

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA
DEPARTAMENTO DE PROCESSOS QUÍMICOS

***MODELAGEM E SIMULAÇÃO DO PROCESSO DE SEPARAÇÃO DE
ÓLEO DE SOJA-HEXANO POR EVAPORAÇÃO***

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

ALINE FERRÃO CUSTÓDIO
Engenheira de Alimentos

Prof. Dr. RUBENS MACIEL FILHO
Orientador

Dr. DAITON DE FREITAS REZENDE
Co-Orientador

NOVEMBRO, 2003

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

C969m	Custódio, Aline Ferrão Modelagem e simulação do processo de separação de óleo de soja-hexano por evaporação / Aline Ferrão Custódio. --Campinas, SP: [s.n.], 2003. Orientadores: Rubens Maciel Filho, Daiton de Freitas Rezende. Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química. 1. Modelagem. 2. Óleo de soja. 3. Evaporação. 4. Extração por solventes. 5. Simulação por computador. I. Maciel Filho, Rubens. II. Rezende, Daiton de Freitas. III. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. IV. Título.
-------	--

Dissertação de Mestrado defendida por Aline Ferrão Custódio e aprovada em 10 de dezembro de 2003 pela banca examinadora constituída pelos doutores:

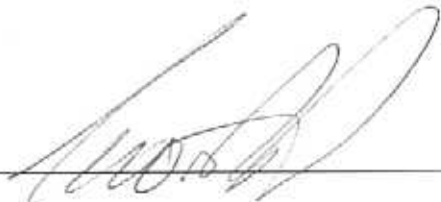


Prof. Dr. Rubens Maciel Filho

Orientador

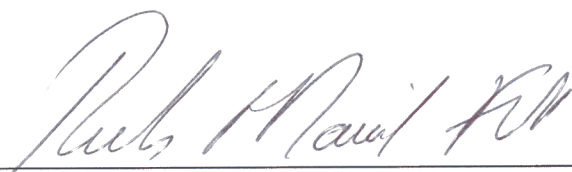


Prof. Dr. Roger Josef Zemp



Dr. César Benedito Batistella

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

A handwritten signature in dark ink, reading "Rub. Maciel Filho", is positioned above a horizontal line.

Prof. Dr. Rubens Maciel Filho
Orientador

**Dedico aos meus pais e aos meus avós,
pelo amor, motivação e principalmente
pelo exemplo de dignidade e respeito.**

AGRADECIMENTOS

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

A toda minha família, meus pais, meu irmão, tios e aos meus queridos avós, pelo incentivo, pela confiança e pelo carinho que sempre tiveram comigo.

Ao Charleston, pelo amor, carinho e paciência, que foram fundamentais para a realização deste.

Ao Prof. Dr. Rubens Maciel Filho pela amizade, compreensão, apoio e principalmente pela orientação.

Ao Dr. Daiton de Freitas Rezende pela orientação fornecida no decorrer da realização deste trabalho.

Ao prof. Dr. Martín Aznar, pela ajuda de todos os momentos, principalmente com relação ao método UNIFAC.

Ao prof. Dr. Roger Josef Zemp e ao Dr. César B. Batistella, pelos comentários e sugestões que propiciaram o enriquecimento deste trabalho.

Ao Departamento de Processos Químicos (DPQ) da Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP) pelo fornecimento de toda estrutura necessária ao desenvolvimento deste trabalho.

Aos integrantes do Laboratório de Otimização Projeto e Controle Avançado (LOPCA) pela colaboração na realização do projeto.

Aos amigos do curso de mestrado, que em pouco tempo demonstraram o quanto são importantes.

À CAPES pelo apoio financeiro, sem o qual não seria possível a realização do mestrado.

**“ Eu não sou do tamanho da minha altura,
e sim do tamanho do que vejo”**

Fernando Pessoa

RESUMO

Até as duas primeiras décadas do século XX, a extração industrial de oleaginosas se fazia, exclusivamente pelo uso de prensas. As prensas, embora extraíssem um óleo de muito boa qualidade, deixavam resíduos no material sólido (torta) superiores, por exemplo a 5% para grãos como o de soja. Tais resíduos além de implicarem em perda de óleo, afetavam a qualidade da torta, que é também um dos produtos efluentes do extrator. A extração por solvente, por outro lado, é capaz de retirar o óleo, deixando resíduos inferiores a 1%.

Após a extração, os sólidos são encaminhados ao dessolventizador e a micela (mistura óleo-solvente) ao sistema de destilação, composto por dois evaporadores em série e uma coluna de dessorção (*stripping*).

A unidade de evaporação é uma das que mais demandam energia em uma planta de processamento. Assim, a modelagem matemática dinâmica deste processo com vistas à otimização do consumo energético e à avaliação do desempenho de políticas de controle torna-se um requisito decisivo para operação economicamente viável.

O objetivo geral deste trabalho é desenvolver um modelo dinâmico efetuando análises de sensibilidade paramétrica para um evaporador típico da indústria de extração de óleos vegetais, visando a otimização deste processo, ou seja, a recuperação máxima de solvente e o consumo mínimo de energia.

A fim de analisar as condições de operação do sistema, propôs-se um modelo matemático do sistema de evaporação com base no de TONELLI et al. (1990), consistindo em balanços mássicos global e de óleo e de balanço energético em torno do sistema de evaporação.

O programa simulador foi construído em linguagem FORTRAN. Este programa, a partir de informações tais como temperatura, pressão e concentração de alimentação, assim como de quais são os componentes envolvidos, calcula propriedades termodinâmicas tais como temperaturas de ebulição, capacidades térmicas e entalpias de misturas. Desse modo, um mínimo de informações são requeridas, permitindo simulações rápidas do processo de evaporação. O programa computacional elaborado permitiu simulações rápidas e com baixos erros numéricos para o processo de evaporação do solvente em uma unidade de dessolventização do óleo após extração convencional.

Este programa permitiu ainda avaliações de efeitos para os fatores influentes na evaporação. Considerando-se a intensidade das perturbações realizadas e o nível central dos fatores, o fator fração mássica de óleo na entrada foi o que apresentou o maior efeito. Já a velocidade de escoamento do vapor de água de aquecimento foi o fator com o menor efeito no teor de óleo da micela efluente.

ABSTRACT

Until the two first decades of century XX, the industrial extraction of oleaginosas were carried out exclusively by mechanical process. This process allow to extracted oil of very good quality, but it leads the left residues in the solid material (pie) to be very high, for example 5% for grains as of soy. Such residues besides implying in loss of oil, affected the quality of the pie, that is also one of the effluent products of the extractor. The extraction for solvent, on the other hand, is capable to remove the oil, leaving residues to be smaller (1%).

After the extraction, the solids are directed to the dessolventizador and miscella (oil-solvent mixture) to the distillation system. Witch is composed by two evaporators in series and a stripping column.

The unit of evaporation is one that demands for high energy consumption in a processing plant. Thus, the dynamic mathematical modeling of this process with sights to the reduction of the energy consumption and to the evaluation of the performance of control politics becomes a decisive requirement for economically viable operation.

The general objective of this work is to develop a dynamic model of the process witch allow for parametric sensitivity analyze for a typical evaporator for the vegetal oil industry extraction. The aim is to have a tool for either process optimization or maximum recovery of solvent.

The deterministic mathematical model is developed through mass and energy balance equation together with heat and mass transfer parameter correlations.

The simulator was build up in FORTRAN. The software uses operational information as feed temperature, concentration and pressure witch allows for the calculation of the thermodynamic properties such as thermal temperatures of boiling, capacities and enthalpies of mixtures. In this way, a minimum of information is required, allowing fast simulations of the evaporation process.

Through experimental design procedure applied to the deterministic model was possible to identify the main operational variables effects as well as the impact of the extraction array variables has on the process behaviors. The mass oil fraction in the feed was found to have the largest effect. The speed of the water vapor draining for the heating zone was the factor with the loweit effect in the oil miscella effluent.

Keywords: Evaporation, Vegetal Oils, Soy, Mathematical Modeling.

SUMÁRIO

DEDICATÓRIA	i
AGRADECIMENTOS	ii
EPÍGRAFE	iii
RESUMO	iv
ABSTRACT	v

CAPÍTULO I: INTRODUÇÃO

I.1 Colocação do Problema	01
I.2 Objetivos	04
I.3 Estrutura da Tese	04

CAPÍTULO II: REVISÃO DE LITERATURA

II.1 Introdução	07
II.2 Caracterização dos Materiais de Processo	08
II.2.1 Composição dos Óleos Vegetais	08
II.2.1.1 Composição química	08
II.2.1.2 Propriedades Físicas	09
II.2.2 Características Gerais da Fração Hexana do Petróleo	12
II.2.3 Características da Mistura Óleo – Solvente	14
II.2.4 A Água	18

SUMÁRIO

II.3 Descrição da Planta de Obtenção do Óleo Bruto de Soja	20
II.3.1 Preparo Inicial das Sementes	22
II.3.2 Extração do Óleo	26
II.3.2.1 Tipos de Extratores que Utilizam Hexano	28
II.3.3 Recuperação do Solvente do Óleo	32
II.3.3.1 Evolução Operacional na Destilação da Miscela	32
II.3.3.2 A Evaporação do Hexano	35
II.3.3.3 O <i>Stripping</i> do Hexano	38
II.3.4 Remoção do Solvente dos Sólidos	41
II.4 Equipamentos para Evaporação	45
II.5 Conclusão do Capítulo II	61

CAPÍTULO III: MODELO MATEMÁTICO

III.1 Introdução	63
III.2 Evaporador	64
III.3 Modelo Matemático do Evaporador	66
III.4 Conclusão do Capítulo III	75

SUMÁRIO

CAPÍTULO IV: ESTRUTURA DO SOFTWARE

IV.1 Introdução	77
IV.2 Detalhes do Evaporador	77
IV.3 Desenvolvimento do Algoritmo	79
IV.3.1 Algoritmo do Programa Principal	81
IV.3.2 Determinação de Propriedades Físicas	83
IV.3.3 Predição de Coeficientes Globais de Troca Térmica	93
IV.4 Conclusão do Capítulo IV	99

CAPÍTULO V: EQUILÍBRIO LÍQUIDO-VAPOR DO SISTEMA ÓLEO DE SOJA/HEXANO

V.1 Introdução	101
V.2 Equilíbrio Líquido-Vapor	102
V.3 Método Unifac Original	105
V.4 Caracterização dos Componentes	110
V.4.1 Óleo de Soja	110
V.4.2 Hexano	111
V.4.3 Mistura Binária	112
V.5 Resultados Obtidos	113
V.6 Conclusão do Capítulo V.....	121

SUMÁRIO

CAPÍTULO VI : SIMULAÇÃO COMPUTACIONAL DO PROCESSO DE EVAPORAÇÃO DA MISCELA

VI.1 Introdução	123
VI.2 Simulação Computacional	123
VI.3 Análise de Sensitividade Paramétrica	126
VI.3.1 Planejamento Fatorial	126
VI.4 Resultados e Discussões	132
VI.5 Conclusão do Capítulo VI	136

CAPÍTULO VII: CONCLUSÕES E SUGESTÕES

VII.1 Conclusões	137
VII.2 Sugestões	138

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	139
APÊNDICE A: A Soja	147
APÊNDICE B: Revisão de Métodos de Solução de Equações Diferenciais	157
APÊNDICE C: Mecanismos e Correlações para as Transferências de Calor na Condensação e na Ebulição	169
APÊNDICE D: Correlações para as Transferências de Calor por Convecção	197

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura II.1	Esquema geral da obtenção do óleo bruto de soja	21
Figura II.2	Etapas de preparo dos grãos para extração. Adaptado de REZENDE, 1998.	23
Figura II.3	Mecanismo de extração do óleo por solvente	27
Figura II.4	Esquema do projeto original de destilação da miscela, adaptado de PARAÍSO (2001)	33
Figura II.5	Esquema do segundo sistema de destilação da miscela, adaptado de PARAÍSO (2001)	34
Figura II.6	Esquema do terceiro sistema de destilação da miscela, adaptado de PARAÍSO (2001)	36
Figura II.7	Esquema do evaporador vertical de tubos verticais longos ..	37
Figura II.8	Esquema do <i>Stripper</i> . Adaptado de PARAÍSO (2001)	39
Figura II.9	Esquema geral da operação de dessolventização/tostagem ..	42
Figura II.10	Detalhes do Dessolventizador-Tostador. Os pratos superiores visam, sobretudo à remoção de solvente, enquanto os pratos inferiores à tostagem	44
Figura II.11	Evaporador químico com quatro estágios de operação dispostos para alimentação frontal e realimentação. Adaptado de KERN (1980)	48
Figura II.12	Evaporador com tubo horizontal. Adaptado de KERN (1980)	51
Figura II.13	Evaporador com recipiente fechado tipo <i>calandra</i> . Adaptado de KERN (1980)	53
Figura II.14	Disposição típica das chicanas num evaporador tipo <i>calandra</i> . As setas indicam a direção do escoamento do vapor de água. As áreas hachuradas indicam a localização dos pontos de sangria dos não – condensáveis. Adaptado de KERN (1980)	53

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura II.15	Evaporador tipo cesta. Adaptado de KERN (1980) 54
Figura II.16	Evaporador vertical com tubo longo. Adaptado de KERN (1980) 55
Figura II.17	Evaporador vertical com tubo longo e reciclagem. Adaptado de KERN (1980) 55
Figura II.18	Evaporador com circulação forçada com elemento aquecedor interno vertical. Adaptado de KERN (1980) 57
Figura II.19	Evaporador com circulação forçada com elemento externo vertical. Adaptado de KERN (1980) 57
Figura II.20	Evaporador com circulação forçada com elemento externo horizontal. Adaptado de KERN (1980). 57
Figura III.1	Sistema de remoção do solvente da micela 64
Figura III.2	Evaporador vertical de tubo longo empregado para a separação do solvente do óleo extraído 65
Figura III.3	Esquema das correntes de entrada e saída do evaporador ... 68
Figura IV.1	Modelo do Evaporador 79
Figura IV.2	Correntes e especificações de entrada e da saída do evaporador 81
Figura V.1	Triglicerídeo que representa o óleo de soja (OOLi – PM: 883,43 g/mol) 111
Figura V.2	Molécula de hexano (PM: 86,178 g/mol) 112
Figura VI.1	Resposta transiente do evaporador, em termos de temperatura e de concentração de óleo na mistura efluente, após perturbações degraus 125
Figura VI.2	Efeitos principais no teor de óleo da miscela que deixa o sistema de evaporação 133

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela II.1	Composição média do óleo bruto e refinado (Adaptado de ERICKSON, 1987)	10
Tabela II.2	Composição dos ácidos graxos do óleo de soja (Adaptado de ERICKSON, 1987)	10
Tabela II.3	Densidade do óleo de soja em algumas temperaturas (Adaptado de ERICKSON, 1987)	11
Tabela II.4	Viscosidade das soluções de óleo de soja refinado – hexano (Adaptado de ERICKSON, 1987)	11
Tabela II.5.	Calores específicos do óleo de soja (Adaptado de ERICKSON, 1987)	12
Tabela II.6	Composição da fração de “hexano” utilizada para extração de oleaginosas (Adaptado de JOHNSON e LUSAS, 1983) ...	13
Tabela II.7	Pressões de vapor das soluções de óleo de soja – hexano (Adaptado de SMITH e WECHTER, 1950)	15
Tabela II.8	Densidades das mistelas dos óleos vegetais brutos com o hexano comercial (Adaptado de POLLARD e GASTROCK, 1945)	16
Tabela II.9.	Pontos de ebulição das mistelas dos óleos vegetais com o hexano comercial à pressões constantes (Adaptado de POLLARD e GASTROCK, 1945)	16
Tabela II.10	Pressões de vapor das misturas de óleo de algodão – hexano comercial em pontos de ebulição constantes (Adaptado de POLLARD e GASTROCK, 1945)	19
Tabela II.11	Ponto de fulgor versus hexano residual. Adaptado de PARAÍSO (2001)	41
Tabela IV.1	Dimensões do evaporador utilizado no programa simulador	79
Tabela IV.2	Condições operacionais do evaporador	80

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela IV.3	Viscosidade das soluções de óleo de soja refinado – hexano (Adaptado de ERICKSON, 1987)	88
Tabela IV.4	Densidade do óleo de soja em algumas temperaturas (Adaptado de ERICKSON, 1987)	89
Tabela IV.5	Calores específicos do óleo de soja (Adaptado de ERICKSON, 1987)	91
Tabela IV.6	Resumo das equações úteis para a transmissão de calor por convecção forçada no interior de tubos e dutos	97
Tabela IV.7	Correlação de Grimson para a transferência de calor em feixes de tubos com 10 ou mais fileiras (HOLMAN, 1983) ...	99
Tabela V.1	Parâmetros do método UNIFAC. (GMEHLING, 1982)	113
Tabela V.2	Pressões de vapor das soluções de óleo de soja – hexano (Adaptado de SMITH e WECHTER, 1950)	114
Tabela V.3	Conjunto de dados número 1 (SMITH e WECHTER, 1950)	115
Tabela V.4	Conjunto de dados número 2 (SMITH e WECHTER, 1950)	116
Tabela V.5	Conjunto de dados número 3 (SMITH e WECHTER, 1950)	117
Tabela V.6	Conjunto de dados número 4 (SMITH e WECHTER, 1950)	118
Tabela V.7	Conjunto de dados número 5 (SMITH e WECHTER, 1950)	119
Tabela V.8	Conjunto de dados número 6 (SMITH e WECHTER, 1950)	120
Tabela VI.1	Dados de entrada para operação com o sistema de evaporação e perturbações às quais se submeteu esse sistema	124
Tabela VI.2	Respostas para o sistema de evaporação no estado estacionário	125
Tabela VI.3	Valores de um planejamento fatorial com 4 variáveis em dois níveis	128
Tabela VI.4	Resultados do planejamento fatorial	130

CAPÍTULO I : INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

I.1 – INTRODUÇÃO

A soja é a mais importante oleaginosa cultivada no mundo. Seu alto teor de proteínas proporcionou múltiplas utilizações e a formação de um complexo industrial destinado ao seu processamento.

A produção mundial de soja, cujo volume participa do mercado internacional, na formação da oferta e da demanda pelo produto, está restrita principalmente a três países: EUA, Brasil e Argentina. Esses países participam com 80% da produção e 90% da comercialização mundial da soja.

No Brasil, até meados dos anos 60 a soja não tinha importância econômica dentre as culturas principais, como cana-de-açúcar, algodão, milho, arroz, café, laranja e feijão. No entanto, a partir do final dos anos 60, a produção de soja teve crescimento extraordinário, alterando-se sua importância relativa no cenário nacional e internacional.

A produção de soja no Brasil concentrou-se na região Centro-Sul até o início dos anos 80. A partir daí, a participação da região Centro-Oeste aumentou significativamente. A expansão da área cultivada de soja no Brasil é resultado tanto da incorporação de novas áreas, nas regiões Centro-Oeste e Norte, quando da substituição de outras culturas, na região Centro-Sul.

Pode-se dizer que a expansão da cultura da soja foi a principal responsável pela introdução do conceito de agronegócio no país, não só pelo volume físico e financeiro envolvido, mas também pela necessidade da visão empresarial de administração da atividade por parte dos produtores, fornecedores de insumos, processadores da matéria-prima e negociantes, de forma a manter e ampliar as vantagens competitivas da produção.

A industrialização de oleaginosas constitui-se num dos mais importantes setores do sistema agroindustrial, pela importância de seus produtos nas indústrias siderúrgicas, de cosméticos e como matéria prima no processamento de alimentos para o consumo animal e humano, segundo PARAÍSO (2001).

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

Entre as agroindústrias brasileiras, a de extração de óleos vegetais tem tido um certo destaque graças à oferta, em grande escala, de grãos tais como o de soja, o de algodão e o de milho, entre outros. Todavia, entende-se que esta agroindústria está ainda pouco eficiente tanto na produção de óleos comestíveis, que tem sido a sua finalidade preponderante, quanto no aproveitamento de uma grande variedade de óleos vegetais com finalidades outras, por exemplo, como fonte de hidrocarbonetos para a indústria química e como fonte energética, conforme REZENDE (1998).

A extração por solvente, desde seu surgimento, mostrou-se o modo mais interessante de se extrair óleos vegetais de suas matrizes. O sucesso do processo a solvente está em sua capacidade de reduzir a níveis bastante baixos, o resíduo de óleo presente em materiais oleaginosos. O solvente que se estabeleceu, desde o início do processo a solvente, foi a fração hexana do petróleo, que além de vir de uma fonte não-renovável de matéria-prima, traz consigo os infortúnios atrelados ao mercado do petróleo, sendo ainda tóxico e inflamável.

Ao longo dos anos, vários solventes têm sido testados para substituir o hexano. Nenhum, entretanto, conseguiu até o momento, reunir qualidades que superassem as suas, apesar dos mencionados inconvenientes.

A evaporação consiste em uma das mais comuns e importantes operações na Indústria de alimentos, estando presente em plantas tão diversas quanto a de

processamento de leite, de processamento de sucos de frutas, de dessalinização de água, de purificação de óleos vegetais, além de vários outros processos extrativos que demandam purificação após extração por solvente.

A unidade de evaporação é uma das unidades que mais demandam energia em uma planta de processamento. Assim, a modelagem matemática dinâmica deste processo com vistas à otimização do consumo energético e à avaliação do desempenho de políticas de controle torna-se um requisito decisivo para operação economicamente viável.

Quando a unidade de evaporação segue-se à de extração por solvente de produtos com finalidades farmacêuticas ou comestíveis, a garantia de qualidade desse produto exige que se controle de modo preciso e rígido os níveis residuais desse solvente.

A modelagem matemática de processos e a simulação dos mesmos em computador têm permitido avaliações de custos operacionais, determinações de condições ótimas de operação e análises de desempenho de estratégias de controle de modo rápido e pouco dispendioso. Tais análises são de fundamental importância para uma operação segura, para manter o produto efluente do sistema de evaporação dentro de condições pré-estipuladas e ainda para minimizar custos.

Conforme PARAÍSO (2001), um estudo mais aprofundado das condições de operação das operações envolvidas na obtenção do óleo e farelo de soja pode possibilitar à indústria estabelecer as melhores condições de operação resultando na economia de energia e melhorias na recuperação de hexano. Assim, uma metodologia deve ser desenvolvida no sentido de fornecer às indústrias interessadas ferramentas adequadas para que as mesmas possam facilmente estabelecer a qualquer momento as melhores condições de operação dos equipamentos envolvidos, bem como outras situações que prevejam a recuperação máxima de hexano e o consumo mínimo de energia. Para que esta análise possa ser rápida e eficiente deve-se utilizar a simulação computacional, a qual se baseará em modelos provenientes de balanços de massa, de energia e de equações de equilíbrio relacionados aos sistemas envolvidos. Aliada a esta parte anteriormente descrita, seria fundamental a introdução no estudo de um método simples e eficiente.

I.2 – OBJETIVOS DO TRABALHO

A aplicação de conceitos de otimização e de controle a processos industriais demanda que se disponha de modelos matemáticos para tais processos de modo que os mesmos possam ser rápida e economicamente simulados em computador. Com o intuito de se aplicar esses conceitos à indústria de extração e beneficiamento de óleos vegetais propõe-se neste trabalho a modelagem de propriedades termodinâmicas de soluções contendo óleo de soja e hexano.

Uma planta de extração de óleos vegetais por solvente compõe-se, fundamentalmente das seguintes unidades (ERICKSON, 1987): unidade de preparo inicial dos grãos, unidade de extração, unidade de separação do solvente do óleo extraído, unidade de beneficiamento dos sólidos extraídos, as quais serão abordadas no capítulo II. A modelagem de algumas dessas unidades requerer que se disponha de propriedades termodinâmicas para a mistura óleo-solvente.

O objetivo geral deste trabalho é desenvolver um modelo dinâmico efetuando análises de sensibilidade paramétrica para um evaporador típico da indústria de extração de óleos vegetais, visando à otimização deste processo, ou seja, a recuperação máxima de solvente e o consumo mínimo de energia.

I.3 – ESTRUTURA DA TESE

O presente trabalho foi dividido em sete capítulos. Este primeiro capítulo visa colocar o problema e definir os objetivos a serem atingidos. O segundo capítulo refere-se à revisão de literatura a respeito de conceitos básicos de materiais, de propriedades e de processos que devem embasar teoricamente o desenvolvimento do modelo matemático.

Assim, serão caracterizados, de uma forma geral, os materiais envolvidos, o processo produtivo de extração de óleo de soja com destaque para a operação de interesse do trabalho que é a de evaporação do hexano do óleo de soja.

O terceiro capítulo apresenta a modelagem matemática da etapa, denominada, destilação da miscela usada na separação do hexano do óleo de soja. Ele especificamente refere-se ao desenvolvimento de um modelo para o segundo estágio de evaporação, ou seja, o evaporador que opera com fonte de calor provinda de vapor de água saturado.

No quarto capítulo será apresentada a estrutura do software elaborado, juntamente com um algoritmo do mesmo para um melhor entendimento. Este capítulo visa mostrar como o programa está hoje e quais os cálculos que são realizados.

O quinto capítulo apresenta o equilíbrio líquido-vapor do processo de evaporação, uma etapa importante para a validação do modelo. Juntamente o método utilizado para este fim, o de contribuição de grupos – UNIFAC. Esta etapa foi uma fonte de estudo muito importante para futuramente melhorar o software elaborado.

O sexto capítulo trata da simulação computacional do processo de evaporação da indústria de beneficiamento de óleo de soja, demonstrando resultados coerentes e esperados, associando com a análise de sensibilidade paramétrica, por planejamento fatorial.

Finalmente, o último capítulo apresenta as conclusões obtidas e também sugestões para futuros trabalhos.

No próximo capítulo, será feita uma revisão bibliográfica com o intuito de situar alguns processos no contexto da indústria de obtenção de óleo de soja, bem como, colocar alguns conceitos e técnicas importantes no que se refere ao processo de evaporação do hexano do óleo de soja.

CAPÍTULO II: REVISÃO DE LITERATURA

II.1. INTRODUÇÃO

Este capítulo tem como objetivo geral apresentar uma breve revisão dos aspectos básicos do processo industrial típico de obtenção do óleo bruto de soja, e também focalizar a importância da etapa de evaporação.

A leitura deste capítulo mostrará que a revisão bibliográfica a respeito das operações envolvidas com o processo de produção do óleo e farelo de soja é restrita. Como se verificará, os trabalhos científicos, analisados e referenciados sobre as operações envolvidas no processo, carecem de atualidade pelo menos na literatura aberta. Estes se situam entre as décadas de 50 e 80. A partir de então até os dias atuais, uma revisão bibliográfica acurada mostrou que, durante a década de 90, houve uma estagnação no que se refere ao desenvolvimento científico do processo produtivo em si; porém, houve uma percepção de que os esforços do desenvolvimento científico, nesses últimos anos, se voltaram no sentido de agregar valor ao óleo e ao farelo de soja, conforme PARAÍSO (2001).

Até as duas primeiras décadas do século XX, a extração industrial de oleaginosas se fazia, exclusivamente pelo uso de prensas. As prensas, embora extraíam um óleo de boa qualidade, deixam resíduos no material sólido (torta) superiores, por exemplo a 5% para grãos como o de soja. Tais resíduos além de implicarem em perda de óleo, afetam a qualidade da torta, que é também um dos produtos efluentes do extrator.

A extração por solvente, por outro lado, é capaz de retirar o óleo, deixando resíduos inferiores a 1%.

Antes de serem submetidos ao extrator, os grãos necessitam preparo inicial para que possam ter seus conteúdos de óleo devidamente removidos.

Após a extração, os sólidos são encaminhados ao dessolventizador e a mistura (mistura óleo-solvente) ao sistema de destilação, composto por dois evaporadores em série e uma coluna de dessorção (*stripping*).

As diferenças fundamentais entre as plantas convencionais de extração para diferentes oleaginosas estão no preparo inicial. As etapas de extração, propriamente ditas, e de recuperação do solvente do óleo são essencialmente as mesmas a despeito da semente extraída. Essas etapas da planta de extração no decorrer do capítulo serão descritas.

II.2 CARACTERIZAÇÃO DOS MATERIAIS DE PROCESSO

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

II.2.1 COMPOSIÇÃO DOS ÓLEOS VEGETAIS – ÓLEO DE SOJA

II.2.1.1 Composição química

Segundo ERICKSON (1987), o grão de soja destinado ao processo de extração do óleo e da parte sólida (torta), tem a seguinte composição:

Proteína	40%
Lipídios	20%
Celulose e Hemicelulose	17%
Açúcares	7%
Fibra bruta	5%
Cinzas (base seca)	6%

O óleo bruto extraído, precisa passar por um tratamento (refinamento) para tornar-se puro, estável e nutritivo, para ser usado na manufatura de margarinas, óleos de cozinha, etc. A parte sólida restante do processo de extração do óleo, por ser muito nutritiva é utilizada na produção de rações destinadas à alimentação de animais (aves, suínos e gado de corte).

O processo de refino deve incluir a degomagem, a neutralização, o branqueamento e a desodorização, sendo necessária a remoção dos ácidos graxos livres e fosfatídios, pois estes afetam a estabilidade do produto. Este processo não afeta a composição dos ácidos graxos e glicerídeos, mas remove pigmentos e baixa o conteúdo de nutrientes que estão em menor quantidade no óleo, tais como os tocoferóis (31- 47%), esteróis (25 – 32%) e o squalene (15 – 37%).

Além destes constituintes, existem no óleo bruto, pequenas quantidades de outras substâncias, incluindo ceras, pigmentos (por exemplo o β - caroteno que dá a cor amarela ao óleo de soja) e minerais. As ceras são provenientes da capa das sementes e são constituídas por ésteres de cadeia longa, álcoois e ácidos graxos.

As composições típicas dos óleos de soja bruto e refinado são dadas na Tabela II.1 e as composições dos ácidos graxos do óleo de soja são dadas na Tabela II.2.

II.2.1.2 Propriedades Físicas

- Densidade: na Tabela II.3 são dadas as densidades do óleo de soja em algumas temperaturas.
- Viscosidade: a Tabela II.4 fornece a viscosidade da solução de óleo de soja com hexano em várias temperaturas e em diversas concentrações de hexano.
- Calor Específico: a Tabela II.5 mostra os calores específicos do óleo de soja com um valor de iodo de 128,3 em diversas temperaturas.

Tabela II.1. Composição média do óleo bruto e refinado (Adaptado de ERICKSON, 1987).

	ÓLEO BRUTO	ÓLEO REFINADO
Triglicerídios	95 – 97	> 99
Fosfatídios	1,5 – 2,5	0,003 – 0,045
Matéria Insaponificável	1,6	0,3
Esteróis da Planta	0,33	0,13
Tocoferóis	0,15 – 0,21	0,11 – 0,18
Hidrocarbonetos	0,014	0,01
Ácidos Graxos Livres	0,3 – 0,7	< 0,05
Resíduos Metálicos	-	-
Ferro (ppm)	1 – 3	0,1 – 0,3
Cobre (ppm)	0,03 – 0,05	0,02 – 0,06

Tabela II.2. Composição dos ácidos graxos do óleo de soja (Adaptado de ERICKSON, 1987).

Componentes do Ácido	Composição do Ácido Graxo (%)	
	Limite (range)	Média
Saturado		
Láurico	-	0,1
Mirístico	< 0,5	0,2
Palmítico	7 – 12	10,7
Esteárico	2 – 5,5	3,9
Araquídico	< 1,0	0,2
Bênico	< 0,5	-
Total	10 – 19	15,0
Insaturado		
Palmitoleico	< 0,5	0,3
Oleico	20 – 50	22,8

Linoleico	35 – 60	50,8
Linolênico	2 – 13	6,8
Eicosenóico	< 1,0	-
Total	-	80,7

Tabela II.3. Densidade do óleo de soja em algumas temperaturas (Adaptado de ERICKSON, 1987).

Densidade (g/ml)		
Temperatura	Magne e Skau (1945)	Johnstone et al. (1940)
-10,0	0,9410	-
0,0	0,9347	-
10,0	0,9276	-
25,0	0,9175	0,9171
37,8	-	0,9087
40,0	0,9075	-
50,0	-	0,9004

Tabela II.4. Viscosidade das soluções de óleo de soja refinado – hexano (Adaptado de ERICKSON, 1987).

Viscosidade (centipoises)				
Hexano, wt%	0°C	10°C	25°C	40°C
0,00	172,9	99,7	50,09	28,86
11,45	49,03	31,78	18,61	11,95
20,69	21,88	15,40	9,88	6,68
30,80	10,34	7,83	5,43	3,81
39,96	5,69	4,48	3,26	2,44

50,79	3,15	2,57	1,97	1,52
59,70	2,04	1,70	1,34	1,12
78,39	0,91	0,80	0,67	0,56
84,56	0,72	0,64	0,54	0,46

Tabela II.5. Calores específicos do óleo de soja (Adaptado de ERICKSON, 1987).

Temperatura (°C)	Calor Específico (cal/g °C)
1,2	0,448
19,7	0,458
38,6	0,469
60,9	0,479
70,5	0,490
80,4	0,493
90,4	0,504
100,4	0,508
120,8	0,527
141,3	0,531
161,9	0,550
182,7	0,567
200,1	0,594
250,5	0,621

II.2.2 CARACTERÍSTICAS GERAIS DA FRAÇÃO HEXANA DO PETRÓLEO

As frações de hidrocarbonetos são produtos advindos da destilação do petróleo e, portanto, constituem-se em misturas de vários compostos, cada um dos quais com seus próprios pontos de ebulição e poderes de extrair o óleo.

A fração comumente chamada “hexano” tem conteúdo de n-hexano variando entre 45 e 90%. Outros constituintes em proporções significativas são o 2- e 3-metil pentano, o metil ciclopentano e o ciclohexano (Tabela II.6).

Estudos com diferentes tipos de “hexanos” mostraram que o n-hexano puro extrai óleo de soja mais *lentamente* e óleo de algodão a mesmas taxas que as frações do petróleo comumente utilizadas. Apesar da toxidez e inflamabilidade, o “hexano” acabou sendo o solvente mais largamente utilizado em razão de sua alta estabilidade, das baixas perdas na evaporação, da baixa corrosão de equipamentos, dos baixos resíduos graxos e melhores sabor e aroma nos produtos.

Tradicionalmente, o hexano é adicionado à gasolina apesar de apresentar menor octanagem. Para justificar sua comercialização, a produção de hexano deve ser mais vantajosa que sua venda como combustível. Está, portanto, o seu custo, determinado pela oferta e procura desse combustível.

Tabela II.6. Composição da fração de “hexano” utilizada para extração de oleaginosas (Adaptado de JOHNSON e LUSAS, 1983).

SUBSTÂNCIA	VALOR	TESTE
Máximo de Resíduo não-volátil (g/100ml)	0,001	-
Máximo de Enxofre	10	ASTM D 1266-62T
Composição (CGL: cromatografia , % área) n-Hexano	45 – 70	-
Metil ciclopentano	10 – 25	-
Total: 2-metil pentano; 2,3 dimetil butano e 3-metilpentano	18 – 36	-
Máximo de ciclohexano	2,5	-
Máximo de benzeno	0,1	-

II.2.3 CARACTERÍSTICAS DA MISTURA ÓLEO – SOLVENTE

A recuperação de óleos vegetais das soluções obtidas em operações de extração do solvente é comumente acompanhada por evaporação seguida por dessorção com vapor d'água do extrato de óleo concentrado. Sabe-se que as relações entre pressão, temperatura e composição das soluções óleo – solvente são de importância para projetos mais econômicos e uma eficiente operação do equipamento para produzir um óleo de qualidade aceitável.

Além da relação citada acima, é de grande importância o estudo sobre os pontos de ebulição e as densidades das misturas dos óleos com o hexano comercial. Eles são úteis nos projetos de evaporadores à vácuo e dessorvedores, e para o controle de operações envolvendo temperatura, tempo de aquecimento, e a concentração das misturas de óleo – solvente de várias composições, para prevenir ou minimizar a fixação de coloração indesejável nas substâncias ou outros efeitos deteriorantes do calor.

A seguir são dadas algumas tabelas para melhor explicar as características das misturas óleo – solvente.

Na Tabela II.7 são fornecidas as pressões de vapor das soluções óleo de soja – hexano em várias temperaturas e concentrações de hexano.

A Tabela II.8 mostra os resultados experimentais das densidades medidas na temperatura de 30°C do óleo de algodão bruto, do óleo de amendoim bruto, do hexano comercial e das misturas desses óleos com o solvente.

A Tabela II.9.1 fornece dados para as misturas de óleo de algodão – solvente em cinco pressões absolutas. A Tabela II.9.2 fornece os resultados experimentais para as misturas óleo de amendoim – solvente em cinco pressões absolutas.

Tabela II.7. Pressões de vapor das soluções de óleo de soja – hexano (Adaptado de SMITH e WECHTER, 1950).

Temp. °C	75,0	85,0	95,0	105,0	115,0	120,0
Conc. Hexano (F. molar)	Pressão Absoluta (mmHg)					
0,02	12	15	19	22	28	29
0,04	24	30	37	45	54	59
0,06	36	45	55	68	81	88
0,08	47	60	73	90	108	117
0,10	58	75	92	113	135	146
0,12	70	90	111	136	162	175
0,14	81	105	129	158	189	205
0,16	93	120	148	181	218	238
0,18	104	135	166	205	249	272
0,20	116	150	185	229	281	308
0,22	127	165	203	254	310	345
0,24	138	180	221	278	341	382
0,26	150	195	241	303	373	421
0,28	162	210	261	330	409	460
0,30	173	225	281	359	444	499
0,32	185	240	303	388	481	539
0,34	197	255	325	420	521	582
0,36	208	270	348	451	561	623

Tabela II.8. Densidades das misturas dos óleos vegetais brutos com o hexano comercial (Adaptado de POLLARD e GASTROCK, 1945).

Óleo de Algodão		Óleo de Amendoim	
% Óleo	Densidade em 30°C (g/cm ³)	% Óleo	Densidade em 30°C (g/cm ³)
100	0,9116	100	0,9081
91,06	0,883	90,71	0,882
78,84	0,853	79,61	0,852
68,71	0,826	69,38	0,825
58,61	0,801	57,79	0,797
49,33	0,778	49,62	0,777
39,81	0,756	41,33	0,757
29,42	0,733	32,09	0,738
19,80	0,709	19,10	0,710
8,95	0,688	10,24	0,692
0,00	0,6719	0,00	0,6719

Tabela II.9. Pontos de ebulição das misturas dos óleos vegetais com o hexano comercial à pressões constantes (Adaptado de POLLARD e GASTROCK, 1945).

760 mmHg		610 mmHg		460 mmHg		310 mmHg		160 mmHg	
% Óleo	P.E.(°C)	% Óleo	P.E.(°C)	% Óleo	P.E.(°C)	% Óleo	P.E.(°C)	% Óleo	P.E.(°C)
1. Óleo de Algodão									
13,4	67,35	13,6	60,53	14,3	51,88	14,7	41,08	14,2	25,13
21,4	67,69	22,8	60,81	23,2	52,41	24,7	41,48	24,5	25,64

31,5	68,19	33,3	61,38	32,9	53,04	35,0	42,03	36,1	26,25
42,5	69,16	43,8	62,24	44,0	53,73	45,0	42,86	47,0	27,23
51,6	70,39	53,0	63,49	52,2	54,77	54,2	44,38	57,1	28,81
59,5	72,41	60,5	65,54	59,9	56,28	62,5	46,11	65,4	30,75
65,8	74,75	67,6	68,25	66,4	58,46	69,6	48,62	72,0	33,53
71,0	77,54	72,8	71,41	71,7	61,22	75,8	52,23	78,6	37,74
75,4	80,75	77,2	74,98	76,7	64,63	81,0	56,74	82,5	41,56
79,3	84,49	80,9	78,76	81,0	68,93	85,3	62,58	86,1	46,62
82,5	89,09	84,0	83,39	85,0	74,98	89,1	69,83	90,0	54,07
85,6	94,93	87,2	90,39	88,6	82,62	92,0	80,53	94,0	68,26
88,0	103,30	89,4	96,45	91,5	92,34	95,1	95,15	96,3	83,17
90,5	112,80	91,5	105,11	93,7	102,87	97,5	114,26	98,4	100,52
92,3	121,97	93,3	115,73	95,0	114,47	98,9	131,84	99,3	115,31
94,0	133,88	94,9	132,04	97,2	135,09				
2. Óleo de Amendoim									
14,5	67,35	15,8	60,40	16,8	51,99	16,0	40,96	15,1	25,27
22,5	67,70	21,6	60,76	22,3	52,34	22,8	41,43	24,9	25,64
32,5	68,37	28,1	61,10	30,5	52,81	31,3	41,91	34,6	26,13
43,0	69,38	37,2	61,56	37,9	53,38	39,6	42,65	45,1	26,98
52,4	70,84	45,0	62,24	45,5	54,08	47,2	43,45	55,4	28,08
60,2	72,87	53,0	63,40	53,7	55,24	53,5	44,39	65,2	30,51
67,2	75,31	60,2	65,08	60,5	56,74	60,1	45,92	72,1	33,05
72,0	78,43	66,2	67,01	68,0	59,84	65,6	47,79	76,1	35,46

77,3	83,17	70,8	69,38	72,6	62,00	70,7	49,67	83,5	42,27
82,5	89,52	74,8	71,85	76,2	64,63	75,0	52,34	86,7	48,03
88,6	104,79	78,0	74,64	79,5	67,58	78,6	55,23	90,3	55,70
92,6	123,63	81,0	78,20	82,4	71,41	81,5	58,92	93,5	66,22
94,2	134,30	83,5	81,85	85,6	76,31	84,3	62,81	95,8	81,52
		86,5	87,12	87,5	80,53	87,2	67,81	97,0	96,66
		88,7	93,42	89,6	86,25	89,2	72,86	98,2	110,70
		90,0	98,81	91,2	92,99	91,3	80,31	98,7	124,56
		91,7	107,33	92,6	99,66	93,2	89,09	99,5	139,96
		93,0	114,26	94,2	110,07	94,9	100,03		
		94,3	125,28	95,6	121,04	96,4	114,17		
		95,5	135,90	96,7	135,50	97,8	134,91		

Na Tabela II.10 são dadas algumas pressões de vapor das misturas de óleo de algodão - hexano comercial em pontos de ebulição constantes.

II.2.4 A ÁGUA

A semente de soja quando vem do campo e chega à fábrica, apresenta um teor médio de umidade em torno de 18% em massa. Após a descarga, as sementes são armazenadas e passam por uma preparação adequada até alcançarem a granulometria e teor de umidade necessários para a extração com o solvente, conforme PARAÍSO (2001).

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

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

Tabela II.10. Pressões de vapor das misturas de óleo de algodão – hexano comercial em pontos de ebulição constantes (Adaptado de POLLARD e GASTROCK, 1945).

P.E. = 31,66 °C		P.E. = 56,11 °C		P.E. = 68,50 °C	
Pressão (mmHg)	% Óleo	Pressão (mmHg)	% Óleo	Pressão (mmHg)	% Óleo
219	00,0	530	13,9	749	38,0
216	15,0	500	41,2	667	61,0
203	37,0	448	62,1	534	76,6
187	53,5	362	75,3	379	85,5
174	64,0	260	85,6	249	90,7
150	74,3	192	89,8	103	96,3
107	84,6	102	95,1		
77	89,6	30	99,0		
56	93,0				
32	96,1				

II.3 DESCRIÇÃO DA PLANTA DE OBTENÇÃO DO ÓLEO BRUTO DE SOJA

O processo de obtenção do óleo está originalmente relacionado com a extração de lipídios das sementes vegetais. Os métodos comumente empregados nesta obtenção são: a prensagem, a extração por solvente ou a combinação destes também chamado de misto. O primeiro tipo usa, normalmente, prensas de alta pressão, que são bastante flexíveis para operar com diferentes tipos de oleaginosas. Entretanto, este processo está totalmente ultrapassado, pois além de deixar um residual de óleo na torta muito alto (4 a 5%) ele consome muita energia, em média 65,0 kWh de energia para cada tonelada de soja processada, conforme PARAÍSO (2001).

Ainda com base no mesmo autor acima, o processo denominado misto se refere à combinação do sistema de prensagem com o sistema de extração por solvente, ele pode ser utilizado em larga escala e também ser adaptado para vários tipos de oleaginosas. O consumo de energia desse tipo de processo está em torno de 46,0 kWh de energia por tonelada de soja processada e o residual de óleo na torta é de 1,1 a 1,4%.

O processo de extração por solvente é o mais amplamente utilizado e o mais eficiente em termos de consumo de energia e residual de óleo na torta. Este consome energia em torno de 20 a 25 kWh por tonelada de soja e gera um residual de óleo na torta em torno de 0,8%, segundo PARAÍSO (2001).

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

As diferenças fundamentais entre as plantas de extração de diferentes oleaginosas estão no preparo inicial. As etapas de extração, propriamente dita, e de recuperação do solvente do óleo são essencialmente as mesmas a despeito da semente extraída.

Uma planta convencional de extração de óleos vegetais por solvente compõe-se, fundamentalmente das seguintes unidades (ERICKSON, 1987):

- Unidade de preparo inicial dos grãos, unidade de extração,
- Unidade de separação do solvente do óleo extraído,
- Unidade de beneficiamento dos sólidos extraídos.

A Figura II.1 mostra um esquema geral deste processo.

A seguir tais etapas que compõem uma planta de extração de óleos vegetais por solvente serão melhor esplanadas.

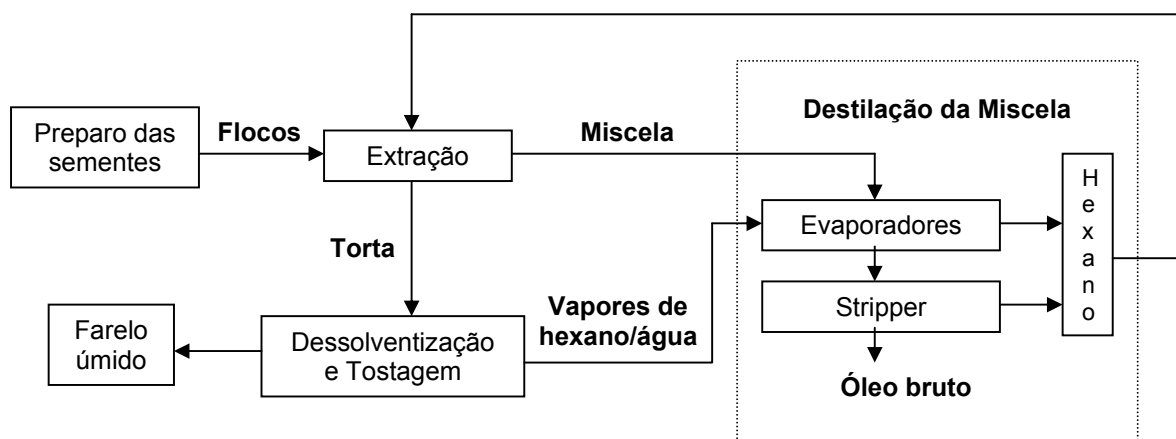


Figura II.1: Esquema geral da obtenção do óleo bruto de soja.

II.3.1 PREPARO INICIAL DAS SEMENTES

O preparo das sementes consiste em um conjunto de operações apropriadas até que os flocos de sementes sejam formados para um melhor rendimento na operação de extração.

Para serem armazenados, os grãos necessitam, a depender de como vieram do campo, serem secos até uma umidade na qual possam ser armazenados sem perigo de deterioração. Ao saírem do armazém, os grãos passam por uma série de unidades básicas de processamento até serem submetidos à extração, como se mostra no diagrama da Figura II.1.

O objetivo dos preparos realizados é conseguir uma matéria-prima em condições de se realizar uma extração rápida e econômica. A escolha do método de preparo depende do tipo e qualidade da matéria-prima e das qualidades desejadas para os produtos finais.

A taxa de extração é determinada também pela densidade, tamanho e forma das partículas oleaginosas sólidas (KARNOFISKY, 1982). Moer o material vegetal não só aumenta a área interfacial, como também, altera a parede celular de forma que seja quase permeável (SOVOVÁ, 1994).

Existem, porém, algumas operações comuns a várias sementes que são a seguir descritas, Figura II.2.

Limpeza

O primeiro procedimento é o de limpeza dos grãos para a remoção de materiais que podem contaminar os produtos, reduzir a capacidade do extrator e danificar o equipamento de processamento. Os sólidos passam por duas peneiras vibratórias.

Na primeira ficam materiais maiores que os grãos e materiais leves. Na segunda ficam os grãos de soja e passam materiais menores que estes.

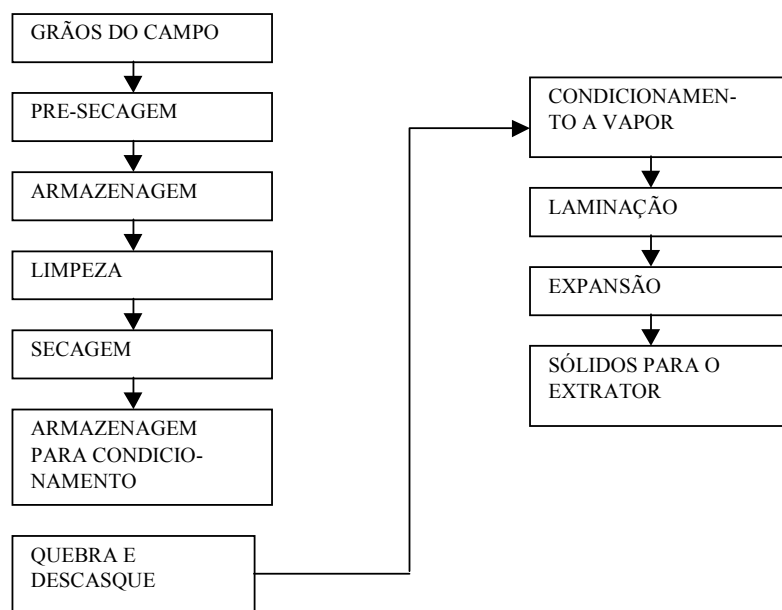


Figura II.2: Etapas de preparo dos grãos para extração. Adaptado de REZENDE, 1998.

Secagem

A soja é, em geral, descascada antes do beneficiamento em óleo e em torta. Isto porque as cascas têm conteúdos inferiores de óleo e proteína. Para um descasque eficiente, os grãos são secos até um teor de cerca de 10% de umidade e armazenados durante 1 a 5 dias para que haja equilíbrio de umidade no interior do grão.

Quebra dos Grãos

O objetivo da quebra é de reduzir as dimensões do material sólido para facilitar os processos subseqüentes de condicionamento e laminação, além de ainda permitir a separação das cascas. A quebra dos grãos se faz, em geral, em dois pares de rolos estriados e rotativos. Em cada par, a velocidade de cada rolo é diferente com o objetivo de provocar ação cisalhante nos grãos. As estrias são mais profundas e menos numerosas no primeiro par e em maior número no segundo par de rolos, promovendo a quebra dos grãos de forma ótima quando cada um deles é dividido de quatro a seis partes.

Descasque

Alguns métodos têm sido desenvolvidos e aprimorados, para diferentes matérias primas, com o intuito de se diminuir custos. Para o descasque da soja, existem atualmente três métodos que são mais utilizados:

- O Método Convencional em que as cascas são separadas após a quebra e antes do condicionamento e da laminação;
- O Método Escher-Wyss no qual as cascas são separadas após realizar-se a quebra, sendo que os grãos recebem tratamento térmico inicial com ar quente;
- O Método “Popping” no qual as cascas são removidas após tratamento térmico com divisão das sementes em leito fluidizado, antes mesmo da quebra e da laminação;

Condicionamento

Para condicionar os grãos injeta-se vapor direto de modo a se aumentar ao mesmo tempo a umidade e a temperatura dos grãos. O condicionamento apresenta vários benefícios.

- Controle da umidade e da coagulação parcial de proteínas;
- Incremento na permeabilidade das células;
- Aglomeração das gotículas de óleo;
- Redução na viscosidade do óleo;
- Melhora na plasticidade do material a ser floculado (laminado);
- Aquecimento para extração em temperatura ótima;

Laminação

O objetivo da laminação é o de aumentar a superfície de contato sólido/solvente. Durante a laminação, o material sólido passa entre dois rolos que rompem e distorcem as células. Em consequência, melhora-se simultaneamente a permeabilidade no interior das partículas sólidas (que após a laminação recebem a denominação de flocos) e a percolabilidade do solvente num meio composto por camadas de flocos. Tem-se assim, maior contato entre as fases e melhor penetração e drenagem do solvente no leito.

Flocos muito finos apresentam elevada permeabilidade, mas produzem leitos com baixa percolabilidade. Por outro lado, flocos mais espessos apresentam menor permeabilidade, mas formam leitos com alta percolabilidade. Há, portanto, uma condição ótima de operação na qual tem-se boas permeabilidades no floco e percolabilidades no leito.

Expansão

O expansor consiste, na verdade, em um extrusor. As partículas após condicionamento e laminação são comprimidas a temperaturas bem superiores à do ponto de ebulição da água. Ao atingirem a saída do expansor (a pressão atmosférica), o vapor de água expande-se, modificando as propriedades do material extrudado. As principais vantagens da expansão (ou extrusão) são:

- acréscimo da densidade em relação ao material laminado;
- melhor percolabilidade por ser menos frágil, o material expandido, e por se ter menos finos;
- melhor drenagem do material sólido ao final da extração, com menor arraste de solvente pelos sólidos;

A expansão tem sido utilizada para a extração de óleo de soja, de caroço de algodão e de farelo de arroz. Segundo BREDESON (1983), a capacidade de processamento, de plantas com expansores, pode aumentar de 50 a 100%.

II.3.2 EXTRAÇÃO DO ÓLEO

A extração com solvente é uma operação de transferência de massa amplamente utilizada na indústria de alimentos para retirar o óleo de sementes oleaginosas. Estas sementes, após serem preparadas em flocos, são colocadas em um ambiente adequado junto com o solvente de forma a ocorrer transferência do óleo da fase sólida para a fase líquida. O mecanismo do processo de extração com solvente pode ser visto através da Figura II.3, conforme MILLIGAN (1984).

A Figura II.3 ilustra quatro etapas distintas que devem ocorrer ao se extrair o óleo presente no floco. Estas etapas são as seguintes:

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

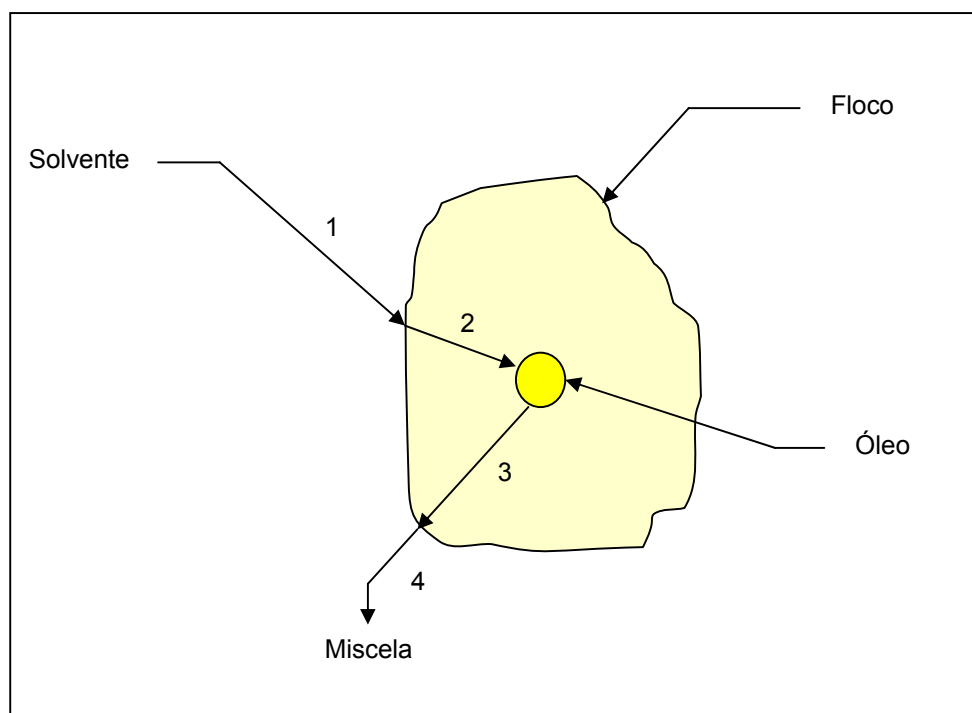


Figura II.3: Mecanismo de extração do óleo por solvente.

O objetivo da extração é reduzir o teor de óleo no floco ao valor mais baixo possível com o uso mínimo de solvente. O alcance deste objetivo depende de dois fatores. O primeiro refere-se à quantidade de “óleo não-extraído”, ou seja, aquele óleo que não foi extraído pelo solvente nas etapas 1 e 2 mostradas na Figura II.3; e o segundo se refere ao “óleo de superfície”, ou seja, aquela quantidade de óleo que não completou a etapa 4 da Figura acima devido a ineficiência no processo de drenagem da miscela. Para reduzir a quantidade de “óleo não-extraído” ao mínimo, o floco deve ser preparado de maneira que haja a ruptura das células que contém o óleo, fornecendo assim, a máxima área de contato entre o óleo e o solvente; enquanto que para reduzir a quantidade do “óleo de superfície” ao mínimo, o floco deve ser preparado para formar um leito que não empacote durante o processo de drenagem.

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

No extrator, o material sólido é contatado com o solvente, liberando ao final do processo extrativo miscela (mistura óleo-solvente) e torta (sólidos extraídos), cujos teores de solvente precisam ser removidos tanto porque afetam as qualidades dos produtos, quanto porque diminuem custos ao serem reciclados para o extrator.

II.3.2.1 TIPOS DE EXTRATORES QUE UTILIZAM HEXANO

O extrator pode ser entendido como o principal equipamento da planta de extração. Ele deve desempenhar as seguintes funções (REZENDE, 1998):

- Movimentar grandes volumes de sólidos, promovendo um tempo de retenção variando de 30 minutos a 120 minutos;

- Contatar os grandes volumes de sólidos com volumes igualmente grandes de solvente;
- Separar, após a extração, os sólidos do solvente de modo a minimizar o arraste de solvente.

Os extratores a solvente podem ser agrupados em extratores por percolação e extratores por imersão.

Extratores por Percolação

No extrator por percolação, o solvente líquido ou a miscela (mistura solvente-óleo) é bombeado sobre um leito de flocos (matéria prima em forma de lâminas), percola o leito e sai ao fundo através de placas perfuradas ou telas de sustentação. Uma outra forma de extração por percolação é com a entrada do solvente ou miscela pela base do extrator e sendo retirado pelo topo do mesmo.

O sucesso deste tipo de extrator está no menor volume que ocupa na planta de extração, pois o leito percolado é mais compacto que o de sólidos dispersos no extrator por imersão.

A drenagem do solvente em sistemas por percolação é também mais simples de ser realizada mecanicamente que em sistemas por imersão. Logo a seguir encontram-se os tipos mais comuns de extratores por percolação.

Extrator Rotatório

Os extratores rotatórios consistem numa carcaça cilíndrica no interior das quais existem células rotatórias em torno de um eixo central. À medida que giram, o solvente é aspergido sobre elas em contracorrente.

Ou seja, o solvente percola os flocos e é coletado em tanques, sendo lançado sobre a próxima célula, consecutivamente, de modo que os flocos mais frescos (à entrada) filtrem miscela bem concentrada em óleo e, em sentido oposto, o solvente puro escoar por flocos pobres em óleo.

Extrator a Corrente e Cestos

O tipo mais antigo (vertical) combina percolações co-corrente e contracorrente. Na coluna descendente, meia miscela (miscela pouco concentrada) é bombeada ao topo da coluna e descende juntamente com os flocos frescos co-correntemente, até que o fundo seja atingido como miscela concentrada. Os cestos, então retornam em direção ao topo quando são percolados em contracorrente por solvente puro, antes que tenham seus conteúdos vertidos. O solvente que escoar deste lado da coluna atinge o fundo como meia miscela. O inconveniente desse arranjo é que o fluxo pelos cestos não pode ser ajustado de estágio para estágio.

O tipo mais recente opera horizontalmente de modo similar aos extratores rotativos. O líquido que flui pelos estágios combina recirculações com avanços da miscela, tornando esse arranjo mais flexível que o vertical.

Extrator de Correias Perfuradas

Neste tipo de extrator, a extração ocorre sobre uma correia circular perfurada. As células são formadas distribuindo-se leitos de flocos periodicamente, para se evitar mistura entre os estágios (Extrator De Smet).

Extrator tipo Filtro

Este tipo de extrator consiste num sistema de filtração a vácuo. Nele, a drenagem natural por gravidade é intensificada pela imposição de vácuo na região coletora de líquido filtrado. Um exemplo desse tipo de extrator é o extrator Crown.

Extratores por Imersão

Os extratores por imersão, segundo REZENDE, 1998, são utilizados nos seguintes casos:

- Extração de pequenos volumes de sementes (fármacos e cosméticos);
- Extração direta de sementes de alto teor de óleo como coco, amendoim, caroço de algodão, além de outros que tendem a desintegrar formando finos;
- Extração combinada percolação-imersão em sistemas de dois estágios;

Os extratores por imersão têm como vantagens:

- Simplicidade de operação. Não é tão sensível ao preparo das sementes como o extrator por percolação; é capaz de extrair eficientemente finos que são muito impróprios para extração em sistemas por percolação.
- Facilidade de operação. A razão líquido/sólido não é muito crítica, sendo ajustada de modo a impedir fluxo inverso e arraste de finos.

II.3.3 RECUPERAÇÃO DO SOLVENTE DO ÓLEO

A miscela é uma mistura líquida de óleo de soja e hexano que sai do extrator a concentração de 20 a 30% em massa de óleo, segundo PARAÍSO (2001).

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

II.3.3.1 Evolução Operacional na Destilação da Miscela

O processo de separação do óleo de soja do solvente hexano passou por alterações importantes desde a sua concepção original, esta seção procura mostrar estas principais alterações. Primeiro será mostrado o fluxograma do projeto original e, posteriormente, mais dois fluxogramas contendo as mudanças importantes que ocorreram neste processo, baseado em PARAÍSO (2001).

O projeto original de destilação da miscela foi concebido sem grande preocupação com a economia de energia. Ele foi instalado nas primeiras indústrias de processamento do óleo de soja cuja preocupação principal era com a qualidade do óleo produzido sem grande preocupação com os custos de produção. A Figura II.4 mostra o fluxograma básico deste processo.

O fluxograma da Figura II.4 mostra as seqüências e interligações do projeto original de obtenção do óleo bruto e farelo de soja. Ele mostra a soja preparada em flocos e o solvente hexano entrando no extrator de onde saem a miscela e a torta. A torta é encaminhada ao dessolventizador-tostador (DT) com o objetivo de separar o hexano do

farelo através de um stripping com vapor direto; o farelo úmido sai no fundo e os vapores que saem no topo seguem para a condensação e depois para a decantação onde a água se separa do hexano que retorna ao processo. Por sua vez, a miscela passa por um conjunto de operações denominado de destilação da miscela, como pode ser visto na parte pontilhada da Figura II.4. Nesta etapa a miscela passa primeiro por um evaporador onde sofre aquecimento de vapor condensado a fim de evaporar o máximo possível hexano e se concentrar. A miscela concentrada vai para uma coluna onde sofre um stripping de vapor direto e daí se obtém o óleo bruto no fundo e os vapores de hexano/água no topo, os quais se juntam ao vapor de hexano que sai do evaporador e seguem para um condensador e depois para um decantador onde a água separa do hexano que retorna ao processo.

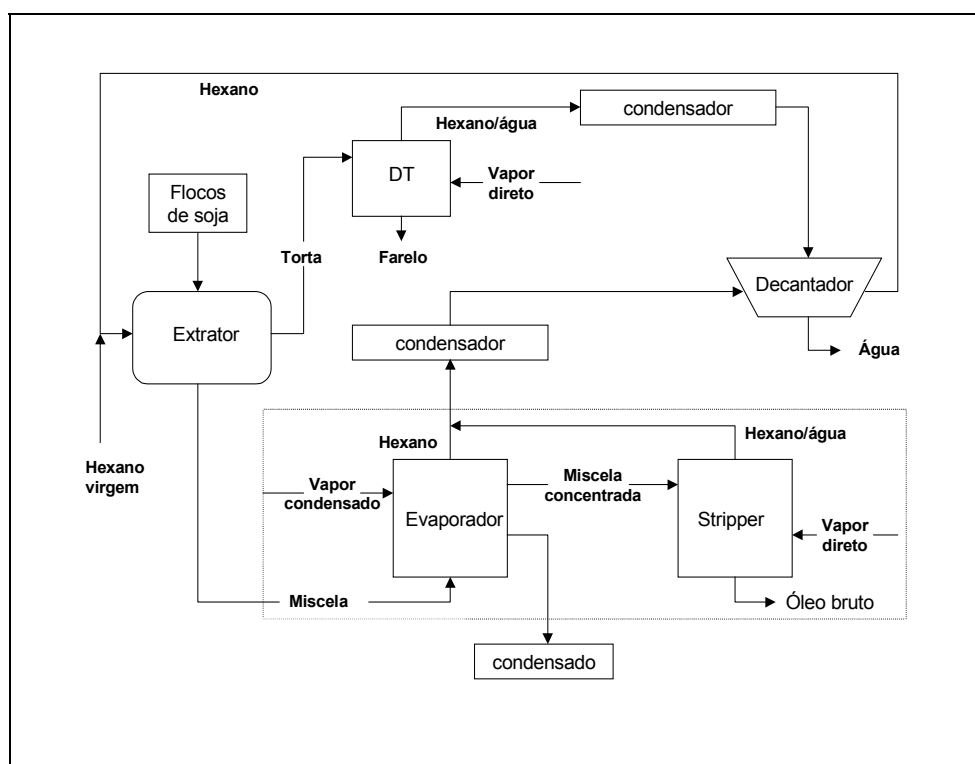


Figura II.4: Esquema do projeto original de destilação da miscela, adaptado de PARAÍSO (2001).

Este sistema de destilação da miscela, como mostrado na Figura II.4, foi usado em pequenas indústrias, cuja capacidade era na faixa de 100 a 200 toneladas de processamento de soja por dia.

O segundo sistema de destilação é uma evolução do primeiro, cujas modificações foram concebidas na perspectiva de economizar energia. Essa economia se manifesta na utilização dos vapores quentes provenientes do DT como fonte de calor no evaporador ao se promover a concentração da miscela em 90% ou mais. Desta forma eliminou-se a necessidade de se utilizar quantidades expressivas de vapor indireto no evaporador. A Figura II.5 mostra o esquema de destilação da miscela.

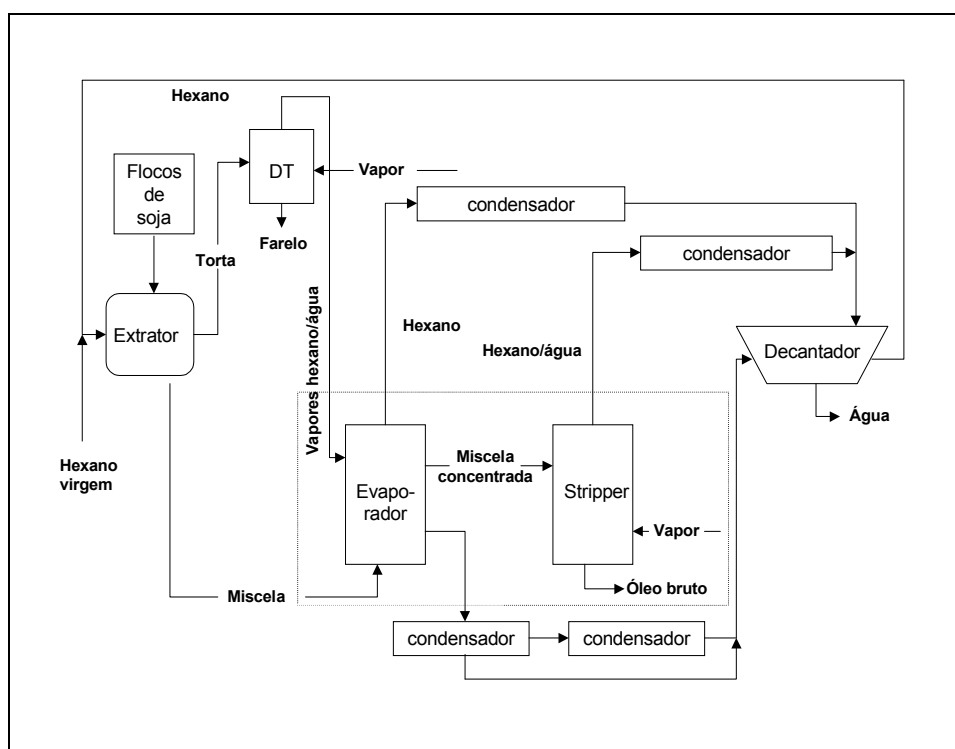


Figura II.5: Esquema do segundo sistema de destilação da miscela, adaptado de PARAÍSO (2001).

O fluxograma da Figura II.5 apresenta algumas alterações em relação ao fluxograma da Figura II.4. A primeira, e mais importante, é a passagem dos gases de topo do DT através do evaporador, a fim de aquecer a miscela e evaporar o hexano. Com isso, o evaporador funciona também como um condensador; porém, muitas vezes os vapores não se condensam totalmente e necessitam de passar por uma condensação antes de chegar ao decantador. A outra alteração é que os vapores que saem do evaporador e da coluna *stripper* passam cada uma por um condensador específico até chegar ao decantador.

O terceiro sistema de destilação é uma evolução do segundo sistema e difere deste pela introdução na linha de mais um evaporador. A Figura II.6 mostra esta alteração e as etapas nas quais ocorrem a separação do óleo do solvente. São três etapas, e para cada uma delas existe um aparelho especial: o pré-evaporador ou evaporador principal, o evaporador posterior e a coluna de *stripping*.

A Figura II.6 mostra o sistema básico de destilação da miscela utilizado atualmente no meio industrial. Ele permite maior produção, economia de energia com o aproveitamento dos vapores quentes da dessolventização do farelo e melhor qualidade do óleo bruto com a operação a vácuo dos equipamentos. Este vácuo propicia uma temperatura de operação mais baixa, condição esta que favorece a qualidade do óleo bruto produzido.

II.3.3.2 A Evaporação do Hexano

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

A miscela entra no primeiro evaporador com uma concentração na faixa de 20 a 30% e recebe o aquecimento de vapores condensados do DT; com isso, o hexano puro é recuperado na forma de vapor e a miscela sai com uma concentração na faixa de 65 a 67% em massa de óleo.

Com essa concentração, ela entra no segundo evaporador e sofre um aquecimento de vapor d'água condensado; este aquecimento provoca a separação de mais uma parte do hexano na forma de vapor e a miscela sai com uma concentração na faixa de 95 a 98% em massa de óleo. Nesta faixa de concentração, a taxa de evaporação do hexano é muito pequena mesmo com um aumento grande de temperatura, e, portanto, um outro tipo de operação mais apropriada deve ser empregada para efetuar a separação. A Figura II.7 mostra o esquema do tipo de evaporador empregado no processo.

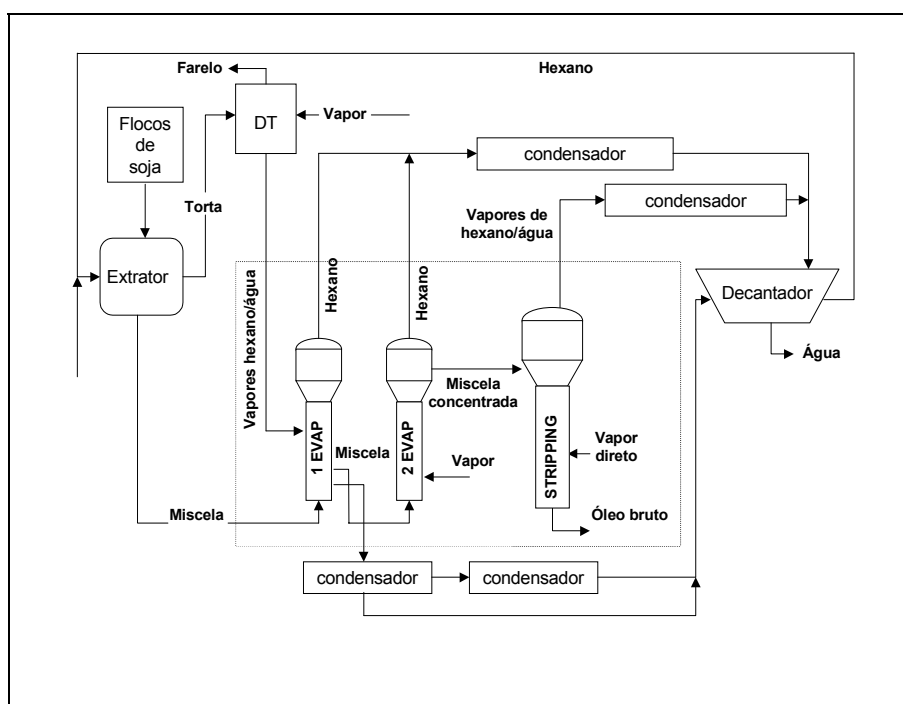


Figura II.6: Esquema do terceiro sistema de destilação da miscela, adaptado de PARAÍSO (2001).

O evaporador típico utilizado na indústria de extração de óleo de soja é como o do esquema mostrado na Figura II.7. Em geral, ele é um evaporador do tipo vertical com tubo longo e fluxo ascendente.

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

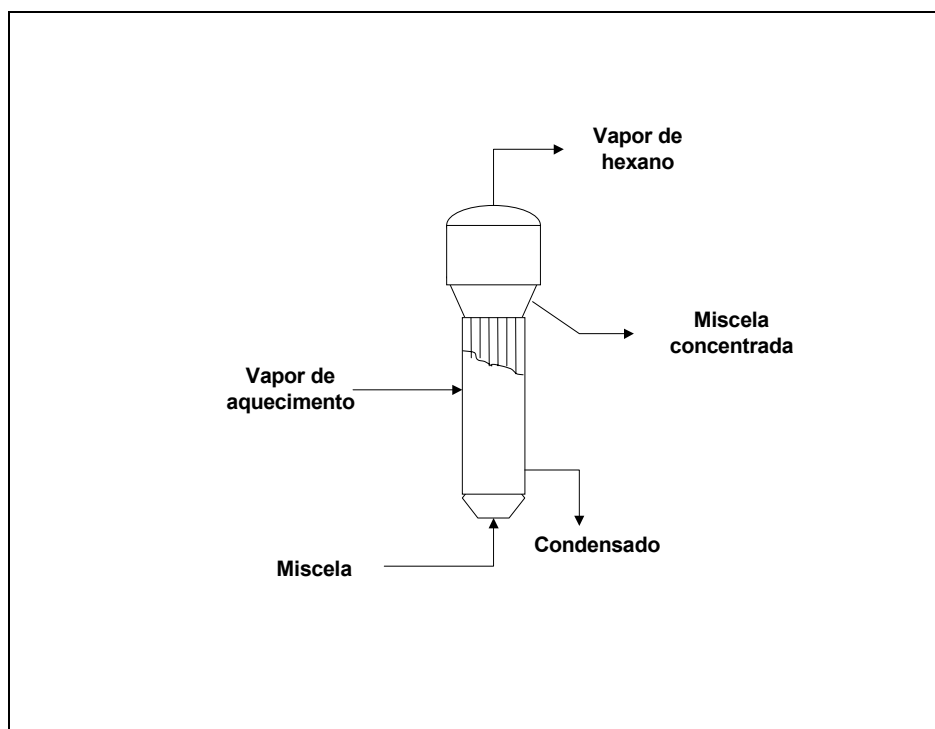


Figura II.7: Esquema do evaporador vertical de tubos verticais longos.

Segundo PARAÍSO (2001), convém destacar que estes evaporadores típicos permitem operar com vazões em torno de $40 \text{ m}^3/\text{h}$ de solução, graças ao fenômeno da convecção natural gerado no interior dos tubos.

Com isso, esses evaporadores são aptos a operar em instalações de grande capacidade. Os tubos que conduzem a solução medem, em geral, de 4,0 a 6,0 metros de comprimento e as velocidades em torno de 0,20 m/s, são suficientes para que a chicana atue como um eficiente eliminador de espuma, para que o processo de transferência de calor seja eficiente, bem como gerar o óleo com a qualidade adequada para o consumo.

II.3.3.3 O *Stripping* do Hexano

Outra etapa de extrema importância na destilação da miscela é a operação de *stripping* do óleo. Esta tem a função de finalizar a destilação da miscela, ou seja, deve haver a separação do baixo teor de hexano que ainda permanece no óleo após a operação de evaporação. É uma operação que realiza a separação do hexano do óleo em estágios, utilizando para tanto o vapor d'água superaquecido. Este vapor entra em contato com a miscela em contracorrente provocando, assim, a eficiente separação do hexano. Esta separação ocorre normalmente a uma pressão abaixo da pressão atmosférica a fim de manter uma temperatura de operação compatível com a qualidade do óleo. O equipamento utilizado neste tipo de operação é denominado de *stripper* e mostrado na Figura II.8.

O esquema da Figura II.8 mostra um *stripper* típico utilizado em uma planta de obtenção de óleo bruto de soja. Este se apresenta como uma coluna dividida em compartimentos denominados de estágios e com estruturas específicas para projetar o fluxo e o contato de materiais no seu interior. A miscela concentrada em óleo forma a corrente líquida que entra na parte superior e passa por uma estrutura que facilita sua distribuição dentro do equipamento. Esta corrente, ao atingir o estágio, forma um pequeno reservatório de líquido, o qual possibilita um contato eficiente entre o vapor direto e a miscela. Este vapor entra no fundo do estágio, que é dotado de uma estrutura capaz de distribuir o vapor no seio do líquido de modo a ocorrer o *stripping* do hexano presente no óleo.

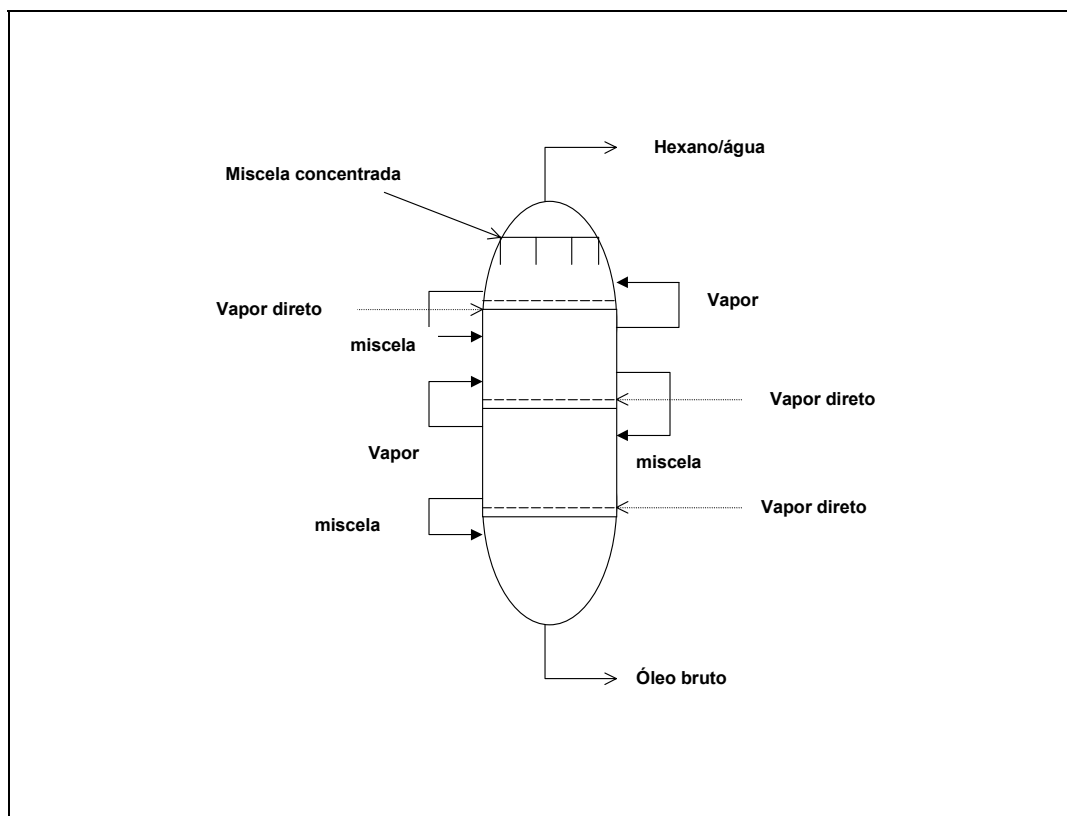


Figura II.8: Esquema do *Stripper*. Adaptado de PARAÍSO (2001).

Após o reservatório atingir um determinado nível, o líquido flui automaticamente para o estágio inferior através de uma tubulação instalada externamente ao equipamento, conforme mostra a Figura II.8. Este fluxo da corrente líquida ocorre até que o óleo bruto saia no fundo do *stripper*. A corrente de vapor que se forma no processo é composta por vapor d'água e hexano. Esta corrente flui de maneira contracorrente em relação à corrente líquida e passa de um estágio inferior para o superior através de tubulações também instaladas na parte externa do equipamento, conforme também pode ser observado na Figura II.8. Assim, pode-se ver que o fluxo de líquido e de vapor, de estágio a estágio, neste equipamento se diferencia um pouco da forma tradicional.

Ele se diferencia na medida em que a corrente de vapor que sobe e a corrente de líquido que desce não se cruzam no fundo do estágio uma vez que este é fechado, como mostra o esquema da Figura II.8.

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

O óleo destilado no stripper é encaminhado para os depósitos de óleo bruto, para posterior refino, ou para tratamento na instalação de lecitina. Se após o stripper o óleo ainda contiver uma quantidade de solvente acima dos padrões, ele retorna ao tanque de miscela. O teste do óleo, quanto a vestígios de solvente, é feito durante o processo, pelo seu cheiro, em amostra coletada em local determinado. Nos últimos anos, o teste tem sido feito pelo “ponto de fulgor”. Este é definido como o ponto mais baixo da temperatura em que os vapores saídos do líquido, misturados com o ar, e em contato com uma chama, queimam explosivamente na superfície desse líquido, segundo PARAÍSO (2001). A Tabela II.11 mostra o ponto de fulgor (°C) do hexano do óleo de soja e a sua respectiva concentração (ppm).

A operação de destilação da miscela se encerra com a recuperação de parte do hexano usado na operação de extração e na produção do óleo bruto. Em todas estas etapas de sua realização quantidades expressivas de energia são utilizadas. Assim, a análise destas operações no sentido de recuperar hexano com o consumo mínimo de energia e óleo de boa qualidade é um aspecto fundamental na estratégia competitiva deste ramo industrial.

Tabela II.11. Ponto de fulgor versus hexano residual. Adaptado de PARAÍSO (2001).

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

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

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

II.3.4 REMOÇÃO DO SOLVENTE DOS SÓLIDOS

No meio industrial, “dessolventizar” significa retirar o solvente e “tostar” significa que, além da retirada do solvente residual, o farelo de soja recebe um tratamento de calor e de umidade visando a qualidade da sua qualidade nutricional, pois a tostagem inativa as enzimas da tripsina e desnaturam proteínas da soja, tornando-a suscetível ao ataque das enzimas proteolíticas, ou seja, torna o farelo de soja, que é praticamente todo usado para ração animal, digerível pelos mesmos.

A Figura II.9, mostra o esquema da operação de dessolventização/tostagem e suas interfaces.

A Figura II.9 mostra que a torta proveniente da operação de extração é encaminhada para a operação de dessolventização/tostagem. Nesta operação são geradas duas correntes: uma é o farelo úmido, e a outra os vapores formados por hexano e água que irão posteriormente ser utilizados como fluido de aquecimento na destilação da miscela, em especial, no primeiro evaporador.

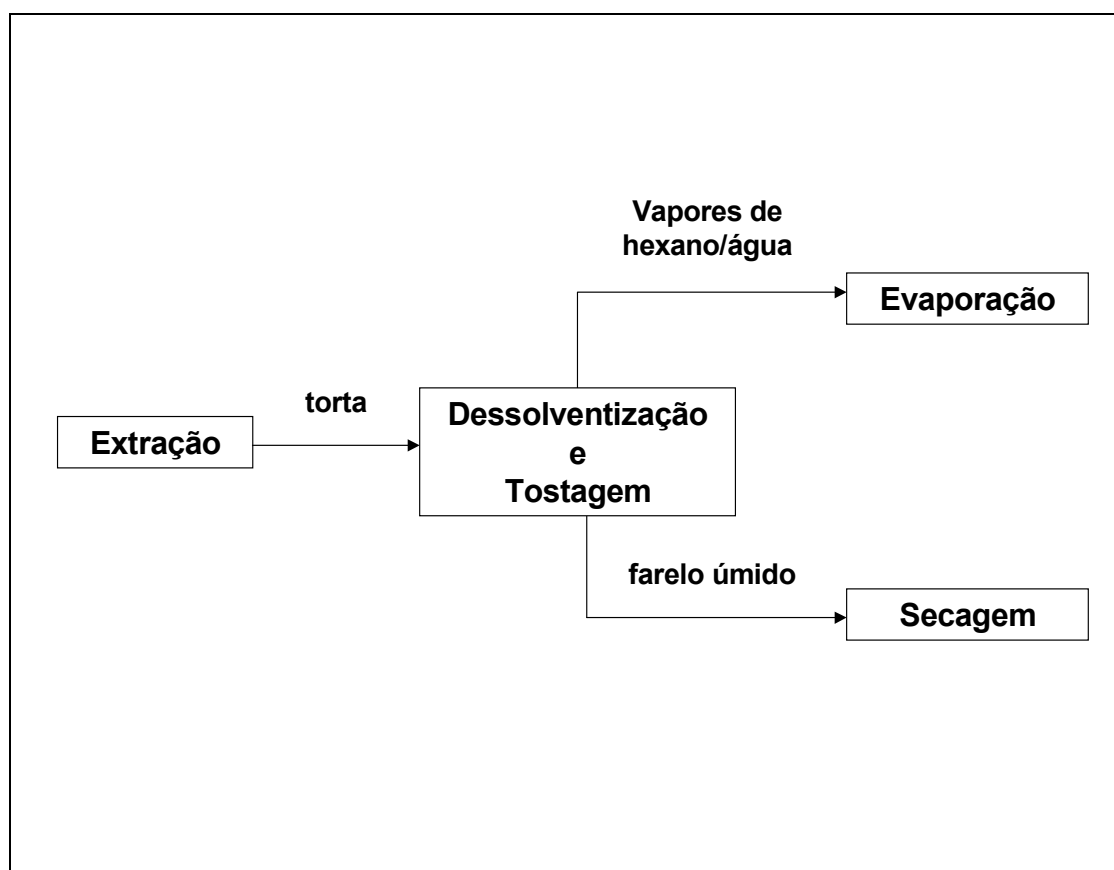


Figura II.9: Esquema geral da operação de dessolventização/tostagem.

A dessolventização/tostagem é uma operação onde a torta entra em contato direto com vapor d'água propiciando um stripping do hexano, o aumento da umidade e tostagem do farelo. O equipamento para fazer esta operação é denominado no meio industrial de dessolventizador/tostador (DT). A Figura II.10 mostra o esquema geral de um DT.

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

A etapa de dessolventização visa separar a maior parte do hexano que ficou retido na torta durante a operação de extração. O material, normalmente, sai do extrator com um teor de hexano na faixa de 25 a 35%, em massa, a uma temperatura em torno de 50 °C e, em seguida, entra na parte superior do DT fluindo de cima para baixo através de compartimentos denominados de estágios ou pratos.

Os três pratos superiores constituem a seção de alimentação e os quatro inferiores a seção de tostagem. Cada prato é varrido por braços presos a um eixo central rotativo para misturar os flocos e promover a passagem destes por aberturas que levam a um fluxo descendente numa taxa controlada.

A etapa da tostagem tem por objetivo evaporar mais alguma quantidade de hexano que não foi evaporada na etapa de dessolventização, bem como fazer um tratamento térmico no farelo a fim de destruir enzimas presentes, prejudiciais à sua digestibilidade. Segundo Paraíso (2001), o farelo não pode ser tostado em excesso, pois desta forma o seu valor nutritivo será reduzido

A tostagem correta está relacionada a três fatores que devem estar perfeitamente sincronizados: tempo de residência, temperatura e umidade. O tempo de residência situa-se em torno de 30 minutos, a umidade em torno de 20% em massa, a temperatura em torno de 110 °C na descarga do tostador.

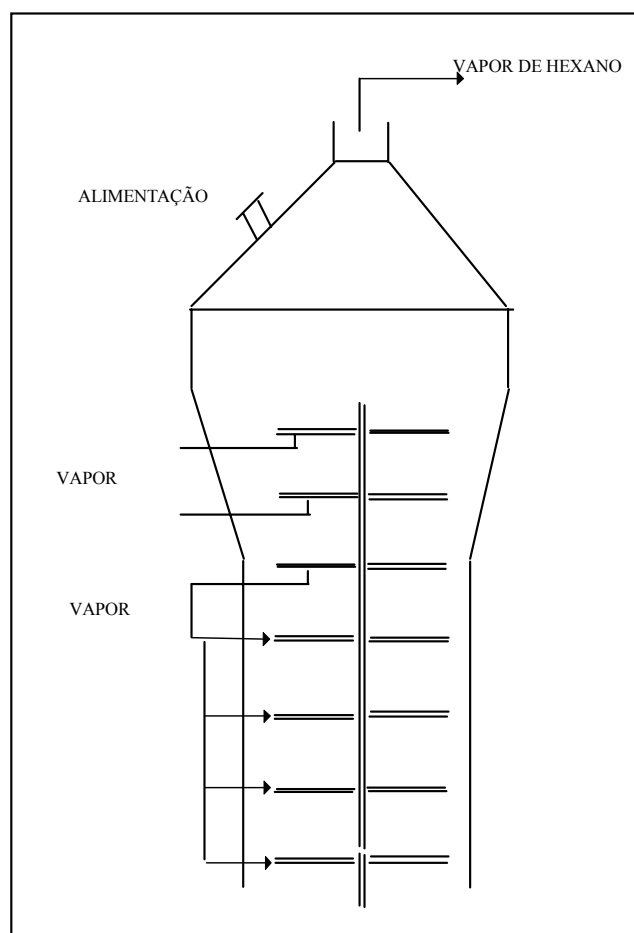


Figura II.10: Detalhes do Dessorventizador-Tostador. Os pratos superiores visam, sobretudo à remoção de solvente, enquanto os pratos inferiores à tostagem.

II.4 EQUIPAMENTOS PARA EVAPORAÇÃO

Nesta seção, focaliza-se equipamentos empregados na evaporação, assim como métodos de operação desses equipamentos. O texto exposto está baseado em KERN (1980).

II.4.1 Classificação dos equipamentos para vaporização

Na indústria existem dois tipos principais de equipamentos para vaporização: o trocador de vaporização e o vaporizador com caldeira.

O vaporizador com caldeira é um aparelho que é aquecido diretamente e que converte diretamente a energia do combustível em calor latente de vaporização. Um trocador de vaporização não é aquecido diretamente pela queima do combustível, e converte o calor sensível ou calor latente de um fluido para o calor latente de vaporização de outro fluido.

Quando um trocador de vaporização for usado para a água ou para uma solução aquosa, é uma boa convenção denominá-lo de *evaporador*. Se ele for usado para suprir as necessidades de calor no fundo de uma coluna de destilação, quer o vapor formado seja da água ou de qualquer outro líquido, ele será chamado de *refervedor*. Quando ele não é usado para a vaporização é conhecido simplesmente como *vaporizador*.

Quando um evaporador é usado juntamente com um sistema gerador de potência para a produção de água pura ou para a formação de processos de evaporação associados à geração de potência, ele se chama de *evaporador de planta de potência*. Quando um evaporador é usado para concentrar uma solução química pela evaporação da água solvente, ele se chama *evaporador químico*.

Essas duas classes possuem projetos diferentes. Contrariamente ao caso de um evaporador, o objetivo do refulvedor é oferecer parte do calor necessário para a destilação e não uma mudança de concentração, embora, em geral, esta variação possa ocorrer.

Normalmente, o termo *evaporador* se aplica também para uma combinação de diversas partes do equipamento, cada uma das quais também pode ser encarada como um evaporador.

Infelizmente, até o momento, certos tipos de evaporadores são ainda projetados mais como uma arte do que como uma soma racional de resistências individuais para o fluxo de calor. Isto se deve aos elevados coeficientes de transmissão de calor com os quais certos tipos de evaporadores operam e à dificuldade de identificar cada uma das resistências individuais, as quais constituem a resistência global.

II.4.2 Evaporadores

II.4.2.1 Comparação entre a evaporação numa planta de potência e a evaporação química.

- Planta de potência: separação da água pura da água comum ou tratada; eliminação por rejeitos inferiores; porção não evaporada constitui o resíduo.
- Evaporador químico: porção não evaporada constitui o produto; ausência de rejeitos inferiores.

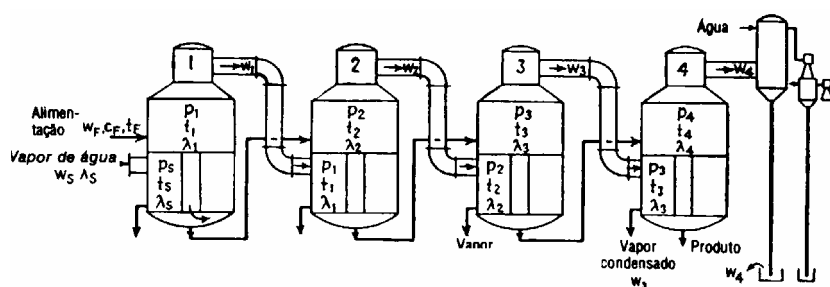
Isto determina a primeira de uma série de diferenças entre a planta de potência e a evaporação química. Estas são as seguintes:

Ausência de rejeitos inferiores. Os evaporadores químicos não operam com rejeitos inferiores, e, em vez do líquido ser usado numa alimentação em paralelo a cada corpo, ele alimenta sistemas com estágios de múltipla operação em série. Os métodos comuns de alimentação são indicados conforme ilustrados na Figura II.11 a e b. A alimentação do primeiro estágio de operação é parcialmente evaporada nela e parcialmente em cada uma das operações sucessivas. Quando o líquido de alimentação tem o mesmo sentido de escoamento, ele fornece uma alimentação frontal ou dianteira, e quando o sentido é contrário, ele fornece uma alimentação de retorno ou realimentação. De um ponto de vista do uso efetivo de um potencial, prefere-se usar a alimentação dianteira. Se o líquido for muito viscoso, existirá uma vantagem para usar a alimentação de retorno, uma vez que a temperatura do primeiro estágio de operação é sempre a maior de todas, e a viscosidade correspondente será menor. A ausência de rejeitos inferiores possibilita uma maior recuperação de calor num evaporador químico.

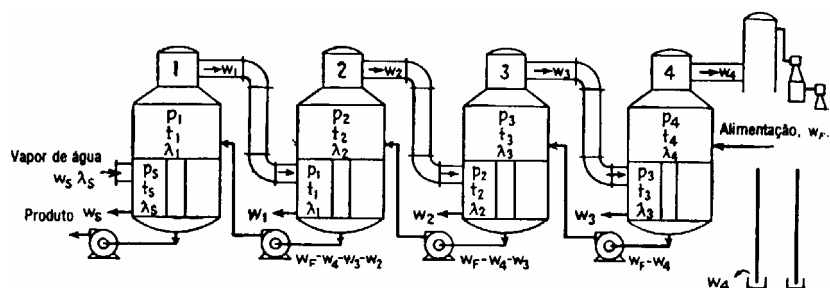
Aumento do ponto de Ebulição (BPR). Embora os evaporadores químicos possam produzir elevadas transferências de calor, sob certas condições eles são incapazes de uma elevada utilização de potenciais de temperatura e conseqüentemente exigem superfícies maiores. Isto resulta no fato de que uma solução aquosa concentrada sofre uma *elevação do ponto de ebulição* em relação à temperatura de saturação da água pura à mesma pressão. A diferença entre a temperatura do vapor que aquece e a temperatura de saturação que corresponde à pressão do vapor de operação é a *queda de temperatura aparente* $(\Delta t)_a$. Os coeficientes de transmissão de calor, os quais são relacionados com

$$U_D = \frac{Q}{A(\Delta t)_a},$$

são os coeficientes globais aparentes. Se os coeficientes se baseiam sobre a diferença de temperatura através da superfície entre o vapor usado no aquecimento e o líquido que evapora, como em muitos casos, $U_D = Q / A\Delta t$.



(a) ALIMENTAÇÃO FRONTAL.



(B) REALIMENTAÇÃO

Figura II.11: Evaporador químico com quatro estágios de operação dispostos para alimentação frontal e realimentação. Adaptado de KERN (1980).

O calor latente de vaporização para o vapor de água de uma solução pode ser calculado seja pela relação de Duhring seja pela equação de Othmer. De acordo com a regra de Duhring,

$$\frac{\lambda_w}{\lambda_s} = \frac{\Delta t'_w}{\Delta t'_s} \left(\frac{t'_w}{t'_s} \right)_{abs}^2 \quad (II.1)$$

onde λ_s = calor latente de água pura da solução à temperatura t e à pressão p_s ;

λ_w = calor latente de água pura à temperatura t'_w , porém à pressão p_s , que é a mesma pressão que a existente para t ;

t'_s, t'_w = pontos de ebulição da solução e da água para a mesma pressão p_s ;

$\Delta t'_s / \Delta t'_w$ = razão entre as variações das duas curvas de ebulição sobre o mesmo intervalo de pressão.

De acordo com o método de Othmer e com base na equação de Clausius-Clapeyron,

$$\frac{\lambda_s}{\lambda_w} = \frac{d \log p_s}{d \log p_w} \quad (II.2)$$

onde p_s e p_w são as respectivas pressões de vapor absolutas da solução, e da água pura sobre um idêntico intervalo de temperatura.

A BPR pode ser calculada, porém somente para soluções diluídas que são quase ideais. Para soluções reais, os dados sobre elevação do ponto de ebulição devem ser obtidos experimentalmente medindo-se a curva de pressão de vapor para uma dada concentração em duas temperaturas diferentes.

Propriedades do fluido. No evaporador químico, o resíduo, que é uma solução concentrada, é o produto desejado, e normalmente nenhum ajuste pode ser feito com a solução a fim de impedir a formação de espuma ou eliminar a deposição da incrustação. Isto deve ser levado em consideração quando projeta-se um equipamento. Além disso, as soluções concentradas, produzem soluções com viscosidades elevadas. Particularmente, uma vez que a ebulição é uma combinação da vaporização e da convecção livre, o coeficiente global de transmissão de calor é uma função tanto da concentração quanto da temperatura para a qual ocorre a evaporação. A influência da viscosidade pode ser tão elevada que o grupo de Grashof, $D^3 \rho^2 g \beta \Delta t / \mu^2$, torna-se desprezível para evaporadores que operam com circulação natural. Nessas circunstâncias, a solução não pode circular espontaneamente de modo muito rápido em torno de um elemento aquecedor, e é necessário usar uma *circulação forçada* em vez de uma *circulação natural*.

II.4.3 Evaporadores Químicos

Os evaporadores químicos pertencem a duas classes: os de circulação natural e os de circulação forçada. Os evaporadores com circulação natural são usados individualmente ou em operações múltiplas para as necessidades mais simples da evaporação. Os evaporadores com circulação forçada são usados para soluções viscosas, salinas e soluções com formação de incrustação. Os evaporadores com circulação natural se dividem em quatro tipos principais:

Tubo horizontal

1. Tubo vertical fechado (*calandra*)
2. Tubo vertical com cesta
4. Tubo vertical longo

II.4.3.1 Evaporadores com tubo horizontal

Este tipo de evaporador, conforme indicado na Figura II.12, é o tipo mais antigo de evaporador químico. Embora eles já tenham sido usados mais intensamente, eles foram substituídos por outros tipos. Consistem de uma carcaça redonda ou quadrada e de um feixe de tubos horizontais que normalmente é quadrado. O evaporador horizontal é o único tipo distinto de evaporador químico que usa vapor nos tubos. A principal vantagem desse tipo de evaporador reside no fato dele ocupar um espaço relativamente pequeno e na habilidade de dispor o feixe de modo que o ar que entra com o vapor não se agrupe para recobrir uma área útil. O evaporador horizontal é menos satisfatório para fluidos que formam incrustação ou depósito de sal, sendo o depósito formado na parte externa do tubo, e é usado somente para problemas relativamente simples de concentração em vez de na preparação de um líquido para cristalização.

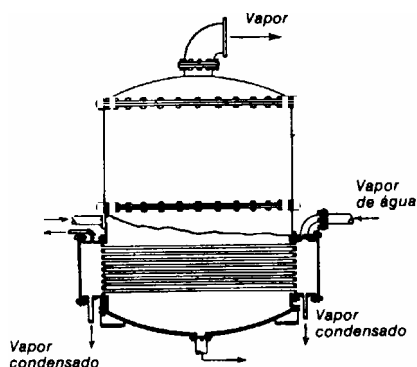


Figura II.12: Evaporador com tubo horizontal. Adaptado de KERN (1980).

II.4.3.2 Evaporador *calandra*

Este tipo de evaporador é indicado na Figura II.13. Ele consiste de um feixe de tubos verticais curtos, colocados entre dois espelhos fixos que são parafusados com os flanges da carcaça. O vapor flui pelo exterior dos tubos na caldeira de vapor, e existe um grande espaço circular para a retirada pela parte de baixo no centro do feixe onde o líquido resfriador circula de volta para o fundo dos tubos. A disposição de um evaporador com recipiente fechado *calandra* é indicada na Figura II.14. Um dos problemas consiste em colocar chicanas para o vapor da parte central da carcaça de modo que exista uma cobertura de tubos relativamente uniforme. Outro problema é fazer pontos de sangria convenientes de modo que não se formem bolsões de gás não-condensável. O condensado pode ser removido em qualquer ponto conveniente. O espaço acima do nível do líquido no espelho serve principalmente para liberar o líquido, o qual é arrastado pelo vapor.

Os evaporadores tipo *calandra* são tão comuns que eles são freqüentemente chamados de evaporadores *padronizados*. Como ocorre incrustação no interior dos tubos é possível usar o evaporador padrão para serviços mais rigorosos do que os desempenhados para um evaporador com tubo horizontal, e, além disso, podemos instalar uma hélice no prato grande ou na parte cônica inferior a fim de aumentar a velocidade de circulação.

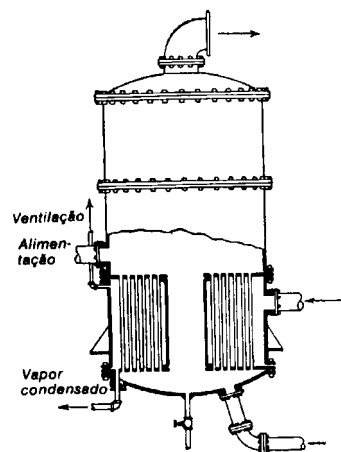


Figura II.13: Evaporador com recipiente fechado tipo *calandra*. Adaptado de KERN (1980).

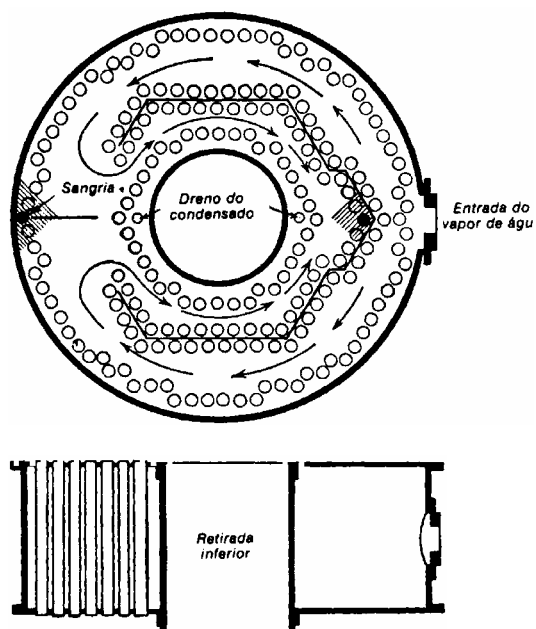


Figura II.14: Disposição típica das chicanas num evaporador tipo *calandra*. As setas indicam a direção do escoamento do vapor de água. As áreas hachuradas indicam a localização dos pontos de sangria dos não – condensáveis. Adaptado de KERN (1980).

II.4.3.3 Evaporador tipo cesta

Um evaporador de tipo cesta é indicado na Figura II.15.. Ele é semelhante ao tipo *calandra*, exceto que ele possui um feixe removível que pode ser limpo muito facilmente. O feixe é suportado em apoios internos, e a retirada inferior ocorre entre o feixe e a carcaça em vez de uma retirada central. Como os espelhos oscilam livremente, o problema da expansão diferencial entre os tubos e o vapor da arca da carcaça não é importante. Este tipo é freqüentemente projetado com um fundo cônico e pode também possuir uma hélice instalada para aumentar a circulação. Em virtude destas vantagens mecânicas, o evaporador com cesta pode ser usado para líquidos que possuem tendência a criar incrustação, embora eles não sejam recomendados para líquidos com altas viscosidades ou elevadas taxas de incrustação.

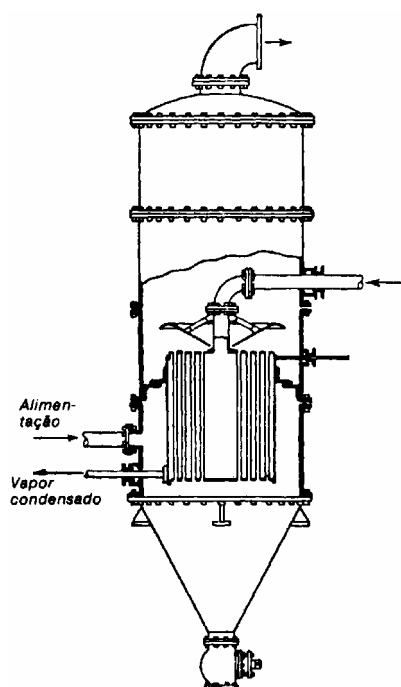


Figura II.15: Evaporador tipo cesta. Adaptado de KERN (1980).

II.4.3.4 Evaporadores verticais com tubos longos

Um evaporador vertical com tubo longo é indicado na Figura II.16. Ele consiste de um elemento aquecedor tubular projetado para passagem da solução através dos tubos, mas somente uma vez por circulação natural. O vapor entra através do cinturão de vapor, e o feixe possui chicanas de modo a que exista um movimento livre do vapor, do condensado e do não-condensado para baixo. O espelho superior está livre, e logo acima dele existe um defletor de vapor para reduzir o arraste. Este tipo não é especialmente adaptado para líquidos salinos nem para a vedação, mas ele é excelente para soluções com sabão, soluções espumosas. Quando eles são dispostos para recirculação, o aparelho é como indicado na Figura II.17.

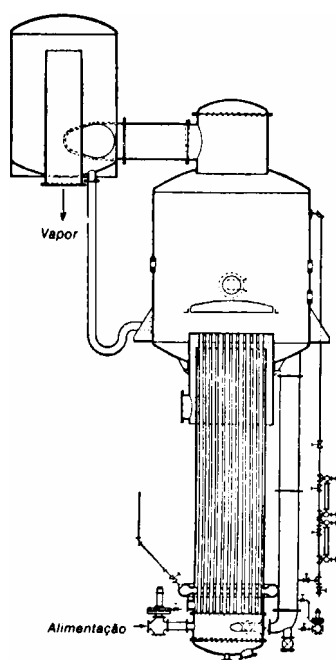


Figura II.16: Evaporador vertical com tubo longo. Adaptado de KERN (1980).

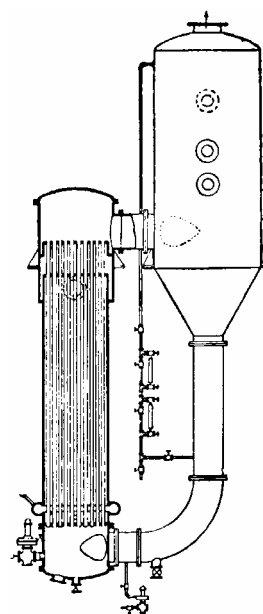


Figura II.17 : Evaporador vertical com tubo longo e reciclagem. Adaptado de KERN (1980).

II.4.3.5 Evaporadores com circulação forçada

Existem diversos modelos para os evaporadores com circulação forçada, conforme indicado desde a Figura II.18 até a Figura II.20. Um evaporador com circulação forçada pode não ser tão econômico como um evaporador com circulação natural, porém eles são necessários quando o problema envolve uma solução com escoamento pobre, incrustação e características térmicas. Como o grupo de Grashof varia inversamente com o quadrado da viscosidade, existe um limite para as viscosidades das soluções que circulam naturalmente.

Com materiais muito viscosos não existe alternativa, a não ser o uso deste tipo de evaporador. Além disso quando existe uma tendência para a formação de incrustação ou de depósitos salinos, as elevadas velocidades obtidas através do uso de bombas de circulação constituem o único método para impedir a formação de depósitos excessivos. O evaporador com circulação forçada é bem adaptável para um controle íntimo do escoamento, particularmente quando um longo tempo de contato pode perturbar os produtos químicos da solução. Os tubos de um evaporador com circulação forçada são menores do que os tubos num evaporador com circulação natural.

Na Figura II.18, o vapor de água penetra através do feixe externo do corpo do evaporador e entra em contato com os tubos no topo do feixe por meio de um espaço anular existente. Instala-se uma placa defletora acima do espelho superior e coloca-se a bomba de circulação no nível do chão. Na Figura II.19, nota-se que o mesmo efeito é produzido através de um feixe vertical, o qual simplifica em um grau a construção, mas não é tão compacto. A Figura II.20 representa uma variação com um feixe horizontal que é particularmente adaptável quando o espaço disponível é pequeno.

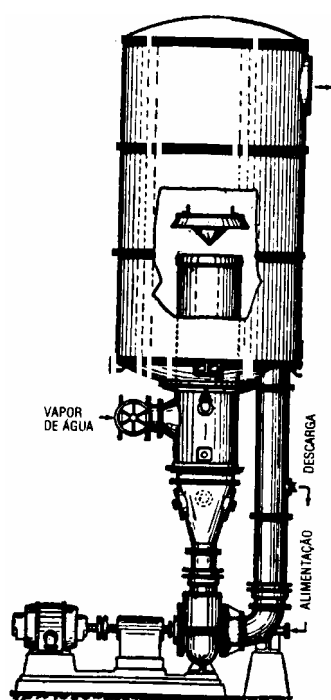


Figura II.18 Evaporador com circulação forçada com elemento aquecedor interno vertical. Adaptado de KERN (1980).

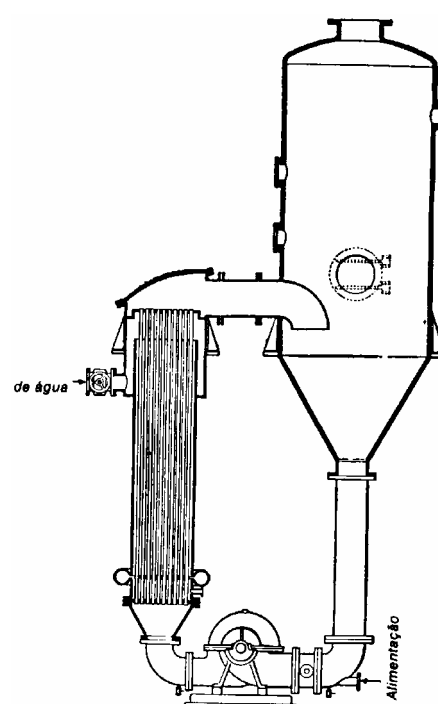


Figura II.19: Evaporador com circulação forçada com elemento externo vertical. Adaptado de KERN (1980).

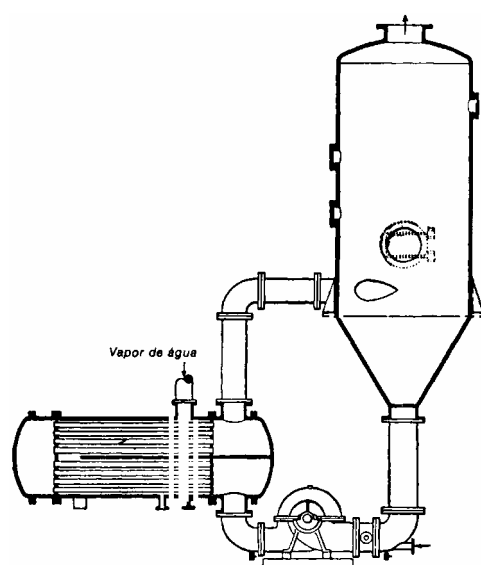


Figura II.20 Evaporador com circulação forçada com elemento externo horizontal. Adaptado de KERN (1980).

II.4.3.6 Efeito da carga hidrostática

Considera-se um fluido puro com uma superfície de ebulição acima do topo de um feixe de tubos horizontais. Considera-se o ponto de ebulição como sendo determinado pela pressão na interface líquido-vapor. Caso exista uma grande camada de líquido acima do feixe de tubos, ela exercerá uma pressão hidrostática sobre o líquido em contato com a superfície do tubo. A pressão acrescida sobre o líquido faz aumentar a temperatura de ebulição acima do valor necessário para produzir vapores da temperatura de saturação correspondendo à pressão da interface líquido-vapor. O efeito da carga hidrostática, como no caso da BPR, faz produzir a diferença de temperatura efetiva sobre a superfície de transmissão de calor. Como os evaporadores operam com uma diferença de temperatura aparente fixa, o tamanho da superfície de transmissão de calor pode ser aumentado concomitantemente para que surja uma carga hidrostática. Para temperaturas elevadas, o líquido é menos viscoso e a evaporação é favorecida.

O efeito da carga hidrostática pode ser estimado pela relação

$$\Delta t_h = 0,03 \frac{T_R v}{\lambda_s} \Delta_p \quad (\text{II.3})$$

onde Δt_h = elevação hidrostática do ponto de ebulição;

T_R = temperatura do ponto de ebulição;

v = volume específico do vapor de água para T_R

λ_s = calor latente de vaporização correspondente à pressão de saturação

Δ_p = carga hidrostática.

Normalmente pode-se considerar Δp como sendo igual à metade do nível do líquido indicado. É aparente que a influência da pressão hidrostática será maior à medida que o vácuo do sistema aumenta, uma vez que ν varia consideravelmente com a pressão, enquanto que λ_s varia muito pouco.

Para todo evaporador que opera com circulação natural não se pode evitar uma perda de capacidade em virtude da carga hidrostática, mas esta perda pode ser diminuída mantendo-se o nível inferior do líquido consistente com a eficiência da operação do equipamento. A obtenção de um bom controle de operação pode ser facilitada pela escolha do diâmetro do tubo e do comprimento em geral, projetando-se uma elevada velocidade do fluido no espaço de descarga.

II.4.3.7 Evaporação química com muitos estágios de operação

A alimentação em paralelo não é de forma mais econômica e é usada na evaporação química somente quando a solução de alimentação estiver aproximadamente saturada no início e a evaporação é destinada para o caso da supersaturação. Na evaporação química costuma-se usar a alimentação frontal, alimentação de retorno, ou uma modificação destes dois tipos, conhecida como alimentação mista. Observando a Figura II.8, existem em oposição certas vantagens e desvantagens que resultam do uso da alimentação frontal ou da alimentação de retorno.

Na alimentação frontal, quando a solução de alimentação está a uma temperatura mais elevada do que a temperatura de saturação do primeiro estágio, ocorrerá automaticamente alguma evaporação que produz a chamada *evaporação instantânea*. Como normalmente se mantém o vácuo no último estágio de operação, a solução flui espontaneamente de estágio a estágio e basta introduzir uma bomba de remoção da solução somente no último estágio. Analogamente, uma vez que a temperatura de saturação da solução que entra em ebulição em cada estágio é menor do que a temperatura do estágio

que precede, existe evaporação instantânea ou “livre” em cada estágio sucessivo, o que reduz a existência global de vapor. Num evaporador, a película de ebulição é a resistência que controla o processo, e o valor numérico do coeficiente global diminui com a concentração porque a viscosidade aumenta. Na alimentação frontal, a solução concentrada encontra-se no último estágio, e obviamente este estágio possui o menor coeficiente global, uma vez que o líquido está mais concentrado nesta região e ao mesmo tempo está mais frio.

Quando usa-se alimentação de retorno, ela supera a objeção de ter a solução mais concentrada no estágio mais frio. Neste caso, a solução diluída entra no último e mais frio estágio e sai concentrada no primeiro estágio, o qual possui a temperatura mais elevada. Neste dispositivo de alimentação, a solução deve ser aquecida em cada estágio em contraste com a solução com evaporação instantânea de cada estágio na alimentação frontal. Além disso, a alimentação deve ser bombeada de estágio a estágio, o que significa que o número de lugares para vazamento de ar, tais como, em bombas e flanges, faz aumentar a manutenção e o custo da potência. As relações de temperatura na alimentação de retorno normalmente compensam em parte essas desvantagens, uma vez que o sistema está em contracorrente e a economia de vapor é mais elevada sob estas condições.

Se a solução de alimentação de um evaporador com realimentação, estiver inicialmente quente, sua introdução no último estágio produzirá rejeitos, uma vez que os vapores que se formam instantaneamente no último estágio se perdem para o condensador. Na alimentação frontal esses vapores não apenas se formam instantaneamente, mas, em cada estágio sucessivo, eles produzem reevaporação de uma nova quantidade de água. O problema do sentido da alimentação que deve ser usada é, na maior parte dos problemas alternados de transmissão de calor, uma questão de economia. A realimentação pode ou não conduzir a exigências menores da área, dependendo da extensão da concentração e da viscosidade da solução final desejada. O custo do vapor será menor para a realimentação se a alimentação for fria e menor para a alimentação frontal quando a solução de alimentação for dada aproximadamente pela temperatura de operação do primeiro estágio ou maior. O cálculo dos problemas que usa os dois métodos estabelece facilmente a relação de operação mais favorável.

II.5 CONCLUSÃO DO CAPÍTULO II

A revisão apresentada neste capítulo permite observar que há uma carência muito grande de trabalhos mais abrangentes sobre alguns assuntos, principalmente no que se refere à destilação da miscela, que é o principal ponto deste trabalho.

As operações envolvidas no processo de obtenção do óleo e do farelo de soja não devem ser analisadas como as típicas da indústria química. Os materiais envolvidos no processo formam misturas complexas e de composição muito variada, tornando assim, mais dispendiosa uma análise mais profunda.

No próximo capítulo, a operação de destilação da miscela, mais propriamente o segundo evaporador, será melhor detalhado, com a finalidade de estabelecer o modelo que será utilizado no desenvolvimento do programa simulador deste sistema. Com isso, nota-se a importância de rever conceitos sobre evaporadores e suas propriedades.

CAPÍTULO III – MODELO MATEMÁTICO

III.1 – INTRODUÇÃO

A evaporação na indústria de obtenção de óleo de soja é normalmente usada para evaporar o hexano puro e concentrar a miscela. Os equipamentos normalmente utilizados são evaporadores verticais, instalados em série, que utilizam vapores saturados como fontes de calor para o aquecimento da miscela até seu ponto de ebulição, conforme mostra a Figura III.1. Numa indústria típica, parte desse aquecimento é feita aproveitando os vapores saturados que saem da operação de dessolventização/tostagem e outra parte é utilizando-se o vapor de água saturado proveniente do sistema de utilidades.

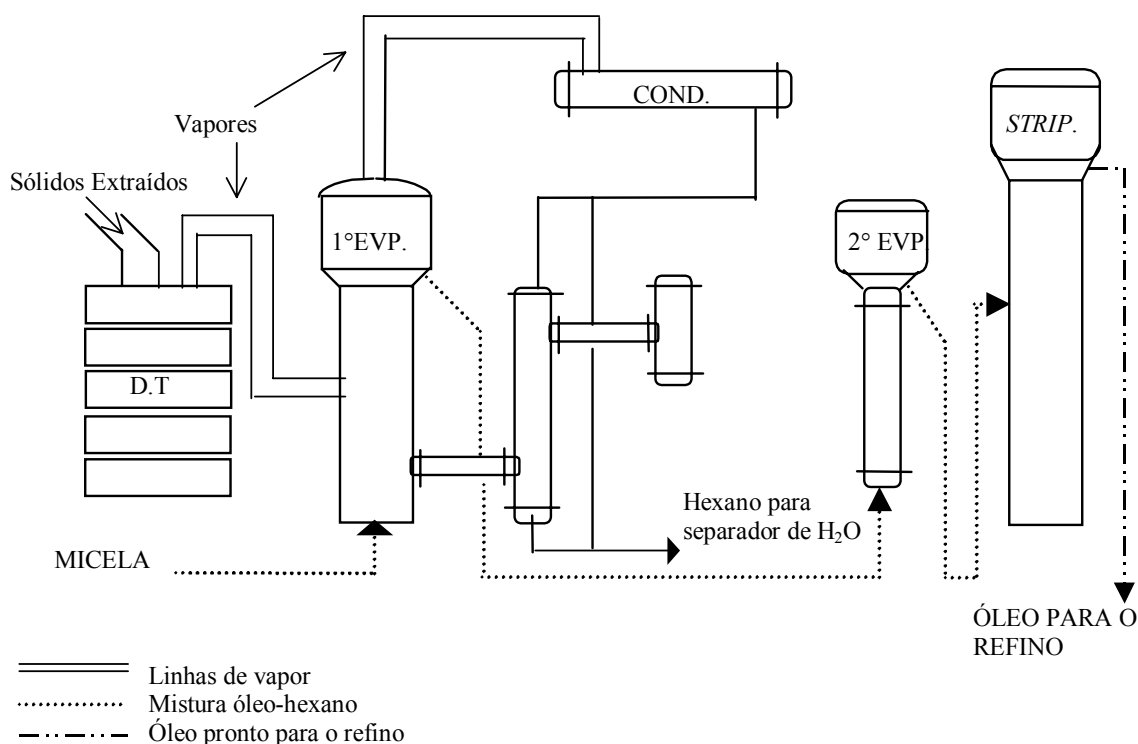


Figura III.1: Sistema de remoção do solvente da miscela. DT: dessolventizador-tostador da torta; 1ºEVP: primeiro estágio do evaporador; 2º EVP: segundo estágio de evaporação.

III.2 EVAPORADOR

O evaporador utilizado na indústria para evaporação da miscela é semelhante ao mostrado na Figura III.2.

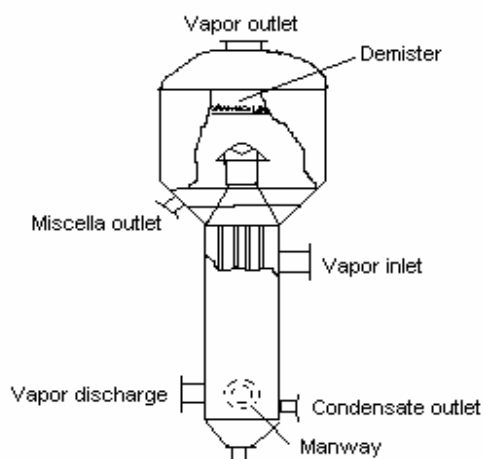


Figura III.2: Evaporador vertical de tubo longo empregado para a separação do solvente do óleo extraído.

Esse evaporador basicamente exerce a função de um trocador de calor, no qual o vapor de aquecimento flui na parte externa dos tubos, no sentido de cima para baixo, e a miscela escoa na parte interna dos tubos, no sentido de baixo para cima. A operação é de forma contínua e à medida que a miscela vai subindo nos tubos, esta se aquece até seu ponto de ebulição vaporizando grandes quantidades de hexano.

Porém alguns aspectos operacionais inerentes ao processo podem influenciar no rendimento do processo de evaporação e devem ser mencionados quando se pretende fazer uma análise rigorosa de um sistema de evaporação. Estes aspectos são os seguintes:

- A concentração da miscela: a miscela normalmente chega no evaporador diluída e, portanto, sua viscosidade é baixa conforme Tabela II.4; desta forma, os coeficientes de transferência de calor são elevados. Mas à medida que ocorre o fluxo da mistura nos tubos do evaporador, o solvente vai se evaporando e a solução vai se concentrando tornando-se mais viscosa; esse aumento de viscosidade da solução pode reduzir drasticamente o coeficiente de transferência de calor. Neste caso, turbulência deve ser provocada para manter o coeficiente de transferência de calor em níveis elevados.
- Sensibilidade do óleo a altas temperaturas: o óleo de soja degrada a temperatura elevada ou com aquecimento prolongado prejudicando, assim, a qualidade do produto para o consumo humano. Para evitar esse problema, os evaporadores na indústria de óleo de soja operam normalmente sob uma pressão abaixo da pressão atmosférica.
- A formação de espumas: o óleo de soja possui alguns ácidos graxos na sua composição que podem formar espuma durante a evaporação. As bolhas formadas na espuma podem acompanhar o vapor e provocar perdas de óleo.
- Pressão e temperatura de operação: o ponto de ebulição da miscela depende da pressão do sistema. Quanto mais elevada a pressão de operação do evaporador mais elevada a temperatura de ebulição. Além disso, quando a concentração da solução aumenta pela evaporação a temperatura de ebulição também aumenta. Este fenômeno denomina-se elevação do ponto de ebulição.
- Incrustações: são depósitos de materiais sobre a superfície de troca térmica. O resultado é que o coeficiente global de transferência de calor diminui e o evaporador deverá ser limpo eventualmente.

- Pressão hidrostática: a coluna de mistura líquida provoca um efeito no evaporador denominado de carga hidrostática. Este efeito pode gerar um aumento na pressão na interface líquido-vapor. A pressão acrescentada ao líquido faz aumentar a temperatura de ebulição acima do valor necessário para produzir vapores na temperatura de saturação correspondente à pressão da interface líquido-vapor. Com isso pode ocorrer uma redução no gradiente de temperatura e, conseqüentemente, gerando ineficiências no processo de troca de calor.

III.3 MODELO MATEMÁTICO DO EVAPORADOR

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

A operação de evaporação, inserida no processo de obtenção do óleo de soja, tem função de separar o óleo bruto do hexano. Para ocorrer esta separação a corrente de miscela passa por um evaporador onde recebe calor de uma corrente de fluido de aquecimento; ao receber este calor, a solução entra em ebulição vaporizando o hexano e se concentrando. Entretanto, o hexano é retirado do óleo até um certo valor limite de concentração, a partir do qual a temperatura de ebulição aumenta significativamente e torna-se bastante dispendioso continuar retirando todo hexano da miscela. Além disso, uma temperatura de operação muito elevada pode alterar as características físicas do óleo de soja. A seguir, a Figura III.3, mostra o esquema geral das correntes de entrada e saída do evaporador.

A Figura III.3 é uma representação esquemática de um evaporador típico vaporizando o hexano e concentrando a miscela. O fluido de aquecimento entra no evaporador onde se condensa, fornecendo seu calor latente para a miscela em ebulição.

A mistura no evaporador deve estar bem homogênea de forma que sua temperatura e composição sejam iguais às da mistura de saída, que se supõe estejam em equilíbrio com o vapor. A pressão de operação normalmente é fixada, neste caso, num determinado valor abaixo da pressão atmosférica, de maneira a se ter um determinado valor baixo para a temperatura de ebulição.

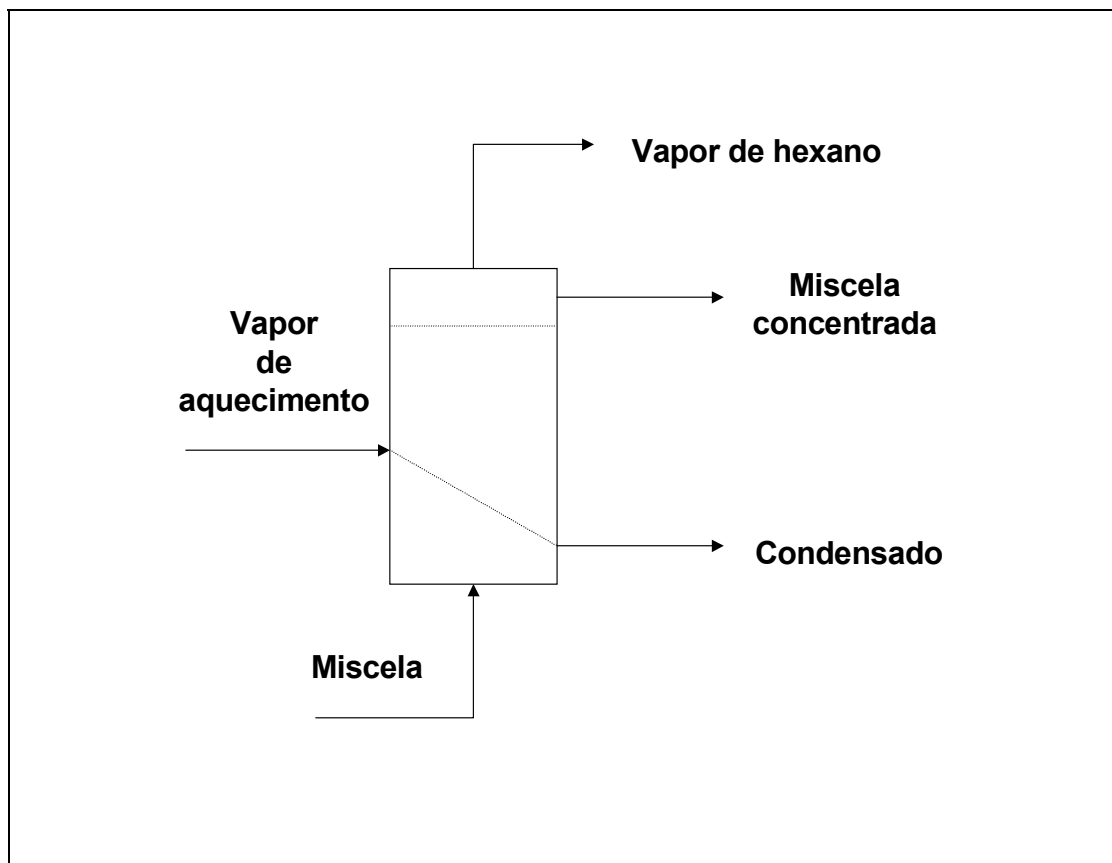


Figura III.3: Esquema das correntes de entrada e saída do evaporador.

A fim de analisar as condições de operação do sistema de operação utilizado no processamento do óleo de soja, será proposto, a seguir, um modelo matemático baseado em balanços materiais.

A seguir, será apresentado um modelo matemático que tem como objetivo sistematizar os conhecimentos de modo a fornecer as ferramentas básicas para se prever o comportamento de um evaporador em condições diversas, porém não muito distantes dos pontos normais de operação, permitindo simular o efeito dos principais parâmetros da miscela a concentrar e das próprias condições de operação.

O modelo matemático do sistema de evaporação tem como base o de TONELLI (1990), consistindo em balanços mássicos global e de óleo e de balanço energético em torno do sistema de evaporação.

Balanço Global de Massa:

$$\frac{d(M)}{dt} = F_i - F(1-\beta) - F_v \quad (\text{III.1})$$

Balanço de Massa para o Óleo:

$$\frac{d(MX)}{dt} = F_i X_i - F X (1-\beta) \quad (\text{III.2})$$

Balanço de Energia:

$$\frac{d(MH)}{dt} = F_i H_i - F H (1 - \beta) - F_v H_v + (1 - \alpha) Q \quad (\text{III.3})$$

Onde:

M: massa de miscela no sistema;

F_i : taxa mássica de miscela que entra no sistema de evaporação;

F: taxa mássica de miscela que deixa o sistema de evaporação;

β : razão de miscela recirculada no sistema;

F_v : taxa mássica de vapor de solvente que deixa o sistema;

X_i : fração mássica em óleo da miscela que chega ao evaporador;

X: concentração da miscela no sistema de evaporação;

α : fração perdida do calor transferido do vapor à miscela;

Q: calor transferido do vapor de água de aquecimento para a miscela;

H: Entalpia específica da miscela no sistema de evaporação;

H_i : Entalpia específica da miscela que entra no sistema de evaporação;

H_v : Entalpia específica do vapor que deixa o sistema de evaporação.

As seguintes considerações são feitas:

- Admite-se equilíbrio termodinâmico entre a mistura líquida em evaporação e o seus vapores;
- Nenhuma quantidade de óleo está presente na fase vapor;

- A mistura óleo-hexano comporta-se idealmente para o cálculo de entalpias;
- A vazão nos tubos é constante e igual à vazão de entrada para o cálculo do coeficiente global de troca térmica;
- A perda de pressão nos tubos é desprezível;
- A concentração da miscela no interior dos tubos é uniforme e igual ao valor de saída;
- A mistura entra em ebulição a uma temperatura média correspondente à pressão no ponto de altura média dos tubos;
- O vapor de aquecimento encontra-se saturado sob pressão e temperatura constantes e uniformes na calandra.

Em razão do equilíbrio admitido, sabendo-se a concentração da mistura, sabe-se também sua temperatura e, em consequência, sua entalpia. Assim, a equação do balanço energético é empregada para o cálculo da vazão de vapor, considerando-se que a temperatura já é conhecida a partir do balanço de massa para o óleo. A seguir alguns tratamentos nas equações do modelo dinâmico são desenvolvidos para o cálculo da vazão do vapor de hexano eliminado.

Da equação do balanço de energia, tem-se que:

$$M \frac{dH}{dt} + H \frac{dM}{dt} = F_i H_i - FH(1 - \beta) - F_v H_v + (1 - \alpha)Q \quad (\text{III.4})$$

$$M \frac{dH}{dt} + H \{F_i - F(1 - \beta) - F_v\} = F_i H_i - FH(1 - \beta) - F_v H_v + (1 - \alpha)Q \quad (\text{III.5})$$

onde: $P = \text{constante} : H(T, X) = H$

$$\frac{dH}{dt} = \left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_X \frac{dT}{dt} + \left(\frac{\partial H}{\partial X} \right)_T \frac{dX}{dt} \quad (\text{III.6})$$

Então:

$$M \left\{ \left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_X \frac{dT}{dt} + \left(\frac{\partial H}{\partial X} \right)_T \frac{dX}{dt} \right\} + H \{ F_i - F(1 - \beta) - F_v \} = F_i H_i - FH(1 - \beta) - F_v H_v + (1 - \alpha)Q \quad (\text{III.7})$$

Podendo-se admitir que:

$$\left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_{X,P} = cp = a \qquad \left(\frac{\partial H}{\partial X} \right)_{P,T} = b$$

$$T = T(X, P)$$

$$P = \text{constante} : T = f(X)$$

$$\frac{dT}{dt} = \left(\frac{\partial T}{\partial X} \right)_P \frac{dX}{dt} \quad (\text{III.8})$$

$$M \left\{ a \left(\frac{\partial T}{\partial X} \right)_p \frac{dX}{dt} + b \frac{dX}{dt} \right\} + H \{ F_i - F(1 - \beta) - F_v \} = F_i H_i - FH(1 - \beta) - F_v H_v + (1 - \alpha)Q$$

(III.9)

Mas:

$$\left(\frac{\partial T}{\partial X} \right)_p = c$$

Do balanço de óleo:

$$\frac{d(MX)}{dt} = \frac{MdX}{dt} + X \frac{dM}{dt} = F_i X_i - FX(1 - \beta)$$

(III.10)

$$M \frac{dX}{dt} + X [F_i - F(1 - \beta) - F_v] = F_i X_i - FX(1 - \beta)$$

(III.11)

$$M \frac{dX}{dt} + XF_i - XF(1 - \beta) - F_v X = F_i X_i - F_x (1 - \beta)$$

(III.12)

$$M \frac{dX}{dt} = F_i (X_i - X) + F_v X \quad (\text{III.13})$$

$$M \frac{dX}{dt} \{ac + b\} + H \{F_i - F(1 - \beta) - F_v\} = F_i H_i - FH(1 - \beta) - F_v H_v + (1 - \beta)Q \quad (\text{III.14})$$

$$[F_i (X_i - X) + F_v X] \{ac + b\} + H \{F_i - F(1 - \beta) - F_v\} = F_i H_i - FH(1 - \beta) - F_v H_v + (1 - \alpha)Q \quad (\text{III.15})$$

$$F_i (X_i - X)(ac + b) + F_v K(ac + b) + HF_i - HF(1 - \beta) - HF_v = F_i H_i - FH(1 - \beta) - F_v H_v + (1 - \alpha)Q \quad (\text{III.16})$$

$$F_v X(ac + b) - HF_v + H_v F_v = -F_i (X_i - X)(ac + b) - HF_i + HF(1 - \beta) + F_i H_i - FH(1 - \beta) + (1 - \alpha)Q \quad (\text{III.17})$$

$$F_v [X(ac + b) - H + H_v] = F_i [-(X_i - X)(ac + b) - H + H_i] + (1 - \alpha)Q \quad (\text{III.18})$$

$$F_v = \frac{F_i[-(X_i - X)(ac + b) + (H_i - H)] + (1 - \alpha)Q}{[X(ac + b) + (H_v - H)]} \quad (\text{III.19})$$

Sendo que:

$$H = X_{\text{ol}}Cp_{\text{ol}}(T - T_r) + (1 - X_{\text{ol}})Cp_{\text{Hex}}(T - T_r) \quad (\text{III.20})$$

$$\left(\frac{\partial H}{\partial X}\right)_{P,T} = Cp_{\text{ol}}(T - T_r) - Cp_{\text{Hex}}(T - T_r) = b = (Cp_{\text{ol}} - Cp_{\text{Hex}})(T - T_r) \quad (\text{III.21})$$

$$\left(\frac{\partial T}{\partial X}\right)_P = c \quad (\text{III.22})$$

$$\left(\frac{\Delta T}{\Delta X}\right)_P = c = \frac{(Teb^{x+\Delta x} - Teb^x)}{\Delta X} \quad (\text{III.23})$$

III.4 CONCLUSÃO DO CAPÍTULO III

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

Assim, desenvolveu-se um modelo matemático baseado no de TONELLI (1990), consistindo em balanços mássicos global e de óleo e de balanço energético em torno do sistema de evaporação. A partir desse modelo matemático proposto, um programa computacional foi desenvolvido, em linguagem FORTRAN, a fim de que facilitasse a simulação requerida pela análise.

As equações dos balanços (III.1, III.2 e III.3) compuseram um sistema de equações diferenciais ordinárias de primeira ordem, a qual foram solucionadas, no referido programa, pelo método de Euler. Sendo que foi escolhido este método de solução das equações por ser mais rápido nas simulações e fornecer bons resultados. Uma revisão de métodos para solução de equações diferenciais é apresentada no Apêndice B.

No próximo capítulo apresentar-se-á a estrutura do software elaborado, descrevendo os passos do programa principal para o cálculo da evaporação em regime transiente, bem como as especificações do evaporador e das condições operacionais. Também serão apresentadas algumas sub-rotinas do programa simulador, para o cálculo das propriedades físicas dos materiais envolvidos.

CAPÍTULO IV : ESTRUTURA DO SOFTWARE

IV.1 INTRODUÇÃO

Este capítulo visa apresentar a estrutura do software desenvolvido, especificando as dimensões do evaporador utilizado, bem como as variáveis de entrada e saída. O programa simulador foi construído em linguagem FORTRAN, empregando-se o *software Visual Fortran 6.1* da *Compac*. Este programa, a partir de informações tais como temperatura, pressão e concentração de alimentação, assim como de quais são os componentes envolvidos, calcula propriedades termodinâmicas tais como temperaturas de ebulição, capacidades térmicas e entalpias de misturas. Desse modo, um mínimo de informações são requeridas, permitindo simulações rápidas do processo de evaporação.

Será apresentado um algoritmo do programa principal e também serão apresentadas as principais sub-rotinas que fazem parte do programa principal.

IV.2 DETALHES DO EVAPORADOR

O evaporador utilizado para o programa foi um vertical de tubo longo, com a miscela (óleo de soja-hexano) entrando pelo fundo, escoando nos tubos e saindo na parte superior, e os vapores de hexano saindo pelo topo, conforme mostra a Figura IV.1.

A seguir, na Tabela IV.1 serão abordadas as dimensões do evaporador, sendo que estes dados foram conseguidos através de uma indústria de fabricação deste tipo de equipamento. Na Tabela IV.2 encontrar-se-ão as condições operacionais do evaporador.

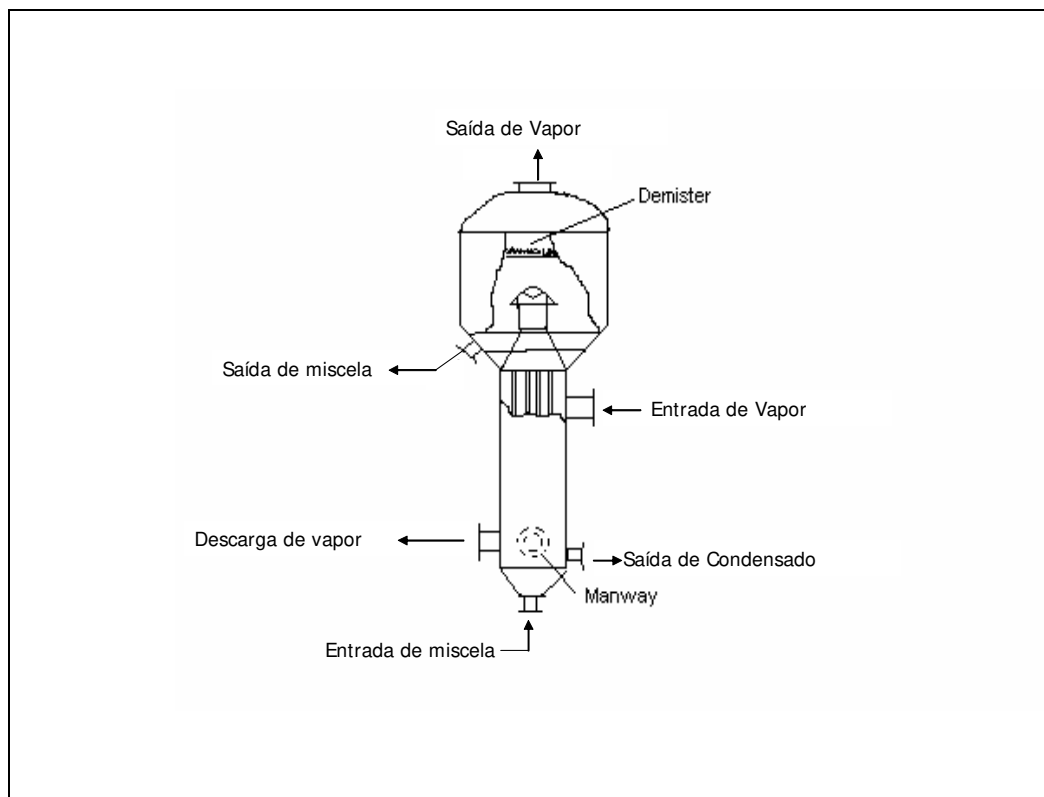


Figura IV.1: Modelo do Evaporador.

Tabela IV.1: Dimensões do evaporador utilizado no programa simulador.

Diâmetro Externo dos Tubos	19,1 mm
Diâmetro Interno dos Tubos	16,5 mm
Espessura dos Tubos	1,24 mm
Comprimento dos Tubos	5500 mm
Número de Tubos	150
Diâmetro da Calandra	400 mm
Diâmetro do Topo	600 mm
Diâmetro da Saída de Miscela	33,1 mm

Tabela IV.2: Condições operacionais do evaporador.

Vapor de água de aquecimento	
Vazão	0,045 kg/s
Pressão	3,5 Bar
Mistura óleo-solvente	
Vazão	0,5 kg/s
Temperatura Inicial	320 K
Concentração Inicial em Óleo	0,75
Pressão na Interface Líquido-Vapor	0,5 Bar

IV.3 DESENVOLVIMENTO DO ALGORITMO

A meta principal que se deseja é a determinação do nível de separação do óleo que se pretende obter, ou seja, o valor concentração em óleo que deixa o evaporador, X , que pode ser alcançado a partir de um conjunto de condições de operação especificado. O esquema da Figura IV.2, mostra as correntes e especificações de entrada e da saída do evaporador. Neste caso especifica-se F_i , X_i , e T_i e determina-se F , X , T , H , H_v e F_v , sendo:

- Q_v : vazão de vapor (kg/s)
- T_v : temperatura do vapor (K)
- P_v : pressão de vapor (bar)
- F_i : taxa mássica de miscela que entra no evaporador

- X_i : fração mássica em óleo da miscela que chega ao evaporador
- T_i : temperatura inicial, (K)
- H_i : entalpia específica da miscela que entra no sistema de evaporação
- F_v : taxa mássica de vapor de solvente que deixa o sistema
- H_v : entalpia específica do vapor efluente
- F : taxa mássica de miscela que deixa o sistema de evaporação
- X : concentração de miscela no sistema de evaporação
- T : Temperatura do sistema, (K)
- H : entalpia específica da miscela no sistema de evaporação

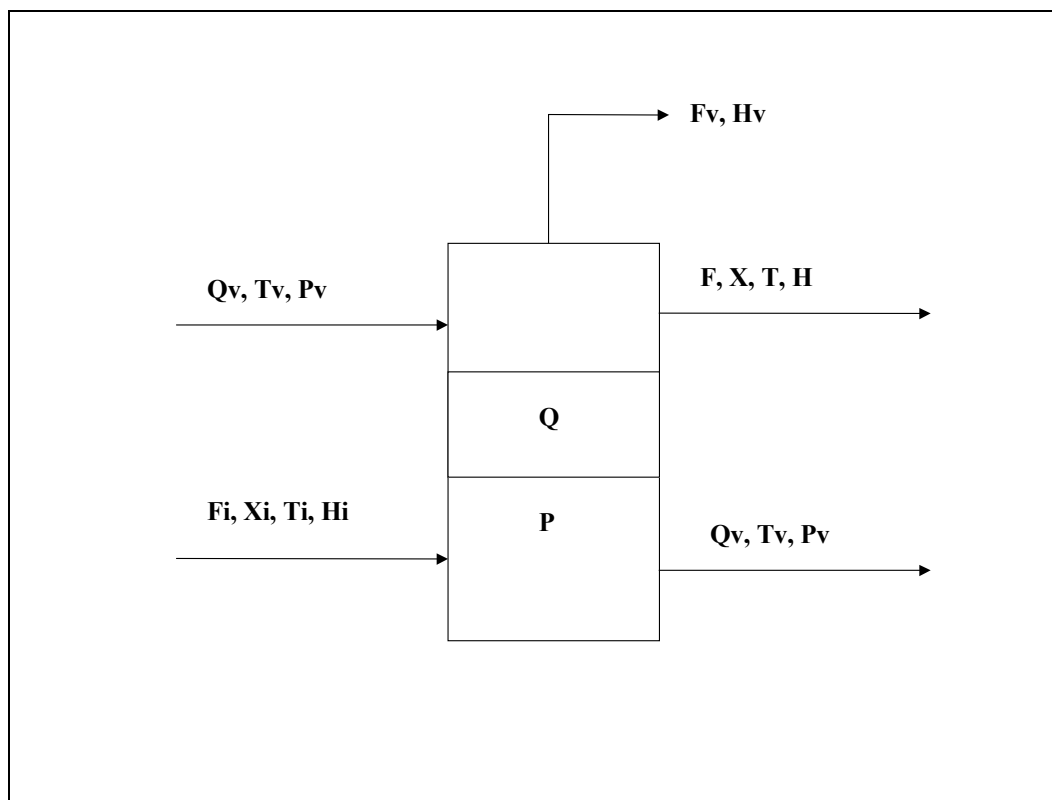


Figura IV.2: Correntes e especificações de entrada e da saída do evaporador.

O algoritmo do programa principal elaborado será apresentado a seguir, onde neste inclui-se inúmeras sub-rotinas importantes para os cálculos, e algumas, como a de determinação de propriedades físicas para os fluidos envolvidos na separação óleo de soja-hexano por evaporação serão apresentadas na seção seguinte.

Neste caso, admite-se que o processo esteja sempre em equilíbrio, e que a temperatura dependa da concentração obtida no balanço de massa de óleo. A vazão de vapor do solvente é determinada com o auxílio do balanço energético apresentado no capítulo III.

IV.3.1 Algoritmo do Programa Principal para o Cálculo da Evaporação em Regime Transiente

Aqui vai apresentar-se algumas das etapas do programa principal para o cálculo da evaporação em regime transiente e em seguida serão apresentadas as sub-rotinas do programa que calcula as propriedades físicas do óleo de soja, do hexano e da mistura.

Este algoritmo é proposto em 17 etapas conforme apresentado a seguir:

1. Chamada inicial da sub-rotina TEMPO (para o cálculo em regime transiente);
2. Chamada dos dados iniciais de operação (P_{vap0} , Q_{vap0} , T_{i0} , F_{i0} , X_{i0} , P_{i0});
3. Leitura dos dados do evaporador e das perturbações (de 10% acima e abaixo dos fatores centrais) realizadas nos fatores principais;
4. Cálculo do estado estacionário inicial ($F_i=F_{i0}$, $T_i=T_{i0}$, $X_i=X_{i0}$, $P_i=P_{i0}$, $P_{vap}=P_{vap0}$, $Q_{vap}=Q_{vap0}$);
5. Perturbações em alguns fatores (F_i , X_i , T_i , P_i , P_{vap} , Q_{vap});
6. Cálculo do estado estacionário final;

7. Cálculo da entalpia específica da miscela alimentada:
 - 7.1. Chamada da sub-rotina ENTALPIA,
 - 7.2. Chamada da sub-rotina ENTOLEO (para entalpia específica do óleo);
8. Chamada da sub-rotina EULLER (programa integrador pelo método de Euler);
9. Cálculo do nível dos tubos;
10. Cálculo da vazão de líquido (miscela é descarregada logo acima dos tubos);
11. Cálculo da Temperatura, Densidade e Pressão:
 - 11.1. Chamada da sub-rotina TEMPEBUL (cálculo da temperatura de ebulição)
 - 11.2. Chamada da sub-rotina DENSMIC1 (cálculo da densidade da miscela);
12. Cálculo da entalpia específica da miscela na saída do sistema de evaporação;
13. Cálculo do C_p da mistura;
14. Cálculo das derivadas parciais (das equações do modelo matemático):
 - 14.1. $(dH/dX)_{P,T}$,
 - 14.2. $(dT/dX)_P$;
15. Cálculo da entalpia do vapor de hexano efluente;
16. Cálculo do calor trocado:
 - 16.1. Seção de pré-aquecimento até a temperatura de ebulição:
 - chamada da sub-rotina COEFGLOB (para o cálculo do coeficiente global de troca térmica);
 - 16.2. Seção de evaporação:
 - chamada da sub-rotina COEFGLOB;
 - 16.3. Calor total trocado (Q)
17. Cálculo da vazão de vapor (F_v).

IV.3.2 Determinação de Propriedades Físicas para os Fluidos Envolvidos na Separação Hexano-Óleo de Soja por Evaporação

O fluido empregado no aquecimento da mistura óleo vegetal-solvente é vapor de água saturado. As estimativas de propriedades físicas desse fluido de aquecimento tão bem quanto as estimativas de propriedades físicas para a mistura óleo-solvente são fundamentais para que se possa prever o coeficiente global de troca térmica durante o processo de evaporação. Os métodos empregados em tais previsões serão tratados a seguir.

PROPRIEDADES FÍSICAS DO VAPOR DE ÁGUA

Viscosidade

Conduziu-se a determinação da viscosidade através do Método de Chung (REID, 1987), dado pela seguinte expressão:

$$\eta = 40,785 \frac{F_c (MT)^{1/2}}{V_c^{2/3} \Omega_v} \quad (\text{IV.1})$$

Onde:

η = viscosidade, μP

M = peso molecular, g/mol

T = temperatura em K

V_c = volume crítico, cm^3/mol

Ω_v = integral de colisão, dada pela equação:

$$\Omega_v = [A(T_1)^{-B}] + C[\text{Exp}(-DT_1)] + E[\text{Exp}(-FT_1)] \quad (\text{IV.2})$$

$$T_1 = 1,2593 \times T_r$$

$$A = 1,16145; B = 0,14874; C = 0,52487$$

$$D = 0,77320; E = 2,16178; F = 2,43787$$

F_c : Fator dado pela expressão:

$$F_c = 1 - 0,2756w + 0,059035\mu_R^4 + k \quad (\text{IV.3})$$

μ_r : Momento de dipolo reduzido, dado por:

$$\mu_r = 131,3 \frac{\eta}{(V_c T_c)^{0,5}}$$

V_c : Volume crítico (cm^3/mol);

K : correção para gases altamente polares;

T_c : temperatura crítica (K);

Densidade

Para a estimativa da densidade do vapor de água empregou-se a equação cúbica de Redlich-Kwong:

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{V^2 + ubv + wb^2} \quad (\text{IV.4})$$

onde:

$$u = 1; w = 0; b = \frac{0.08664RT_c}{P_c}; \frac{0.42748R^2T_c^{2.5}}{P_cT^{1/2}}$$

Calor Específico

O calor específico do vapor de água foi determinado pela expressão seguinte (REID, 1987), admitindo que o mesmo comporte-se idealmente:

$$\frac{C_p}{R} = A + BT + CT^2 + DT^{-2} \quad (\text{IV.5})$$

$$A = 3,470$$

$$B = 1,450\text{E-}3$$

$$C = 0,0$$

$$D = 0,121\text{E-}5$$

Condutividade térmica

A avaliação da condutividade térmica do vapor de água em função da temperatura foi conduzida pela seguinte relação:

$$\lambda = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (\text{IV.6})$$

sendo que os valores dos parâmetros obtidos em REID, 1987, são:

$$A = 7,341 \times 10^{-3}$$

$$B = -1,013 \times 10^{-5}$$

$$C = 1,801 \times 10^{-7}$$

$$D = -9,100 \times 10^{-11}$$

PROPRIEDADES FÍSICAS DA MISTURA ÓLEO-HEXANO**Viscosidade para a miscela (mistura óleo-solvente)**

Admite-se que a viscosidade da miscela comporte-se com a concentração de hexano em acordo com a expressão:

$$\eta = \exp[A + B/(X + C)] \quad (\text{IV.7})$$

Os coeficientes A, B e C são admitidos dependentes da temperatura em acordo com expressões polinomiais do tipo da mostrada abaixo para o coeficiente A:

$$A = A_1T + A_2T^2 + A_3T^3 + A_4T^4 \quad (IV.8)$$

Os dados de viscosidade mostrados na Tabela IV.3 foram submetidos às equações (IV.7) e (IV.8) e com o auxílio de um programa otimizador pelo método Simplex (NETO, 1995), encontrou-se os valores de seus parâmetros.

Tabela IV.3. Viscosidade das soluções de óleo de soja refinado – hexano (Adaptado de ERICKSON, 1987).

Viscosidade (centipoises)				
Hexano, wt%	0°C	10°C	25°C	40°C
0,00	172,9	99,7	50,09	28,86
11,45	49,03	31,78	18,61	11,95
20,69	21,88	15,40	9,88	6,68
30,80	10,34	7,83	5,43	3,81
39,96	5,69	4,48	3,26	2,44
50,79	3,15	2,57	1,97	1,52
59,70	2,04	1,70	1,34	1,12
78,39	0,91	0,80	0,67	0,56
84,56	0,72	0,64	0,54	0,46

Densidade da Miscela

A densidade da miscela é calculada tomando-se a média entre a densidade do óleo puro e do hexano puro, ponderadas pelas concentrações desses dois componentes. O modo como se estima as densidades para cada um dos componentes, quando puros, é mostrado a seguir.

Densidade do Óleo Puro:

Na Tabela IV.4 apresentam-se dados de densidade do óleo de soja sob diferentes temperaturas. Esses dados foram submetidos a um programa Simplex para otimização de parâmetros, sendo obtida uma expressão como a seguinte:

$$\rho_{\text{óleo}} = 1.11968 - 0.678202 \times 10^{-3} T \text{ (g/cm}^3\text{)} \quad (\text{IV.9})$$

Tabela IV.4. Densidade do óleo de soja em algumas temperaturas (Adaptado de ERICKSON, 1987).

Densidade (g/ml)		
Temperatura	Magne e Skau (1945)	Johnstone et al. (1940)
-10,0	0,9410	-
0,0	0,9347	-
10,0	0,9276	-
25,0	0,9175	0,9171
37,8	-	0,9087
40,0	0,9075	-
50,0	-	0,9004

Densidade do Solvente

A densidade do solvente é determinada pela Equação de Racket (SMITH, 1996), admitindo-o como líquido saturado. A equação de Racket, que fornece volumes molares, é da forma:

$$V^{sat} = V_c Z_c (1 - T_r)^{0,2857} \quad (\text{IV.10})$$

Onde: V_c : volume crítico; Z_c : fator de compressibilidade crítica; T_r : temperatura reduzida.

Salienta-se que a Equação.(IV.10) fornece volumes molares e que a densidade é obtida invertendo-se esse volume e multiplicando o resultado pelo peso molecular.

Densidade da Miscela

A densidade é calculada fazendo-se uma média ponderada entre as densidades do solvente e do óleo:

$$\rho_{mic} = X_{SOLV} \rho_{SOLV} + (1 - X_{SOLV}) \rho_{ÓLEO} \quad (\text{IV.11})$$

Onde X_{solv} é a fração mássica do solvente na mistura óleo-solvente (miscela).

Calor Específico da Miscela

O calor específico da miscela foi determinado, como a densidade, tomando-se uma média entre os calores específicos do óleo e do hexano, ponderados por suas frações mássicas. Os cálculos dos calores específicos para os componentes puros são detalhados a seguir.

Calor Específico do Óleo Puro:

Os dados apresentados na Tabela IV.5 foram submetidos a expressões polinomiais em função da temperatura, como se mostra abaixo:

$$Cp_{ol} = A + BT + CT^2 \quad (IV.12)$$

Tabela IV.5. Calores específicos do óleo de soja (Adaptado de ERICKSON, 1987).

Temperatura (°C)	Calor Específico (cal/g °C)
1,2	0,448
19,7	0,458
38,6	0,469
60,9	0,479
70,5	0,490
80,4	0,493
90,4	0,504

100,4	0,508
120,8	0,527
141,3	0,531
161,9	0,550
182,7	0,567
200,1	0,594
250,5	0,621

Calor Específico do Hexano:

O calor específico do hexano foi determinado por uma equação similar à Equação (IV.12):

$$C_p^{\text{Hex}} = A + BT + CT^2 \quad (\text{IV.13})$$

Os parâmetros A, B e C foram obtidos em PERRY (1990):

$$A = 1,7212 \times 10^5$$

$$B = -1,8378 \times 10^2$$

$$C = 0,88734$$

$$C_p^{\text{Óleo}} = X_{\text{Hex}} C_p^{\text{Hex}} + (1 - X_{\text{Hex}}) C_p^{\text{Hex.}} \quad (\text{IV.14})$$

Condutividade Térmica do Hexano Líquido:

Utilizou-se a equação do Método de Latini, cuja é apresentada por:

$$\lambda_L = \frac{A(1 - Tr)^{0,38}}{Tr^{\frac{1}{6}}} \quad (IV.15)$$

Onde:

λ_L = condutividade térmica de líquidos W / (m . K)

T_b = temperatura normal de ebulição (a 1 atm), K

T_c = temperatura crítica, K

M = peso molecular, g / mol

$Tr = T / T_c$

$$A = \frac{A^* T_b^\alpha}{M^\beta T_c^\gamma}$$

os parâmetros A^* , α , β e γ foram obtidos em REID (1987):

$$A^* = 0,0361$$

$$\alpha = 1,2$$

$$\beta = 1,0$$

$$\gamma = 0,167$$

Condutividade Térmica da Miscela:

Para o óleo puro empregou-se uma condutividade térmica média entre (4 e 187°C), em acordo com SINGH e HELDMAN (1993): 0,169 W/(m.s). A condutividade térmica para a miscela foi determinada, novamente através de uma média ponderada entre as condutividades do óleo e do hexano:

$$C_{DT} = XC_{DTH} + (1 - X)C_{DTol} \quad (IV.16)$$

IV.3.3 Predição de Coeficientes Globais de Troca Térmica

A transferência de calor do vapor de aquecimento para a mistura óleo vegetal-solvente em ebulição, está sujeita a várias barreiras, que podem ser agrupadas, como na equação abaixo, para o cálculo do coeficiente global de troca térmica.

$$U_G = \frac{1}{\left(\frac{1}{ho} + \frac{1}{hi_{inc}} + \frac{1}{ho_{inc}} + \frac{AE}{(hi * AI)} \right)} \quad (IV.17)$$

Onde: hi - coeficiente convectivo interno aos tubos; ho - coeficiente convectivo externo aos tubos; hi_{inc} - coeficiente convectivo de incrustação interno aos tubos; ho_{inc} - coeficiente convectivo de incrustação externo aos tubos; A_E - área externa aos tubos; A_I - área interna aos tubos.

Os vários coeficientes de transferência de calor são calculados por expressões com forte caráter empírico, como se pode perceber no que se segue.

Coeficiente de Transferência de Calor Interno aos Tubos:

O coeficiente de transferência de calor no interior dos tubos será calculado, desprezando-se os efeitos da ebulição da mistura, por intermédio de relações teórico-experimentais dependentes do regime de escoamento:

Regime Laminar:

Seider e Tate (HOLMAN, 1983) propuseram a seguinte equação:

$$Nu_D = 1,86 \left(Pe \frac{D}{L} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu b}{\mu w} \right)^{0,14} \quad (IV.18)$$

Regime Turbulento:

Dittus e Boelter (HOLMAN, 1983) propuseram a seguinte expressão:

$$Nu_D = 0,023 Re_D^{0,8} Pr^n \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (IV.19)$$

Onde:

$n = 0,4$ se o fluido for aquecido,

$n = 0,3$ se o fluido for resfriado.

As propriedades do fluido são avaliadas a temperatura média, exceto μ_w que é avaliada à temperatura da parede.

O valor de Re_D deve ser $> 10^4$;

Pr é a variação de $0,7 < Pr < 100$; e

$L/D > 60$.

Uma síntese de expressões para o cálculo do coeficiente convectivo no interior de tubos é dada por KREITH, 1996. Esta síntese, que inclui as equações anteriores que se empregou nos cálculos do presente trabalho, é mostrada na Tabela IV.6:

O efeito da ebulição da mistura óleo-solvente foi levado em conta no cálculo do coeficiente de troca térmica no interior dos tubos, corrigindo os coeficientes calculados através das equações (IV.18) e (IV.19) em 25%, em acordo com KERN, 1980.

Tabela IV.6: Resumo das equações úteis para a transmissão de calor por convecção forçada no interior de tubos e dutos.

Sistema	Equação
Dutos longos, líquidos e gases, escoamento laminar ($Re_D < 2100$, $Pr > 0,7$)	$\overline{Nu}_{DH} = 1,86(Re_{DH} Pr D_H / L)^{0,33} (\mu_b / \mu_s)^{0,14}$
Dutos curtos, líquidos e gases, escoamento laminar ($100 < Re_D Pr_D H / L < 1500$, $Pr > 0,7$)	$Nu_{DH} = \frac{Re_D Pr D_H}{4L} \ln \left[\frac{1}{1 - \frac{2,6}{Pr^{0,167} (Re_{DH} Pr D_H / L)^{0,5}}} \right]$
Dutos longos, escoamento turbulento, metais líquidos, fluxo térmico constante ($Pr < 0,1$)	$Nu_{DH} = 5,0 + 0,025(Re_{DH} Pr)^{0,8}$
Dutos longos, escoamento turbulento, metais líquidos, temperatura da parede constante ($Pr < 0,1$)	$Nu_{DH} = 4,0 + 0,025(Re_{DH} Pr)^{0,8}$
Dutos longos, líquidos e gases em escoamento turbulento ($Re_D > 6000$, $Pr > 0,7$)	$Nu_{DH} = 0,023 Re_{DH}^{0,8} Pr^{0,33}$
Dutos curtos, líquidos e gases em escoamento turbulento ($2 < L/D_H < 20$, $Pr > 0,7$)	$Nu_{DH} = 0,023[1 + (D_H / L)^{0,7}] Re_{DH}^{0,8} Pr^{0,33}$

Coeficiente de Convecção Forçada Externo aos Tubos:

Grimson (HOLMAN, 1983) estudou as características da transferência de calor em feixes de tubos em linha e em quicôncio e, com base nos resultados de vários pesquisadores, representou os dados na forma da seguinte equação:

$$Nu_d = \frac{hd}{k} = C \left(\frac{v_\infty d \rho_f}{\mu_f} \right)^n Pr^{1/3} \quad (IV.4)$$

Os valores das constantes C e do expoente n são apresentados na Tabela IV.7.

Os valores de C e de n foram correlacionados com os adimensionais (S_n/d) e (S_p/d), que relacionam, respectivamente, as distâncias entre tubos, normal e perpendiculares à corrente fluida, com o diâmetro externo dos tubos.

Tabela IV.7 - Correlação de Grimson para a transferência de calor em feixes de tubos com 10 ou mais fileiras (HOLMAN, 1983).

Sn / d								
	1,25		1,5		2		3	
Sp / d	C	n	C	n	C	n	C	n
Em linha								
1,250	0,386	0,592	0,305	0,608	0,111	0,704	0,070	0,752
1,500	0,407	0,586	0,278	0,620	0,112	0,702	0,075	0,744
2,000	0,464	0,570	0,332	0,602	0,254	0,632	0,220	0,648
3,000	0,322	0,601	0,396	0,584	0,415	0,581	0,317	0,608
Quicôncio								
0,600	-	-	-	-	-	-	0,236	0,636
0,900	-	-	-	-	0,495	0,571	0,445	0,581
1,000	-	-	0,552	0,558	-	-	-	-
1,125	-	-	-	-	0,531	0,565	0,575	0,560
1,250	0,575	0,556	0,561	0,554	0,576	0,556	0,579	0,562
1,500	0,501	0,568	0,511	0,562	0,502	0,568	0,542	0,568
2,000	0,448	0,572	0,462	0,568	0,535	0,556	0,498	0,570
3,000	0,344	0,592	0,395	0,580	0,488	0,562	0,467	0,574

IV.4 CONCLUSÃO DO CAPÍTULO IV

Neste capítulo foi apresentada a estrutura geral do programa computacional elaborado para o cálculo da evaporação da mistura óleo de soja-hexano em regime transiente, bem como os cálculos para a determinação de propriedades físicas do óleo de soja, do hexano e da miscela e também a determinação do coeficiente global de troca térmica, que fazem parte de sub-rotinas do programa principal.

Algumas correlações importantes para os cálculos do programa, como os mecanismos e correlações para as transferências de calor na ebulição e na condensação e as correlações para a transferência de calor por convecção encontram-se nos apêndices C e D, respectivamente.

Em razão do equilíbrio termodinâmico admitido na modelagem matemática, capítulo III, sabendo-se a concentração da mistura, sabe-se também sua temperatura e, em consequência, sua entalpia. Em suma, a temperatura de ebulição da mistura tem uma dependência com a concentração e com a pressão. Esta temperatura pode ser determinada de várias maneiras, embora a mais exata seja a experimental, conforme HELDMAN (1992).

Visando uma melhor performance para o programa elaborado, estudou-se outra forma de calcular a temperatura de ebulição da mistura, visando minimizar erros e tornar mais próximo à realidade, levando em consideração os princípios que envolvem o equilíbrio termodinâmico para essa predição, o método de contribuição de grupos – UNIFAC.

O equilíbrio líquido-vapor, bem como o método UNIFAC e as caracterizações dos fluidos envolvidos serão melhor apresentados no capítulo V.

CAPÍTULO V : EQUILÍBRIO LÍQUIDO-VAPOR DO SISTEMA ÓLEO DE SOJA/HEXANO

V.1 INTRODUÇÃO

Diversos processos que têm importância industrial, como a destilação, a absorção e extração, colocam em contato duas fases que não estão em equilíbrio. A velocidade com que uma espécie química é transferida de uma para outra fase depende do grau de afastamento do sistema em relação ao equilíbrio e, por isso, o tratamento quantitativo destes processos de transferência exige o conhecimento dos estados de equilíbrio do sistema.

Os critérios termodinâmicos do equilíbrio entre as fases exprimem-se em termos de propriedades especiais; a termodinâmica também fornece equações que relacionam estas propriedades às composições das fases, à temperatura e à pressão. Por este motivo, a relação entre os critérios de equilíbrio e a realidade física é feita principalmente mediante o coeficiente de fugacidade $\hat{\phi}_i$ no caso de fases vapor e o coeficiente de atividade γ_i no caso das fases líquidas.

Os problemas industriais envolvem, em grande maioria, apenas as fases líquidas e vapor, embora se encontrem, às vezes, sistemas vapor-sólido. Na resolução de muitos problemas em engenharia são necessárias relações do equilíbrio líquido-vapor (ELV). Muitas vezes, os dados precisos podem ser diretamente medidos, e freqüentemente o são, mediante experiências programadas. Estas medidas, porém, mesmo com sistemas binários, são difíceis e se tornam crescentemente tediosas à medida que o número de componentes aumenta. É esse um estímulo à aplicação da termodinâmica ao cálculo das relações de equilíbrio de fases. A termodinâmica, no entanto, não gera dados; fornece somente a estrutura matemática que possibilita a otimização de quaisquer dados que sejam conhecidos. Ela constitui a base da correlação sistemática, da extensão, da generalização, da estimativa e da interpretação de dados. Além disto, ela fornece os meios mediante os

quais as previsões das diversas teorias da física molecular e da mecânica estatística podem ser aplicadas para fins práticos.

V.2 EQUILÍBRIO LÍQUIDO-VAPOR

A base termodinâmica para a solução do problema do equilíbrio líquido-vapor é dada por um critério de equilíbrio, baseado na igualdade dos potenciais químicos através das fases em equilíbrio:

$$\mu_i^L = \mu_i^V \quad (i = 1, \dots, N) \quad (V.1)$$

O mesmo critério pode ser expresso em termos das fugacidades:

$$f_i^L = f_i^V \quad (i = 1, \dots, N) \quad (V.2)$$

A fugacidade da fase líquida é função da temperatura T , da pressão P e das $N-1$ frações molares independentes na fase líquida x_i ; da mesma maneira, a fugacidade da fase vapor é função da temperatura T , da pressão P , e das $N-1$ frações molares independentes na fase vapor y_i . Então, de acordo com a regra das fases, as $2N$ variáveis estão relacionadas pelas N equações representadas por (V.2). Portanto, N variáveis devem ser especificadas na formulação de um problema de equilíbrio líquido-vapor, para poder calcular as outras N

variáveis usando as N relações disponíveis. Normalmente, as N variáveis são especificadas fixando T ou P e as composições da fase líquida ou vapor. Por isso, a maior parte dos cálculos de equilíbrio líquido-vapor cai em uma das seguintes categorias:

- a) Dados P e x_i , calcular T e y_i .
- b) Dados T e x_i , calcular P e y_i .
- c) Dados P e y_i , calcular T e x_i .
- d) Dados T e y_i , calcular P e x_i .

Os primeiros dois casos são chamados de cálculos de ponto de bolha, enquanto os dois últimos são chamados de cálculos de ponto de orvalho. Embora os detalhes dos procedimentos de cálculo sejam diferentes, todos eles partem da mesma formulação matemática.

A abordagem "gamma-phi":

O procedimento normal é representar as fugacidades da fase líquida usando o coeficiente de atividade e uma fugacidade de referência:

$$f_i^L = \gamma_i x_i f_i^0 \quad (V.3)$$

e as fugacidades da fase vapor usando o coeficiente de fugacidade:

$$f_i^V = \phi_i^V y_i P \quad (V.4)$$

Considerando a fase vapor ideal, onde só constará vapores de hexano, o critério de equilíbrio (V.2) pode ser re-escrito como:

$$y_i P = x_i \gamma_i P_i^{Sat} \quad (V.5)$$

Onde o γ_i será calculado pelo método de contribuição de grupo – UNIFAC, utilizando o código Fortran TML-VLE (Stragevitch, 1997), e o P_i^{Sat} pela equação de Wagner.

Equação de pressão de vapor de Wagner:

$$\ln \frac{P}{P_c} = \frac{1}{T_r} \left[A(1-T_r) + B(1-T_r)^{1.5} + C(1-T_r)^3 + D(1-T_r)^6 \right]$$

Onde,

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

e P usa-se nas unidades de P_c .

V.3 MÉTODO UNIFAC

Nas últimas décadas, o grande objetivo dos estudiosos da teoria das soluções tem sido desenvolver métodos para prever numericamente valores do coeficiente de atividade em termos de propriedades que tenham significância molecular e que possam ser calculados a partir das propriedades dos componentes puros. A fim de cumprir esse objetivo, vários modelos foram desenvolvidos. Conforme consta no trabalho de GMEHLING (1993), para a descrição de sistemas não-eletrolíticos, modelos g^E ou equações de estado podem ser aplicados usando somente dados binários. Dados experimentais são normalmente escassos. Neste sentido, o método de contribuição de grupos como o UNIFAC pode ser aplicado com muito sucesso. Estes métodos foram desenvolvidos para prever o equilíbrio líquido-vapor de maneira que os parâmetros de interação de grupos foram ajustados, principalmente, a partir de dados experimentais do equilíbrio líquido-vapor armazenados no Dortmund Data Bank. Com ajuda destes métodos é possível obter resultados confiáveis para o equilíbrio líquido-vapor, inclusive para os pontos azeotrópicos. Entretanto, resultados ruins são geralmente obtidos quando estes métodos são usados na predição do coeficiente de atividade em diluição infinita, γ^∞ , calores de mistura, ou sistemas com componentes muito diferentes em tamanho. Isto não é surpresa uma vez que os dados de equilíbrio líquido-vapor normalmente cobrem somente a faixa de concentração de 5 – 95% em moles, conforme PARAÍSO (2001).

A modelagem matemática usada na estimativa do coeficiente γ é apresentada a seguir.

O método UNIFAC admite que o logaritmo do coeficiente de atividade do componente da solução é igual a soma dos logaritmos de duas contribuições. A primeira, denominada de combinatorial (C) , é devido as diferenças no tamanho e forma das moléculas na mistura, e também é conhecida como entrópico. E a segunda, denominada residual (R), é devido as energias de interação entre as moléculas, sendo que é acompanhada por liberação ou absorção de calor, também é conhecida como parte

entálpica. Neste sentido, a relação matemática entre o coeficiente de atividade e as contribuições é da seguinte forma

$$\ln \gamma_i = \ln \gamma_i^C + \ln \gamma_i^R \quad (\text{V.6})$$

Parte combinatorial :

$$\ln \gamma_i^C = \ln \frac{\phi_i}{x_i} + \frac{Z}{2} q_i \ln \frac{\theta_i}{\phi_i} + l_i - \frac{\phi_i}{x_i} \sum_j x_j l_j \quad (\text{V.7})$$

fração de volume,

$$\phi_i = \frac{v_i x_i}{\sum_j x_j v_j} \quad (\text{V.8})$$

fração de massa,

$$\theta_i = \frac{q_i x_i}{\sum_j q_j x_j} \quad (\text{V.9})$$

$$l_i = \frac{Z}{2}(r_i - q_i) - r_i + 1 \quad (\text{V.10})$$

volume do mol i,

$$v_i = \sum_k v_k^i R_k \quad (\text{V.11})$$

Onde:

v_k^i - número de átomos (exceto H) presentes no grupo k na molécula i

área do mol i,

$$q_i = \sum_k v_k^i Q_k \quad (\text{V.12})$$

Volume e área do grupo k,

$$R_k = \frac{V_w k}{15,17} \quad (\text{V.13})$$

$$Q_k = \frac{A_w k}{2,5 * 10^9} \quad (V.14)$$

A parte residual pode ser obtida usando-se as seguintes equações:

$$\ln \gamma_i^R = \sum_k \nu_k^i [\ln \Gamma_k - \ln \Gamma_k^r] \quad (V.15)$$

onde:

Γ_k – coeficiente de atividade residual do grupo k na solução

Γ_k^i – coeficiente de atividade do grupo k na substância pura. São determinados pela seguinte expressão:

$$\ln \Gamma_k = Q_k \left[1 - \ln \left(\sum_m \theta_m \psi_{mk} \right) - \sum_m \frac{\theta_m \psi_{km}}{\sum_n \theta_n \psi_{nm}} \right] \quad (V.16)$$

sendo a fração de área do grupo m na fase líquida, θ_m e a fração molar do grupo m na fase líquida, X_m são dados pelas seguintes equações:

$$\theta_m = \frac{Q_n X_m}{\sum_n \theta_n X_n} \quad (V.17)$$

$$X_m = \frac{\sum_i^{comp.} v_n^i X_i}{\sum_i^{comp.} \sum_j v_j^i X_i} \quad (V.18)$$

A fim de permitir uma melhor descrição do comportamento real do coeficiente de atividade o parâmetro ψ_{mn} é colocado como função da temperatura através da seguinte equação:

$$\psi_{mn} = \exp\left(\frac{-a_{mn}}{T}\right) \quad (V.19)$$

Sendo:

a_{mn} o parâmetro de interação UNIFAC entre os grupos n e m, em K;

T a temperatura do sistema em K.

A introdução do método UNIFAC no modelo requer que se leve em consideração os compostos que compõem o óleo de soja bruto. Conforme já mencionado no capítulo II, o óleo de soja é composto por diversos componentes, sendo que em torno de 96% do total é formado de ácidos orgânicos saturados e insaturados, denominados de ácidos graxos. A parte restante é formada por traços de metais e componentes de estrutura complexa como os esteróis, tocoferóis, esqualenos e ácidos graxos livres. Todas estas estruturas obviamente interferem, individualmente, nas propriedades físico-químicas da solução (miscela).

Mas, devido à quantidade relativamente pequena e também às estruturas complexas dos outros componentes presentes no óleo, neste trabalho considerar-se-á, para efeito de cálculo dos coeficientes de atividade, apenas um triglicerídeo formado pelos radicais (ácidos graxos) oleico e linoleico.

Esta caracterização do óleo de soja será melhor apresentada na seção seguinte.

V.4 CARACTERIZAÇÃO DOS COMPONENTES

V.4.1 Óleo de Soja

Os óleos vegetais são substâncias líquidas de origem vegetal, insolúveis em água, e que consistem predominantemente de ésteres glicerídicos de ácidos graxos, ou triacilgliceróis. Estruturalmente, um triacilglicerol é o produto da condensação de uma molécula de glicerol com três moléculas de ácidos graxos, gerando três moléculas de água e uma molécula de triacilglicerol. Qualquer ácido graxo não esterificado é dito ácido graxo livre (PINA, 2001).

Além de triacilgliceróis e ácidos graxos livres (AGL), presentes em maior quantidade, todos os óleos contêm uma pequena quantidade de mono e diacilgliceróis, pigmentos, esteróis, tocoferóis, fosfatídeos e proteínas. Segundo SWERN (1964), nos óleos vegetais brutos, esses componentes representam menos que 5% da sua composição, e nos óleos vegetais refinados, menos que 2%.

Contudo, os triglicerídeos representam em média 96% da composição do óleo de soja. Cada triglicerídeo contém três radicais representados pelos ácidos graxos. No Apêndice A serão melhor detalhados os ácidos graxos que fazem parte da estrutura dos triglicerídeos presentes no óleo de soja.

Para a representação do óleo de soja, no método de contribuição de grupos, optou-se por caracterizar apenas um triglicerídeo, tendo como radicais dois ácidos graxos Oleico e um Linoléico. A partir da composição em ácidos graxos, foi possível determinar a massa molecular média do triglicerídeo adotado. A estrutura do triglicerídeo que representa o óleo de soja aparece na Figura V.1.

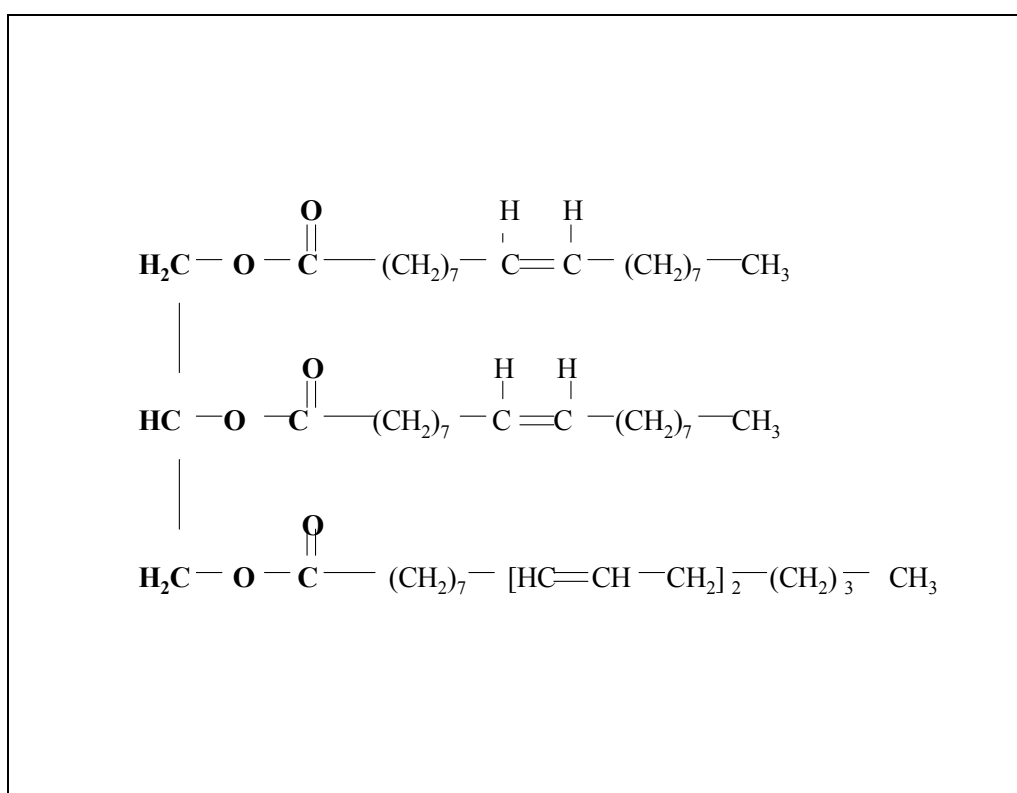


Figura V.1: Triglicerídeo que representa o óleo de soja (OOLi – PM: 883,43 g/mol)

V.4.2 Hexano

Hexano é o nome do solvente usado comercialmente para extrair o óleo da soja floculada que entra no extrator.

Esse solvente não é composto pelo n-hexano puro, mas por uma fração de petróleo que consiste principalmente de uma mistura de hidrocarbonetos saturados de seis átomos de carbono. A estrutura que representa o hexano é mostrada na Figura V.2.

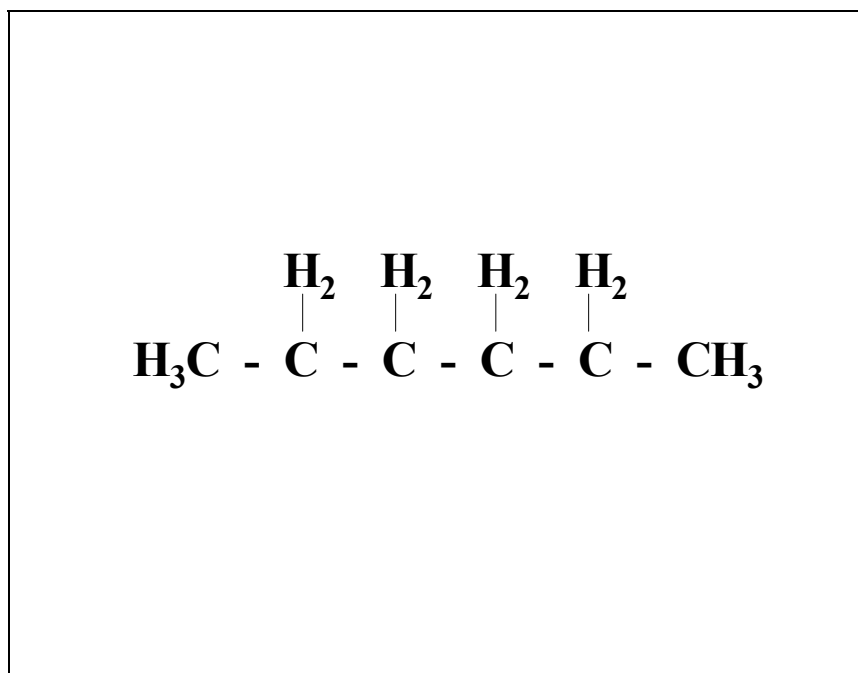


Figura V.2: Molécula de hexano (PM: 86,178 g/mol)

V.4.3 Mistura Binária

Tendo a mistura de óleo de soja e hexano, formam-se cinco grupos distintos: CH₃, CH₂, H₂CCOO, HCOO e HC=CH. A Tabela V.1 mostra os parâmetros do método UNIFAC, com base em GMEHLING (1982).

Do triglicerídeo considerado, percebe-se pelas fórmulas moleculares apresentadas, que existem cinco grupos estruturais bem definidos em cada um deles.

Estes grupos são considerados a base para a utilização no método UNIFAC. A determinação dos coeficientes de atividade do hexano e dos ácidos graxos, envolvidos na mistura, requer um conjunto de parâmetros que serão usados pelo método UNIFAC conforme visto anteriormente. A seguir, esses parâmetros são apresentados, na Tabela V.1.

Tabela V.1 – Parâmetros do método UNIFAC. (GMEHLING, 1982)

Molécula		Grupo	Sub grupo	v_K^1	R_K	Q_K
Óleo de Soja	CH3	1	1	3	0,9011	0,848
	CH2	1	2	40	0,6744	0,54
	H2CCOO	11	23	2	1,6764	1,42
	HCOO	12	24	1	1,242	1,188
	HC = CH	2	6	4	1,1167	0,867
Hexano	CH3	1	1	2	0,9011	0,848
	CH2	1	2	4	0,6744	0,54

A seguir serão apresentados alguns resultados obtidos. Os cálculos foram realizados através de um programa computacional de STRAGEVITCH (1997).

V.5 RESULTADOS OBTIDOS

Como mencionado anteriormente, para a realização do cálculo foi utilizado o código Fortran TML-VLE (Stragevitch, 1997).

Utilizando-se dados experimentais de SMITH e WECHTER (1950), apresentados na Tabela V.2, montou-se seis conjuntos de dados, variando a temperatura de ebulição de : 348 K, 358 K, 368 K, 378 K, 388 K e 393 K. A partir disso o programa calculou as pressões (mmHg) e os desvios médios. Estes resultados serão apresentados a seguir, nas Tabelas de V.3 a V.9.

Tabela V.2. Pressões de vapor das soluções de óleo de soja – hexano (Adaptado de SMITH e WECHTER, 1950).

Temp. °C	75,0	85,0	95,0	105,0	115,0	120,0
Conc. Hexano (F. molar)	Pressão Absoluta (mmHg)					
0,02	12	15	19	22	28	29
0,04	24	30	37	45	54	59
0,06	36	45	55	68	81	88
0,08	47	60	73	90	108	117
0,10	58	75	92	113	135	146
0,12	70	90	111	136	162	175
0,14	81	105	129	158	189	205
0,16	93	120	148	181	218	238
0,18	104	135	166	205	249	272
0,20	116	150	185	229	281	308
0,22	127	165	203	254	310	345
0,24	138	180	221	278	341	382
0,26	150	195	241	303	373	421
0,28	162	210	261	330	409	460
0,30	173	225	281	359	444	499
0,32	185	240	303	388	481	539
0,34	197	255	325	420	521	582
0,36	208	270	348	451	561	623

Tabela V.3. Conjunto de dados número 1 (SMITH e WECHTER, 1950).

Pressão (mmHg)		Desvio	T (K)	X (1)	Y (1)	
Exp.	Calc.				Exp.	Calc.
12,00	6,36	5,64	348,15	0,9799	0,00	0,00
24,00	13,01	10,99	348,15	0,9595	0,00	0,00
36,00	19,60	16,40	348,15	0,9399	0,00	0,00
47,00	26,77	20,23	348,15	0,9192	0,00	0,00
58,00	33,90	24,10	348,15	0,8993	0,00	0,00
70,00	41,25	28,75	348,15	0,8794	0,00	0,00
81,00	48,84	32,16	348,15	0,8595	0,00	0,00
93,00	57,01	35,99	348,15	0,8388	0,00	0,00
104,00	65,09	38,91	348,15	0,8190	0,00	0,00
116,00	72,80	43,20	348,15	0,8007	0,00	0,00
127,00	82,49	44,51	348,15	0,7785	0,00	0,00
138,00	91,78	46,22	348,15	0,7580	0,00	0,00
150,00	100,98	49,02	348,15	0,7384	0,00	0,00
162,00	110,61	51,39	348,15	0,7186	0,00	0,00
173,00	120,75	52,25	348,15	0,6985	0,00	0,00
185,00	131,55	53,45	348,15	0,6779	0,00	0,00
197,00	142,22	54,78	348,15	0,6583	0,00	0,00
208,00	153,82	54,18	348,15	0,6378	0,00	0,00
Desvios médios:		36,79				

Tabela V.4. Conjunto de dados número 2 (SMITH e WECHTER, 1950).

Pressão (mmHg)		Desvio	T (K)	X (1)	Y (1)	
Exp.	Calc.				Exp.	Calc.
15,00	8,48	6,52	358,15	0,9799	0,00	0,00
30,00	17,34	12,66	358,15	0,9595	0,00	0,00
45,00	26,13	18,87	358,15	0,9399	0,00	0,00
60,00	35,70	24,30	358,15	0,9192	0,00	0,00
75,00	45,20	29,80	358,15	0,8993	0,00	0,00
90,00	55,00	35,00	358,15	0,8794	0,00	0,00
105,00	65,13	39,87	358,15	0,8595	0,00	0,00
120,00	76,02	43,98	358,15	0,8388	0,00	0,00
135,00	86,79	48,21	358,15	0,8190	0,00	0,00
150,00	97,08	52,92	358,15	0,8007	0,00	0,00
165,00	110,00	55,00	358,15	0,7785	0,00	0,00
180,00	122,38	57,62	358,15	0,7580	0,00	0,00
195,00	134,65	60,35	358,15	0,7384	0,00	0,00
210,00	147,50	62,50	358,15	0,7186	0,00	0,00
225,00	161,02	63,98	358,15	0,6985	0,00	0,00
240,00	175,43	64,57	358,15	0,6779	0,00	0,00
255,00	189,66	65,34	358,15	0,6583	0,00	0,00
270,00	205,15	64,85	358,15	0,6378	0,00	0,00
Desvios médios:		44,80				

Tabela V.5. Conjunto de dados número 3 (SMITH e WECHTER, 1950).

Pressão (mmHg)		Desvio	T (K)	X (1)	Y (1)	
Exp.	Calc.				Exp.	Calc.
19,00	11,10	7,90	368,15	0,9799	0,00	0,00
37,00	22,71	14,29	368,15	0,9595	0,00	0,00
55,00	34,22	20,78	368,15	0,9399	0,00	0,00
73,00	46,75	26,25	368,15	0,9192	0,00	0,00
92,00	59,19	32,81	368,15	0,8993	0,00	0,00
111,00	72,03	38,97	368,15	0,8794	0,00	0,00
129,00	85,30	43,70	368,15	0,8595	0,00	0,00
148,00	99,56	48,44	368,15	0,8388	0,00	0,00
166,00	113,67	52,33	368,15	0,8190	0,00	0,00
185,00	127,04	57,86	368,15	0,8007	0,00	0,00
203,00	144,07	58,93	368,15	0,7785	0,00	0,00
221,00	160,29	60,71	368,15	0,7580	0,00	0,00
241,00	176,37	64,63	368,15	0,7384	0,00	0,00
262,00	193,20	68,80	368,15	0,7186	0,00	0,00
281,00	210,92	70,08	368,15	0,6985	0,00	0,00
303,00	229,79	73,21	368,15	0,6779	0,00	0,00
325,00	248,44	76,56	368,15	0,6583	0,00	0,00
348,00	268,73	79,27	368,15	0,6378	0,00	0,00
Desvios médios:		49,75				

Tabela V.6. Conjunto de dados número 4 (SMITH e WECHTER, 1950).

Pressão (mmHg)		Desvio	T (K)	X (1)	Y (1)	
Exp.	Calc.				Exp.	Calc.
22,00	14,30	7,70	378,15	0,9799	0,00	0,00
45,00	29,27	15,73	378,15	0,9595	0,00	0,00
68,00	44,09	23,91	378,15	0,9399	0,00	0,00
90,00	60,25	29,75	378,15	0,9192	0,00	0,00
113,00	76,28	36,72	378,15	0,8993	0,00	0,00
136,00	92,83	43,17	378,15	0,8794	0,00	0,00
158,00	109,92	48,08	378,15	0,8595	0,00	0,00
181,00	128,30	52,70	378,15	0,8388	0,00	0,00
205,00	146,49	58,51	378,15	0,8190	0,00	0,00
229,00	163,85	65,15	378,15	0,8007	0,00	0,00
254,00	185,67	68,33	378,15	0,7785	0,00	0,00
278,00	206,58	71,42	378,15	0,7580	0,00	0,00
303,00	227,30	75,70	378,15	0,7384	0,00	0,00
330,00	248,99	81,01	378,15	0,7186	0,00	0,00
359,00	271,83	87,17	378,15	0,6985	0,00	0,00
388,00	296,16	91,84	378,15	0,6779	0,00	0,00
420,00	320,21	99,79	378,15	0,6583	0,00	0,00
451,00	346,36	104,64	378,15	0,6378	0,00	0,00
Desvios médios:		58,96				

Tabela V.7. Conjunto de dados número 5 (SMITH e WECHTER, 1950).

Pressão (mmHg)		Desvio	T (K)	X (1)	Y (1)	
Exp.	Calc.				Exp.	Calc.
28,00	18,16	9,84	388,15	0,9799	0,00	0,00
54,00	37,17	16,83	388,15	0,9595	0,00	0,00
81,00	55,99	25,01	388,15	0,9399	0,00	0,00
108,00	76,50	31,50	388,15	0,9192	0,00	0,00
135,00	96,86	38,14	388,15	0,8993	0,00	0,00
162,00	117,88	44,12	388,15	0,8794	0,00	0,00
189,00	139,59	49,41	388,15	0,8595	0,00	0,00
218,00	162,93	55,07	388,15	0,8388	0,00	0,00
249,00	186,03	62,97	388,15	0,8190	0,00	0,00
281,00	208,09	72,91	388,15	0,8007	0,00	0,00
310,00	235,79	74,21	388,15	0,7785	0,00	0,00
341,00	262,35	78,65	388,15	0,7580	0,00	0,00
373,00	288,67	84,33	388,15	0,7384	0,00	0,00
409,00	316,23	92,77	388,15	0,7186	0,00	0,00
444,00	345,25	98,75	388,15	0,6985	0,00	0,00
481,00	376,15	104,85	388,15	0,6779	0,00	0,00
521,00	406,70	114,30	388,15	0,6583	0,00	0,00
561,00	439,92	121,08	388,15	0,6378	0,00	0,00
Desvios médios:		65,26				

Tabela V.8. Conjunto de dados número 6 (SMITH e WECHTER, 1950).

Pressão (mmHg)		Desvio	T (K)	X (1)	Y (1)	
Exp.	Calc.				Exp.	Calc.
29,00	20,36	8,64	398,15	0,9799	0,00	0,00
59,00	41,67	17,33	398,15	0,9595	0,00	0,00
88,00	62,78	25,22	398,15	0,9399	0,00	0,00
117,00	85,78	31,22	398,15	0,9192	0,00	0,00
146,00	108,61	37,39	398,15	0,8993	0,00	0,00
175,00	132,17	42,83	398,15	0,8794	0,00	0,00
205,00	156,51	48,49	398,15	0,8595	0,00	0,00
238,00	182,69	55,31	398,15	0,8388	0,00	0,00
272,00	208,59	63,41	398,15	0,8190	0,00	0,00
308,00	233,32	74,68	398,15	0,8007	0,00	0,00
345,00	264,38	80,62	398,15	0,7785	0,00	0,00
382,00	294,17	87,83	398,15	0,7580	0,00	0,00
421,00	323,68	97,32	398,15	0,7384	0,00	0,00
460,00	354,58	105,42	398,15	0,7186	0,00	0,00
499,00	387,12	111,88	398,15	0,6985	0,00	0,00
539,00	421,77	117,23	398,15	0,6779	0,00	0,00
582,00	456,03	125,97	398,15	0,6583	0,00	0,00
623,00	493,29	129,71	398,15	0,6378	0,00	0,00
Desvios médios:		70,03				

V.6 CONCLUSÃO DO CAPÍTULO V

Devido a escassez de dados experimentais para a representação do equilíbrio líquido-vapor da mistura óleo de soja-hexano, optou-se por calcular o mesmo. Como o óleo de soja apresenta uma composição muito complexa a melhor opção foi a caracterização deste e do n-hexano, para a utilização em um método de contribuição de grupos, no caso, o UNIFAC.

A representação do óleo de soja foi feita por um triglicerídeo, formado por dois radicais de ácido graxo Oleico e um radical do ácido Linoléico (OOLi). Esta caracterização, juntamente com a molécula de hexano puro, que é simples, formada por seis átomos de carbono e quatorze de hidrogênio, apresentou resultados bons, e comprovou que o método pode realmente ser utilizado.

Deixa-se claro que o equilíbrio líquido-vapor da mistura óleo de soja-hexano, bem como, o método de contribuição de grupos – UNIFAC, não fez parte da modelagem apresentada no capítulo III, nem das simulações computacionais. O objetivo deste capítulo neste trabalho, foi de fazer um estudo para uma aplicação futura destes conceitos no programa elaborado. Pretende-se substituir a sub-rotina que calcula a temperatura de ebulição da mistura pelo método de contribuição de grupos para uma otimização do processo.

No próximo capítulo será apresentada a simulação computacional do programa que calcula o processo de evaporação do óleo de soja-hexano em regime transiente, bem como os efeitos calculados no teor de miscela efluente do sistema de evaporação pelo método de sensibilidade paramétrica.

CAPÍTULO VI: SIMULAÇÃO COMPUTACIONAL DO PROCESSO DE EVAPORAÇÃO DA MISCELA

VI.1 INTRODUÇÃO

Esta seção visa apresentar um procedimento para analisar adequadamente o desempenho da operação de evaporação da miscela. Evidentemente, nesse procedimento ocorrerá a fixação de algumas variáveis do processo para a determinação de outras variáveis.

VI.2 SIMULAÇÃO COMPUTACIONAL

O programa simulador foi construído em linguagem FORTRAN, empregando-se o *software Visual Fortran 6.1* da *Compac*. Este programa, a partir de informações tais como temperatura, pressão e concentração de alimentação, assim como de quais são os componentes envolvidos, calcula propriedades termodinâmicas tais como temperaturas de ebulição, capacidades térmicas e entalpias de misturas. Desse modo, um mínimo de informações são requeridas, permitindo simulações rápidas do processo de evaporação.

As Equações (III.1), (III.2) e (III.3) foram aqui integradas pelo método de Euler com um passo de variação no tempo de 1,0 segundo. Com o intuito de se estimar o erro numérico cometido na avaliação do conteúdo de óleo da miscela que deixa o evaporador, empregou-se um passo de 0,1 segundos para a integração e comparou-se os resultados com os gerados com um passo de 1,0 segundo. Os desvios numéricos máximos na avaliação da fração mássica de óleo na miscela efluente, situaram-se abaixo de 0,02 %.

Na Tabela VI.1 apresentam-se dados operacionais que levam ao estado estacionário inicial para o sistema de evaporação. Nesta mesma Tabela mostra-se ainda intensidades de perturbações impostas a este sistema, a partir deste estado estacionário inicial.

Tabela VI.1: Dados de entrada para operação com o sistema de evaporação e perturbações às quais se submeteu esse sistema, para a simulação apresentada na Figura VI.1.

FATOR	VALOR	PERT. (%)
F_I (kg/s)	0,5	- 10,0
T_I (K)	320,0	+ 10,0
X_I	0,75	+ 10,0
P_I (bar)	0,5	- 10,0
P_{VAP} (bar)	3,5	+ 10,0
Q_{VAP} (kg/s)	0,045	- 10,0

Na Tabela VI.2 aparecem respostas do sistema de evaporação, em termos de temperatura média de ebulição e concentração de saída para o estado estacionário anterior às perturbações (inicial) e para o novo estado estacionário alcançado após às perturbações.

Na Figura VI.1 apresenta-se a resposta transiente do sistema de evaporação, em termos da fração molar de óleo e da temperatura, na saída do evaporador, após as perturbações de graus mostradas na Tabela VI.1.

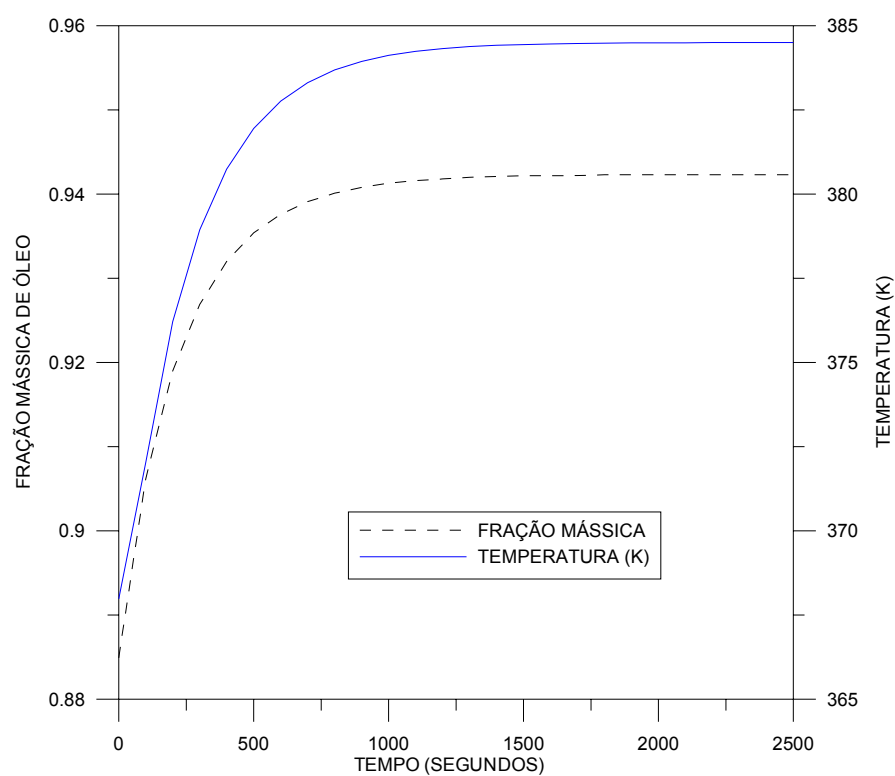


Figura VI.1: Resposta transiente do evaporador, em termos de temperatura e de concentração de óleo na mistura efluente, após perturbações degraus de 10% nos valores apresentados na Tabela VI.1.

Tabela VI.2: Respostas para o sistema de evaporação no estado estacionário.

	T (K)	X
INICIAL	367,98	0,8849
FINAL	384,50	0,9423

Como se pode ver, os comportamentos transientes da temperatura de ebulição e da concentração são semelhantes, já que se considera operação em equilíbrio termodinâmico e estas duas respostas encontram-se “amarradas”.

VI.3 ANÁLISE DE SENSITIVIDADE PARAMÉTRICA

Nesta seção será explanado o planejamento fatorial referente às simulações realizadas no processo de evaporação da miscela (de óleo de soja e hexano), com o objetivo de descobrir quais são as variáveis de maior importância para o processo, seus efeitos e os efeitos de interação entre estas variáveis. A seguir será apresentada uma introdução sobre o método aplicado.

VI.3.1 PLANEJAMENTO FATORIAL

O planejamento fatorial destina-se a calcular os efeitos das variáveis produzindo, ao mesmo tempo, alterações em todas as variáveis do processo e medindo, estatisticamente, os efeitos principais e de interação entre elas.

O número de experimentos (N) necessários para um planejamento fatorial completo é determinado pela seguinte expressão:

$$N = \text{niv}^{\text{var}} \quad (\text{VI.1})$$

onde niv é o número de níveis aos quais analisa-se cada uma das variáveis e var é o número

de variáveis submetidas ao planejamento fatorial. Por exemplo, variar-se uma variável em menos e mais 10% resulta em 2 níveis ($niv = 2$) de análise.

CÁLCULO DE EFEITOS

Para melhor compreensão do cálculo e interpretação dos efeitos principais e secundários vai-se supor o problema à seguir (BRUNS et al, 1994):

A Tabela abaixo apresenta os resultados de rendimentos médios para uma reação na qual avalia-se os efeitos da temperatura (1), do tipo de catalisador (2), da concentração (3) e do pH (4). O sinal positivo refere-se ao nível superior da variável, enquanto o sinal negativo ao nível inferior.

Variáveis:

	(-)	(+)
1. Temperatura (° C)	40	60
2. Catalisador (tipo)	A	B
3. Concentração (M)	1,0	1,5
4. pH	7,0	6,0

Pretende-se determinar os efeitos principais e secundários (interação) com os erros associados em suas determinações.

Tabela VI.3: Valores de um planejamento fatorial com 4 variáveis em dois níveis.

Ensaio	1	2	3	4	Resposta
1	-	-	-	-	54
2	+	-	-	-	85
3	-	+	-	-	49
4	+	+	-	-	62
5	-	-	+	-	64
6	+	-	+	-	94
7	-	+	+	-	56
8	+	+	+	-	70
9	-	-	-	+	52
10	+	-	-	+	87
11	-	+	-	+	49
12	+	+	-	+	64
13	-	-	+	+	64
14	+	-	+	+	94
15	-	+	+	+	58
16	+	+	+	+	73

Para o fator 1 (temperatura) os níveis alternam-se um a um ao longo dos ensaios. Para o fator 2 (tipo de catalisador) os fatores alteram-se a cada dois experimentos, para o fator 3 (concentração) os fatores alteram-se a cada quatro ensaios e o fator 4 (pH) os fatores alteram a cada oito ensaios. Os sinais para as interações entre os fatores (12, 13, 14, 23, 24,

34, 123, 124, 134, 234, 1234) são determinados fazendo-se a multiplicação entre os sinais de cada fator.

Os efeitos são determinados multiplicando-se a transposta da matriz formada pelos sinais dos fatores, acrescida de uma coluna com sinais positivos, pelo vetor de rendimentos.

Para os ensaios realizados em duplicatas, a estimativa combinada da variância de uma observação individual é dada por:

$$\hat{v}_i = s_i^2 = \sum d_i^2 / 2N \quad (\text{VI.2})$$

onde d_i é a diferença entre duas observações correspondentes ao i -ésimo ensaio.

Num planejamento fatorial 2^4 cada efeito é uma combinação linear de dezesseis valores, com coeficientes $\pm 1/(2^{4-1})$, ou seja, $\pm 1/8$. Cada um dos dezesseis valores da combinação linear é a média de dois outros, se os ensaios forem realizados em duplicata. Para variáveis independentemente distribuídas, a variância da combinação linear pode ser dada por:

$$s^2 = \sum a_i^2 s_i^2 \quad (\text{VI.3})$$

O desvio padrão de um efeito é dado pela raiz quadrada da variância. O desvio padrão do rendimento médio global será de metade do desvio padrão de um efeito.

Os valores de efeitos e média obtidos podem, agora, ser expostos com devidos erros embutidos, conforme Tabela VI.4 a seguir:

Os efeitos de interações são também determinados. O valor negativo para a interação (temperatura - tipo de catalisador: 12) indica que o efeito da temperatura diminui com relação ao rendimento da reação, ao se trocar o catalisador (A) pelo catalisador (B). Os efeitos calculados para as outras interações não são significativos, já que os valores encontrados são menores, em valor absoluto, que o erro experimental associado.

Tabela VI.4: Resultados do planejamento fatorial.

Média	67.188
-------	--------

Efeitos principais:

1 (temperatura)	22.85
2 (catalisador)	-14.125
3 (concentração)	8.875
4 (pH)	0.875

Interações de dois fatores:

12	-8.625	13	-0.625
14	0.875	23	-0.625
24	0.875	34	0.375

Interações de três fatores:

123	0.875	124	-0.125
134	-0.625	234	0.375

Interações de quatro fatores:

1234	0.375
------	-------

Erro experimental

A execução de um procedimento experimental bem definido é essencial para obtenção de dados confiáveis. Sempre haverá uma estimativa de incerteza associada aos resultados. Para não correr o risco de fazer-se inferências incorretas é preciso saber como levar em conta os erros experimentais. Isso é importante não só na análise do resultado final, mas também no próprio planejamento do experimento (BARROS NETO et. al, 1996).

Os erros sistemáticos podem ser evitados tomando-se a devida atenção na realização do experimento. Por mais que tente-se controlar o processo, algumas fontes de erro sempre terminam aparecendo. O interessante é que os erros atuam, muitas vezes, de forma aleatória. É importante enfatizar que os erros devem ser levados em conta.

Para estimativa do erro pode-se realizar os ensaios em duplicata, e, a partir disto, avaliar a significância estatística dos efeitos. Para tanto a repetição deve ser autêntica, em todas as etapas do processo em estudo, pois o desleixo pode fazer com que os erros experimentais sejam subestimados. Este desleixo pode fazer com que o erro aparente seja

menor do que o real. Para impedir que os erros atípicos sejam obrigatoriamente associados a determinadas combinações de níveis, os ensaios devem ser realizados de forma aleatória. Realizando repetições em uma dada combinação de níveis pode-se obter uma estimativa do erro experimental nessa combinação. O erro é o desvio padrão amostral, ou seja, a raiz quadrada da variância das observações da amostra. Através da Equação VI.3 chega-se ao seguinte valor aproximado para o erro experimental do exemplo explicitado neste capítulo: 0.54.

VI.4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Um planejamento fatorial fracionário, de resolução quatro, em dois níveis foi aplicado aos seis fatores mostrados na Tabela VI.1. Esses fatores foram variados em 10% acima e 10% abaixo dos valores centrais mostrados na referida tabela. Para os primeiros quatro fatores construiu-se um planejamento fatorial completo.

Na Figura VI.2 são apresentados os efeitos principais dos seis fatores incluídos no planejamento. Nesta Figura esses fatores têm seus efeitos principais na fração mássica em óleo da miscela efluente do evaporador, apresentados ao longo do tempo. Vê-se que nos primeiros instantes após a perturbação do estado-estacionário, os efeitos são próximos a zero, sendo que os mesmos crescem progressivamente em valor absoluto até alcançarem um patamar, por volta de 1000,0 segundos após as perturbações.

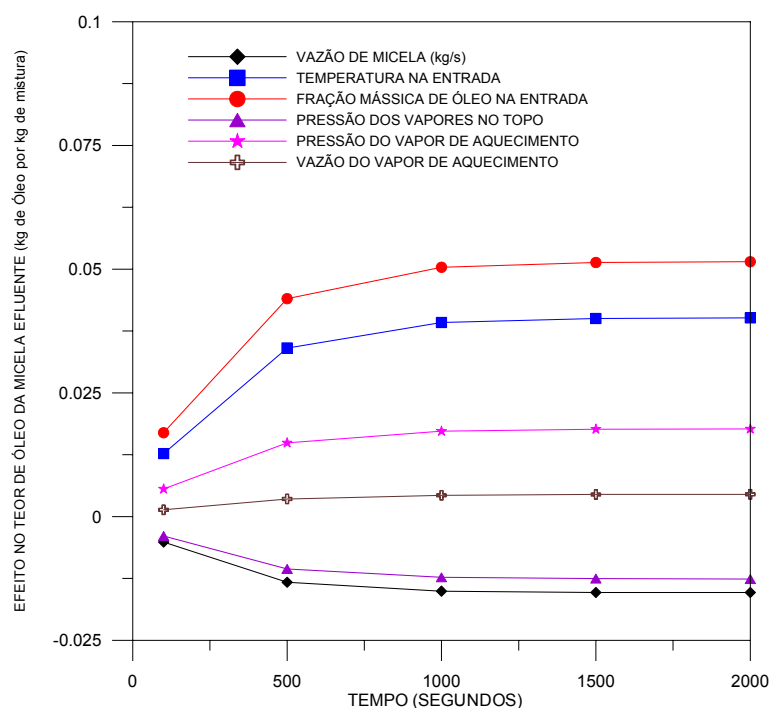


Figura VI.2: Efeitos principais no teor de óleo da micela que deixa o sistema de evaporação.

Efeito da Vazão de Micela que entra nos Tubos

O efeito da vazão de micela que entra nos tubos do evaporador é apresentado na Figura VI.2. Como se pode observar, à medida que esse fator é incrementado há uma queda no conteúdo em óleo da micela que deixa o sistema de evaporação. Este efeito deve-se ao fato de um aumento na vazão de micela levar a uma maior demanda de calor para a evaporação e, em consequência, proporcionalmente menos solvente é evaporado.

Efeito da Temperatura da Miscela que entra nos Tubos

Pode-se observar que com o aumento da temperatura da miscela que entra nos tubos, maior será a concentração de óleo que deixa o evaporador, pois mais calor estará disponível para a evaporação do solvente.

Efeito da Fração Mássica de Óleo na Entrada do Evaporador

Aumentando a fração mássica de óleo na entrada do evaporador, menos solvente precisará ser evaporado, aumentando assim a concentração de óleo efluente.

Efeito da Pressão dos Vapores no Topo do Evaporador

O efeito da pressão dos vapores no topo do evaporador é apresentado na Figura VI.2. Como se pode observar, à medida que se aumenta este fator há uma queda no conteúdo em óleo da miscela que deixa o sistema de evaporação. Este efeito decorre do aumento do ponto de ebulição com a pressão. Isto é, sob pressões mais elevadas, uma maior quantidade de calor será requerida para o aquecimento da miscela até o ponto de ebulição. Em consequência, menos calor estará disponível para a evaporação.

Efeito da Vazão do Vapor de Aquecimento

Um aumento na vazão do vapor de aquecimento da miscela leva a uma pequena elevação no conteúdo da miscela que deixa o evaporador. Isto explica-se por certa melhoria no coeficiente de transferência de calor, dominado fundamentalmente pela resistência à transferência térmica no vapor de água de aquecimento.

Efeito da Pressão do Vapor de Aquecimento

Quando se aumenta a pressão do vapor de água de aquecimento, pode-se observar com isso um conseqüente aumento da concentração em óleo da miscela que deixa o evaporador. Um aumento na pressão do vapor de água saturado leva necessariamente a um aumento em sua temperatura. Como resultado, um maior gradiente de temperatura é estabelecido entre o vapor e a miscela, fazendo com que mais calor seja transferido e mais solvente evaporado.

VI.5 CONCLUSÃO DO CAPÍTULO VI

O programa computacional elaborado permitiu simulações rápidas e com baixos erros numéricos (calculados pela diferença entre os passo de interação) para o processo de evaporação do solvente em uma unidade de dessolventização do óleo após extração convencional.

O programa computacional construído permitiu ainda avaliações de efeitos para os fatores influentes na evaporação. Considerando-se a intensidade das perturbações realizadas e o nível central dos fatores, o fator fração mássica de óleo na entrada foi o que apresentou o maior efeito. Já a velocidade de escoamento do vapor de água de aquecimento foi o fator com o menor efeito no teor de óleo da miscela efluente.

No próximo capítulo, procurar-se-á sintetizar as idéias principais do trabalho em uma conclusão geral, apresentando sugestões e recomendações para trabalhos futuros.

CAPÍTULO VII: CONCLUSÕES E SUGESTÕES

VII.1 CONCLUSÕES

O objetivo do trabalho foi de desenvolver um modelo dinâmico efetuando análises de sensibilidade paramétrica para um evaporador típico da indústria de extração de óleos vegetais, visando a otimização deste processo, ou seja, a recuperação máxima de solvente e o consumo mínimo de energia.

Na busca desse objetivo, dificuldades específicas foram encontradas, como a falta de dados de equilíbrio experimentais e as características especiais dos materiais envolvidos na etapa de evaporação do hexano. No entanto, o modelo previsto no objetivo foi desenvolvido para o sistema de evaporação (segundo estágio) de uma planta convencional de extração de óleo de soja. E a partir disso, elaborou-se um programa computacional que pudesse prever os principais efeitos para os fatores influentes no processo de evaporação.

O software elaborado permitiu simulações rápidas e com baixos erros numéricos (calculados pela diferença entre os passos de interação do mesmo programa) para o processo de evaporação do solvente em uma unidade de dessolventização do óleo após extração convencional.

O programa computacional construído permitiu ainda avaliações de efeitos para os fatores influentes na evaporação. Considerando-se a intensidade das perturbações realizadas e o nível central dos fatores, o fator fração mássica de óleo na entrada foi o que apresentou o maior efeito. Já a velocidade de escoamento do vapor de água de aquecimento foi o fator com o menor efeito no teor de óleo da mistura efluente.

Elevações na intensidade da vazão de mistura, tão bem como reduções na temperatura e no teor de óleo desta corrente que chega ao evaporador levam à redução no teor de óleo da mistura efluente, caso esse processo não esteja devidamente controlado.

Ao se projetar um sistema de controle para o teor de óleo à saída do evaporador, a pressão no topo, assim como a pressão do vapor de aquecimento, são fatores manipuláveis para que se alcance este fim.

Para finalizar, conclui-se que o assunto pesquisado pode auxiliar a realização de futuros trabalhos na área de otimização do processo de evaporação de óleos vegetais.

VII.2 SUGESTÕES

O assunto desenvolvido não esgota as possibilidades de futuros trabalhos que busquem o aperfeiçoamento de uma planta convencional de extração de óleo de soja, em termos de economia no consumo de energia e de hexano.

Muito embora, as simulações com o programa computacional elaborado tenham fornecido respostas coerentes, a confiabilidade de tais respostas pode ser incrementada ao introduzir-se modelos de propriedades termodinâmicas (entalpia, volume, temperatura de ebulição, etc.) mais rigorosos que os aqui empregados.

Sugere-se que modelos, que tratam a mistura óleo vegetal-solvente como uma solução não ideal, sejam empregados, e também que experimentos sejam conduzidos em um evaporador para que o modelo matemático admitido tenha sua validade verificada na prática.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

A Soja no Brasil. Campinas: Instituto de Tecnologia de Alimentos, 1981. p. 823-827.

BAIR, C. W., SNYDER, H. E. Electron Microscopy of Soybean Lipid Bodies. **JAACS: Journal of the American Oil Chemists' Society**, Iowa, v.57, p. 278-282, sep. 1980.

BARBOSA, M. Z., de FREITAS, S. M. e FRANCA, T. J. F. Considerações sobre os desafios da cadeia de produção do óleo de soja no Brasil, **Óleos & Grãos**, p. 44, Setembro/Outubro, 1998

BOLING, F. Energy and Efficiency in the Solvent Plant. **OIL MILL GAZETER**, march-1982, p. 42-45.

BOSS, E. A., MACIEL FILHO, R. Análise do desempenho de Plantas de Extração de Óleo Convencionais e de Processos Supercríticos. Campinas: FEQ, UNICAMP, 2000. Dissertação (Mestrado) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, 2000. 121 p.

BREDESON, D. K. Mechanical Oil Extraction. **JAACS: Journal of the American Oil Chemists Society**, v. 60, n.2, p. 211-213, february, 1983.

CHU, Y., LIN, J. Factors Affecting the Content of Tocopherol in Soybean Oil. **JAACS: Journal of the American Oil Chemists Society**, v. 70, n. 12, p. 1263-1268, december, 1993.

COSTA, S. I., MORI, E. E. M., FUJITA, J.T. Características Químicas, Organolépticas e Nutricionais de algumas Cultivares de Soja. In: SHIROMIYSAKA, J., MEDINA, J.C.

EGGERS, R., SIEVERS, U., STEIN, W. High Pressure Extraction of Oil Seed. **JAOCS: Journal of the American Oil Chemists Society**, Hamburg, v. 62,n. 8, p. 1222-1230, august, 1985.

ERICKSON, D. R. ; PRYDE, E. H. ; BREKKE, O. L. ; MOUTS, T. L. & FALB, R. A. Handbook of Soy Oil Processing and Utilization, American Soybean Association and American Oil Chemists's Society, 1987, 598p.

FORNARI, T., et. al. Application of UNIFAC to Vegetable Oil-Alkane Mixtures, **JAOCS: Journal of the American Oil Chemists Society**, n. 4, vol. 71, p. 391-395, april, 1994.

GAVIN, A M. Energy Conservation in Edible Uses, **JAOCS: Journal of the American Oil Chemists Society**, n. 3, vol. 60, february, 1983.

GMEHLING, J. et. al. Vapor-Liquid Equilibria by UNIFAC Group Contribution. Revision and Extension.2, **Industrial Engineering Chemistry Research**, vol. 21, n. 1, p.118-127, 1982.

GMEHLING, J. et. al. Modified UNIFAC Model. 2. Present Parameter Matrix and Results for Different Thermodynamic Properties, **Industrial Engineering Chemistry Research**, vol. 32, n. 1, p.178, 1993.

GOMES, P. **A soja**. São Paulo: Nobel, 1986. p. 8-45.

HAMMING, R. W. Numerical Methods for Scientists and Engineers, Segunda Edição, 1973, 721p.

HOLMAN, J.P. Transferência de Calor, 1ª ed., McGraw Hill, São Paulo, 1983.

HURBURG, C. R., HARTWIG, R. A. Interlaboratory Comparisson of Soyabean Protein and Oil Determination. **JAOCs: Journal of the American Oil Chemists Society**, Iowa, v. 68, n. 12, p. 949-955, december, 1991.

JOHSON, L. A. & LUSAS, E. W. Comparision od alternative Solvents for Oils Extraction. **JAOCs: Journal of the American Oil Chemists Society**, v. 60, n. 2, p. 229-242, february, 1983.

JONGENEELLEN, H. P. J. Energy Conservation in Solvent Extraction Plants, **JAOCs: Journal of the American Oil Chemists Society**, v. 53, p. 291, june, 1976.

KARNOFSKY, G. The Theory of Solvent Extraction. **JAOCs: Journal of the American Oil Chemists Society**, Pittsburgh, v. 26, p. 564-569, october, 1949.

KARNOFSKY, G. Design of Oilseed Extractors I. Oil Extraction. **JAOCs: Journal of the American Oil Chemists Society**, Pittsburgh, v. 63, n. 8, p. 1111-1114, august, 1986.

KARNOFSKY, G. Design of Oilseed Extractors I. Oil Extraction (Supplement). **JAOCs: Journal of the American Oil Chemists Society**, Pittsburgh, v. 64, n. 11, p. 1533-1536, november, 1987.

KERN, D. Q. Processos de Transmissão de Calor, Guanabara S.A , 1980, 671p.

MAGNE, F. C., SKAU, E. L. Viscosities and Densities of Solvent-Vegetable Oil Mixtures. **Industrial and Engineering Chemistry**, n. 11, vol. 37, p. 1097, november, 1945.

MAJUMDAR, G. C., SAMANTA, A. N., SENGUPTA, S.P. Modeling Solvent Extraction of Vegetable Oil in Packed Bed. **JAOCs: Journal of the American Oil Chemists Society**, Münster, v. 60, n. 2, p. 226-228, february, 1983.

MARQUEZAN, Marta. Obtenção e Caracterização de um Concentrado de Tocoferóis (vitamina E) a partir do Destilado da Desodorização do Óleo de Soja. Campinas: FEA, UNICAMP, 1983. Dissertação (Mestrado) – Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas, 1988. p. 6-10.

MILLIGAN, E. D. & TANDY, D. C. Field Evoluution of Extraction Performance, **JAOCs: Journal of the American Oil Chemists Society**, n. 8, vol. 61, p. 1383, august, 1984.

NETO, B.B. ; SCARMINIO, I.S. ; BRUNS, R.E. Planejamento e Otimização de Experimentos, segunda edição, Editora de Unicamp, 1995, 299p

OTHMER, D. F., AGARWAL, J. C. Extraction of Soybeans: Theory and Mechanism. **Chemical Engineering Progress**, v. 51, n. 8, p. 372-378, 1955.

OTHMER, D. F., JAATINEN, W. A. Extraction of Soybeans. **Industrial and Engineering Chemistry**, Brocklin, v. 51, n. 4, p. 543-546, april, 1959.

PARAÍSO, P. R., ZEMP, R. J. Modelagem e Análise do Processo de Obtenção do Óleo de Soja. Campinas: FEQ, UNICAMP, 2001. Tese (Doutorado) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, 2001. 200 p.

PERKINS, E. G. Composition of Soybeans and Soybean Products In: ERICKSON, D. R. AOCS Press. **Practical Handbook of Soybean Processing and Utilization**. St. Louis: AOCS Press, 1995. p. 9-28.

PERKINS, E. G. Physical Properties of Soybeans and Soybean Products In: ERICKSON, D. R. AOCS Press. **Practical Handbook of Soybean Processing and Utilization**. St. Louis: AOCS Press, 1995. p. 29-38.

PERRY, R. H.; GREEN, D. W. Perry's Chemical Engineers' Handbook, 7^a ed., McGraw Hill International Editions. 547p.

POLLARD, E. F., GASTROCK, E. A. Solvent Extraction of Cottonseed and Peanut Oils, **Industrial and Engineering Chemistry**, vol. 37, n° 10, 1945. 1022 – 1026.

PRAUSNITZ, J. M. , LICHTENTHALER, R. N. , AZEVEDO, E. G. Molecular Thermodynamics . **Fluid-Phase Equilibria**, Third Edition, Prentice Hall, 1999, 860p.

REID, R. C. , PRAUSNITZ, J. M. , POLING, B. E. The properties of Gases and Liquids, Fouth Edition, McGraw-Hill, 1986, 741p.

REZENDE, D. F., MACIEL FILHO, R. The Supercritical Carbon Dioxide Extraction Process for Oilseeds: Features Limitations and Potentialities. In: The First European Congress on Chemical Engineering (ECCE-I), 1, 1997. Florence: **Proceedings of The First European Congress on Chemical Engineering (ECCE-I)**. Florence: May 1997, p. 1453-1456.

REZENDE, D. F., MACIEL FILHO, R. Estudo Exploratório de Aplicabilidade dos Meios Supercríticos para Extração e Processamento de Óleos Vegetais com Ênfase em Controle Aplicado à Unidade Extratora. Campinas: FEQ, UNICAMP, 1998. Tese (Doutorado) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, 1998. 178 p.

SINGH, R. P. & HELDMAN, D. R. Introduction to Food Engineering, second edition, Academic Press, 1993, 499p.

SMITH, J. M. , VAN NESS, H. C. , ABBOT, M. M. Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, Fifth Edtion, McGraw Hill, 1996, 763p.

SMITH, A. S. , WECHTER, F. J. Vapor Pressure of Hexane-Soybean Oil Solutions at low Solvent Concentrations, **JAOCs: Journal of the American Oil Chemists Society**, 1950, 381-383.

SNYDER, H. E. **Soybean Utilization**. New York: Van Nostrand Reinhold Company, 1987. p. 19-73.

STRAGEVITCH, Luiz, "Equilíbrio Líquido-Líquido de Misturas de Não Eletrólitos", Campinas: FEQ, UNICAMP, 1997. Tese (Doutorado) – Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, 1997.

TEIXEIRA, J. P. F., RAMOS, M. T. B., MIRANDA, M. A. C., MASCARANHAS, H. A. Relação entre os principais constituintes químicos de grãos de soja. In: Seminário Nacional de Pesquisa de Soja, 1984, Campinas. **Seminário Nacional de Pesquisa de Soja**. Campinas: Instituto Agrônomo de Campinas, 1984. p. 889-908.

TONELLI, S. M. ; ROMAGNOLI, J. A . & PORRAS, J. A . “*Computer Package for Transient Analysis of Industrial Multiple Effect Evaporators*”, **Journal of Food Engineering**, vol. 12, 267-281, 1990.

TREYBAL, R. E. Mass -Transfer Operations, 3ª ed., Cingapura, Mc Graw-Hill, 1981. 784p.

WANG, H., MURPHY, P. A Isoflavone Content in the Commercial Soybean Foods. **Journal Agricultural Food Science**, Iowa, v.42, p. 1666-1673, 1994.

APÊNDICE A: A SOJA

A soja é uma planta herbácea pertencente à família das *Leguminosas*. Sua semente não possui amido ou possui em pequeníssima quantidade, mas é muito rica em substâncias protéicas e graxas.

A.1. COMPOSIÇÃO DA SOJA

A soja é composta de proteínas, água, óleo, cinzas e carboidratos. A Tabela (A.1) abaixo mostra uma composição média da soja cultivada nas regiões Sul e Sudeste deste país.

Tabela A.1: Composição média da soja cultivada nas região Sul e Sudeste do Brasil.

Componentes	Percentagem (%)
Proteína	37
Carboidratos	28.3
Óleo	20
Água	10
Cinzas	4.7

A.1.1. PROTEÍNAS

Os aminoácidos constituintes das proteínas que compõem a soja serão apresentadas pela Tabela (A.2) à seguir.

Tabela A.2: Composição média dos aminoácidos contidos nas proteínas da soja.

Adaptado de ERICKSON (1995).

Aminoácidos	Percentagem média (%)
Alanina	4.225
Arginina	7.450
Ácido Aspartico	12.625
Cistina	2.150
Metionina	1.950
Histidina	2.650
Isoleucina	4.200
Leucina	6.875
Glicina	4.075
Ácido Glutânico	18.925
Fenilalanina	5.300
Prolina	4.850
Lisina	5.775

Serina	4.750
Treonina	4.000
Triptofano	1.325
Tirosina	3.900
Valina	4.575

Outros constituintes das proteínas são os inibidores. Estes inibidores são as tripsinas que constituem cerca de 0.4 % das proteínas . As tripsinas são compostas por quatro radicais ligados a unidade principal. A Tabela (A.3) demonstra os nomes dos inibidores de acordo com os radicais presentes.

Tabela A.3: Isoflavonas da soja. Adaptado de ERICKSON (1995).

Isoflavonas	Radical 1	Radical 2	Radical 3	Radical 4
Geinistein	OH	H	OH	OH
<i>Genistin</i>	<i>o-glucosyl</i>	H	OH	OH
<i>Daidzein</i>	OH	H	H	OH
<i>Daidzin</i>	<i>o-glucosyl</i>	H	H	OH
<i>Glycetein</i>	OH	OCH3	H	OH
<i>Glycetein</i>	<i>7-o o-glucosyl</i>	OCH3	H	OH
<i>b-glucoside</i>				

A.1.2. CARBOIDRATOS

Dentre os carboidratos presentes na soja encontram-se os monossacarídeos, oligossacarídeos e polissacarídeos. Na Tabela (A.4) relaciona-se os açúcares presentes na soja.

Tabela A.4: Carboidratos presentes na soja.

Açúcares	Percentagem média (%)
Monossacarídeos	
Glucose	Traços
Oligossacarídeos	
<i>Sucrose</i>	20.14
Raffinose	14.49
<i>Stachyose</i>	16.25
Polissacarídeos	
<i>Arabinan</i>	3.50
<i>Arabinogalactan</i>	28.27
<i>Acidic Polysaccharides</i>	17.30

A.1.3. ÓLEO

Conforme MARQUEZAN e GUZMAN (1988), os óleos e gorduras são constituídos principalmente de ésteres de glicerol, denominados glicerídeos e, em menor quantidade de uma fração não-glicerídica. Os óleos vegetais não refinados contêm triglicerídeos, fosfatídios, esterol, hidrocarbonetos, tocoferóis, ácidos graxos livres, vitaminas A, D e E e traços de metais. A composição do óleo de soja varia em função das características genéticas, técnicas, culturais e do meio ambiente onde é cultivada a soja.

ÁCIDOS GRAXOS PRESENTES NOS TRIGLICERÍDEOS

Os triglicerídeos representam em média 96% da composição do óleo de soja. Cada triglicerídeo contém três radicais representados pelos ácidos graxos. Na Tabela (A.5) encontra-se os ácidos graxos que fazem parte da estrutura dos triglicerídeos presentes no óleo de soja.

Tabela A.5: ácidos graxos presentes na estrutura dos triglicerídeos que compõem o óleo de soja.

Ácidos Graxos	Peso molecular
Láurico	199.30230
Mirístico	228.31576
Palmítico	256.36104

Esteárico	284.40362
<i>Araquídico</i>	312.45160
Oleico	282.39038
Linoleico	280.37444
Linolênico	278.35850

ÁCIDOS GRAXOS LIVRES

Os ácidos graxos livres compõem cerca de 0.3-0.7% do óleo de soja. Na Tabela (A.6) encontram-se os ácidos graxos saturados e insaturados.

Tabela A.6: Ácidos graxos livres presentes no óleo de soja.

Ácidos graxos	Percentagem média (%)
Saturados	
Láurico	0.1
Mirístico	0.2
Palmítico	11.7
Esteárico	4.1
Araquídico	0.2
Insaturados	
Palmitoleico	0.3

Oleico	23.8
Linoleico	51.8
Linolênico	7.8

O óleo de soja é altamente insaturado, classificado como semi-secante, e por isso utilizado nas indústrias de tintas, vernizes e sabão.

FOSFATÍDEOS

Os fosfatídeos não são desejáveis no óleo de soja porque escurecem o óleo. Os fosfatídeos que podem estar presentes no óleo de soja são *phosphatidyl choline*, *phosphatidyl ethanolamine*, *phosphatidyl inositol*, *phosphatidic acid* e outros, como mostrado na Tabela (A.7).

Tabela A.7: Fosfatídeos que podem estar presentes no óleo de soja.

Fosfatídeos	Percentagem média (%)
<i>phosphatidylcholine</i>	35
<i>phosphatidylethanolamine</i>	25
<i>phosphatidylinositol</i>	15
<i>phosphatidicacid</i>	10
Outros	15

ESTERÓIS

Dentre os esteróis existem quatro classes que podem estar presentes no óleo de soja: esteróis livres, esterificados, glicolisados ou acilados. Os esteróis representam cerca de 0.5% da composição do óleo e os mais importantes estão representados na Tabela (A.1.8).

Tabela A.8: Esteróis normalmente presentes no óleo de soja.

Esterol	Peso molecular
Ergosterol	396.53768
β -sitosterol	414.59220
Stigmasterol	412.57626
Campesterol	361.52555

TOCOFEROIS

Os tocoferóis representam a vitamina E presente no óleo de soja. A vitamina E é o mais importante antioxidante biológico lipossolúvel. A vitamina E é extremamente importante e é produzida para ser adicionada a ração animal, produtos farmacêuticos, no setor de alimentos e no setor cosmético. Ela é produzida por indústrias como a BASF (Alemanha), Hoffmann-La Roche, Rhône-Poulenc (França), Eisai (Japão), ADM e Henkel (Estados Unidos). Dentre os tocoferóis presentes no óleo de soja encontram-se o alfa, beta, gama e delta-tocoferol.

HIBROCARBONETOS

Os hidrocarbonetos estão presentes em pequena quantidade no óleo de soja representando cerca de 0.014%. A maior parte destes hidrocarbonetos é representado pela vitamina β -caroteno e *xantophyll*.

METAIS

Os metais também estão presentes em pequena quantidade no óleo de soja e são normalmente compostos de ferro e cobre.

A.1.4. CINZAS

As cinzas compõem cerca de 4.7% na composição da soja. Na Tabela (A.9) encontra-se a composição da cinza existente na soja.

Tabela A.9: Composição da cinza na soja.

Cinzas	Percentagem média (%)
Cálcio	9.14
Fósforo	22.43
Ferro	0.34
Sódio	0.20
Potássio	67.88
Cobre	Traços

APÊNDICE B: REVISÃO DE MÉTODOS DE SOLUÇÃO DE EQUAÇÕES DIFERENCIAIS

Nesta seção são revistos alguns métodos, comumente empregados na solução numérica de equações diferenciais ordinárias ou ainda na discretização de equação diferenciais parciais. Entre as várias referências com respeito à solução de equações diferenciais numericamente, cita-se HAMMING, 1973.

B.1 - MÉTODO DE DIFERENÇAS FINITAS

O método das diferenças finitas pode ser empregado para as soluções de problemas de valor inicial e de problemas de valor de contorno, envolvendo equações diferenciais ordinárias ou parciais. Se aplicado à equações diferenciais ordinárias, o método das diferenças finitas gera equações algébricas e se aplicado à equações diferenciais parciais gera equações diferenciais ordinárias.

A aplicação do método das diferenças finitas pode ser dividida em três etapas. A primeira etapa consiste na discretização do domínio da variável independente, ou seja, em sua divisão em subdomínios uniformes (subdomínios de mesma dimensão) ou não uniformes. A segunda etapa consiste na geração de aproximações para as derivadas das variáveis dependentes e, a terceira etapa, na introdução destas expressões de diferenças na equação diferencial que se deseja solucionar.

B.1.1 - Aproximação de derivadas por diferenças

Um modo simples de se obter aproximações para as derivadas é através da série de Taylor em torno de um dado ponto. Chamando-se esse ponto de referência de x_j , pode-se obter o valor da variável dependente $y(x_{j+1}) = y_{j+1}$ pela seguinte série infinita:

$$y_{j+1} = y_j + \dot{y}_j(x_{j+1} - x_j) + \ddot{y}_j \frac{(x_{j+1} - x_j)^2}{2!} + \ddot{\ddot{y}}_j \frac{(x_{j+1} - x_j)^3}{3!} + y_j^{(4)} \frac{(x_{j+1} - x_j)^4}{4!} + \dots \quad (B.1)$$

O valor de $y(x_{j-1}) = y_{j-1}$ pode ser dado por:

$$y_{j-1} = y_j - \dot{y}_j(x_{j-1} - x_j) + \ddot{y}_j \frac{(x_{j-1} - x_j)^2}{2!} - \ddot{\ddot{y}}_j \frac{(x_{j-1} - x_j)^3}{3!} + y_j^{(4)} \frac{(x_{j-1} - x_j)^4}{4!} - \dots \quad (B.2)$$

Substituindo-se a diferença $(x_j - x_{j-1})$ por h_j e multiplicando-se a Expressão (B.1) por h_j^2 e a Expressão (B.2) por h_{j+1}^2 e fazendo-se a diferença entre as expressões resultantes de tais multiplicações chega-se à seguinte expressão para a derivada primeira:

$$\dot{y}_j = \frac{h_j^2 y_{j+1} + (h_{j+1}^2) y_j - h_{j+1}^2 y_{j-1}}{h_j^2 h_{j+1} + h_j h_{j+1}^2} + O\left(\frac{h_j^2 h_{j+1}^3 + h_j^3 h_{j+1}^2}{h_j^2 h_{j+1} + h_j h_{j+1}^2}\right) \quad (B.3)$$

Onde: $O(w)$ indica que o erro cometido na aproximação da derivada tem a ordem de grandeza w . Esse erro advém do truncamento da série de Taylor.

Em uma malha uniforme tem-se que $h_j=h$ para todo o j , de modo que a Expressão (B.3) passa a assumir a forma:

$$\dot{y}_j = \frac{y_{j+1} - y_{j-1}}{2h} + O(h^2) \quad (B.4)$$

que é conhecida como aproximação por diferença central para a derivada primeira de y .

As Equações (B.1) e (B.2) podem ainda ser manipuladas para se obter outras duas expressões de diferenças. São elas:

Expressão de diferenças para trás (*backward difference*):

$$\dot{y}_j = \frac{y_j - y_{j-1}}{h} + O(h) \quad (B.5)$$

Expressão de diferenças par frente (*forward difference*):

$$\dot{y}_j = \frac{y_{j+1} - y_j}{h} + O(h) \quad (B.6)$$

As Equações (B.1) e (B.2) podem ainda ser utilizadas para se obter expressões de diferenças para a derivada segunda. Desse modo, multiplicando-se a Expressão (B.1) por h_j e a Expressão (B.2) por h_{j+1} e somando-se as expressões multiplicadas chega-se a:

$$\ddot{y}_j = \frac{h_j y_{j+1} - (h_j + h_{j+1}) y_j + h_{j+1} y_{j-1}}{h_{j+1} h_j \frac{h_{j+1} + h_j}{2}} - \ddot{y}_j \frac{2}{3!} \frac{h_{j+1}^2 - h_j^2}{h_{j+1} + h_j} - y_j^{(4)} \frac{2}{4!} \frac{h_{j+1}^3 + h_j^3}{h_{j+1} + h_j} + \dots \quad (B.7)$$

O termo da derivada terceira de (B.7) é da ordem de h , ou seja, $O(h)$. Entretanto, se a malha for uniforme, esse termo se anulará e as expressões para diferenças finitas com truncamentos anteriores ao segundo e ao terceiro termos apresentarão erros locais de truncamento iguais e da ordem de h^2 , conforme expressão abaixo:

$$\ddot{y}_j = \frac{y_{j+1} - 2y_j + y_{j-1}}{h^2} + O(h^2) \quad (B.8)$$

que é conhecida como aproximação por diferenças centrais para a derivada segunda de y . Se por outro lado, a malha não for uniforme, os erros serão apenas aproximadamente da ordem de h^2 .

Expressões de diferenças finitas para a derivada segunda mais precisas que a Expressão (B.8) podem ser conseguidas truncando-se a série de Taylor em termos de menor ordem, todavia, aproximações envolvendo mais que três valores funcionais levam à equações algébricas mais difíceis de serem resolvidas.

B.1.2 - Métodos de Euler

Considera-se o seguinte problema de valor inicial, com apenas uma única equação diferencial ordinária de primeira ordem:

$$\begin{aligned} \dot{y} &= f(t, y) \\ t &= 0, y = y_0 \end{aligned} \tag{B.9}$$

Utilizando-se a aproximação por diferenças finitas para frente (*forward difference*) (Equação (B.6)) para solucionar a Equação (B.9) para o instante genérico t_j :

$$y_{j+1} = y_j + h f(t_j, y_j) + O(h^2), \quad h = t_{j+1} - t_j \tag{B.10}$$

A Expressão (B.10) representa o método explícito de Euler aplicado à equação $\dot{y} = f(t, y)$. Ela permite que se calcule explicitamente o valor de y no instante $j+1$ conhecido o valor desta função no instante j , com erros da ordem de h^2 , mesmo que a função $f(t, y)$ seja não linear.

Caso se deseje, por outro lado, determinar a solução de (B.9) utilizando-se diferenças finitas para trás (*backward difference*), em acordo com a Expressão (B.5), ter-se-à:

$$y_{j+1} = y_j + h f(t_{j+1}, y_{j+1}) + O(h^2), \quad h = t_{j+1} - t_j \quad (\text{B.11})$$

A Expressão (B.11) define o chamado método implícito de Euler. Da mesma forma que para a Expressão (B.10) (método explícito), o erro é da ordem de h^2 . Deve-se notar que para o caso em que a função $f(t,y)$ for não-linear, ou mesmo para o caso linear, a menos que se explicita y_{j+1} , um método apropriado para a solução de equações algébricas não-lineares será necessário.

B.1.3 - Método de Crank-Nicholson

Utilizando-se diferenças finitas centrais de $y_{j+1/2}$ para a aproximação da derivada de y (Equação (B.9)) no intervalo entre y_{j+1} e y_j , chega-se à seguinte expressão:

$$y_{j+1} = y_j + \frac{h}{2} [f(t_j, y_j) + f(t_{j+1}, y_{j+1})] + O(h^3), \quad h = t_{j+1} - t_j \quad (\text{B.12})$$

que possibilita o cálculo implícito de y_{j+1} . Este método de resolução de equações diferenciais é conhecido como método Trapezoidal ou Método de Crank-Nicholson. Novamente, o caráter implícito do método leva à necessidade de um método de solução de equações algébricas não-lineares.

B.1.4 - Método Modificado de Euler

Um modo distinto de se resolver a equação implícita (B.12) consiste em se prever y_{j+1} pelo método explícito de Euler (Equação B.10). Isto é:

$$y_{j+1}^p = y_j + h f(t_j, y_j), \quad h = t_{j+1} - t_j \quad (\text{B.13})$$

$$y_{j+1} = y_j + \frac{h}{2} \left[f(t_j, y_j) + f(t_{j+1}, y_{j+1}^p) \right], \quad h = t_{j+1} - t_j \quad (\text{B.14})$$

Assim, gera-se um método explícito em dois estágios do tipo preditor-corretor, conhecido como método modificado de Euler.

Nas Equações de diferenças que se apresentou anteriormente (por exemplo, Equações (B.10), (B.11), (B.12)), a ordem de erro apresentada corresponde ao erro local de truncamento da série de Taylor. O erro global decorrente do truncamento, ou seja, da aplicação de uma determinada expressão de diferenças, é superior a esse erro local. Considerando-se a integração de y (Equação (B.9)) em N -intervalos iguais, a partir do instante t_0 ao instante t_N , pelo método explícito de Euler (Equação (B.10)). O valor de y no instante final pode ser avaliado por:

$$y_N = y_0 + \sum_{n=0}^{N-1} (y_{n+1} - y_n) = y_0 + \sum_{n=0}^{N-1} h f(t_n, y_n) + \text{NO}(h^2) \quad (\text{B.15})$$

Lembrando-se que $N = (t_N - t_0)/h$ chega-se à seguinte expressão:

$$y_N = y_0 + \sum_{n=0}^{N-1} h f(t_n, y_n) + (t_N - t_0) h^{-1} O(h^2) = y_0 + \sum_{n=0}^{N-1} h f(t_n, y_n) + O(h) \quad (B.16)$$

que mostra que o erro global de integração ao se utilizar o método de Euler para integração é da ordem de h . Na verdade, pode-se mostrar que para todos os métodos de integração por diferenças finitas, o erro global terá sempre a ordem do erro local de truncamento menos um.

B.1.5 - Métodos de Runge-Kutta

Os métodos de Runge-Kutta são tipicamente explícitos e com vários estágios. Estes métodos têm como objetivo projetar, num dado passo, uma alteração na variável dependente que seja uma média ponderada entre as variações calculadas com avaliações distintas da função derivada. Ou seja:

$$y_{j+1} - y_j = \sum_{i=1}^n C_i \Delta y_i \quad (B.17)$$

$$\Delta y_i = \Delta t f(t_j, y_j) \quad (B.18)$$

$$\Delta y_i = \Delta t f(t_j + \alpha_i, y_j + \beta_i), \quad i > 1 \quad (\text{B.19})$$

onde C_i , α_i e β_i são coeficientes determinados impondo-se a condição de que a Equação (B.17) concorde com a série de Taylor até a precisão desejada.

O leitor atento, se já não o sabia, deve ter percebido que a Equação (B.18) corresponde ao método explícito de Euler. O valor para a variável independente ($t_j + \alpha_i$) é, normalmente, escolhido dentro do intervalo $[t_j, t_{j+1}]$ e β_i é uma combinação linear dos Δy_k anteriores, onde $k=1,2, \dots, i-1$.

Ao se fazer $n=2$ nas Equações (B.18) – (B.19) obtém-se o método de Runge-Kutta de segunda ordem, que em nada difere do método modificado de Euler, já apresentado. Entre os métodos de Runge-Kutta, os de quarta ordem são, certamente, os mais conhecidos já que têm um compromisso entre aproximação e o número de avaliações da derivada da variável dependente. Assim, para $n = 4$ (R-K de quarta ordem) obtém-se os seguintes valores para as constantes: $C_1 = C_4 = 1/6$, $C_2 = C_3 = 1/3$, $\alpha_2 = \alpha_3 = h/2$, $\alpha_4 = h$, $\beta_2 = \Delta y_1/2$, $\beta_3 = \Delta y_2/2$, $\beta_4 = \Delta y_3$.

B.2 - ERROS DA SOLUÇÃO APROXIMADA

A integração numérica por diferenças finitas agrega em si dois tipos básicos de erros: o erro de truncamento e o erro de arredondamento. O erro de arredondamento decorre da limitação da máquina em expressar e tratar números com precisão infinita. Daí, se cuidados não forem tomados, esses erros podem danificar completamente a solução

numérica. O erro de truncamento, advém de passos anteriores do processo de integração como resultado do erro local de truncamento *da equação de diferenças*.

B.3 - CONSISTÊNCIA

Uma equação de diferenças é dita consistente com uma equação diferencial se a diferença entre elas, ou seja, se o erro de truncamento da equação de diferenças tender a zero quando o maior elemento de discretização da malha também o fizer.

B.4 – ESTABILIDADE

A estabilidade de integrações numéricas ao se aproximar uma equação diferencial por diferenças finitas está vinculada aos erros de truncamento da equação de diferenças e de arredondamento. Mesmo em problemas nos quais esses erros são desprezíveis, os métodos de solução numérica podem tornar ilimitado o erro cometido na aproximação de equações diferenciais. A estabilidade numérica das soluções de equações de diferenças finitas utilizadas para aproximar derivadas e equações diferenciais difere de acordo com o método utilizado para gerar estas aproximações. Por exemplo, métodos explícitos são considerados condicionalmente estáveis, ou seja, são estáveis apenas sob determinadas condições.

Em problemas de valor inicial, diz-se que uma equação de diferenças é estável se ela leva a uma solução limitada quando a solução exata é limitada e, do mesmo modo,

conduz a uma solução ilimitada se a solução exata também o for. Em se tratando de problemas de valor no contorno, diz-se que uma equação de diferenças é estável.

B.5 - RIGIDEZ NUMÉRICA

Equações diferenciais ordinárias assim como sistemas de equações diferenciais ordinárias estão sujeitos à rigidez numérica. Abaixo são dadas algumas definições de rigidez que se referem às equações isoladas e aos sistemas:

Quando o passo de variação na variável independente, necessário para estabilidade, for muito menor que o passo de variação necessário para acurácia ou ainda quando esse passo de variação for pequeno o suficiente para tornar significativo o erro de arredondamento diz-se que uma dada equação é rígida;

Se uma equação diferencial ordinária contiver termos transientes que decaiam com velocidades bem distintas diz-se também que esta equação diferencial ordinária é rígida;

Se num sistema de equações diferenciais ordinárias, as variáveis dependentes apresentarem comportamentos transientes bem diferentes, de tal modo que pelo menos um auto-valor da matriz jacobiana com parte real negativa seja, em valor absoluto, bem superior à dos demais auto-valores, diz-se que esse sistema de equações diferenciais ordinárias é rígido. O grau de rigidez do sistema é definido pela Equação (B.20) abaixo.

$$\text{grau de rigidez} = \frac{\max |\operatorname{Re}(\lambda_i)|}{\min |\operatorname{Re}(\lambda_i)|} \quad (\text{B.20})$$

Um sistema com grau de rigidez de 10, é não rígido, enquanto que um sistema com um grau de rigidez de 10^3 é dito rígido um sistema com grau de rigidez acima de 10^6 é muito rígido.

APÊNDICE C: MECANISMOS E CORRELAÇÕES PARA AS TRANSFERÊNCIAS DE CALOR NA CONDENSAÇÃO E NA EBULIÇÃO

Durante o processo de separação do extraído do agente de extração (solvente) há ebulição no interior dos tubos, ebulição esta com efeito sobre o coeficiente global de troca térmica. Do mesmo modo, a condensação do vapor de água empregado como fluido de aquecimento, na superfície externa dos tubos, interfere na transferência de calor. Apesar de estes efeitos não terem sido explicitamente levados em conta na primeira fase do projeto, que no momento se relata, buscou-se na literatura fundamentos para que os efeitos de ebulição e condensação sejam mais adequadamente levados em conta em trabalhos futuros.

Na primeira seção desse capítulo, os mecanismos e correlações ligados à condensação serão contemplados e, na seção seguinte será a vez das correlações e mecanismos relacionados à ebulição.

C.1 - TRANSFERÊNCIA DE CALOR NA CONDENSAÇÃO

Considere uma placa plana vertical exposta a um vapor condensável. Se a temperatura da placa for menor que a temperatura de saturação do vapor, haverá a formação de condensado sobre a superfície e sob a ação da gravidade este condensado escorrerá pela placa. Se o líquido molha a superfície, forma-se uma fina película, e o processo é chamado de *condensação em película*. Se o líquido não molha a superfície, formam-se gotas que escorrem pela superfície aleatoriamente. Este processo é chamado de *condensação em gotas*.

No processo de condensação em película a superfície é coberta pela película cuja espessura aumenta à medida que o condensado escorre pela placa. Existe um gradiente de temperatura através da película, a qual representa uma resistência térmica à transferência de

calor. Na condensação em gotas uma grande parte da área da placa fica diretamente exposta ao vapor, não existe a barreira da película, e portanto, as taxas de transferência de calor são geralmente maiores. Na verdade, as taxas de transferência de calor na condensação em gotas podem ser até 10 vezes maiores do que na condensação em película.

Devido às elevadas taxas de transferência de calor, a condensação em gotas seria preferível à condensação em película, porém ela é extremamente difícil de ser mantida porque muitas superfícies ficam molhadas depois de expostas a um vapor condensado por um espaço prolongado de tempo. A densidade dos pontos de nucleação sobre superfícies lisas pode ser da ordem de 10^8 pontos por centímetro quadrado, sendo que coeficientes de transferência de calor na faixa entre 170 e 290 kW/m². C.

A temperatura da placa é mantida a T_p e a temperatura do vapor na superfície da película é a temperatura de saturação, T_g . A espessura da película é representada por δ e é escolhido um sistema de coordenadas com a direção positiva de x orientada para baixo. Admite-se que a ação viscosa do vapor sobre a película seja desprezível em $y = \delta$. Admite-se, também, que exista uma distribuição linear de temperatura através da película. O peso do elemento de fluido de espessura dx entre y e δ é contrabalançado pela força de atrito viscoso em y e o empuxo devido ao vapor deslocado.

O fluxo de massa do condensado, através de qualquer posição x da película, é dado por

$$\text{Fluxo de massa} = m = \int_0^\delta \rho \left[\frac{(\rho - \rho_r)g}{\mu} \left(\delta y - \frac{1}{2} y^2 \right) \right] dy = \frac{\rho(\rho - \rho_r)g\delta^3}{3\mu} \quad (C.1)$$

onde foi considerada uma profundidade unitária. O calor transferido junto à parede, na área dx , é

$$q_s = -kdx \left. \frac{\partial T}{\partial y} \right|_{y=0} = kdx \frac{T_g - T_p}{\delta} \quad (C.2)$$

Uma vez que foi admitido um perfil linear de temperatura. À medida que o escoamento prossegue de $x + dx$, a espessura da película aumenta de δ para $\delta + d\delta$ em razão da introdução adicional de condensado.

O coeficiente de transferência de calor é dado pela equação:

$$hdx(T_p - T_g) = -kdx \frac{T_g - T_p}{\delta}$$

ou

$$h = \frac{k}{\delta}$$

Portanto,

$$h_s = \left[\frac{\rho(\rho - \rho_r)gh_l k^3}{4\mu x(T_g - T_p)} \right]^{\frac{1}{4}} \quad (C.3)$$

Esta expressão pode ser colocada na forma adimensional em termos do número de Nusselt:

$$Nu_x = \frac{h_x}{k} = \left[\frac{\rho(\rho - \rho_r)gh_l x^3}{4\mu k(T_g - T_p)} \right]^{\frac{1}{4}} \quad (C.4)$$

Para condensação em película laminar sobre tubos horizontais Nusselt obteve a relação

$$\bar{h} = 0,725 \left[\frac{\rho(\rho - \rho_r)gh_l k_f^3}{\mu_f d(T_g - T_p)} \right]^{\frac{1}{4}} \quad (C.5)$$

onde d é o diâmetro do tubo. Quando a condensação ocorre sobre uma coluna de tubos horizontais, com n tubos alinhados na direção vertical, o coeficiente de transferência de calor pode ser calculado substituindo-se o diâmetro na Equação.(C.5) por nd .

Quando a placa sobre a qual ocorre a condensação é suficientemente longa ou existe uma quantidade suficiente de condensado, pode-se estabelecer regime turbulento na película. Esta turbulência resulta em taxas mais elevadas de transferência de calor.

Como nos problemas de escoamento em convecção forçada, o critério para determinação do regime do escoamento é o número de Reynolds que, para condensação, é definido como

$$\text{Re}_f = \frac{D_H \rho V}{\mu_f} = \frac{4A\rho V}{P\mu_f}$$

onde D_H = diâmetro hidráulico
 A = área de escoamento
 P = perímetro molhado
 V = velocidade média do escoamento

Mas, $\dot{m} = \rho A V$

e portanto:

$$\text{Re}_f = \frac{4\dot{m}}{P\mu_f} \tag{C.6}$$

onde $\dot{m}$ é o fluxo de massa através da seção particular da película de condensado. Para uma placa vertical de largura unitária, $P = 1$, para um tubo vertical, $P = \pi d$. O número de Reynolds crítico é aproximadamente 1800, e as correlações de regime turbulento devem ser

utilizadas para números de Reynolds acima deste valor. O número de Reynolds é algumas vezes expresso em termos do fluxo de massa por unidade de largura da placa T e, assim:

$$\text{Re}_f = \frac{4T}{\mu_f} \quad (\text{C.7})$$

No cálculo do número de Reynolds, o fluxo de massa pode ser relacionado ao calor total transferido e ao coeficiente de transferência de calor através da equação:

$$q = \bar{h} A (T_{sat} - T_p) = \dot{m} h_{lv} \quad (\text{C.8})$$

Onde A é a área total da superfície de transferência de calor.

As equações para condensação laminar concordam muito bem com dados experimentais desde que a película se mantenha lisa e bem comportada. Foi observado que na prática, ondulações podem ser desenvolvidas na película para números de Re da ordem de 30 ou 40. Quando isto ocorre, os valores experimentais de h podem ser 20% maiores que os calculados pela Equação (C.5). Como esta ocorrência é bastante comum, McAdams sugeriu que esses 20% sejam incluídos na fórmula. No caso de ser utilizada a equação que fornece um coeficiente 20% maior, a expressão resultante para placas verticais seria:

$$\bar{h} = 1,13 \left[\frac{\rho(\rho - \rho_r)gh_v k^3}{L\mu_f(T_g - T_p)} \right]^{1/4} \quad (C.9)$$

Se o vapor a ser condensado estiver superaquecido, as equações precedentes podem ser usadas no cálculo do coeficiente de transferência de calor desde que o fluxo de calor seja calculado com base na diferença de temperatura entre a superfície e a temperatura de saturação correspondente à pressão do sistema. Quando um gás não condensável estiver presente juntamente com o vapor, pode ocorrer uma resistência à transferência de calor pois o vapor deve se difundir através do gás, antes de se condensar sobre a superfície.

– O Número de Condensação

Como o número de Reynolds da película é importante no fenômeno da condensação, é conveniente exprimir o coeficiente de transferência de calor diretamente em termos de Re. Com efeito da inclinação incluído, a equação da transferência de calor pode ser escrita da forma

$$\bar{h} = C \left[\frac{\rho(\rho - \rho_r)k^3 g \sin \phi h_v}{\mu L(T_g - T_p)} \right]^{1/4} \quad (C.10)$$

onde a constante é avaliada para uma geometria plana ou cilíndrica. Resolvendo a Equação (C.8) para $T_g - T_p$

$$T_g - T_p = \frac{mh_{lv}}{\bar{h}A} \quad (C.11)$$

onde A novamente é a área da superfície de transferência de calor. Introduzindo a Equação (C.11) na Equação (C.10) e resolvendo para h resulta:

$$\bar{h} = C^{4/3} \left[\frac{\rho(\rho - \rho_r)gk^3}{\mu^2} \frac{\mu P}{4m} \frac{4\sin\phi A/P}{L} \right]^{1/3} \quad (C.12)$$

Pode-se agora definir um grupo adimensional, o *número de condensação* Co , como:

$$Co = \bar{h} \left[\frac{\mu^2}{k^3 \rho(\rho - \rho_r)g} \right]^{1/3} \quad (C.13)$$

e a Equação (C.12) pode ser colocada na forma

$$Co = C^{4/3} \left(\frac{4\sin\phi AP}{L} \right)^{1/3} Re_f^{-1/3} \quad (C.14)$$

Como para uma placa vertical $A/PL = 1,0$, obtém-se

$$Co = 1,47 Re_f^{-1/3} \text{ para } Re_f < 1800 \quad (C.15)$$

Para um cilindro horizontal $A/PL = \pi$, logo

$$Co = 1,514 Re_f^{-1/3} \text{ para } Re_f < 1800 \quad (C.16)$$

Quando ocorre turbulência na película, pode ser utilizada a correlação empírica de Kirkbride:

$$Co = 0,0077 Re_f^{-1/3} \text{ para } Re_f > 1800 \quad (C.17)$$

Condensação em Película no Interior de Tubos Horizontais

A condensação no interior de tubos é de considerável interesse prático devido às aplicações em condensadores dos sistemas de refrigeração e de ar-condicionado, mas infelizmente o fenômeno é complexo, não sendo possível um tratamento analítico simples.

A vazão do vapor tem forte influência sobre a taxa de transferência de calor em um sistema de condensação em convecção forçada, este parâmetro, por sua vez, é influenciado pela taxa de acumulação de líquido sobre as paredes.

Chato obteve a seguinte expressão para a condensação de refrigerantes com baixas velocidades do vapor no interior de tubos horizontais:

$$\bar{h} = 0,555 \left[\frac{\rho(\rho - \rho_r) g k^3 h_{lv}}{\mu d (T_g - T_p)} \right]^{1/4} \quad (C.18)$$

Esta equação é limitada a valores baixos do número de Reynolds do vapor, tal que:

$$\text{Re}_r = \frac{dG_r}{\mu_r} < 35.000 \quad (C.19)$$

onde Re_v é avaliado às condições de entrada do tubo. Para vazões mais elevadas, as expressões empíricas aproximadas de Akers, Deans e Crosser podem ser usadas:

$$\frac{\bar{h} d}{k_f} = 0,026 \text{Pr}_f^{1/3} \text{Re}_m^{0.8} \quad (C.20)$$

onde agora Re_m é o número de Reynolds da mistura, definido por

$$\text{Re}_m = \frac{d}{\mu_f} \left[G_f + G_v \left(\frac{\rho_f}{\rho_v} \right)^{\frac{1}{2}} \right] \quad (\text{C.21})$$

As vazões específicas do líquido G_f e do vapor, G_v , são calculadas como se cada um ocupasse toda a área de escoamento. A Equação (C.20) correlaciona os dados experimentais dentro de uma faixa de 50% quando:

$$\text{Re}_v = \frac{d}{G_v} > 20.000$$

C.2- TRANSFERÊNCIA DE CALOR NA EBULIÇÃO

Quando uma superfície exposta a um líquido, é mantida a uma temperatura maior que a de saturação desse líquido, pode ocorrer a ebulição e o fluxo de calor dependerá da diferença entre as temperaturas da superfície e a de saturação. Quando uma superfície aquecida é imersa abaixo da superfície livre do líquido, o processo é conhecido como ebulição em piscina. Se a temperatura do líquido for menor que a temperatura de saturação, o processo é conhecido como ebulição sub-resfriada ou local. Se o líquido for mantido à temperatura de saturação, o processo é conhecido como ebulição saturada ou de mistura.

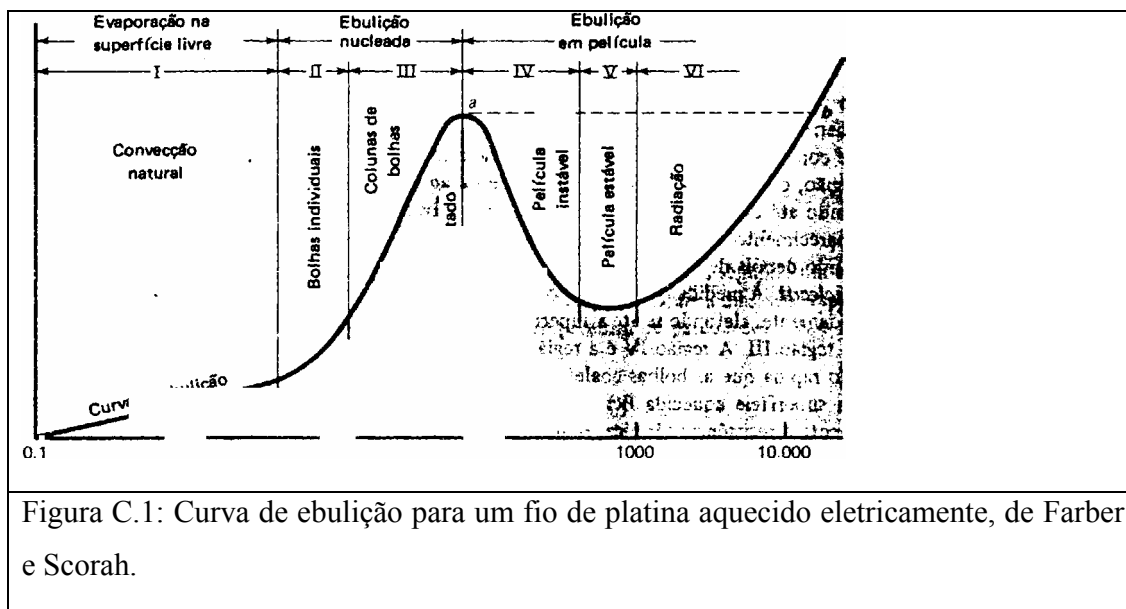
Os diferentes regimes de ebulição são indicados na Figura C.1, onde estão representados os coeficientes de transferência de calor de um fio de platina aquecido eletricamente e imerso em água em função do excesso de temperatura ($T_p - T_{\text{sat}}$).

Na região I as correntes de convecção natural são responsáveis pelo movimento do fluido junto à superfície. Nesta região, o líquido próximo da superfície de aquecimento é ligeiramente superaquecido, subindo até a superfície livre do líquido onde ocorre a evaporação.

Na região II tem início o aparecimento de bolhas junto à superfície do fio, as quais se condensam (colapsam) no líquido depois de se desprenderem da superfície. Essa região caracteriza o início da ebulição nucleada. À medida que o excesso de temperatura aumenta, as bolhas são formadas mais rapidamente, elevando-se até a superfície do líquido onde se dissipam. Isto é representado pela região III. A região IV é a região de ebulição em película onde a formação de bolhas é tão rápida que elas se coalescem antes de se desprenderem. Com isto, uma grande parte da superfície aquecida fica coberta por uma película instável de vapor. Esta película aumenta a resistência térmica, reduzindo o fluxo de calor, sendo que o calor transferido diminui com o aumento da diferença de temperatura. Esta região instável representa a transição da ebulição nucleada para ebulição com película.

Na região V a superfície de aquecimento é coberta por uma camada estável de vapor. As temperaturas superficiais necessárias para manter a ebulição em película estável são elevadas e, uma vez atingida esta condição uma porção significativa do calor perdido pela superfície pode ser resultante da radiação térmica, como indicado na região VI.

Na ebulição nucleada, as bolhas são criadas pela expansão do gás ou do vapor aprisionado em pequenas cavidades na superfície. As bolhas crescem até um determinado tamanho, dependendo da tensão superficial da interface líquido-vapor, da temperatura e da pressão. Dependendo do excesso de temperatura, as bolhas podem entrar em colapso na superfície do fio, expandir-se e desprender-se da superfície do fio, condensando-se a seguir ou, ainda, para temperaturas suficientemente elevadas, as bolhas podem atingir a superfície livre do líquido.



Para condições de ebulição local, o mecanismo responsável pela transferência de calor é a intensa agitação junto à superfície de aquecimento que promove as taxas elevadas de transferência de calor observadas na ebulição. Na ebulição saturada as bolhas podem se desprender da superfície de aquecimento devido à ação da força de empuxo e se movimentar no interior do corpo do líquido. Neste caso a taxa de transferência de calor é influenciada tanto pela agitação causada pelas bolhas quanto pela energia transportada pelo vapor no interior do líquido.

Resultados experimentais mostram que as bolhas nem sempre estão em equilíbrio termodinâmico com o líquido envolvente, isto é, o vapor no interior da bolha não se encontra necessariamente à mesma temperatura do líquido. Considerando-se uma bolha esférica, as forças de pressão do líquido e do vapor devem ser contrabalançadas pela força devida à tensão superficial na interface líquido-vapor. A força de pressão age sobre uma área igual a πr^2 e a tensão superficial age sobre o comprimento da interface, igual a $2\pi r$. O equilíbrio de forças é portanto

$$\pi r^2 (p_v - p_l) = 2\pi r \sigma$$

ou

$$p_v - p_l = \frac{2\sigma}{r} \quad (\text{C.21 a})$$

onde p_r = pressão de vapor no interior da bolha

p_l = pressão do líquido

σ = tensão superficial da interface líquido-vapor

O processo de crescimento de bolhas é complexo, porém pode ser fornecida uma explicação qualitativa simples do mecanismo físico. O crescimento de bolhas ocorre quando o calor é conduzido do líquido para a interface líquido-vapor. Ocorre então a evaporação na interface, aumentando desta forma o volume total do vapor. Admitindo que a pressão do líquido permaneça constante, pela Equação (C.21a), a pressão no interior da bolha deve diminuir.

A redução da pressão no interior da bolha causa uma redução na temperatura do vapor e uma maior diferença de temperatura entre o líquido e o vapor, se a bolha permanecer na mesma posição espacial. Entretanto, é provável que a bolha se desprenda da superfície de aquecimento e, a medida que se eleve no interior do líquido, encontre temperaturas cada vez mais baixas. Como a bolha se movimenta para uma região onde a temperatura do líquido é menor que a do vapor, o calor será conduzido para fora da bolha que terminará por entrar em colapso.

Por esta razão o processo de crescimento de bolhas pode atingir o equilíbrio em alguma posição no líquido, ou se o líquido estiver suficientemente superaquecido, as bolhas poderão se elevar até a superfície livre antes de serem dissipadas.

Existe uma controvérsia considerável sobre como exatamente as bolhas se formam na superfície aquecida. As condições da superfície (rugosidade e tipo de material) certamente são os fatores mais importantes que influem no processo de formação e crescimento de bolhas.

Rohsenow propôs a seguinte correlação empírica para a ebulição em piscina:

$$\frac{C_l \Delta T_x}{h_{lv} Pr_l^s} = C_{sf} \left[\frac{q/A}{\mu_l h_{lv}} \sqrt{\frac{g_c \sigma}{g(\rho_l - \rho_v)}} \right]^{0,33} \quad (C.22)$$

Onde: C_l = calor específico do líquido saturado, J/kg . °C

ΔT_x = excesso de temperatura = $T_p - T_{sat}$, °C

h_{lv} = entalpia de vaporização, J/kg

Pr_l = número de Prandtl do líquido saturado

q/A = fluxo de calor por unidade de área, W/m² . °C

μ_l = viscosidade dinâmica do líquido, kg/m . s

σ = tensão superficial da interface líquido-vapor, kg/m . s

g = aceleração gravitacional, m/s²

ρ_l = densidade do líquido saturado, kg/m³

ρ_v = densidade do vapor saturado, kg/m³

C_{sf} = constante, determinada de valores experimentais

$s = 1,0$ para a água e $1,7$ para outros líquidos

A forma funcional da Equação (C.22) foi determinada pela análise dos parâmetros significativos no processo de crescimento e dissipação das bolhas. Esta Equação pode ser utilizada para outras geometrias diferentes de fios horizontais e, em geral, verifica-se que a geometria não é um fator determinante na transferência de calor na ebulição em piscina. Isto porque o calor transferido depende principalmente da formação de bolhas e de agitação, que depende da área superficial, e não do contorno da superfície.

Quando um líquido é forçado através de um canal ou sobre uma superfície mantida a uma temperatura maior que a temperatura de saturação do líquido, pode ocorrer a ebulição em convecção forçada.

Neste caso, para tubos lisos, Rohsenow e Griffith recomendam que o efeito da convecção forçada seja calculado através da relação de Dittus-Boelter, e que este efeito seja adicionado ao fluxo de calor devido à ebulição, calculado segundo a Equação (C.22). Assim:

$$\left(\frac{q}{A}\right)_{total} = \left(\frac{q}{A}\right)_{ebulição} + \left(\frac{q}{A}\right)_{convecção\ forçada} \quad (C.23)$$

No cálculo do efeito da convecção forçada, recomenda-se que o coeficiente 0,023 da Equação de Dittus-Boelter seja substituído por 0,019. A diferença de temperatura a ser considerada é a diferença entre a temperatura da parede e a temperatura de mistura do líquido.

A ebulição em convecção forçada não é necessariamente simples como pode parecer pela Equação (C.23). Esta equação é geralmente aplicável para situações de convecção forçada onde a temperatura de mistura do líquido é sub-resfriada, ou em outras palavras, para ebulição em convecção forçada local. Uma vez atingidas as condições de ebulição saturada, a situação muda rapidamente. No decorrer do escoamento pode ser observado o fenômeno da ebulição nucleada desenvolvida que é independente da velocidade do escoamento e dos efeitos da convecção forçada. Várias relações foram propostas para o cálculo do fluxo de calor em ebulição para a água em ebulição a baixa pressão:

$$\frac{q}{A} = 2,253(\Delta T_x)^{3,96} \text{ W/m}^2 \quad \text{para } 0,2 < p < 0,7 \text{ MN/m}^2 \quad (\text{C.24})$$

Para pressões mais elevadas Levy recomenda a relação:

$$\frac{q}{A} = 283,2 p^{4/3} (\Delta T_x)^3 \text{ W/m}^2 \quad \text{para } 0,7 < p < 14 \text{ MN/m}^2 \quad (\text{C.25})$$

Nessas equações Δt_x é dado em graus Celsius e p em meganewtons por metro quadrado.

Se a ebulição for mantida por um comprimento suficientemente longo do tubo, a maior parte da área de escoamento será ocupada pelo vapor. Neste caso, o vapor pode escoar rapidamente pela porção central do tubo enquanto uma película de líquido é vaporizada ao longo da superfície externa.

Esta situação é chamada de vaporização em convecção forçada e é normalmente tratada como um tópico de escoamento bifásico e transferência de calor.

O fluxo de calor máximo para a ebulição, em um escoamento, é uma situação mais complicada porque a geração rápida de vapor produz um sistema bifásico complexo que exerce uma forte influência sobre o fluxo de calor máximo que pode ser atingido em uma superfície de transferência de calor. Na região da superfície aquecida forma-se uma fina camada de líquido superaquecido, seguido de uma camada contendo bolhas e líquido. A parte central da área de escoamento é ocupada, em sua grande maioria, pelo vapor. O calor transferido junto à parede é influenciado pelo desenvolvimento da camada limite nessa região e também pela taxa de difusão radial do vapor e das bolhas. Podem ocorrer complicações adicionais causadas por oscilações no escoamento, originadas sob condições específicas.

Um fenômeno interessante de fluxo de calor máximo é observado quando gotas de líquido incidem sobre superfícies quentes. O fluxo máximo é função das propriedades do fluido e da componente normal da velocidade de impacto. Uma correlação de dados experimentais é dada na seguinte forma

$$\frac{Q_{\max}}{\rho_L d^3 \lambda} = 1,83 \times 10^{-3} \left(\frac{\rho_L^2 V^2 d}{\rho_{vf} \sigma g_c} \right)^{0,341} \quad (C.26)$$

Onde: $Q_{\max}$ = calor máximo transferido por gota

ρ_L = densidade da gota líquida

V = componente normal da velocidade de impacto

ρ_{vf} = densidade do vapor avaliada à temperatura de película $(T_p + T_{sat})/2$

σ = tensão superficial

d = diâmetro da gota

l = calor de vaporização modificado, definido por

$$\lambda = h_{lv} + c_{pf} \left(\frac{T_p - T_{sat}}{2} \right)$$

Embora não seja imediatamente aparente por esta equação, as taxas de transferência de calor em gotas neste processo são consideravelmente elevadas, e cerca de 50% da gota é evaporada durante o curto intervalo de tempo do impacto.

Sun e Lienhard apresentaram uma relação para o fluxo de calor máximo na ebulição sobre cilindros horizontais que concorda bem com resultados experimentais. A relação é

$$\frac{q''_{máx}}{q''_{máxF}} = 0,89 + 2,27 \exp(-3,44\sqrt{R'}) \text{ para } 0,15 < R' \quad (C.27)$$

onde R' é um raio adimensional definido por:

$$R' = R \left[\frac{g(\rho_l - \rho_g)}{\sigma} \right]^{1/2}$$

e $q''_{máxF}$ é o fluxo de calor máximo sobre uma placa horizontal infinita, e é dado por:

$$q''_{\max} = 0,131 \sqrt{\rho_l} h_{lv} [\sigma g (\rho_l - \rho_v)]^{1/4} \quad (\text{C.28})$$

Aqui, σ é a tensão superficial.

Bromley sugere a seguinte relação com o cálculo do coeficiente de transferência de calor na região de ebulição em película estável sobre um tubo horizontal:

$$h_{eb} = 0,62 \left[\frac{k \sigma^3 \rho_v (\rho_l - \rho_v) g (h_{lv} + 0,4 c_{pv} \Delta T_x)}{d \mu_v \Delta T_x} \right]^{1/4} \quad (\text{C.29})$$

onde d é o diâmetro do tubo. Este coeficiente considera somente a condução através da película e não inclui os efeitos de radiação. O coeficiente total de transferência de calor pode ser calculado através da relação empírica:

$$h = h_{eb} \left(\frac{h_{eb}}{h_r} \right)^{1/3} + h_r \quad (\text{C.30})$$

onde h_r é o coeficiente de transferência de calor por radiação e é calculado admitindo-se uma emissividade unitária para o líquido. Desta forma:

$$h_r = \frac{\sigma \varepsilon (T_p^4 - T_{sat}^4)}{T_p - T_{sat}} \quad (\text{C.31})$$

onde σ é a constante de Stefan-Boltzmann e ε é a emissividade da superfície. Observa-se que a Equação (C.30) requer uma solução iterativa para o coeficiente total de transferência de calor.

As propriedades do vapor na Equação (C.29) devem ser calculadas à temperatura de película, definida por:

$$T_f = \frac{1}{2}(T_p + T_{sat})$$

enquanto a entalpia de vaporização h_{lv} deve ser avaliada à temperatura de saturação.

Relações Simplificadas para a Transferência de Calor na Ebulição da Água

Muitas relações empíricas foram desenvolvidas para estimar os coeficientes de transferência de calor na ebulição da água. Algumas relações mais simples são apresentadas por Jakob e Hawkins para a ebulição da água sobre superfícies externas submersas, à pressão atmosférica (Tabela C.1).

Tabela C.1 – Relações simplificadas para os coeficientes de transferência de calor na
ebulição da água à pressão atmosférica. $\Delta T_x = T_p - T_{sat}, ^\circ C$.

Superfície	q/A , kW/m ²	h , W/m ² .°C
Horizontal	$q/A < 16$	$1042(\Delta T_s)^{1/3}$
	$16 < q/A < 240$	$5,56(\Delta T_s)^3$
Vertical	$q/A < 3$	$537(\Delta T_{ax})^{1/7}$
	$3 < q/A < 63$	$7,96(\Delta T_s)^3$

Os coeficientes convectivos calculados pelas expressões mostradas na Tabela C.1
podem ser modificados para levar em consideração a influência da pressão, através da
relação empírica:

$$h_p = h_l \left(\frac{p}{p_l} \right)^{0,4} \quad (C.32)$$

Onde: h_p = coeficiente de transferência de calor à pressão p

h_l = coeficiente de transferência de calor à pressão atmosférica, obtido na
tabela C-1.

p = pressão do sistema

p_l = pressão atmosférica padrão

Para ebulição local em convecção forçada no interior de tubos verticais é recomendada a seguinte relação:

$$h = 2,54(\Delta T_x)^3 e^{p/1,55} \quad (C.33)$$

onde ΔT_x é a diferença entre a temperatura da superfície e a do líquido saturado, em °C, e p é a pressão em meganewtons por metro quadrado. O coeficiente de transferência de calor tem unidade de Watts por metro quadrado por °C. A Equação (C.33) é válida para uma faixa de pressão desde 5 até 170 atm.

Correlação Geral para Transmissão de Calor na Ebulição

O mecanismo dominante da transmissão de calor na convecção forçada é a mistura turbulenta de partículas fluidas quentes e frias. Os dados experimentais para a convecção forçada sem ebulição podem ser correlacionados por uma relação do tipo:

$$Nu = \phi(Re)\Psi(Pr) \quad (C.34)$$

onde o número de Reynolds (Re) é uma medida da turbulência e do movimento de mistura, associados ao escoamento. As maiores quantidades de calor transmitidas por unidade de tempo, obtidas com a ebulição nucleada, são os resultados da intensa agitação do fluido

provocada pelo movimento das bolhas de vapor. Para correlacionar os dados experimentais, no regime de ebulição nucleada o número de Reynolds convencional é substituído, por um módulo representativo da turbulência e do movimento de mistura para o processo de ebulição.

Um tipo de número de Reynolds (Re_b) que é uma medida da agitação do líquido na transmissão de calor em ebulição nucleada é obtido combinando-se o diâmetro médio das bolhas, D_b , a velocidade de massa das bolhas por unidade de área, G_b , e a viscosidade do líquido, μ_l , de modo a formar o número adimensional:

$$Re_b = \frac{D_b G_b}{\mu_l} \quad (C.35)$$

Esse parâmetro, freqüentemente chamado de número de Reynolds de bolha, substitui o número de Reynolds convencional na ebulição nucleada. Se usarmos o diâmetro de bolha, D_b , como a dimensão significativa no número de Nusselt, para a ebulição nucleada, a Equação (C.35) toma a forma:

$$Nu_b = \frac{h_b D_d}{k_l} = \phi(Re_b) \psi(Pr_l) \quad (C.36)$$

onde Pr_l é o número de Prandtl do líquido saturado, e h_b é o coeficiente de transmissão de calor na ebulição nucleada, definido como:

$$h_b = \frac{q / A}{\Delta T_x}.$$

Na ebulição nucleada, o excesso de temperatura ΔT_x é o potencial de temperatura significativo, sob o ponto de vista físico. Ele substitui a diferença de temperatura entre a superfície e o núcleo da massa fluida, ΔT , usada na convecção em uma fase única. Numerosos experimentos demonstraram a validade desse método, que ressalta a necessidade de se conhecer a exata temperatura do líquido e pode, portanto, ser aplicado tanto a líquidos saturados como sub-resfriados.

Correlação para Coeficientes Convectivos em Função do Título

Na maioria das situações práticas, um fluido, a uma temperatura abaixo de seu ponto de ebulição na pressão do sistema, entra em um duto, no qual é aquecido, de modo que ocorre uma vaporização progressiva. A Figura C.2 mostra um gráfico qualitativo no qual o coeficiente de transmissão de calor num local específico é plotado em função do título local. Em vista do fato de que é adicionado continuamente calor ou fluido, o título crescerá com a distância da entrada.

À medida que a temperatura da massa fluida aumentada na direção de seu ponto de saturação, que ocorre normalmente a uma pequena distância da entrada num sistema projetado para vaporizar o fluido, começarão a se formar bolhas em pontos de nucleação, as quais serão levadas para a corrente principal, como na ebulição nucleada em vaso aberto. Esse regime é conhecido como *regime borbulhento*.

À medida que a fração de volume de vapor cresce, as bolhas individuais começam a aglomerar-se e a formar bolsões de vapor. Embora nesse regime, conhecido como *regime de escoamento com bolsões*, a fração de massa de vapor seja geralmente muito menor que 1%, até 50% do volume pode ser de vapor e a velocidade do fluido pode crescer apreciavelmente.

Embora os regimes borbulhentos e de bolsões sejam interessantes, deve ser observado que, para razões de densidade de importância, em evaporadores de convecção forçada, o título nesses dois regimes é muito baixo para produzir vaporização apreciável. Esses regimes se tornarão importantes, na prática, somente se a diferença de temperatura for tão grande que cause ebulição de película, ou se as oscilações de escoamento produzidas no regime de bolsões causarem instabilidade num regime.

À medida que o fluido vai escoando ao longo do tubo e o título aumenta, um terceiro regime de escoamento, conhecido comumente como *regime de escoamento anular*, aparece. Nesse regime, a parede do tubo é coberta por uma fina película de líquido, e o calor é transmitido através dessa película líquida. A faixa de títulos para esse tipo de escoamento é fortemente afetada pelas propriedades e geometria do fluido, mas é crença geral que a transição para o próximo regime de escoamento, conhecido como *regime de escoamento de neblina*, ocorre em títulos de cerca de 25% ou maiores.

A transição do escoamento anular para o de neblina é de grande interesse porque esse é o ponto no qual o coeficiente de transmissão de calor sofre um decréscimo pronunciado, como mostra a Figura C.2. Portanto esse ponto de transição pode ser a causa de uma queima na vaporização em convecção forçada, a menos que o fluxo de calor seja reduzido adequadamente antes que se chegue a essa condição. Uma mudança importante tem lugar na transição entre os escoamentos anular e de neblina: o primeiro, a parede é coberta por um líquido de condutibilidade relativamente alta, enquanto que, no último, a parede é coberta por vapor de baixa condutividade.

A maior parte da transmissão de calor no escoamento de neblina ocorre da parede quente para o vapor e, após o calor ter sido transferido para o núcleo de vapor, ele é transferido para as gotículas líquidas que aí estão. A vaporização nesse regime tem lugar no interior do duto, e não na parede. Por essa razão, a temperatura de vapor, no regime de escoamento de neblina, pode ser maior que a temperatura de saturação, e pode não existir equilíbrio térmico no duto.

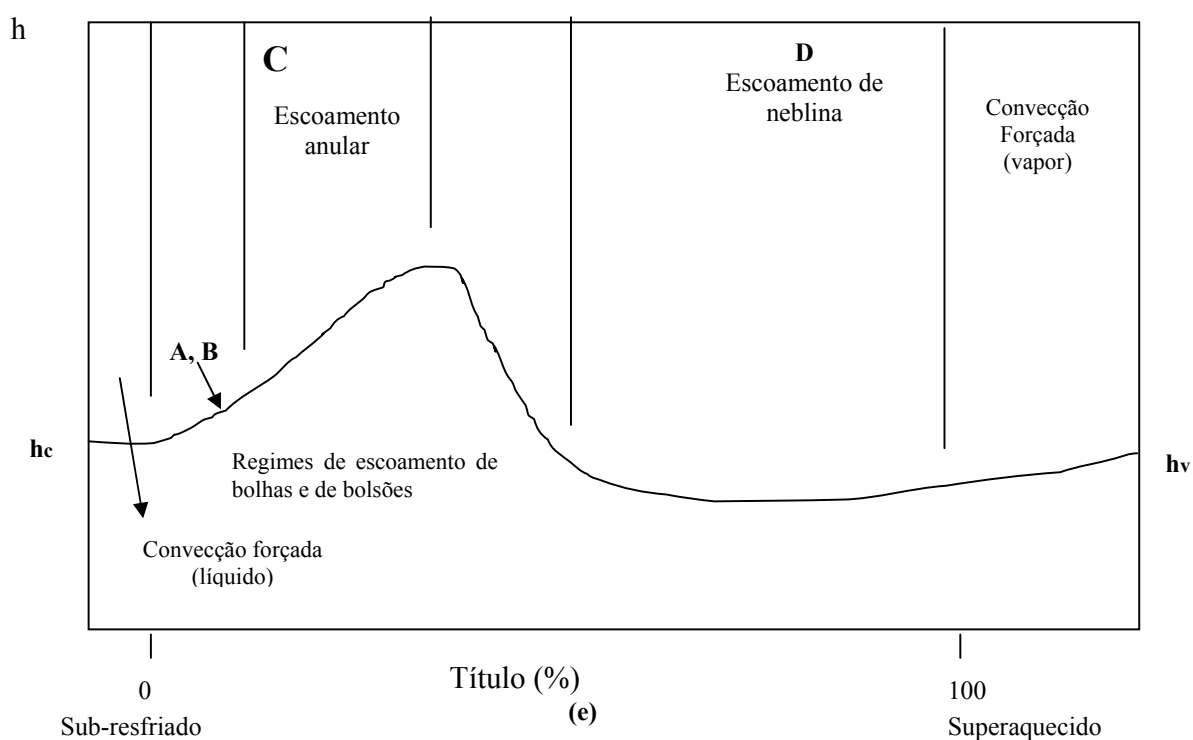


Figura C.2: Características da vaporização em convecção forçada – coeficientes de transmissão de calor contra título e tipos de regimes de escoamento.

Para o escoamento de misturas líquido-vapor através de tubos, Davis e David descobriram que, desde que o líquido molhe a parede, a equação empírica:

$$\left(\frac{\bar{h}D}{k_l}\right) = 0,06 \left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right)^{0,28} \left(\frac{DG_X}{\mu_l}\right)^{0,87} \text{Pr}_l^{0,4} \quad (\text{C.37})$$

onde X, o título do vapor, correlaciona os resultados de várias investigações dentro de cerca de 20%.

O escoamento de neblina persiste até o título atingir 100%. Uma vez alcançada essa condição, o coeficiente de transmissão de calor pode novamente ser previsto por equações apropriadas para convecção forçada de um vapor num tubo ou duto.

APÊNDICE D: CORRELAÇÕES PARA A TRANSFERÊNCIA DE CALOR POR CONVECÇÃO

D.1 INTRODUÇÃO

O alvo desta seção consiste em correlações para a determinação de coeficientes de transmissão de calor. Antes que se passe a tais correlações, porém, vai-se introduzir alguns conceitos necessários para que se possa adequadamente aplicar as correlações já referidas.

D.2 CONCEITOS BÁSICOS

D.2.1 Temperatura

A Diferença de Temperatura

Uma diferença de temperatura cria a força motriz que determina a transmissão de calor de uma fonte a um receptor.

Gráficos de temperatura contra comprimento, t contra L , para um sistema de dois tubos concêntricos para o qual o fluido da parte anular é resfriado sensivelmente e o fluido do tubo é sensivelmente aquecido, são indicados nas Figuras.D.1 e D.2. Quando os dois fluidos se escoam em direções opostas ao longo de um tubo, conforme indicado na Figura D.1, dizem que eles fluem em contracorrente. Quando os fluidos fluem no mesmo sentido, como na Figura.D.2, diz-se que o escoamento é paralelo. A temperatura do fluido interno, em qualquer caso, varia de acordo com uma dada curva à medida que ele se escoar no tubo, e a temperatura do fluido na parte anular varia de acordo com outra curva.

A diferença de temperatura, para qualquer comprimento a partir da origem onde $L=0$, é a distância vertical entre as duas curvas.

Coefficiente Total de Transmissão de Calor

Os tubos concêntricos nas Figuras D.1 e D.2 conduzem duas correntes, e, em cada uma destas duas, existe um coeficiente de película particular, e suas respectivas temperaturas variam da entrada para a saída. Por conveniência, o método de cálculo da diferença de temperatura entre as duas situações deveria empregar somente as temperaturas do processo, uma vez que estas sozinhas são geralmente conhecidas. A fim de estabelecer a diferença de temperatura desta maneira entre uma dada temperatura geral T de um fluido quente e uma temperatura t de um fluido frio, é necessário levar em consideração também todas as resistências entre as duas temperaturas.

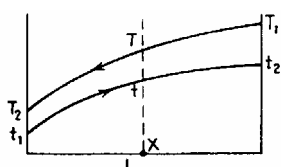


Figura D.1: Contracorrente

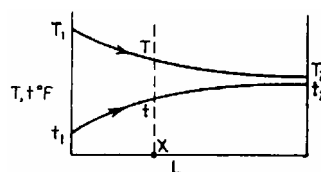


Figura D.2: Escoamento paralelo.

No caso de dois tubos concêntricos, sendo o tubo interno muito fino, as resistências encontradas são a resistências pelicular do fluido do tubo, a resistência da parede do tubo, L_m / K_m , e a resistência pelicular do fluido na parte anular. Uma vez que Q é igual a $\Delta t / \sum R$, como antes,

$$\Sigma R = \frac{1}{h_i} + \frac{L_m}{K_m} + \frac{1}{h_o} \quad (D.1)$$

onde ΣR é a resistência total. É costume substituir $1/U$ por ΣR onde U denomina-se coeficiente total de transmissão de calor. Levando-se em conta que um tubo real possui áreas diferentes por pé linear em suas superfície interna e externa, h_i e h_o devem se referir à mesma área de transmissão de calor, ou então eles não coincidem por unidade de comprimento. Se a área A do tubo interno for usada, então h_i deverá ser multiplicado por A_i / A a fim de se obter o valor que h_i deveria possuir se ele fosse originalmente calculado com base na área maior A em vez de A_i . Para um tubo com parede grossa, a equação D.1 torna-se

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i (A_i / A)} + \frac{2,3D_o}{2K_m} \log \frac{D_o}{D_i} + \frac{1}{h_o} = \frac{1}{h_i (D_i / D_0)} + \frac{2,3D_o}{2K_m} \log \frac{D_o}{D_i} + \frac{1}{h_o} \quad (D.2)$$

A modificação da equação geral de Fourier, integrada para um escoamento permanente pode ser escrita na forma,

$$Q = UA\Delta t \quad (D.3)$$

onde Δt é a diferença de temperatura entre duas correntes para toda a superfície A . Como a resistência da parede de um tubo metálico fino pode ser desprezada, a Equação (D.2) se simplifica e então

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i (A_i / A)} + \frac{1}{h_o} \quad (\text{D.4})$$

A Equação (D.3) deverá ser usada para calcular a área total ou o comprimento da trajetória necessária quando Q for dado e Δt for calculado pelas temperaturas do processo. Quando as temperaturas do processo das duas correntes respectivas forem dadas, o calor total Q em Btu/h também será dado, sendo calculado pela ação $Q = wc(t_2 - t_1) = WC(T_1 - T_2)$.

O Coeficiente Pelicular de Controle

Quando a resistência do metal do tubo for pequena em comparação com a soma das resistências de ambos coeficientes peliculares, e ela usualmente o é, ela poderá ser desprezada. Se um coeficiente for pequeno e o outro for muito grande, o coeficiente menor fornecerá a resistência maior, e o coeficiente total da transmissão de calor para o aparelho é quase aproximadamente igual ao inverso da resistência mais elevada. Quando existe uma diferença significativa, o coeficiente menor é o *coeficiente pelicular de controle*.

Média Logarítmica da Diferença de Temperatura: Contracorrente

Geralmente, ambos os fluidos sofrem variações de temperatura que não são lineares quando as temperaturas são plotadas contra o comprimento indicado nas Figuras D.1 e D.2.

Em cada ponto entre as duas correntes, $T - t$ assume valores diferentes, no qual a média logarítmica da diferença de temperatura foi obtida por meio de um estudo de $T - t$ contra Q . Entretanto existe uma vantagem para uma dedução baseada numa curva de $T - t$ contra L , uma vez que ela permita identificação da diferença de temperatura em qualquer parte ao longo do comprimento do tubo. Qualquer configuração de escoamento formada por dois fluidos deve ser identificada com sua única diferença de temperatura. Para dedução da diferença de temperatura entre os dois fluxos da Figura D.1 em contracorrente, as seguintes hipóteses devem ser feitas:

Coeficiente total de transmissão de calor é constante em todo o comprimento da trajetória.

1. A razão em libras por hora, é constante em obediência à exigência do escoamento permanente.
2. calor específico é constante em todos os pontos da trajetória.
3. Não existem mudanças de fase parciais no sistema, isto é, vaporização ou condensação. A dedução se aplicará para trocas de calor sensível e quando a vaporização ou condensação for isométrica em todos os pontos da trajetória.
4. As perdas de calor são desprezíveis.

Usando a forma diferencial da equação do estado permanente,

$$dQ = U(T - t)a''dL \quad (D.5)$$

onde a'' é a área em pé quadrado por pé de comprimento do tubo ou $a''dL = dA$. A partir de um balanço de calor diferencial,

$$dQ = WCdT = wcdt \quad (D.6)$$

onde Q é o limite quando dQ varia de 0 a Q . Em qualquer ponto do tubo, da esquerda para a direita, o calor ganho pelo fluido frio é igual ao fornecido pelo fluido quente. Fazendo um balanço de $L = 0$ a $L = X$,

$$WC(T - T_2) = wc(t - t_1) \quad (D.7)$$

do qual

$$T = T_2 + \frac{wc}{WC}(t - t_1) \quad (D.8)$$

Das Equações (D.5) e (D.6), eliminando T ,

$$dQ = wc dt = U \left[T_2 + \frac{wc}{WC}(t - t_1) - t \right] a' dL$$

t e L são únicas variáveis. Separando os termos em t e L ,

$$\int \frac{U a' dL}{wc} = \int \frac{dt}{T_2 - \frac{wc}{WC} t_1 + \left(\frac{wc}{WC} - 1 \right) t} \quad (D.9)$$

O termo do membro direito é da forma

$$\int \frac{dt}{a_1 + b_1 t} = \frac{1}{b_1} \log(a_1 + b_1 t)$$

Integrando dL entre 0 e L, e dt entre t_1 e t_2 ,

$$\frac{UA}{wc} = \frac{1}{\left(\frac{wc}{WC} - 1\right)} \ln \frac{T_2 - \frac{wc}{WC} t_1 + \left(\frac{wc}{WC} - 1\right) t_2}{T_2 - \frac{wc}{WC} t_1 + \left(\frac{wc}{WC} - 1\right) t_1} \quad (D.10)$$

Para simplificar esta expressão, substitui-se T_2 no numerador da expressão pela Equação (D.7), desenvolvendo-se o denominador e cancelando os termos

$$\frac{UA}{wc} = \frac{1}{(wc/WC) - 1} \ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \quad (D.11)$$

Substitui-se wc/WC pelo valor dado na equação.(D.7)

$$\frac{UA}{wc} = \frac{1}{(T_1 - T_2)/(t_2 - t_1) - 1} \ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} = \frac{t_2 - t_1}{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)} \ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \quad (D.12)$$

Uma vez que $wc = (t_2 - t_1) = Q$ e trocando Δt_2 pela diferença de temperatura do terminal quente $T_1 - t_2$ e Δt_1 pela diferença de temperatura de terminal frio $T_2 - t_1$,

$$Q = UA \left(\frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1} \right) \quad (D.13)$$

Se a diferença entre os dois terminais $\Delta t_2 - \Delta t_1$ for escrita de modo que ela seja positiva, então a razão entre os dois terminais na mesma ordem será numericamente maior do que a unidade, e a confusão oriunda de sinais negativos será eliminada. A expressão entre parêntese na Equação (D.13) é novamente a média logarítmica ou a *média logarítmica da diferença de temperatura* e é abreviada pela sigla MLDT. A Equação (D.13) para contracorrente pode ser escrita:

$$Q = UA\Delta t = UA * MLDT \quad (D.13a)$$

e

$$\Delta t = MLDT = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln(T_1 - t_2)/(T_2 - t_1)} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1} \quad (D.14)$$

Escoamento Paralelo

Observando-se a Figura D.2 referente ao caso em que os dois fluidos escoam no mesmo sentido, as equações básicas são essencialmente as mesmas. Para o estado permanente,

$$dQ = U(T - t)a' dL$$

porém

$$dQ = WCdT = -wc(t_2 - t)$$

uma vez que t diminui no sentido dos valores crescentes de T . Fazendo-se o balanço de calor entre X e a extremidade esquerda,

$$WC(T - T_2) = wc(t_2 - t)$$

Considerando-se de novo a diferença de temperatura do terminal quente $\Delta t_2 = T_1 - t_1$ como a *diferença de temperatura maior* no escoamento paralelo, e $\Delta t_1 = T_2 - t_2$ como a diferença de temperatura menor, o resultado é

$$Q = UA \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln(T_1 - t_1)/(T_2 - t_2)} = UA \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1} \quad (D.15)$$

Relação entre Escoamento Paralelo e Escoamento em Contracorrente

Pela forma final das deduções para os dois dispositivos de escoamento, pode parecer que não exista quase nada para se escolher entre os dois. Exceto quando um fluido for isométrico (tal como um vapor que condensa), existe uma desvantagem térmica distinta para o uso do escoamento paralelo.

No escoamento paralelo, a temperatura mais baixa atingida teoricamente pelo fluido quente é a temperatura de saída do fluido frio, t_2 .

Se essa temperatura fosse atingida, a MLDT seria nula. Na equação de Fourier $Q = UA\Delta t$, uma vez que Q e U são finitos, a superfície para a transmissão de calor deveria ser infinita. Esta última hipótese não é factível.

No escoamento paralelo, o fluido quente não pode possuir uma temperatura menor do que a temperatura de saída do fluido frio, e isto determina um efeito marcante na capacidade deste sistema para a *recuperação* do calor.

A Temperatura Média do Fluido

Das quatro hipóteses da dedução da Equação (D.14) para a MLDT, a que é sujeita ao desvio maior corresponde à do coeficiente total de transmissão de calor U . Na troca de calor de um fluido para outro, o fluido quente possui uma viscosidade na entrada que se torna maior à medida que o fluido se resfria. O fluido frio em contracorrente entra com uma viscosidade que decresce à medida que ele é aquecido. Existe um terminal quente $T_1 - t_2$ e um terminal frio $T_2 - t_1$ e os valores de h_0 e $h_i(A_i/A)$ variam sobre o comprimento do tubo para produzir um valor de U no terminal quente maior do que o valor no terminal frio.

As variações de U podem ser maiores do que as variações de cada h_i , uma vez que o coeficiente pelicular externo h_0 deverá variar no mesmo instante e no mesmo sentido que h_i . A variação de U pode ser levada em conta por integração numérica de dQ , o calor transmitido sobre um incremento de comprimento do tubo $a'' dL = dA$, e usando os valores médios de U de ponto a ponto da equação diferencial $dQ = U_{med} dA\Delta t$. A soma de ponto a ponto fornece então $Q = UA\Delta t$ com boa aproximação. Colburn realizou a solução de problemas com valores variáveis de U , considerando que a variação de U seja linear com a temperatura e deduzindo de modo análogo uma expressão para a diferença de temperatura real. A razão entre a MLDT para U constante e a verdadeira diferença de temperatura para U variável é então usada como a base para estabelecer um único coeficiente total, que é a média real em vez da média aritmética.

Supõe-se que:

- 1- A variação de U seja dada pela expressão $U = a'(1 + b't)$
- 2- Fluxo ponderal constante
- 3- Calor específico constante
- 4- Nenhuma mudança de fase parcial

Sobre toda trajetória da transmissão de calor,

$$Q = WC(T_1 - T_2) = wc(t_2 - t_1) \quad (D.16)$$

Uma vez que $R = wc / WC = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1)$ ou generalizado como na Figura D.1,

$$R = \frac{T - T_2}{t - t_1} \quad (D.17)$$

O balanço de calor para a área infinitesimal dA é dado por

$$dQ = U(T - t)dA = wc dt \quad (D.18)$$

onde U é o valor médio para o incremento ou

$$\frac{dt}{U(T - t)} = \frac{dA}{wc} \quad (D.19)$$

Uma vez que $U = a'(1 + b't)$, substitui o valor de U .

$$\frac{dt}{a'(1 + b't)(T - t)} = \frac{dA}{wc}$$

Pelo balanço de calor, obtém-se a expressão de T em função de t e sempre em partes.

$$\frac{1}{a'(R - 1 - b'T_2 + b'Rt_1)} \int_{t_1}^{t_2} \left[\frac{(R - 1)dt}{T_2 - Rt_1 + (R - 1)t} - \frac{b'dt}{1 + b't} \right] = \int \frac{dA}{wc} \quad (D.20)$$

integrando,

$$\frac{1}{a'(R - 1 - b'T_2 + b'Rt_1)} \left[\ln \frac{T_2 - Rt_1 + (R - 1)t_2}{T_2 - Rt_1 + (R - 1)t_1} - \ln \frac{1 + b't_2}{1 + b't_1} \right] = \frac{A}{wc} \quad (D.21)$$

Usando-se o índice inferior 1 para indicar o terminal frio e o índice 2 para indicar o terminal quente,

$$U_1 = a'(1 + b't_1)$$

$$U_2 = a'(1 + b't_2)$$

como antes,

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1$$

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2$$

e decompondo a Equação (D.21),

$$\frac{t_2 - t_1}{U_1 \Delta t_2 - U_2 \Delta t_1} \ln \frac{U_1 \Delta t_2}{U_2 \Delta t_1} = \frac{A}{wc} \quad (\text{D.22})$$

Combinando-se com $Q = wc(t_2 - t_1)$,

$$\frac{Q}{A} = \frac{U_1 \Delta t_2 - U_2 \Delta t_1}{\ln U_1 \Delta t_2 / U_2 \Delta t_1} \quad (\text{D.23})$$

Com a escolha de Colburn, é possível obter um único coeficiente total, U , para o qual a superfície pareça estar fornecendo calor na MLDT. Neste caso, U_x é definido por;

$$\frac{Q}{A} = \frac{U_1 \Delta t_2 - U_2 \Delta t_1}{\ln U_1 \Delta t_2 / U_2 \Delta t_1} = U_x \left(\frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1} \right) \quad (\text{D.24})$$

Fatores de Incrustação

O coeficiente total de transmissão de calor necessário para preencher as condições de processo poderá ser determinado pela equação de Fourier quando a superfície A for

conhecida, e Q e Δt forem calculados pelas condições do processo. Então, $U = Q/A\Delta t$. Se a superfície não for conhecida, U poderá ser determinado independentemente da equação de Fourier pelos dois coeficientes peliculares. Desprezando a resistência da parede do tubo,

$$\frac{1}{U} = R_{io} + R_o = \frac{1}{h_{io}} + \frac{1}{h_o} \quad (D.25)$$

ou

$$U = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} \quad (D.26)$$

A localização dos coeficientes e das temperatura é indicado na Figura D.3. Quando U tiver sido obtido pelos valores de h_{io} e h_o , e Q e Δt forem calculados pelas condições de processo, pode-se calcular a superfície A necessária para o processo.

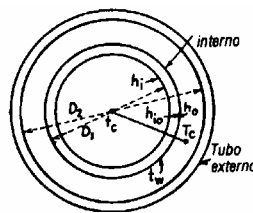


Figura D.3: Diâmetros anulares e localização dos coeficientes.

Quando um aparelho de transmissão de calor estiver sendo usado por muito tempo, a lama e o depósito sobre a parte interna e a parte externa do tubo produzirão o acréscimo de duas resistências além das incluídas no cálculo de U pela Equação (D.25).

As resistências adicionais reduzem o valor original de U , e a quantidade de calor não é mais transmitida pela superfície original A ; T_2 é superior à temperatura desejada na saída, e t_2 é inferior a esta temperatura, embora h_i e h_o permaneçam substancialmente constantes. Para superar esta dificuldade, no projeto de equipamentos, costuma-se calcular a quantidade de lama e de depósito pela introdução de uma resistência R_d denominada *fator de lama, de depósito* ou *fator de incrustação*, ou resistência. Seja R_{di} o fator de lama para o fluido do tubo interno na parede com o diâmetro interno do tubo, e R_{do} o fator de lama para o fluido na parte anular no diâmetro externo do tubo interno. Estes fatores podem ser considerados muito finos para a lama, mas podem ser grossos para o depósito, que possui uma condutividade térmica maior do que a da lama. As resistências são indicadas na Figura D.4. O valor de U , obtido pela Equação (D.26) somente de $1/h_i$ e de $1/h_o$, por ser considerado como um *coeficiente global de polimento* designado por U_c a fim de mostrar que a lama não foi levada em consideração. O coeficiente que inclui a resistência de lama denomina-se *coeficiente de lama global* ou *de projeto* U_D . O valor de A correspondendo a U_D em vez de U_c fornece a base para a construção final do equipamento. A relação entre os dois coeficientes totais U_c e U_D é

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_{di} + R_{do} \quad (D.27)$$

ou fazendo

$$R_{di}^* + R_{do} = R_d \quad (D.28)$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d \quad (D.29)$$

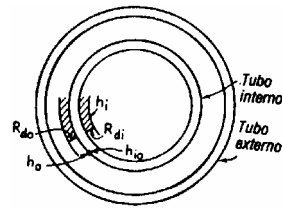


Figura D.4: Localização dos coeficientes de transmissão de calor e dos fatores de incrustação.

D.2 CORRELAÇÕES PARA O CÁLCULO DE COEFICIENTE DE TROCA TÉRMICA

D.2.1 Convecção Natural

O mecanismo de transferência de energia por convecção natural envolve o movimento de um fluido percorrendo uma camada sólida resultando de diferenças de densidade e resultando em troca de energia.

Placas Verticais

Ostrach obteve a expressão para o número de Nusselt da seguinte forma:

$$Nu_x = \rho(Pr) \left(\frac{Gr_x}{4} \right)^{1/4} \quad (D.30)$$

O coeficiente, $f(\text{Pr})$, varia com o número de Prandtl, e os valores encontram-se na Tabela D -1 .

Tabela D -1 Valores do coeficiente $f(\text{Pr})$ para o uso da equação D.30.

Pr	0,01	0,072	1	2	10	100	1000
$f(\text{Pr})$	0,081	0,505	0,567	0,716	1,169	2,191	3,966

A média do coeficiente de transferência de calor para a altura da superfície vertical, L , é a velocidade, de acordo

$$h_L = \frac{1}{L} \int_0^L h_x dx$$

Inserindo na Equação (D.1), tem-se:

$$h_L = \frac{k}{L} f(\text{Pr}) \left[\frac{\beta g \Delta T}{4\nu^2} \right]^{1/4} \int_0^L x^{-1/4} dx = \left(\frac{4}{3} \right) \left(\frac{k}{L} \right) f(\text{Pr}) \left[\frac{\beta g L^3 \Delta T}{4\nu^2} \right]^{1/4}$$

e, na forma dimensional, tem-se:

$$Nu_L = \frac{4}{3} f(\text{Pr}) \left(\frac{Gr_L}{4} \right)^{1/4} \quad (\text{D.31})$$

Propriedades dos fluidos têm dependência com a temperatura, sendo que calcula-se os efeitos para obter os resultados. Isto é importante devido as propriedades das Equações (D.30) e (D.31) serem estimadas através da temperatura de filme;

$$T_f = \frac{T_w + T_\infty}{2}$$

A transição de escoamento laminar para escoamento turbulento em camada limite adjacente em convecção natural, para superfícies planas verticais, é determinada na faixa:

$$Gr_t Pr = Ra_t \cong 10^9 \quad (D.32)$$

o termo subscrito, t, indica transição. O produto Gr Pr é referido várias vezes como Ra, Número de Rayleigh.

Churchill e Chu têm correlacionado uma grande quantia de dados experimentais para a convecção natural adjacente à placas verticais em mais de 13 ordens de magnitude de Ra. Desta forma, a equação de Nu_L é aplicada a todos os fluidos. Esta Equação é;

$$Nu_L = \left\{ 0,825 + \frac{0,387 Ra_L^{1/6}}{\left[1 + (0,492 / Pr)^{9/16} \right]^{8/27}} \right\}^2 \quad (D.33)$$

Esta equação é utilizada para escoamentos laminar e turbulento. Mas para a vazão laminar ($Ra_L < 10^9$) usa-se a Equação:

$$Nu_L = 0,68 + \frac{0,670 Ra_L^{1/4}}{\left[1 + (0,492 / Pr)^{9/16}\right]^{4/9}} \quad (D.34)$$

Cilindro Vertical

$$\frac{D}{L} \geq \frac{35}{Gr_L^{1/4}} \quad (D.35)$$

Fisicamente, esta representa o limite onde a espessura da camada limite é relativamente menor do que o diâmetro do cilindro, D .

Placas Horizontais

Correlações de McAdams para superfícies quentes na parte superior ou superfície fria na parte inferior,

$$10^5 < Ra_L < 2 \times 10^7 \quad (D.36)$$

$$Nu_L = 0,54 Ra_L^{1/4}$$

$$2 \times 10^7 < Ra < 3 \times 10^{10} \quad (D.37)$$

$$Nu_L = 0,14 Ra_L^{1/3}$$

e para superfícies quentes na parte inferior e fria na parte superior,

$$\begin{aligned} 3 \times 10^5 < Ra_L < 10^{10} \\ Nu_L &= 0,27 Ra_L^{1/4} \end{aligned} \quad (D.38)$$

Em cada uma dessas equações de correlação, a temperatura de filme, T_f , mostra ser muito usada, para a obtenção das propriedades dos fluidos.

Cilindros Horizontais

Churchill e Chu sugerem a seguinte correlação,

$$Nu_D = \left\{ 0,60 + \frac{0,387 Ra_D}{\left[1 + (0,559 / Pr)^{9/16} \right]^{1/4}} \right\}^2 \quad (D.39)$$

através da razão do Número de Raylligh : $10^{-5} < Ra_D < 10^{12}$.

Uma equação simples é dada por Morgan, em termos de coeficientes variáveis,

$$Nu_D = C Ra_D^n \quad (D.40)$$

onde os valores de C e n são especificados em função de RaD na Tabela D-2.

Tabela D - 2 Valores das constantes C e n para o uso na equação (D.40).

	C	N
$10^{-10} < Ra_D < 10^{-2}$	0,675	0,058
$10^{-2} < Ra_D < 10^2$	1,02	0,148
$10^2 < Ra_D < 10^4$	0,850	0,188
$10^4 < Ra_D < 10^7$	0,480	0,250
$10^7 < Ra_D < 10^{12}$	0,125	0,333

Esferas

A correlação para esferas é sugerida por Yuge e é recomendada para o caso :

$$Pr \cong 1$$

$$1 < Ra_D < 10^5$$

$$Nu_D = 2 + 0,43Ra_D^{1/4} \quad (D.41)$$

D.3.2 Convecção Forçada

A convecção livre ou natural ocorre quando o movimento do fluido não é incrementado por agitação mecânica.

Porém, quando o fluido for agitado mecanicamente, o calor será transmitido por convecção forçada. A transmissão de calor livre ocorre com uma velocidade muito diferente de velocidade na convecção forçada, sendo a última a mais rápida e, portanto a mais comum. Os fatores que determinam as elevadas velocidades para a convecção forçada não possuem necessariamente o mesmo efeito na convecção livre.

Coefficiente Pelicular

No fluxo de calor através de um trecho para ao ar, verificou-se que a passagem do calor para o ar não era realizada somente por condução. Em vez disso, ele ocorria parcialmente por radiação e parcialmente por convecção livre. Existia uma diferença de temperatura entre a superfície do tubo e a temperatura média do ar.

A resistência deve ser determinada experimentalmente medindo-se de modo apropriado a temperatura da superfície do tubo a temperatura do ar e o calor transferido do tubo evidenciado pela quantidade de vapor nele condensado.

Então:

$$Ra = \frac{\Delta_{ta}}{Q} \quad (h)(\text{ft})(^\circ\text{F}) / \text{BTU}$$

O uso da resistência unitária L/K não é muito mais comum do que o uso da resistência total L/Ka , a letra R será agora usada para se designar $L/K(h)(\text{ft})(^\circ\text{F})/\text{BTU}$ e chamar-se-á de resistência.

Excluindo-se a condução, nem todos os efeitos são necessariamente combinações de dois efeitos.

Particularmente no caso da convecção livre ou convecção forçada em líquidos e gases e de fato, para a maior parte dos gases em temperaturas e diferenças de temperaturas moderadas, a influência da radiação pode ser desprezada e a resistência experimental corresponde somente à convecção livre ou à forçada, conforme o caso.

Considere a parede de um tubo sofrendo convecção forçada em ambos os lados do tubo, conforme a Figura D.5.

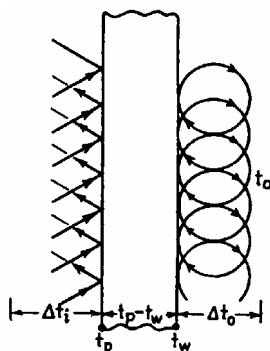


Figura D.5: Dois coeficientes de convecção.

Sobre a parte interna, o calor é retido por um líquido quente que escoa no tubo e sobre a parte externa, o calor é recebido por um líquido frio que escoa. O calor transmitido pode ser determinado pela troca de calor sensível em cada fluxo sobre o comprimento do tubo no qual ocorre a transmissão de calor. Designando a resistência da face interna de R_i e a face externa R_o , a temperatura da parede interna do tubo de t_p e da parede externa de t_w , e aplicando a uma expressão para o estado estacionário:

$$Q = \frac{A_i(t_i - t_p)}{R_i} = \frac{A_o(t_w - t_o)}{R_o} \quad (D.42)$$

onde t_i é a temperatura do fluido quente sobre a parte interna do tubo, e t_o é a temperatura do fluido frio sobre a parte externa. Substituindo as resistências pelos seus inversos h_i e h_o , respectivamente:

$$Q = h_i A_i \Delta t_i = h_o A_o \Delta t_o \quad (D.43)$$

O inverso da transmissão de calor possui dimensão de $\text{BTU}/(\text{h})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F de diferença de temperatura})$ e denomina-se coeficiente de película individual ou simplesmente coeficiente pelicular.

Viscosidade

A fim de avaliar esta propriedade para a dinâmica dos fluidos, precisa-se formular duas hipóteses: (1) numa interface sólido-fluido não existe deslizamento entre o sólido e o fluido e (2) vale a regra de Newton: a tensão de cisalhamento é proporcional a taxa de cisalhamento na direção perpendicular ao movimento.

A taxa de cisalhamento é proporcional ao gradiente de velocidade du/dy . Aplicando-se a regra de Newton, se τ for a tensão de cisalhamento:

$$\tau = \mu du/dy \quad (D.44)$$

onde μ é uma constante de proporcionalidade ou;

$$\mu = \frac{\tau}{du/dy}$$

- Nos sólidos este coeficiente é responsável pela deformação e é equivalente ao módulo de elasticidade.
- Nos líquidos, ele é responsável pela deformação com uma dada velocidade.

$$\text{Taxa de cisalhamento} = \frac{du}{dy} = \frac{V}{Y} \quad (\text{D.45})$$

$$\tau = u \frac{V}{Y} \quad (\text{D.46})$$

onde u é a viscosidade quando V e Y possuem valores unitários.

Quando avaliada no sistema métrico CGS, a viscosidade μ é denominada de viscosidade absoluta.

$$\mu = \text{g} - \text{massa} / \text{centímetro} \times \text{segundo} \quad (\text{poise})$$

A viscosidade cinemática é a viscosidade absoluta em centipoises dividida pela densidade relativa (d.r.);

$$\text{Viscosidade cinemática} = \text{Viscosidade absoluta} / \text{Densidade relativa}$$

Transmissão de Calor entre Sólidos e Fluidos: Escoamento com Linhas de Corrente e Escoamento Turbulento. O Número de Reynolds

Um tipo de escoamento turbulento é mostrado na Figura D.6. Se a velocidade linear do líquido decresce abaixo de um valor limite, a natureza do escoamento muda, e a turbulência desaparece. As partículas fluem ao longo de linhas paralelas do eixo do tubo, e ocorre o chamado escoamento ao longo de linhas de corrente. Os sinônimos para esse tipo de escoamento são: viscoso, laminar e do tipo de bastão. Experiências posteriores indicaram que o escoamento laminar ocorre como se camadas de pinos cilíndricos concêntricos escorregassem umas sobre as outras, conforme mostra a Figura D.7.

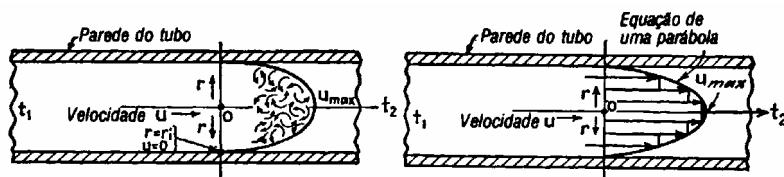


Figura D.6: Escoamento turbulento

Figura D.7: Escoamento laminar em tubos

Quando o número de Reynolds é expresso pelo quociente Du/μ , verifica-se que o escoamento turbulento existe sempre quando o valor numérico de Du/μ superar o valor aproximado de 2.300 e normalmente quando ele superar o valor de 2.100.

A Diferença de Temperatura entre um Fluido e a Parede de um Tubo

Quando um líquido flui ao longo do eixo de um tubo e absorve ou transmite calor sensível, a temperatura varia sobre toda a extensão do tubo.

No caso do fluxo de calor através de uma parede larga, a temperatura sobre toda a área de cada face na parede larga era idêntica e a diferença de temperatura era simplesmente a diferença entre dois pontos quaisquer sobre as duas faces. Se a temperatura da circunferência interna de uma parede do tubo for aproximadamente constante sobre toda sua extensão, como seria o caso que ocorre quando o fluido dentro do tubo é aquecido pelo vapor, existirão duas diferenças de temperatura distintas em cada extremidade: uma entre a parede do tubo e o líquido que entra e uma na outra extremidade entre a parede do tubo e o líquido aquecido. Qual é a diferença de temperatura apropriada para ser usada na equação: $Q = h_i A_i (t_p - t) = h_i A_i D t_i$, onde t_p é a temperatura constante da parede interna do tubo e t é a temperatura variável do líquido no interior do tubo?

Considerando-se que o calor específico seja constante para o líquido, o acréscimo de temperatura é proporcional ao calor total recebido pelo líquido ao passar da temperatura interna t_1 para a externa t_2 e, se h_i for constante,

$$dQ = h_i dA_i \Delta t_i \quad (D.47)$$

A inclinação da linha inferior que define a diferença de temperatura Δt_i e função de Q é;

$$\frac{d\Delta t_i}{dQ} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{Q} \quad (D.48)$$

onde $\Delta t_2 = t_p - t_1$ e $\Delta t_1 = t_p - t_2$. Eliminando-se dQ das Equações (D.47) e (D.48),

$$\frac{h_i dA_i}{Q} (\Delta t_2 - \Delta t_1) = \int_{\Delta t_1}^{\Delta t_2} \frac{d\Delta t_i}{D t_i} \quad (D.49)$$

Integrando-se,

$$Q = \frac{h_i A_i (\Delta t_2 - \Delta t_1)}{\ln \Delta t_2 / \Delta t_1} \quad (D.50)$$

A expressão, $(\Delta t_2 - \Delta t_1) / \ln \Delta t_2 / \Delta t_1$ é a média logarítmica de diferença de temperatura, a qual fica MLDT, e o valor de h_i , que foi calculado de $Q = h_i A_i \Delta t_i$ quando Δt_i for a média logarítmica, é um valor distinto de h_i . Se o valor de Δt_i fosse tornado arbitrariamente como a média aritmética entre Δt_2 e Δt_1 , os valores de h_i deveriam indicar que normalmente é conseguido colocando-se um índice inferior a ou m para a média aritmética, como h_a ou h_m . Quando Δt_2 e Δt_1 tendem a ficar iguais, a média aritmética tende a se aproximar da média logarítmica.

Convecção Forçada para Escoamento Interno

Transferência de energia, juntamente com convecção forçada dentro de dutos fechados, podem ser considerados separadamente por escoamento laminar e turbulento.

Escoamento Laminar

A primeira solução analítica para escoamento laminar de convecção forçada dentro de tubos foi formulada por Graetz em 1885. As suposições básicas de Graetz foram as seguintes:

1. O perfil da velocidade é parabólico e completamente desenvolvido frente a troca de energia entre a parede do tubo e o fluido ocorrido;
2. Todas as propriedades do fluido são constantes;
3. A temperatura da superfície do tubo é constante para um valor de T_s durante a transferência de energia.

Considerando o sistema, pode-se descrever o perfil de velocidade como:

$$v_x = v_{\max} \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right] \quad (D.51)$$

ou, tendo $v_{\max} = 2v_{AVG}$, pode-se escrever,

$$v_x = 2v_{AVG} \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right] \quad (D.52)$$

A forma aplicada de energia escreve coordenadas cilíndricas, assumindo-se simetria radial, e negligenciando-se $\partial^2 T / \partial x^2$ (condução axial) em comparação com a variação radial da temperatura é:

$$v_x \frac{\partial T}{\partial x} = \alpha \left[\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial T}{\partial r} \right) \right] \quad (D.53)$$

Substituindo-se a Equação D.52 por v_x a Equação D.53 fica:

$$2v_{AVG} \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right] \frac{\partial T}{\partial x} = \alpha \left[\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial T}{\partial r} \right) \right] \quad (D.54)$$

Essa equação poderá ser solucionada pela condição limite:

$$T = T_e \text{ para } x = 0, 0 < r < R$$

$$T = T_s \text{ para } x > 0, r = R$$

e

$$\frac{\partial T}{\partial r} = 0 \text{ para } x > 0, r = 0$$

A solução da Equação D.54 pode ser da forma:

$$\frac{T - T_e}{T_s - T_e} = \sum_{n=0}^{\infty} C_n f\left(\frac{r}{R}\right) \exp\left[-\beta_n^2 \frac{\alpha}{Rv_{AVG}} \frac{x}{R}\right] \quad (D.55)$$

Os termos C_n , $f(r/R)$, e β_n são coeficientes que avaliam o uso adequado da condição limite.

O argumento da exponencial de β_n , tal como, $(\alpha/Rv_{AVG})(x/R)$, pode ser rescrito como:

$$\frac{4}{(2Rv_{AVG}/\alpha)(2R/x)} = \frac{4}{(Dv_{AVG}\rho/\mu)(c_p\mu/k)(D/x)} \quad (D.56)$$

ou, em termos de parâmetros dimensionais, este transforma-se em:

$$\frac{4}{\text{Re Pr } D/x} = \frac{4x/D}{Pe} \quad (D.57)$$

O produto de Re e Pr é freqüentemente referente ao número de Peclet, Pe. Outro parâmetro encontrado na convecção forçada laminar é o número de Graetz, Gz, definido como:

$$G_z = \frac{\pi D}{4 x} Pe$$

Dados experimentais para escoamento laminar em tubos são relacionados com Seider e Tate, pela equação:

$$Nu_D = 1,86 \left(Pe \frac{D}{L} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu b}{\mu w} \right)^{0,14} \quad (D.58)$$

Escoamento Turbulento

Considerando-se troca de energia entre uma superfície de contato e um fluido em escoamento turbulento, recursos para correlação de dados experimentais são sugeridos pela análise dimensional. As três equações mais usadas da natureza e restrições para o uso são as seguintes:

Dittus e Boelter propuseram a seguinte equação sugerida da análise dimensional da Equação: $Nu = f_l(Re, Pr)$;

$$Nu_D = 0,023 Re_D^{0,8} Pr^n \quad (D.59)$$

onde,

1. $n = 0,4$ se o fluido for aquecido, $n = 0,3$ se o fluido for fresco;
2. As propriedades do fluido são válidas para uma média aritmética de temperatura;
3. O valor de Re_D deve ser $> 10^4$;
4. Pr é a variação de $0,7 < Pr < 100$; e
5. $L/D > 60$.

Colburn propôs uma equação usando o número de Stanton, St , no lugar de Nu_D .

$$St = f_2(Re, Pr) \quad (D.60)$$

$$St = 0,023 Re_D^{-0,2} Pr^{-2/3}$$

onde,

1. Re e Pr são válidos para temperaturas de filme, e St é válido para grande temperatura;

2. Re_D , Pr e L/D devem ter valores dentro dos seguintes limites:

$$Re_D > 10^4$$

$$0,7 < Pr < 160$$

$$L/D > 60$$

Para explicar o alto número de Pr em fluidos, tal como óleo, Seider e Tate propuseram a equação:

$$St = 0,023 Re_D^{-0,2} Pr^{-2/3} \left(\frac{\mu b}{\mu w} \right)^{0,14} \quad (D.61)$$

onde,

1. Exceto μw , todas as propriedades do fluido são válidas para temperaturas grandes.
2. $Re_D > 10^4$;
3. $0,7 < Pr < 17000$
4. $L/D > 60$.

Convecção Forçada para Fluido Externo

Escoamento paralelo para superfícies planas:

Escoamento laminar: $Re_x < 2 \times 10^5$

Escoamento turbulento: $3 \times 10^6 < Re_x$

Para a variação laminar,

$$Nu_x = 0,332 Re_x^{1/2} Pr^{1/3} \quad (D.62)$$

e

$$Nu_L = 0,664 Re_L^{1/2} Pr^{1/3} \quad (D.63)$$

Para escoamento turbulento com camada limite uma aplicação de Colburn,

$$St_x Pr^{2/3} = \frac{Cf_x}{2} \quad (D.64)$$

$$Cf_x = \frac{0,0576}{Re_x^{1/5}}$$

$$Nu_x = 0,0288 Re_x^{4/5} Pr^{1/3} \quad (D.65)$$

Uma média do número de Nu pode ser calculada usando a expressão de Nux . O resultado fica:

$$Nu_L = 0,360 Re_L^{4/5} Pr^{1/3} \quad (D.66)$$