacionário das concentrações da fase bulk na variante S3 usando álcool e na figura 6.30 a mesma concentração no campo de extração na variante S1 com o solvente hexano. Verifica-se um comportamento semelhante, porém com diferente caráter de distribuição de concentrações e o número de seções de lavagem.

As simulações realizadas mostram que para um extrator de óleo vegetal trabalhar com boa produtividade (utilizando álcool como solvente) é necessário ampliá-lo, o que conduz a um alto custo de instalação (aumento do número de bombas, do transportador, suas dimensões, etc...). Também aumentam os gastos de energia no processo de evaporação, ou seja, também o baixo custo do álcool pode não compensar o crescimento do custo da instalação e gasto com energia.

Pode-se verificar através das simulações que o código e o modelo matemático desenvolvido permitem prever as características do processo de extração para diferentes tipos de solventes, revelando um solvente mais eficiente e de baixo custo. Também é possível alterar as dimensões do extrator de forma a contribuir na projeção de novos extratores, ou alterar características dos extratores existentes, em busca da otimização de gastos.

7. CONCLUSÃO

O Brasil, principalmente, o Rio Grande do Sul, possui várias indústrias de óleo vegetal que utilizam extratores do tipo Rotocell, em particular as indústrias de óleo vegetal de Cruz Alta (Coimbra Clayton Ltda) e Santa Rosa (Câmera Indústria e Comércio Ltda). Analisando a bibliografia da área e após algumas visitas às indústrias, observa-se que é muito importante melhorar as características dos extratores e a modelagem matemática pode, essencialmente, ajudar na criação de novos esquemas de extratores e melhorar o seu funcionamento. Buscando nas bibliografias os dados e informações sobre extratores, percebe-se que não há modelos matemáticos fenomenológicos do extrator Rotocell. Somente encontra-se modelos de variantes laboratoriais[Majundar, 1995] ou modelos essencialmente empíricos[Karnofsky, 1986, Abraham, 1988]. Baseado, nisso o objetivo principal desta tese foi a criação de um modelo matemático fenomenológico e com aplicativo correspondente para um extrator Rotocell.

Inicialmente, foi criado um esquema físico que considera os seguintes fenômenos: difusão de óleo pela micela; transferência de óleo entre as fases bulk e poro; variação da massa específica e viscosidade da micela, interação da matéria-prima e da micela por meio de fluxos contra corrente cruzados, etc.

Também foi elaborado um modelo matemático que inclui: o submodelo do campo de extração(considerando a existência de vagões); os submodelos da drenagem e do carregamento; reservatórios e fluxos dentro do extrator; condições de contorno e iniciais, que estabelecem ligações entre todos os submodelos. Na forma final, o modelo acoplado apresenta-se em termos de redes neurais artificiais, que possibilita operar com tempos discretos e contínuos, permitindo a simulação numérica deste extrator industrial, o treinamento adequado da rede, sua identificação, e o acompanhamento em tempo real, no caso da implantação do modelo em uma indústria.

O modelo matemático na forma de RNA, permitirá com facilidade acoplar modelos dos equipamentos que se associam ao processo de extração, treinar elementos isolados do extrator, prever as melhores condições de sua operação do extrator, e quando trabalhado junto a indústria, contribuirá para ajustar o equipamento. Nesta abordagem também analisando os resultados de cálculos junto com os dados experimentais obtidos no extrator pode-se pesquisar qual a melhor forma de preparação da matéria-prima, ou quais as características ideais da matéria-prima que tornaram o processo de extração mais eficiente. O modelo matemático na forma de RNA está apresentado por equações diferenciais ordinárias e resolve-se pelo método de Runge-Kutta de 4ª ordem.

A validação teórica do modelo e aplicativo foi realizada através da alteração dos tamanhos da malha, do teste pela lei de conservação do óleo e verificação de um único estado

estacionário independente da distribuição inicial das concentrações C, C^p, \bar{C}_m . Um estudo experimental foi realizado com o objetivo de apoiar, validar e identificar o modelo matemático, devido a falta de dados na bibliografia sobre as características da matéria-prima. Nestes experimentos foram determinadas as porosidades das fases poro (ε_p) e bulk (ε_b); a constante de equilíbrio entre as fases poro e sólida E_d ; as massas específicas do solvente (ρ_{he}), da matéria-prima (ρ_{MP}) e o diâmetro da partícula (d_p).

Como foi mencionado, na bibliografia disponível não foram encontrados modelos semelhantes ao modelo desenvolvido nesta tese. Mas pode-se destacar alguns que estão ligados ao assunto, e que tiveram papel importante para criação do modelo desenvolvido, entre eles aparecem:

- várias versões do método de estágios ideais [Lydersen, 1983, Vian, 1972], estes modelos não consideram as distribuições de concentrações dentro de um estágio ou seja, de uma seção de percolação, e não são fenomenológicos, por isso para projetar os extratores usando MEI é necessário um apoio experimental de grande investimento;
- os modelos empíricos [Karnofsky, 1986, Abraham, 1988], usam projetos de extratores para os quais existem os protótipos com características aproximadas e são gerados pela coleta e ajuste de uma grande quantidade de dados experimentais de extratores reais;
- o modelo fenomenológico de leito fixo [Majundar, 1995], considerou vários conceitos e fenômenos importantes na área de extração de óleo, e teve importante contribuição no modelo desenvolvido;

Os resultados obtidos pelo aplicativo desenvolvido foram comparados com os dados experimentais coletados no extrator industrial da Empresa Coimbra Clayton, Cruz Alta, e com cálculos realizados pelo método de estágios ideais e nota-se resultados satisfatórios para ambos, mas o MEI não é sensível aos parâmetros construtivos da instalação e as características da matéria-prima.

Nas pesquisas numéricas foram feitas simulações para os regimes transientes com distribuições iniciais uniforme e “industrial”. Analisando estes regimes foram observados alguns efeitos cientificamente e praticamente interessantes (no campo de extração):

- aparecimento e passagem de ondas de concentração nas seções de percolação;
- o surgimento e evolução de degraus de concentrações nas primeiras seções de percolação;
- estabelecimento dos degraus de concentrações entre todas as seções;
- encontro e evolução do máximo da concentração C na última seção.

Também foram realizadas simulações numéricas com o objetivo de avaliar as principais características do extrator em função da sua geometria, características da matéria-prima e tipo de solvente. Entre as simulações têm-se:

- a variação do N_t pelo tempo, onde observou-se que com o aumento do N_t a concentração C_S cresce, surgimento de valores máximos, devido ao excesso inicial de óleo no campo de extração; o tempo de atraso é pequeno para as C_S e é grande para F_{op} ;
- variação da altura dos vagões, nesta pode-se observar que com a redução da altura, diminui-se a concentração na saída C_S e as perdas P_{ol} aumentam, e com o aumento da altura a estrutura do extrator torna-se mais pesada, gerando mais gastos com energia, notou-se que a altura utilizada no extrator real está próxima da altura ideal;
- variação do número de vagões, com a redução do N_v tem-se uma diminuição insignificante da P_{ol} , porém diminui essencialmente a C_S ;
- uso de álcool como solvente alternativo, mostra que a simples troca do solvente não produz os resultados satisfatórios, pois apesar do valor C_S do álcool ser aceitável, a perda de óleo usando álcool são altas; quando muda-se parâmetros do extrator, verifica-se que para um extrator de óleo vegetal trabalhar com boa produtividade é necessário ampliá-lo, o que conduz a um alto custo de instalação.

No futuro para dar continuidade a este trabalho, sugere-se:

- criar uma instalação laboratorial do tipo leito fixo para determinar várias características da matéria-prima com maior precisão nas medições, para contribuir na modelagem dos processos do extrator real;
- melhorar a tecnologia de obtenção e apresentação de resultados, adicionar o aplicativo por arquivos e funções acopladas à RNA;
- participar em projetos de novos extratores em conjunto com as indústrias de fabricação de extratores;
- implantar o modelo nas empresas de extração de óleo usando as vantagens do modelo na forma de RNA;
- simular novos solventes e tipos de matéria-prima no processo de extração.

BIBLIOGRAFIA

- Abraham, G., Hron, R. J., Koltin, S.P., 1988. “**Modeling the Solvent Extraction of Oilseeds**”, JAOCS, v. 65, n1, Champaign, Jan., p.129-135.
- Almeida, R. M., Biscaia Jr., E. C., Cavalcante Jr., C. L.,1997. “**Simulação da difusão bi-componente em coluna de adsorção pelo método da colocação ortogonal em elementos finitos**”, vol. 4, XVIII CILAMCE – Congresso Íbero Latino - Americano de Métodos Computacionais em Engenharia, UnB, p. 1725-1732.
- Anderson, A. J.,1995. “**An Introduction to Neural Networks**”, (The MIT Press).
- AOAC, 1984, “**Official Methods of Analysis of the Association Analytical Chemist**”. 14Ws. Washington, DC.
- Assumpção, R. M. V., Morita, T., “**Manual de Soluções, Reagentes e Solventes- Padronização-Preparação- Purificação**”, Ed. Edgard eb Blücher LTDA, Editora da USP, p. 417-418.
- Azevedo, F. M., Brasil, L. M., Oliveira, R. C. L., 2000. “**Redes neurais com aplicações em controle e em sistemas especialistas**”, Visual Books, Florianópolis.
- Barroso, L. C. et ali, 1987. “**Cálculo Numérico (com aplicações)**”, 2º Ed. Harbra Ltda , São Paulo, 367p.
- Bayley, A. E., 1961. “**Aceites y Grasas Industriales**”, Ed. Reverté S.A., Barcelona, 741p.
- Bear, Jacob., 1972. “**Dynamics of fluids in porous media**”. American Company. Ney York: Elsevier, 762p.
- Bernardini, E., 1985, “**Oilseeds-oils and fats**”, Publishing House B.E. Oil, Rome.
- Bird, B. R., Stewart, W. E, Lightfoot, E. N. “**Transport Phenomena**”, Toppam Company Ltd Tokyo, [196-], 780p.
- Blaw-Knox Company, 1975, “**Method for Detemining Percolation Rate, Total Hold-up, and Drained Hold-up, Blaw-Knox Method 11-12**”, Pittsburg, [194 -], 4p.
- Bockisch, Michael., 1998. “**Fast and oils handbook.**” Illinois: AOCS Press, p.345-445.
- Bortolli, A. L., 1997. “**Numerical Aerodinamical Simulation of Straight Wings Submitted to Transonic Flows**”, vol. 2, XVIII CILAMCE – Congresso Íbero Latino - Americano de Métodos Computacionais em Engenharia, UnB, p. 1013-1020.
- Bredeson, D. K., 1983, “**Mechanical Oil Extraction**”, J. Am. Oil Chem. Soc., 60.
- Brown, G. G. , 1965. “**Operaciones Basicas de la Ingeniaria Química**”, Ed.Marin S.A., Barcelona, 629p.

- Carman, P. C., 1964. "**Fluid flow through a granular bed.** *Trans. Inst. Chem. Eng.*" London, n.3, p.150-156.
- Chien, J. T. et al., 1990. "**Oil Extraction of Dried Ground Corn With Ethanol**", *The Chemical Engineering Journal*, Netherlands, p.103-113.
- Coast, K., 1964. "**Dead-end pore volume and dispersion in porous media**". *Journal. Soc. Petrol. Eng.*, n.3, p.73-84.
- Coats, H. B., Wingard, M. R., 1950. "**Solvent Extraction**", Jaocs, Champaign, Mar., 93p.
- Coefield, "Solvent Extraction of Oilseed", *Chemical Engineering*, New York, p. 19-42.
- Cornell, D., Katz, D. L., 1951. "**Flow Rates Through Soybean Flakes**", *IEC*, v 43, n 4, Washington D. C., Apr., p.992-996.
- Cussler, E. L., 1997. "**Diffusion: mass transfer in fluid systems.**" 2.ed. Cambridge: University of Minnesota, 580 p.
- Daniels, F., Alberty R. A., 1960. "**Físico Química**", Livro Técnico, Rio de Janeiro , 771p.
- Dahlquist, G., Björck, A., "**Numerical Methods**", translated by Ned Anderson, 346p..
- Dorn, W. S., McCracken, D. D., 1978. "**Cálculo Numérico com estudos de casos em Fortran IV**", Ed. Campus Rio de Janeiro, 568p.
- Erickson, David. R., 1995. "**Practical handbook of soybean processing and utilization**". Illinois: AOCS Press, p.56-116.
- Farnsworth, J. T., Johnson, J.P., Wagner, L. R., Watkins, L. R., Lucas, E. W., 1986, "**Enhancing direct solvent extraction of oilseeds by extrusion preparation**", *Oil Mill Gazetteer*.
- Fausett, L., 1994. "**Fundamentals of Neural Networks: Architectures, Algorithms, and Applications**", (Englewood Cliffs, NJ: Prentice-Hall Intern.).
- Ferziger, J. H., Peric, M., "**Computational Methods for Fluid Dynamics**", p.132.
- Fogler, H. S., "**Elements of Chemical Reaction Engineering**", 2^a Ed.
- Foust, A. S. et al., "**Principles of Unit Operations.**", Toppan Company Ltd, Tokyo [196-], 578p.
- Gear, C. W. , 1971. "**The automatic integration of ordinary differential equations**". *Commun. ACM*, v.14, n.3, p.176-180.
- Glasstone, S., 1976, "**Tratado de Física-Química**" ,7 Ed. Aguilar Madrid, 1180p.
- Good, R. D., 1970. "**Theory of Soybean Extraction**" ,em Anais da Annual Convection Tri-State Oil Mill Superintendent Association, 45 th June 16, Walton Beach, Florida.
- Jutan, A. et al., 1977. "**Multivariable computer control of a butane hydrogenolysis reactor: part I. state space reactor modeling.**" *AIChE Journal*, v.23, n.5, p.732-742.

- Haykin, S., 1994. **“Neural Networks: A Comprehensive Foundation”**, (Prentice Hall, New Jersey).
- Hertz J. A., Krogh, A. Palmer, R. G., 1991. **“Introduction to the Theory of Neural Computation”**, (Addison-Wesley Pbl. Co. New York).
- Hildebrand, F. B., 1968, **“Finite Difference Equations and Simulations”**, Prentice-Hall, New York.
- Karnofsky, G., 1986. **“Design of oilseed extractors”**. *JAOCS*, Campaign, v. 63, n. 8, p.1011-1016.
- Karnofsky G., 1987. **“Design of Oilseed Extraction, (Supplement)”**, *JAOCS*, v 64, n 11, Campaign, Nov., p.1533-1536.
- Karnofsky G., 1949. **“Theory of Solvent Extraction”**, *Jaocs*, Campaign, Oct., p.564-569.
- Karnofsky G., Coats H. B., 1950. **“Solvent Extraction II. Soaking Theory of Extraction”**, *Jaocs*, Champaign, Feb., p.51-53.
- Kemper, T. G., 1989, **“Benefits in oilseed processing using the extruder.”**, Speech delivered at the AOCS Conference, May, Cincinnati, OH, Technical Information of French Oil Machinery Co., Pigua, OH.
- Koch, M., 1981, **“Practical Experience with a Process for Enzyne Deactivation of Soybean Flakes Before Extraction and Its Influence on the Oil Quality”**, American Soybean Association Congress, Antwerp.
- Kovács, L. Z., **“Redes Neurais Artificiais: Fundamentos e Aplicações”**, 2^o ed., (Editora Collegium Cognition e Edição Acadêmica).
- Kung S. Y., Diamantaras K.I., 1996. **“Principal Component Neural Networks”**, Theory e Applications.
- Lagolie, F., Hayot, C., 1993. **“One-Dimensional Solute Transport Modelling in Aggregated Porous Média. Model Description and Numerical Solution”**, *Journal of Hidrology*, Amsterdam, p.43-83.
- Langhurst, L. F. , 1951, **“In soybeans and soybean products”**, v.2., edited by K.S. Markley, Interscience Publishers, New York, NY, p. 541-567.
- Lee, A. K. K., 1986. **“Modelling of Supercritical Carbon Dioxide Extraction of Canola Oilseed in Fixed Beds”**. *Jaocs*, Champaign, Jul., p.921-925.
- Lydersen, L. A., 1983. **“Mass Transfer in Engineering Practice”**, John & Sons, New York.
- Maciel Filho, R., 1989. **“Modeling and control of multitubular reactors”**. Thesis, University of Leeds, Leeds.

- Marchi, C.H.; Maliska, C. R.; Bortoli, A. L., 1989. “ **The use of co-located variables in the solutions of supersonic flows.**” In: X CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA MECÂNICA, Rio de Janeiro, p.124-128.
- Maron, M. J., 1987. “**Numerical Analysis-a practical approach**” ,Macmillam Publishing Co., New York 2º Ed., 534p.
- Majundar, G. C.; Samanta A. N.; Sengupta, S. P., 1995. “**Modelling solvent extraction of vegetable oil in a packed bed**”, *JAOCS*, Campaign, v.7, n. 9, p.971-979.
- Miyasaka. S.; Medina J. C., 1981. “**A soja no Brasil**”. Embrapa, p.916-963.
- Milani, D. M. et al., 1997. “**Simulação da infiltração em meio poroso parcialmente saturado através do método de linhas**” In: XX CONGRESSO NACIONAL DE MATEMÁTICA APLICADA E COMPUTACIONAL, Gramado, RS, p.172.
- Moreira, Luis. G.,1998. “**Modelagem matemática do processo de extração de óleo vegetal por solvente, em extrator de leito fixo.**” Ijuí. Dissertação (mestrado em modelagem matemática) – Departamento de Física, Estatística e Matemática, Universidade Regional do Noroeste do Estado do Rio Grande do Sul, 83p..
- Othmer, D. F., Agarwal, J. C., 1955. “**Extraction of Soybeans**” ,CEP New York, Aug., p.372-378.
- Othmer, D. F., Jaatinen W. A., 1959. “ **Extraction of Soybeans**” ,IEC Washington D. C., Apr, 543p.
- Rickles, R. N., 1965. “**Extraction**”, Chemical Engineering, New York, Mar., p.157-162.
- Russel, John B., 1981. “**Química Geral**”. São Paulo: McGraw-Hill do Brasil, 897p.
- Ross, P. J., 1990. “**Efficient numerical methods infiltration using Richard’s equation.**”, *Water Resources Research*, v.26, n.2, p.279-290.
- Rodrigues, M. V., Jacob, B. P., 1997. “**Um esquema híbrido para a solução de problemas de dinâmica estrutural**”, vol. 2, XVIII CILAMCE – Congresso Íbero Latino - Americano de Métodos Computacionais em Engenharia, UnB, 1997, p. 727-734.
- Sawistowski, H., Smith, W., 1967. “**Métodos de Cálculo em los Processos de Transferência de Matéria**”, Ed. Alhambra S. A. Madrid, 466p.
- Schneider, G. E.; Zedan, M., 1981. “**A modified strongly implicit procedure for the numerical solution of field problems, numerical heat transfer**”. *Had end mass transfer*, v.4 p.1-19.
- Schmidt, R. F., “**Neurofisiologia**”, 4^o ed.,(Editora Pedagógica e Universitária).
- Servent, E., 1968. “**Notas para los jefes de Turnos**”, Compãnia Industrial y de Abastecimentos S. A.- Dep. Indusoja, Tarragona, 202p.

- Shreve R. N., Brink Jr., J. A., **“Indústrias de Processos Químicos”**, Instituto de Química, UFRJ, 4ª ed., Ed. Guanabara Rio de Janeiro.
- Silva, J. A.; Borges, Valle, et al., 1997. **“ Simulação de uma coluna de absorção utilizando método de elementos finitos.”** In: XX CONGRESSO NACIONAL DE MATEMÁTICA APLICADA E COMPUTACIONAL, Gramado - RS, p.1820-1828.
- Simeonov E.; Tsibranska I.; Minchev A., 1999. **“Solid-liquid extraction from plants – experimental kinetics and modelling.”** The Chemical Engineering Journal, Netherlands, n.2, p.255-259.
- Sirur, V. G. , 1990. **“Benefits of Tecnal integrated expander systems (TIES) for improves over all operational performance of solvent extraction plants”**. RURIS TECNAL Extraction Systems PVT. Ltda. Regd off: Sirur’s Compound, Karnataka. 13p.
- Sissom, L. E., Pitts, D. R., 1998. **“Fenômenos de Transporte”**, Ed. Guanabara Rio de Janeiro, 765p.
- Smith, B. D., 1963. **“Design of Equilibrium Stage Processes”** , McGraw-Hill Book Company Inc., 647p.
- Tafner M. A., Xerez M. E Filho I. W. R., 1996. **“Redes Neurais Artificiais , Introdução e princípios de neurocomputação”**, Editora Eko, Blumenau.
- Thomas, G. C., Krioukov, V., 2000. **“Simulação numérica da transferência do óleo entre fluxos contra-corrente cruzados em extrator “Rotocell””**, ENCIT 2000, 8^{T H} Brazilian Congress of Thermal Engineering and Sciences, Porto Alegre, RS-Brasil, D:\encit\arquivos\s13\s13p30.pdf.
- Thomas, G, Krioukov, V., Campos, I., 1999. **“ Modelo matemático da extração de óleo em instalação industrial do tipo Rotocell”**. In: XX CONGRESSO_IBERO LATINO AMERICANO E MÉTODOS COMPUTACIONAIS EM ENGENHARIA, 1999, São Paulo, 15p.
- Thomas, G. C., Krioukov, V., Vielman, H, 2001. **“Simulação dos fluxos contra-corrente cruzados aplicado a extração de óleo vegetal”**, CNMAC 2001, “ Congresso nacional de matemática aplicada e computacional”, Belo Horizonte-MG, vol 2, p. 474, UNI-BH.
- Thomas, J.W., **“Numerical Partial Differential Equations – Finite Difference Methods”**.
- Toledo, E. C. V.; Maciel, F. R., 1997. **“ Desenvolvimento de modelos internos e avaliação de controladores avançados em reatores de leito fixo.”** XVII CONGRESSO ÍBERO LATINO – AMERICANO DE MÉTODOS COMPUTACIONAIS EM ENGENHARIA, v.4, Brasília, p.1757-1764.

- Veloso, G. O., et al, 1999. “**Modelo matemático evolutivo 2D na extração de óleo vegetal por solvente em extrator industrial do tipo “De Smet”**”. Dissertação de Mestrado, Ijuí-RS.
- Veloso, G.; Kriukov, V., 1999 “*Mathematical model for extraction of vegetable oil in a industrial installation of the type “De-Smet”*”. In: XV BRAZILIAN CONGRESS OF MECHANICAL ENGINEERING, Águas de Lindóia – SP, 10p.
- Vetterling, W. T. et ali, 1988. “**Numerical Recipes in C: The Art of Scientific Computing**”, Cambridge University Press, vol.1, 735p.
- Villadsen, J.; Michelsen, M. L., 1978. “**Solution of differential equation models by polynomial approximation**”, New Jersey: Prentice-Hall, 242p.
- Vian, A., Ocon, N, J., 1977 , “**Elementos de Ingenieria Quimica**”, Aguilar S. A., Madrid, 812p.
- Widrow B., Lehr A. M., “**Backpropagation and its Applications**”, (Neural Network Computing for the Electric Power Industry".
- Wingard, M. R., Shand W. C., 1949. “**The Determination of the Rate of Extraction of Crude Lipids from Oilseeds with Solvents**”, Jaocs, Champaign, Aug., p.422-426.
- Wingard, M. R., Phillips R. C., 1951. “**Solvent Extraction IV The effect of Temperature on Extraction Rate**”, Jaocs, Champaign, Apr., p.149-152.
- Weiss, T. F., 1996. “**Cellular Biophysics - Electrical Properties**”, (The MIT Press, Massachusetts).
- Wrobel, L. C. et ali, 1989. “**Métodos Numéricos para Recursos Hídricos**”, Associação Brasileira de Recursos Hídricos, Rio de Janeiro, 380p.
- Witte, Sipos, “**The Desolventizer-toaster Process for Soybean Oil Meal**”, J. Am. Chem. Soc.