

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

SIMULAÇÃO DO SISTEMA DE
CONCENTRAÇÃO DA MISCELA NO PROCESSO
DE EXTRAÇÃO DE ÓLEO DE SOJA

José Maximiano Candido Neto
Engenheiro Químico, UEM

Orientador: Prof. Dr. Luiz Mario de Matos Jorge
Coorientadores: Prof. Dr. Paulo Roberto Paraíso
Prof. Dr. Wagner André dos Santos Conceição

Maringá – PR – Brasil

Junho de 2012

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

SIMULAÇÃO DO SISTEMA DE
CONCENTRAÇÃO DA MISCELA NO PROCESSO
DE EXTRAÇÃO DE ÓLEO DE SOJA

José Maximiano Candido Neto
Engenheiro Químico, UEM

Orientador: Prof. Dr. Luiz Mario de Matos Jorge
Coorientadores: Prof. Dr. Paulo Roberto Paraíso
Prof. Dr. Wagner André dos Santos Conceição

Dissertação de Mestrado submetida à
Universidade Estadual de Maringá,
como parte dos requisitos necessários
para a obtenção do Grau de Mestre em
Engenharia Química, área de
Desenvolvimento de Processos.

Maringá – PR – Brasil

Junho de 2012

Dados Internacionais de Catalogação-na-Publicação (CIP)
(Biblioteca Central - UEM, Maringá – PR., Brasil)

C217s Candido Neto, José Maximiano
Simulação do sistema de concentração da miscela
no processo de extração de óleo de soja / José
Maximiano Candido Neto. -- Maringá, 2012.
170 f. : il. col., figs., tabs.

Orientador: Prof. Dr. Luiz Mário de Matos Jorge.
Co-orientadores: Prof. Dr. Paulo Roberto Paraíso,
Prof. Dr. Wagner André dos Santos Conceição.
Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de
Maringá, Centro de Tecnologia, Departamento de
Engenharia Química, Programa de Pós-Graduação em
Engenharia Química, 2012.

1. Modelagem e simulação - Destilação da miscela.
2. Processo de destilação da miscela - Óleo de soja.
3. Hexano. 4. Hysys - Simulador. I. Jorge, Luiz
Mário de Matos, orient. II. Paraíso, Paulo Roberto,
co-orient. III. Conceição, Wagner André dos Santos,
co-orient. IV. Universidade Estadual de Maringá.
Centro de Tecnologia. Departamento de Engenharia
Química. Programa de Pós-Graduação em Engenharia
Química. V. Título.

CDD 21.ed. 660.2812

ECSL-000376

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

Esta é a versão final da Dissertação de Mestrado apresentada por José Maximiano Candido Neto perante a Comissão Julgadora do Curso de Mestrado em Engenharia Química em 01 de junho de 2012.

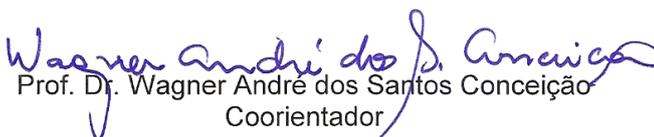
COMISSÃO JULGADORA



Prof. Dr. Luiz Mário de Matos Jorge
Orientador



Prof. Dr. Paulo Roberto Paraíso
Coorientador



Prof. Dr. Wagner André dos Santos Conceição
Coorientador



Prof. Dr. Roger Josef Zemp
Membro



Prof. Dr. Mauro Antonio da Silva Sá Ravagnani
Membro

CANDIDO NETO, JOSÉ MAXIMIANO

Simulação do sistema de concentração da miscela no processo de extração de óleo de
soja [Paraná]

170 p., 29,7 cm (PEQ/UEM, M.Sc., Engenharia Química, 2012)

Dissertação – Universidade Estadual de Maringá - PEQ

1. Produção de óleo de soja

2. Modelagem e Simulação de Processos

I. PEQ/ UEM II. Título (série)

Dedico aos meus familiares Antonio, Maria, Rodrigo e Lipe com amor, orgulho e afeto,
que me incentivaram intensamente, sempre.

AGRADEÇO,

A Deus

A meus familiares

Aos meus orientadores e coorientador

Ao meu amigo Flávio Clareth Colman pelo apoio

Aos professores, funcionários e amigos do DEQ e PEQ

Aos meus amigos Márcio, Renam, Rogério, Simone e Thiago

Aos parceiros de pesquisa Marcio Barbosa e Guilherme Teixeira

Aos professores Luiz Mario e Paulinho, um especial agradecimento, pela paciência, grande
atenção oferecida e confiança

Obrigado

Nem tudo é fácil

É difícil fazer alguém feliz, assim como é fácil fazer triste.

É difícil dizer eu te amo, assim como é fácil não dizer nada

É difícil valorizar um amor, assim como é fácil perdê-lo para sempre.

É difícil agradecer pelo dia de hoje, assim como é fácil viver mais um dia.

É difícil enxergar o que a vida traz de bom, assim como é fácil fechar os olhos e atravessar a rua.

É difícil se convencer de que se é feliz, assim como é fácil achar que sempre falta algo.

É difícil fazer alguém sorrir, assim como é fácil fazer chorar.

É difícil colocar-se no lugar de alguém, assim como é fácil olhar para o próprio umbigo.

Se você errou peça desculpas...

É difícil pedir perdão? Mas quem disse que é fácil ser perdoado?

Se alguém errou com você, perdoa-o...

É difícil perdoar? Mas quem disse que é fácil se arrepender?

Se você sente algo, diga...

É difícil se abrir? Mas quem disse que é fácil encontrar

alguém que queira escutar?

Se alguém reclama de você, ouça...

É difícil ouvir certas coisas? Mas quem disse que é fácil ouvir você?

Se alguém te ama, ame-o.

É difícil entregar-se? Mas quem disse que é fácil ser feliz?

Nem tudo é fácil na vida... Mas, com certeza, nada é impossível

Precisamos acreditar ter fé e lutar

para que não apenas sonhemos, Mas também tornemos todos esses desejos, realidade!

Cecília Meireles

SIMULAÇÃO DO SISTEMA DE CONCENTRAÇÃO DA MISCELA NO PROCESSO DE EXTRAÇÃO DE ÓLEO DE SOJA

AUTOR: JOSÉ MAXIMIANO CANDIDO NETO

ORIENTADOR: LUIZ MÁRIO DE MATOS JORGE

COORIENTADORES: PAULO ROBERTO PARAÍSO

WAGNER ANDRÉ DOS SANTOS CONCEIÇÃO

Dissertação de Mestrado, Programa de Pós Graduação em Engenharia Química, Universidade Estadual de Maringá, Av. Colombo, 5790, BL E46-09, CEP 87020-900 Maringá – PR, Brasil, apresentada 01 de Junho 2012, 129 p.

RESUMO

O processamento do óleo de soja constitui um dos mais importantes setores da agroindústria brasileira, e tem o estado do Paraná em terceiro lugar quanto à classificação da capacidade refinadora brasileira. Embora exista um sólido conhecimento sobre o processamento da soja, a longo tempo, deve-se sempre haver esforços para que alternativas de redução de custos nos processo sejam encontradas. Um caminho para que esse fato ocorra é a modelagem e simulação do processo, que por meio da tecnologia computacional, pode-se buscar resultados de melhores condições operacionais com rapidez e confiabilidade.

O objetivo geral desse trabalho foi definir o processo de destilação da miscela de soja e fazer a modelagem e simulação dessa tecnologia no simulador HYSYS, através do uso direto dos recursos disponíveis no simulador ou emulando operações que não existam blocos específicos. As simulações no HYSYS foram realizadas, com o objetivo de avaliar o comportamento do óleo de soja e da miscela modelados, das operações unitárias individualmente e do processo como um todo. A validação e análise do modelo implantado foi executada comparando-se as simulações com dados operacionais da planta industrial, e também, por meio do confronto com resultados da literatura.

A análise das simulações mostrou que o modelo desenvolvido no HYSYS para o óleo de soja, miscela do óleo de soja e hexano, equipamentos evaporador e *stripper* estão consonantes com as condições reais da refinaria e também com os resultados da literatura. Em especial, os resultados para o equipamento evaporador também foram coerentes com a modelagem matemática conduzida por meio das equações de balanço de massa e energia e correlações de equilíbrio líquido-vapor.

Em síntese, os objetivos do trabalho foram alcançados, obtendo-se um modelo para a etapa de concentração de miscela de óleo de soja eficiente e que pode ser utilizado para otimização dessa etapa do processamento em uma refinaria.

SIMULATION OF CONCENTRATION MISCELLA SYSTEM IN A SOYBEAN OIL EXTRACTION PROCESS

AUTHOR: JOSÉ MAXIMIANO CANDIDO NETO

**SUPERVISORS: LUIZ MÁRIO DE MATOS JORGE
PAULO ROBERTO PARAÍSO
WAGNER ANDRÉ DOS SANTOS CONCEIÇÃO**

Master Thesis, Chemical Engineering Graduate Program, State University of Maringá, Av. Colombo, 5790, BL E46-09, CEP: 87020-900- Maringá- PR, Brazil, presented on 1st June 2012. 129 p.

ABSTRACT

The soybean oil processing is one of the most important sectors of agribusiness in Brazil, and has the state of Parana in third place on the Brazilian refining capacity classification. Although there is a solid knowledge about the soybeans processing, long time, it should always be efforts to find alternatives to reduce costs in the process. One way for this to occur is by the modeling and simulation process, which with means of computational experiments, it can get better results with speed and operational reliability.

The general objective of this study was to define the process of soybean miscella distillation and do the modeling and simulation of this technology using HYSYS, through the direct use of available resources in the simulator or emulating the operations necessary that there is no available for direct use. The simulations were performed in HYSYS, in order to evaluate the behavior of soybean oil, soybean oil hexane miscella modeled, the individual unit operations and process as a whole. The validation and analysis of the model introduced was performed by comparing the simulations with the plant operating data, and also through the comparison with the literature.

The simulation analysis showed that the model, developed in HYSYS, for soybean oil, soybean oil hexane miscella, evaporator and stripper equipments are according to the actual conditions of refinery and also with the literature. In particular, the results for the evaporator equipment were also consistent with the mathematical modeling, conducted by the balance of mass and energy equations and vapor-liquid equilibrium correlation.

In summary, the objectives were made, yielding a model for the soybean oil miscella concentration step efficient and which can be used for optimization of the this step processing in a refinery.

ÍNDICE

1. INTRODUÇÃO.....	23
1.1 Problemática	23
1.2 Objetivos.....	27
1.3 Metodologia de trabalho	27
1.4 Estrutura do trabalho.....	28
1.5 Produção bibliográfica.....	29
2. REVISÃO DA LITERATURA E DESCRIÇÃO DO PROCESSO.....	32
2.1 A soja.....	32
2.2 Principais etapas e processos na fabricação de óleo de soja.....	34
2.2.1 Recepção, pré-limpeza e armazenamento dos grãos	36
2.2.2 Preparação dos grãos	37
2.2.2.1 Descascamento	38
2.2.2.2 A quebra dos grãos	38
2.2.2.3 Cozimento	39
2.2.2.4 Laminação	39
2.2.2.5 Expansão ou condicionamento.....	40
2.2.3 Produção do óleo bruto.....	40
2.2.3.1 Extração do óleo do grão de soja	40
2.2.3.2 O hexano como solvente	42
2.2.3.3 A miscela.....	43
2.2.3.4 Extração do óleo do grão de soja por solvente.....	44
2.2.3.5 Destilação da miscela	46
2.2.3.6 Dessolventização, tostagem e a recuperação do hexano na fase sólida .	50
2.2.3.7 Separação solvente-água	51
2.2.4 Modelagem, simulação e análise do processo de destilação da miscela no HYSYS 52	
2.2.5 Refino do óleo de soja bruto.....	53
2.2.5.1 Degomagem	55
2.2.5.2 Neutralização.....	56
2.2.5.3 Clarificação	56
2.2.5.4 Desodorização	58
2.3 Conclusões	58

3.	ESTIMATIVA DAS PROPRIEDADES DO ÓLEO DE SOJA.....	60
3.1	Introdução	60
3.2	O óleo de soja	60
3.3	Modelagem do óleo de soja como um composto-virtual no HYSYS.....	64
3.4	Resultados e discussões	67
3.4.1	Massa específica	67
3.4.2	Capacidade calorífica	68
3.4.3	Tensão superficial.....	70
3.4.4	Condutividade térmica.....	71
3.4.5	Viscosidade dinâmica	73
3.5	Conclusões	74
4.	ESTIMATIVA DAS PROPRIEDADES DA MISCELA DE ÓLEO DE SOJA E HEXANO	76
4.1	Introdução	76
4.2	Construção da miscela virtual de óleo de soja e hexano.....	77
4.3	Resultados e discussões	78
4.3.1	Mássica específica	78
4.3.2	Viscosidade dinâmica	81
4.3.3	Tensão superficial.....	83
4.3.4	Quociente do produto massa específica e tensão superficial pela viscosidade dinâmica	84
4.4	Conclusões	86
5.	MODELAGEM, SIMULAÇÃO E ANÁLISE DO SISTEMA DE EVAPORAÇÃO DE MISCELA DA COAMO.....	88
5.1	Introdução	88
5.2	Modelagem do sistema de evaporadores de destilação da miscela da COAMO..	93
5.2.1	Características do processo de destilação da miscela na COAMO	93
5.2.2	Modelagem do sistema de evaporação da miscela no HYSYS	95
5.2.3	Modelagem fenomenológica do sistema de evaporação da miscela	97
5.3	Resultados e discussões	100
5.3.1	Modelagem do sistema de evaporadores da COAMO, na destilação da miscela, no HYSYS.....	100
5.3.2	Comparação dos resultados do HYSYS com o modelo fenomenológico ...	103
5.3.3	Simulações com o modelo implementado no HYSYS	109

5.3.3.1	Avaliação da influência da temperatura da miscela na entrada do sistema de evaporação	109
5.3.3.2	Avaliação da concentração de óleo na miscela na entrada do sistema de evaporação	110
5.3.3.3	Avaliação da influência da pressão de operação nos evaporadores do sistema de concentração da miscela	111
5.4	Conclusões	112
6.	MODELAGEM, SIMULAÇÃO E ANÁLISE DO STRIPPING DA MISCELA DA COAMO	115
6.1	Introdução	115
6.2	Modelagem do sistema de evaporadores de destilação da miscela da COAMO	116
6.2.1	Características do processo de <i>stripping</i> da miscela na COAMO.....	116
6.2.2	Modelagem do <i>stripper</i> no HYSYS	118
6.3	Resultados e discussões	119
6.3.1	Modelagem do <i>stripper</i> da COAMO, na destilação da miscela, no HYSYS	119
6.3.2	Simulações com o modelo do <i>stripper</i> da COAMO desenvolvido no HYSYS	122
6.3.2.1	Avaliação da influência da temperatura da corrente de miscela	122
6.3.2.2	Avaliação da influência da vazão de alimentação da miscela.....	123
6.3.2.3	Avaliação da influência da temperatura do vapor d'água injetado no <i>stripper</i>	124
6.3.2.4	Avaliação da influência da quantidade de vapor d'água injetada por estágio	124
6.3.2.5	Avaliação da influência da pressão de operação nos estágios	125
6.4	Conclusões	127
7.	ANÁLISE GLOBAL DO SISTEMA DE DESTILAÇÃO DA MISCELA DA COAMO	129
7.1	Introdução	129
7.2	Modelo do sistema destilação da miscela da COAMO no HYSYS	130
7.3	Resultados e discussões parciais	133
7.3.1	Avaliação de vapores de aquecimento.....	133
7.3.2	Balço por componente no sistema de destilação	133
7.4	Conclusões parciais.....	134

8. PRINCIPAIS CONCLUSÕES SOBRE A MODELAGEM, SIMULAÇÃO E ANÁLISE DA DESTILAÇÃO DA MISCELA DA COAMO	137
9. REFERÊNCIAS	139
10. APÊNDICE	145

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Processamento de soja no Brasil	25
Figura 2.1 Histórico da produção de grãos, farelo e óleo de soja no Brasil	34
Figura 2.2 Processamento para obtenção do óleo de soja bruto e do farelo desengordurado	35
Figura 2.3 Mecanismo da extração por solvente	45
Figura 2.4 Esquema do projeto original de destilação da miscela.....	47
Figura 2.5 Esquema do segundo sistema de destilação da miscela	48
Figura 2.6 Esquema do terceiro sistema de destilação da miscela	49
Figura 2.7 Fluxograma do refino químico e físico de óleos vegetais.....	54
Figura 3.1 Formação de uma molécula de triacilglicerol. R1, R2 e R3 são cadeias carbônicas, de ácidos graxos, saturadas ou insaturadas	62
Figura 3.2 Estruturas dos principais ácidos graxos presentes no óleo de soja	63
Figura 3.3 Área de trabalho do HYSYS na construção de compostos virtuais a partir da teoria de contribuição de grupos do método UNIFAC	65
Figura 3.4 Área de trabalho do HYSYS na modelagem da corrente óleo virtual de soja ...	65
Figura 3.5 Área de trabalho do HYSYS na ferramenta <i>Databook (Variables)</i>	66
Figura 3.6 Área de trabalho do HYSYS na ferramenta <i>Databook (Case Studies)</i>	66
Figura 3.7 Comportamento da massa específica do óleo de soja virtual simulado no HYSYS e resultados da literatura com variação da temperatura	67
Figura 3.8 Comparação da massa específica do óleo de soja virtual simulado no HYSYS com resultados da literatura quanto à variação da temperatura	68
Figura 3.9 Comportamento da capacidade calorífica do óleo de soja virtual simulado no HYSYS e dos resultados da literatura com variação da temperatura.....	69
Figura 3.10 Comparação da massa específica do óleo de soja virtual simulado no HYSYS com resultados da literatura quanto à variação da temperatura	69
Figura 3.11 Comportamento da tensão superficial do óleo de soja virtual simulado no HYSYS e dos resultados da literatura com variação da temperatura.....	70
Figura 3.12 Comparação da tensão superficial óleo de soja virtual simulado no HYSYS com resultados da literatura quanto à variação da temperatura	71
Figura 3.13 Comportamento da condutividade térmica do óleo de soja virtual simulado no HYSYS e resultados da literatura com variação da temperatura	72

Figura 3.14 Comparação da condutividade térmica do óleo de soja virtual simulado no HYSYS com resultados da literatura frente à variação da temperatura.....	72
Figura 3.15 Comportamento da viscosidade dinâmica do óleo de soja virtual simulado no HYSYS e resultados da literatura com variação da temperatura	73
Figura 3.16 Comparação da viscosidade dinâmica do óleo de soja virtual simulado no HYSYS com resultados da literatura com variação da temperatura	74
Figura 4.1 Constituição da corrente miscela virtual de óleo de soja e hexano no HYSYS ...	77
Figura 4.2 Comportamento da massa específica na miscela a 25 °C formada com o óleo de soja virtual simulado no HYSYS e dos resultados da literatura com variação da concentração de óleo presente.....	79
Figura 4.3 Comparação da massa específica na miscela formada com o óleo de soja virtual simulado no HYSYS com resultados da literatura frente à variação da concentração de óleo presente, a 25 °C.....	79
Figura 4.4 Comportamento da massa específica na miscela a 50 °C formada com o óleo de soja virtual simulado no HYSYS e dos resultados da literatura com variação da concentração de óleo presente.....	80
Figura 4.5 Comparação da massa específica na miscela formada com o óleo de soja virtual simulado no HYSYS e resultados da literatura com variação da concentração de óleo presente, a 50°C.....	81
Figura 4.6 Comportamento da viscosidade dinâmica na miscela a 50 °C formada por óleo de soja virtual simulado no HYSYS dos resultados da literatura com variação da concentração de óleo presente.....	82
Figura 4.7 Comparação da viscosidade dinâmica na miscela formada por do óleo de soja virtual simulado no HYSYS com resultados da literatura frente à variação da concentração de óleo presente, a 50°C.....	82
Figura 4.8 Comportamento da tensão superficial na miscela a 50 °C formada com o óleo de soja virtual simulado no HYSYS e dos resultados da literatura com variação da concentração de óleo presente.....	83
Figura 4.9 Comparação da tensão superficial na miscela formada com o óleo de soja virtual simulado no HYSYS com os resultados da literatura com variação da concentração de óleo presente, a 50 °C.....	84
Figura 4.10 Comportamento do quociente do produto massa específica e tensão superficial pela viscosidade dinâmica na miscela a 50 °C formada por óleo de soja virtual	

simulado no HYSYS e com resultados da literatura frente a variação da concentração de óleo presente.....	85
Figura 4.11 Comparação do quociente do produto massa específica e tensão superficial pela viscosidade dinâmica na miscela formada por do óleo de soja virtual simulado no HYSYS com os resultados da literatura frente a variação da concentração de óleo presente, a 50°C.....	86
Figura 5.1 Evaporador típico da concentração miscela.....	89
Figura 5.2 Distribuição temperaturas no evaporador de primeiro estágio	91
Figura 5.3 Visão geral do processo de concentração (destilação) da miscela na COAMO.	94
Figura 5.4 Representação dos evaporadores no HYSYS	96
Figura 5.5 Modelagem do sistema de evaporadores da COAMO, na destilação da miscela, no HYSYS.....	101
Figura 5.6 Comparação entre as vazões estimadas.....	104
Figura 5.7 Coeficientes globais de transferência de calor para o primeiro e segundo evaporadores	104
Figura 5.8 Influência da temperatura, na carga de miscela alimentada, no evaporador 1.	106
Figura 5.9 Influência da temperatura, na carga de miscela alimentada, no evaporador 1.	106
Figura 5.10 Comparação da influência da temperatura da miscela alimentada na vazão de fluido de aquecimento, no evaporador 1	107
Figura 5.11 Comparação da influência da temperatura da miscela alimentada na vazão de fluido de aquecimento, no evaporador 2	107
Figura 5.12 Comparação da influência da temperatura da miscela alimentada no coeficiente global de transferência de calor, no evaporador 1.....	108
Figura 5.13 Comparação da influência da temperatura da miscela alimentada no coeficiente global de transferência de calor, no evaporador 2.....	108
Figura 5.14 Influência da temperatura da miscela na entrada do sistema de evaporação .	110
Figura 5.15 Influência da concentração de óleo na miscela na entrada do sistema de evaporação.....	111
Figura 5.16 Influência da pressão de operação nos evaporadores do sistema de concentração da miscela.....	112
Figura 6.1 Esquema do equipamento <i>stripper</i> da planta industrial da COAMO	117
Figura 6.2 Modelo do <i>stripper</i> da COAMO no HYSYS.....	120
Figura 6.3 Simulação da influência da temperatura da miscela	122
Figura 6.4 Simulação da influência da vazão de alimentação da miscela.....	123

Figura 6.5 Simulação da influência da temperatura do vapor d'água injetado no <i>stripper</i>	124
Figura 6.6 Simulação da influência da quantidade de vapor d'água injetada por estágio.	125
Figura 6.7 Simulação da influência da pressão de operação no primeiro estágio	126
Figura 6.8 Simulação da influência da pressão de operação no segundo estágio	126
Figura 7.1 Modelo global do sistema de destilação da miscela da COAMO no HYSYS.	132
Figura 10.1 PFD – Modelo de destilação de miscela da COAMO	145
Figura 10.2 PFD – Seleção do modelo termodinâmico para fase líquida	146
Figura 10.3 PFD – Seleção do modelo termodinâmico para fase gasosa.....	147
Figura 10.4 PFD – Banco de dados das substâncias utilizadas no modelo	148
Figura 10.5 PFD – Correntes na formação da miscela virtual.....	149
Figura 10.6 PFD – Trocador de calor 1 (integrante do Evaporador 1) - características....	150
Figura 10.7 PFD – Trocador de calor 1 (integrante do Evaporador 1) - informações	151
Figura 10.8 PFD – Trocador de calor 1 (integrante do Evaporador 1) – características dos tubos	152
Figura 10.9 PFD – Trocador de calor 1 (integrante do Evaporador 1) - correntes.....	153
Figura 10.10 PFD – Pré aquecedor de miscela - correntes.....	154
Figura 10.11 PFD – Trocador de calor 2 (integrante do Evaporador 2) - características..	155
Figura 10.12 PFD – Trocador de calor 2 (integrante do Evaporador 2) - informações.....	156
Figura 10.13 PFD – Trocador de calor 2 (integrante do Evaporador 2) – características dos tubos	157
Figura 10.14 PFD – Trocador de calor 2 (integrante do Evaporador 2) - correntes.....	158
Figura 10.15 PFD – <i>Stripper</i> - características	159

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 2.1 Contexto mundial da produção de soja.....	34
Tabela 3.1 Composição típica do óleo de soja bruto e refinado.....	61
Tabela 3.2 Composição dos ácidos graxos no óleo de soja.....	63
Tabela 5.1 Dados operacionais da COAMO utilizados como base na simulação.....	95
Tabela 5.2 Apresentação dos dados operacionais da COAMO e dados simulados no HYSYS.....	102
Tabela 5.3 Desvios relativos entre os valores simulados no HYSYS e por PARAÍSO <i>et al.</i> (2003) em relação aos valores operacionais da COAMO.....	103
Tabela 6.1 Dados operacionais no <i>stripper</i> da Como.....	118
Tabela 6.2 Apresentação dos dados operacionais da COAMO e dados simulados no HYSYS.....	121
Tabela 6.3 Desvios relativos entre os valores simulados no HYSYS e por PARAÍSO <i>et al.</i> (2005) em relação aos valores operacionais da COAMO.....	121
Tabela 7.1 Consumo de vapor d'água em várias etapas do processo de extração de óleo de soja a solvente	129
Tabela 7.2 Consumo de vapor na destilação da miscela	133
Tabela 7.3 Balanço global por componente	134

LISTA DE SIMBOLOS

Símbolos

A	(m ²)	Área de troca térmica
BPR	(°C)	<i>Boiling point rise</i>
C	(kg.s ⁻¹)	Corrente de condensado gerada no evaporador
C _p	(kJ kg ⁻¹ °C ⁻¹)	Capacidade calorífica mássica
F	(kg.s ⁻¹)	Corrente de miscela
h	(J.kg ⁻¹)	Entalpia
k	(W m ⁻¹ °C ⁻¹)	Condutividade térmica
P	(mmHg, kPa ou Pa)	Pressão do sistema
Q	(W)	Taxa de energia
S	(kg.s ⁻¹)	Corrente de fluido de aquecimento consumido
T	(°C)	Temperatura
U	(W.m ⁻² .°C ⁻¹)	Coefficiente global de transferência de calor
V	(kg.s ⁻¹)	Corrente de vapor gerada no topo do evaporador
x		Fração mássica

Letras gregas

ρ	(kg m ⁻³)	Massa específica
σ	(kg. m ⁻¹ .s ⁻²)	Tensão superficial
μ	(kg m ⁻¹ s ⁻¹)	Viscosidade dinâmica

Índices

1,2	Número sequencial dos evaporadores no processo de destilação da miscela
C	Corrente de condensado no evaporador
e	Entrada no sistema
ext	Externa
F	Corrente de miscela alimentada
fg	Índice para entalpia de vaporização
h	Hexano
HYSYS	Obtido do modelo implementado no HYSYS
i	Número sequencial do evaporador no processo de destilação das miscela

Índices (continuação)

literatura	Comparação de um parâmetro por meio de trabalhos pesquisados
LMDT	Diferença média logarítmica de temperaturas no evaporador
m	Média
miscela de óleo de soja virtual	Miscela formada pelo óleo de soja virtual modelado no HYSYS
miscela virtual	Miscela formada pelo óleo de soja virtual modelado no HYSYS e hexano
modelo	Modelo matemático desenvolvido através de equações de balanço de massa e de energia e relação de equilíbrio de fases
o	Óleo de soja
óleo de soja, miscela	Participação do componente óleo de soja na miscela
óleo virtual	Óleo virtual de soja modelado no HYSYS a partir da fração dos ácidos graxos constituintes no óleo de soja real
óleo, miscela	Participação do componente óleo de soja na miscela
s	Saída do sistema
S	Corrente de fluido de aquecimento
V	Corrente de vapor gerado no evaporador
w	Saturação

LISTA DE ABREVIATURAS

AGL	Ácidos graxos livres
COND	Condensador
DT	Dessolventizador-tostador
EVP	Evaporador
EVP1	Evaporador de primeiro efeito
EVP2	Evaporador de segundo efeito
HP	Fosfolipídios hidratáveis
NPH	Fosfolipídios não hidratáveis
STRIP	<i>Stripper</i>
TAG	Triacilglicerídeos, triacilgliceróis

CAPÍTULO 1
INTRODUÇÃO

1. INTRODUÇÃO

1.1 Problemática

A soja como matéria-prima agroindustrial no Brasil começou a ser explorada aproximadamente em 1940, quando algumas fábricas começaram a admitir a hipótese de adicionar óleo de soja aos “óleos graxos de origem vegetal”, e produzidos, sobretudo no estado de São Paulo para atender aos chamados “paladares exigentes” ou a quem tinha problemas de saúde por causa das gorduras animais usadas até então no Brasil, principalmente a banha de porco. A industrialização da soja propiciou uma dupla modernização do Brasil fazendo o país se voltar para grandes regiões do interior inexploradas como o Centro-Oeste e também a se organizar melhor para operar no mercado internacional (DEMARCO, 2009; HASSE, 2011).

A indústria de azeites, principalmente vindos da soja, é milenária e permanece atuante ao longo do tempo. Nos últimos séculos houve alguns avanços significativos. Mas, no que se diz respeito à extração por solventes, os avanços dos últimos tempos se basearam fundamentalmente no aumento da capacidade de produção das plantas (DEMARCO, 2009).

A produção de óleo de soja constitui um dos mais importantes setores da agroindústria brasileira, pela ampla utilização dos seus produtos nas indústrias siderúrgicas, de cosméticos e como matéria-prima no processamento de alimentos para consumo humano (PARAÍSO *et al.*, 2003). Segundo a EMBRAPA (2012,a), (Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária), na safra de 2010/2011, o Brasil foi o segundo produtor mundial de soja com 75 milhões de toneladas, esse valor representa 28,4% da produção total e 55,5% da quantidade produzida na América do Sul. A produção da soja no Brasil representa mais que 1% do PIB (produto interno bruto) (HASSE, 2011). De acordo com a ABIOVE (2012), (Associação Brasileira das Indústrias de Óleos Vegetais) para o ano de 2010 as capacidades brasileiras na indústria da soja foram: processamento 176.834 ton.dia⁻¹; refino 22.990 ton dia⁻¹; envase 16.381 ton dia⁻¹. O estado do Paraná esteve em segundo lugar quanto à capacidade de produção da soja, processamento e refino do óleo deste grão.

A extração de óleo de soja utilizando solvente é vista por muitos autores como um processo bem consolidado. Entretanto, fatores como variações na composição da matéria-prima, especificações da composição do farelo e óleo, práticas de *marketing*, condições

econômicas da região, previsões de ampliações futuras das instalações, características do *layout* industrial, características das utilidades e condições estruturais sempre variam de planta para planta. Assim, o desenvolvimento de uma planta industrial não pode ser considerado estagnado, como se não fosse possível aperfeiçoar as condições de operação ou de projeto originais. Considerações econômicas devem ser feitas para cada planta tais como economia no consumo de vapor d'água, recuperação de óleo e hexano, explorando esse potencial na própria instalação (BECKER, 1964).

O processo de produção de óleo de soja é complexo e envolve desde a recepção e tratamento da matéria-prima até a extração do óleo via solvente (hexano) formando uma solução denominada miscela. A recuperação do óleo presente nessa solução é comumente acompanhada de evaporação seguida por *stripping* do hexano com o uso de vapor d'água direto (SMITH E WECHTER, 1950). Assim a solução é separada nos dois constituintes principais (óleo vegetal e hexano) em processos que demandam um alto consumo energético (JONGENELEN, 1976; PARAÍSO *et al.*, 2003). A possibilidade de economizá-la deve ser sempre um fator relevante na redução de custos industriais (GONZALES *et al.* 2010).

Um processo industrial, em qualquer que seja o campo de atuação, deve ser eficiente o suficiente para gerar um produto que atenda a demanda de seu mercado, com um custo competitivo e sustentável ao longo do tempo. O custo de utilidades em uma planta industrial, hoje é considerado um importante componente do custo global de processo, além de todo o desafio de tornar sustentável o uso da água e energia elétrica (FERNANDES-JUNIOR, 2009). Segundo estudos de ERNEST E YOUNG (2008) *apud* FERNANDES-JUNIOR (2009), o Brasil vai se transformar nos próximos 22 anos em um dos cinco maiores consumidores de energia do mundo. Para suportar esse crescimento será necessário um investimento de US\$ 310 bilhões em geração de energia até 2030.

Na Figura 1.1 pode-se observar que a capacidade de processamento, envase e refino do óleo de soja, no Brasil, tiveram um crescimento, nos últimos 8 anos, respectivamente iguais a 59,9%, 40,4% e 22,0%. Portanto, diante dessa crescente expansão, das indústrias oleaginosas brasileiras, tem-se que as ampliações de produção só poderão ter continuidade com maior conhecimento e otimização dos campos industriais já instalados.

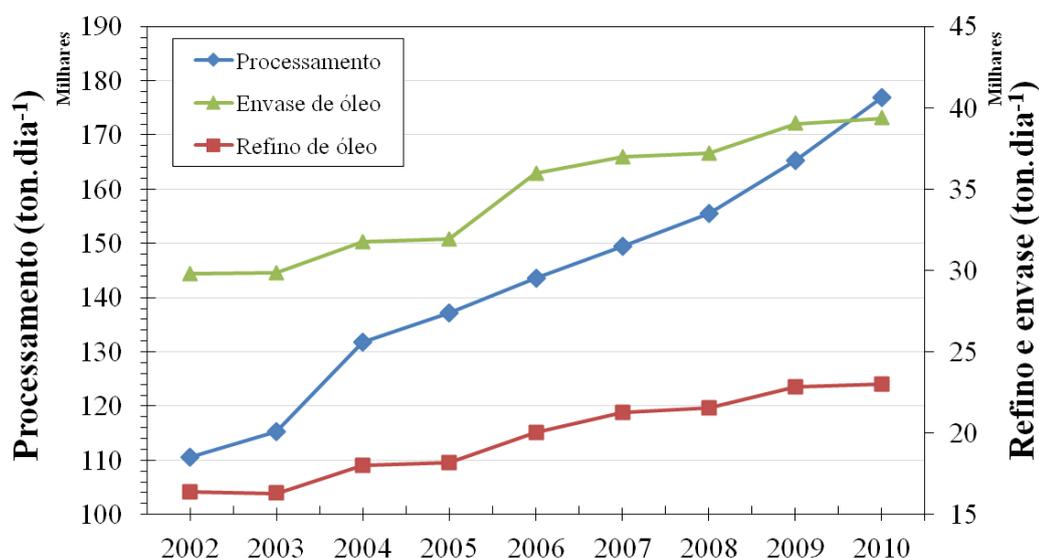


Figura 1.1 Processamento de soja no Brasil

Fonte: ABIOVE, (2010).

Muitos estudos têm sido voltados à economia de energia na planta de recuperação de hexano. A preocupação com a economia de energia iniciou-se na década de 50 e ganhou impulso com as crises energéticas da década de 70 (PARAÍSO, 2001). Recentemente esta preocupação se manifesta devido à necessidade premente de redução dos custos operacionais, almejando obter vantagens competitivas no mercado internacional globalizado.

Nos primeiros anos da extração de óleo de soja por solvente, considerava-se como bom desempenho uma recuperação de 99,27% do solvente admitido no extrator de óleo de soja, valor que pode ser interpretado como 4 L de solvente desperdiçados por tonelada de soja processada. Nos anos 70, com o surgimento de indústrias maiores e as novas tecnologias implantadas, principalmente nos projetos dos dessolventizadores por arraste de vapor d'água, a recuperação do solvente no processo passou a ser de 99,86%, que representa 2L de solvente desperdiçados por tonelada de soja processada. Paraíso, (2001) verificou que a recuperação do solvente utilizado na extração na COAMO foi na ordem de 99,92%. Esse valor representa 0,8L de solvente desperdiçados por tonelada de soja processada. Segundo KEMPER (1998), a indústria processadora de óleos tem que lutar continuamente para melhorar a recuperação do solvente, preservando o ambiente.

Este tema vem ao encontro das ideias propostas por GAVIN (1983). O autor ressalta que um estudo mais aprofundado das condições de operações envolvidas na obtenção do

óleo de soja pode possibilitar a indústria estabelecer melhores condições de operação resultando na economia de energia e melhorias na recuperação do hexano. Portanto, é necessário desenvolver ferramentas adequadas, as indústrias, que demonstrem com precisão as condições reais das operações unitárias envolvidas no processo, para que seja possível, e com facilidade, estabelecer condições de operação dos equipamentos envolvidos, bem como situações que prevejam a recuperação máxima de hexano e o consumo mínimo de energia. Para isso ocorrer com rapidez deve-se fazer uso de simulação computacional.

Ao encontro das ideias de CUSACK (1998), cada vez mais os incentivos financeiros, para pesquisas em plantas pilotos, que também tem necessidade de comprovação dos fenômenos operacionais durante o processo de ampliação de escala, estão ficando mais escassos, e com isso, levando ao maior atenção a estudos que tragam a definição do processo, seguidos pela modelagem, antes da experimentação em pequena ou grande escala.

Nesse contexto, a modelagem, a simulação e a análise de processos, utilizando simuladores processos como o HYSYS, podem contribuir, de forma decisiva, auxiliando na determinação das melhores condições de projeto e de operação, visando a redução de custos, a proteção do meio ambiente e do consumidor, nas plantas já instaladas. A economia no processo deve ser pesquisada por meio do estudo da minimização das utilidades, alterando as condições físicas, temperatura e pressão, ou maximizando quantidade processada. Portanto, no final dessa pesquisa, deverá ser possível responder a duas perguntas da problemática estudada sendo elas: É possível modelar o processo de concentração da miscela, no simulador comercial HYSYS, que é extensivamente utilizado para processos petroquímicos? Qual o impacto que esse trabalho pode causar na análise de processos e investimentos nas indústrias processadoras de óleos vegetais?

A hipótese primária deste trabalho é que o processo de concentração da miscela, depois de modelado no simulador HYSYS, vai proporcionar uma ferramenta de gestão poderosa, para análise, simulação e melhoria de uma etapa de muita importância no processo de obtenção de óleo de soja.

1.2 Objetivos

Definir o processo de destilação da miscela de soja e fazer a modelagem e simulação dessa tecnologia no simulador HYSYS por meio do uso direto dos recursos disponíveis no simulador ou emulando as operações necessárias.

Como objetivos específicos, tem-se:

Desenvolver os modelos, em regime estacionário no HYSYS, dos elementos da operação da destilação da miscela: óleo de soja e da miscela de óleo de soja e hexano, do evaporador e *stripper*. Fazer a validação do modelo desenvolvido através de dados reais do processo. Comparar os resultados do modelo desenvolvido no HYSYS, frente a resultados propostos na literatura, oriundos de balanços de massa e de energia e equações de equilíbrio fases relacionados aos sistemas envolvidos. Utilizar o modelo validado para realizar simulações a fim de analisar os comportamentos operacionais da planta podendo contribuir a redução de custos.

1.3 Metodologia de trabalho

A metodologia apresentada para cumprir os objetivos propostos é composta pelas etapas descritas a seguir.

Estimativa das propriedades do óleo de soja e da miscela de óleo de soja e hexano no HYSYS: nessa etapa o óleo de soja foi modelado no por meio da avaliação das contribuições dos principais grupos formadores das moléculas (método UNIFAC). Após o óleo de soja ser modelo, construiu-se uma corrente composta por óleo de soja virtual e hexano.

Desenvolvimento da operação de concentração da miscela em evaporadores: esse tipo de equipamento foi modelado, no HYSYS, por meio da associação dos blocos de simulação trocadores de calor e vaso separador *flash*.

Construção da operação de concentração da miscela em *stripper* (operação de *stripping* do hexano na miscela): essa operação foi modelada, no HYSYS, utilizando o bloco de simulação coluna de absorção.

Análise global do sistema: procurou-se avaliar as características do sistema como um todo.

Os dados operacionais da operação de destilação da miscela foram cedidos pela COAMO – Agroindustrial Cooperativa localizada em Campo Mourão no estado do Paraná.

1.4 Estrutura do trabalho

Este trabalho foi dividido em capítulos. O primeiro capítulo tem o objetivo de explicitar o problema a ser estudado, apresentar os objetivos e uma breve apresentação da metodologia para atingi-los.

No segundo capítulo foi aduzida a revisão bibliográfica dos conceitos básicos do processamento do óleo de soja, enfatizando a etapa de destilação da miscela.

No terceiro capítulo foi exposta a simulação das propriedades do óleo de soja, uma vez que esse composto não faz parte do banco de dados do simulador HYSYS. A validação dessa substância virtual foi realizada comparando as propriedades termofísicas simuladas a resultados experimentais da literatura.

No quarto capítulo foi colocada a simulação das propriedades da miscela de óleo de soja virtual, formada a partir da solução de hexano e óleo de soja virtual. Utilizou-se a comparação das propriedades físicas dessa miscela virtual, com resultados experimentais da literatura, na ratificação dessa solução.

No quinto capítulo foi apresentada a modelagem, por meio de blocos de simulação, simulação e análise da operação de destilação da miscela em evaporadores. Nesse capítulo é apresentada a validação do modelo de evaporadores, no HYSYS, por meio de comparação das simulações, com dados operacionais da planta e resultados apresentados em literatura, oriundos de balanços de massa e de energia e equações de equilíbrio de fases. Elaborou-se uma avaliação do coeficiente global de transferência de calor dos evaporadores por meio da comparação desse parâmetro simulado e calculado por um balanço de massa e energia fenomenológico.

No sexto capítulo foi exposta a modelagem, por meio do bloco de simulação coluna de absorção, simulação e análise da operação de destilação da miscela, no equipamento *stripper*. As simulações, dessa operação, foram analisadas frente aos dados reais coletados do campo industrial e ainda em relação a resultados expostos em literatura.

No sétimo capítulo foi apresentada a modelagem, simulação e análise, no sistema de destilação da global, analisando a entrada e saída do processo.

Por fim, no oitavo, foram expostas as principais conclusões obtidas.

1.5 Produção bibliográfica

Dentro do período normal, do curso de mestrado em engenharia química foram elaborados, apresentados e publicados diversos trabalhos:

- Artigo completo no III Encontro Paranaense de Engenharia de Alimentos - EPEA, 2011, UNICENTRO - Guarapuava. *Simulação de um evaporador vertical de tubos curtos para concentração de suco de laranja usando Hysys* (apresentação oral).
- Dois Artigos completos no IX Congresso Brasileiro de Engenharia Química - Iniciação Científica, 2011, UEM - Maringá. *Aplicação do Hysys a solução de um problema de evaporação e determinação de propriedades de compostos e Concentração da micela por evaporação: modelagem e simulação no Hysys* (apresentação em poster).
- Artigo completo no Simpósio de Tecnologia e Engenharia de Alimentos SIMTEA, 2011, UTFPR - Campo Mourão. *Análise do comportamento de um evaporador de suco de laranja utilizando um simulador industrial de processos* (apresentação oral) – Esse trabalho recebeu o título de melhor trabalho do evento.
- Dois resumos expandidos no VII Encontro Internacional de Produção Científica. 2011, Maringá: CESUMAR, *Aplicação de um simulador industrial como ferramenta de gestão em uma refinaria de óleo de soja e Avaliação da rotatividade pessoal em indústria de processamento de carnes com intervenção ergonômica no processo* (apresentação oral).
- Artigo completo no VI Congresso Brasileiro de Termodinâmica Aplicada CBTermo, 2011, Salvador, *Modelagem e simulação de um sistema industrial de evaporadores de miscela de óleo de soja no Hysys* (apresentação em poster).
- Artigo na Revista Brasileira de Pesquisa em Alimentos (REBRAPA, 2011), *Análise do comportamento de um evaporador de suco de laranja utilizando um simulador industrial de processos*.

- Resumo expandido no XX Encontro Anual de Iniciação Científica (EAIC, 2011), Ponta Grossa, *Simulação da evaporação do hexano da micela de óleo de soja utilizando compostos hipotéticos no Hysys* (apresentação oral).

Produções bibliográficas aceitas para publicação:

- Três artigos completos no XIX Congresso Brasileiro de Engenharia Química COBEQ, 2012, Buzios, *Modelagem e simulação de um stripper industrial para óleo de soja utilizando o Hysys; Modelagem, simulação e análise do sistema de evaporadores de miscela de uma destilaria de óleo de soja utilizando o software Hysys e Análise do coeficiente global de transferência de calor em um evaporador falling film na concentração de suco de laranja.*

Produções bibliográficas em preparação almejando as seguintes revistas:

- Artigo para revista *Journal of Food Engineering - Modeling of hexane stripping in a soybean oil industry.*
- Artigos para revista *Canadian Journal of Chemical Engineering - Modeling and simulation of an industrial system of soybean oil miscella evaporators in HYSYS e Modeling and analysis of orange juice falling film evaporator using HYSYS.*

Os resumos dos trabalhos encontram-se no Apêndice B.

CAPÍTULO 2
REVISÃO DA LITERATURA E DESCRIÇÃO DO
PROCESSO

2. REVISÃO DA LITERATURA E DESCRIÇÃO DO PROCESSO

2.1 A soja

A soja que hoje cultiva-se é muito diferente dos seus ancestrais, que eram plantas rasteiras que se desenvolviam na costa leste da Ásia, principalmente ao longo do rio Yangtse, na China. Sua evolução começou com o aparecimento de plantas oriundas de cruzamentos naturais entre duas espécies de soja selvagem que foram domesticadas e melhoradas por cientistas da antiga China. As primeiras citações do grão aparecem no período entre 2883 e 2838 aC, quando a soja era considerada um grão sagrado, ao lado do arroz, do trigo, da cevada e do milho. Um dos primeiros registros do grão está no livro "Pen Ts'ao Kong Mu", que descrevia as plantas da China ao Imperador Sheng-Nung. Para alguns autores, as referências à soja são ainda mais antigas, remetendo ao "Livro de Odes", publicado em chinês arcaico (EMPRAPA, 2012,a).

Até aproximadamente 1894, término da guerra entre a China e o Japão, a produção de soja ficou restrita à China. Apesar de ser conhecida e consumida pela civilização oriental por milhares de anos, só foi introduzida na Europa no final do século XV, como curiosidade, nos jardins botânicos da Inglaterra, França e Alemanha (EMPRAPA, 2012,a).

Na segunda década do século XX, o teor de óleo e proteína do grão começa a despertar o interesse das indústrias mundiais. No entanto, as tentativas de introdução comercial do cultivo do grão na Rússia, Inglaterra e Alemanha fracassaram, provavelmente, devido às condições climáticas desfavoráveis (EMPRAPA, 2012,a).

No final da década de 60, dois fatores internos fizeram o Brasil começar a enxergar a soja como um produto comercial, fato que mais tarde influenciaria no cenário mundial de produção do grão. Na época, o trigo era a principal cultura do Sul do Brasil e a soja surgia como uma opção de verão, em sucessão ao trigo. O Brasil também iniciava um esforço para produção de suínos e aves, gerando demanda por farelo de soja. Em 1966, a produção comercial de soja já era uma necessidade estratégica, sendo produzidas cerca de 500 mil toneladas no país (EMPRAPA, 2012,a).

A explosão do preço da soja no mercado mundial, em meados de 1970, despertou ainda mais os agricultores e o próprio governo brasileiro. O País se beneficia de uma vantagem competitiva em relação aos outros países produtores: o escoamento da safra brasileira ocorre na entressafra americana, quando os preços atingem as maiores cotações. Desde então, o país passou a investir em tecnologia para adaptação da cultura às condições

brasileiras, processo liderado pela Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária (EMBRAPA, 2012,a).

Os investimentos em pesquisa levaram à "tropicalização" da soja, permitindo, pela primeira vez na história, que o grão fosse plantado com sucesso, em regiões de baixas latitudes, entre o trópico de capricórnio e a linha do equador. Essa conquista dos cientistas brasileiros revolucionou a história mundial da soja e seu impacto começou a ser notado pelo mercado a partir do final da década de 80 e mais notoriamente na década de 90, quando os preços do grão começaram a cair. Atualmente, os líderes mundiais na produção mundial de soja são os Estados Unidos, Brasil, Argentina, China, Índia e Paraguai (EMBRAPA, 2012,a).

A grande atenção econômica da soja é determinada pelo seu elevado potencial produtiva, suas características agrônômicas favoráveis e por sua composição química. Considerando as variações entre variedades e condições climáticas, em média, os grãos de soja contêm 40% de proteínas, 20% de óleo, 35% de carboidratos e 5% de minerais, constituintes que, íntegros ou fracionados em produtos ou matérias-primas com características específicas, permitem uma variada gama de utilizações (ERICKSON, 1995; PERKINS, 1995; LIU, 2000).

O enfático sucesso, da soja como alimento, é dado pela quantidade e a qualidade proteica do farelo produzido, extensivamente utilizada em ração animal, ou no caso de torta de soja especialmente processada, em farinha para uso em panificação, alimentos preparados e outros produtos para consumo humano (TANDY, 1992).

Segundo a EMBRAPA (2012,a) o Brasil é o segundo maior produtor mundial de soja atrás apenas dos EUA. A Tabela 2.1 apresenta um resumo da produção de soja referente à safra de 2010/2011. O Brasil é responsável por 28,4% da produção mundial de grãos de soja, e a produtividade dessa oleaginosa no país superou em 6,3% a produtividade dos EUA, no período avaliado. As maiores produções de soja no Brasil são encontradas nos estados do Mato Grosso e Paraná, sendo este o segundo maior produtor de soja no país. No ano de 2010 o Brasil exportou U\$ 11 bilhões (29,1 milhões ton) de grãos de soja, U\$ 4,7 bilhões (13,7 milhões ton) de farelo de soja e U\$ 1,4 bilhões (1,6 milhões ton) de óleo de soja. O total das exportações, com o complexo da soja no Brasil no ano de 2010, representou 8,47% do montante de U\$ 201,916 bilhões. Na Figura 2.1 em que se observa o comportamento, em geral, crescente da produção de grãos de soja no Brasil de 1976 a 2012. No valor previsto para produção de grãos deste ano, pode ser observada uma

pequena queda na produção de grãos, relatada pela CONAB (2012,b), como resultado das condições climáticas no início da safra.

Tabela 2.1 Contexto mundial da produção de soja

Local	Produção (milhões toneladas)	Área plantada (milhões hectares)	Produtividade (kg/ha)
mundo	263,7	103,5	
América do sul	135,7	47,5	2.922
EUA	90,6	31,0	2.922
Brasil	75,0	24,2	3.106
Mato Grosso	20,4	6,4	3.190
Paraná	15,4	4,6	3.360

Fonte: EMBRAPA, (2012).

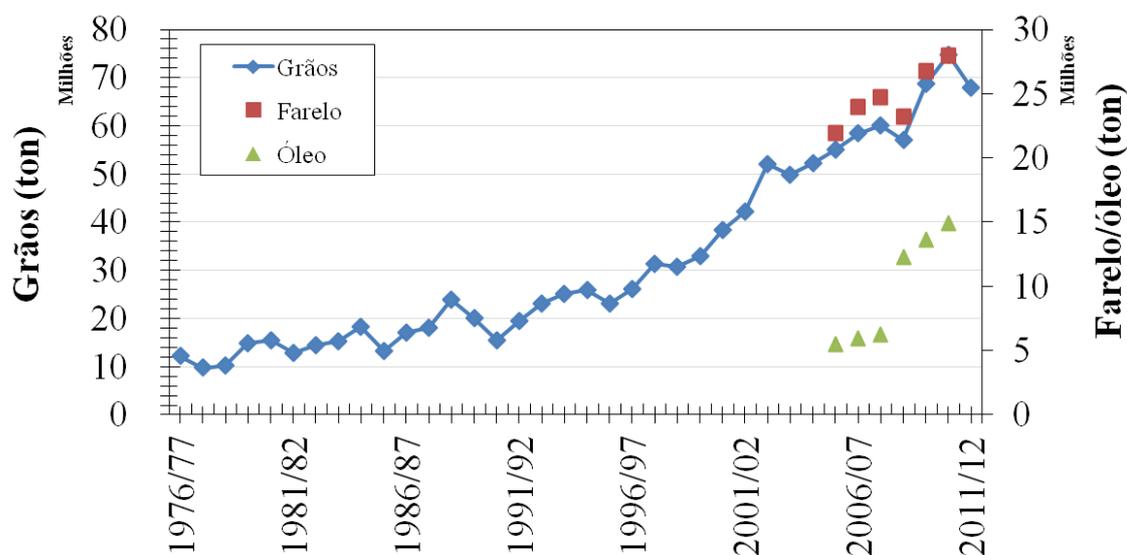


Figura 2.1 Histórico da produção de grãos, farelo e óleo de soja no Brasil

Fonte: CONAB, (2012,a); IBGE, (2012).

2.2 Principais etapas e processos na fabricação de óleo de soja

O processamento da soja para produção de óleo tem uma longa história principalmente no oriente (KENYON *et al.*, 1948). A obtenção do óleo está originalmente relacionada com a extração de lipídios das sementes vegetais. DURKEE (1936) enfatizou, no início do século XX, que os destinos para o óleo de soja eram para óleo de salada,

margarinas, gorduras vegetais, ou ainda, conforme WARE (1936), a indústria de tintas. Nos últimos 30 anos, segundo MARIANI (2007), grande atenção vem sendo dada a tecnologias que possam atender a falta de suprimentos energéticos. Entre elas pode-se citar a produção de biodiesel, que além de ter sido o tema de estudo desse autor, é um destino moderno e de volume considerável para o óleo de soja.

O processamento da soja consiste em operações básicas para converter soja em produtos acabados. Todas as fases do processamento consistem em operações independentes e cada qual com seu grau de importância para o desempenho geral (GERMANO, 2001). A industrialização de sementes oleaginosas divide-se em duas partes importantes: a produção do óleo bruto e de torta ou farelo residual e a refinação dos óleos brutos produzidos. Na produção de óleo bruto e dos resíduos industrializados, três etapas do processo global devem ser enfatizadas: o armazenamento das sementes; a preparação dos grãos; e a extração do óleo bruto (MORETTO e FETT, 1998). A Figura 2.4 apresenta um esquema geral da fabricação de óleo de soja até as etapas de obtenção do óleo bruto e do farelo desengordurado.

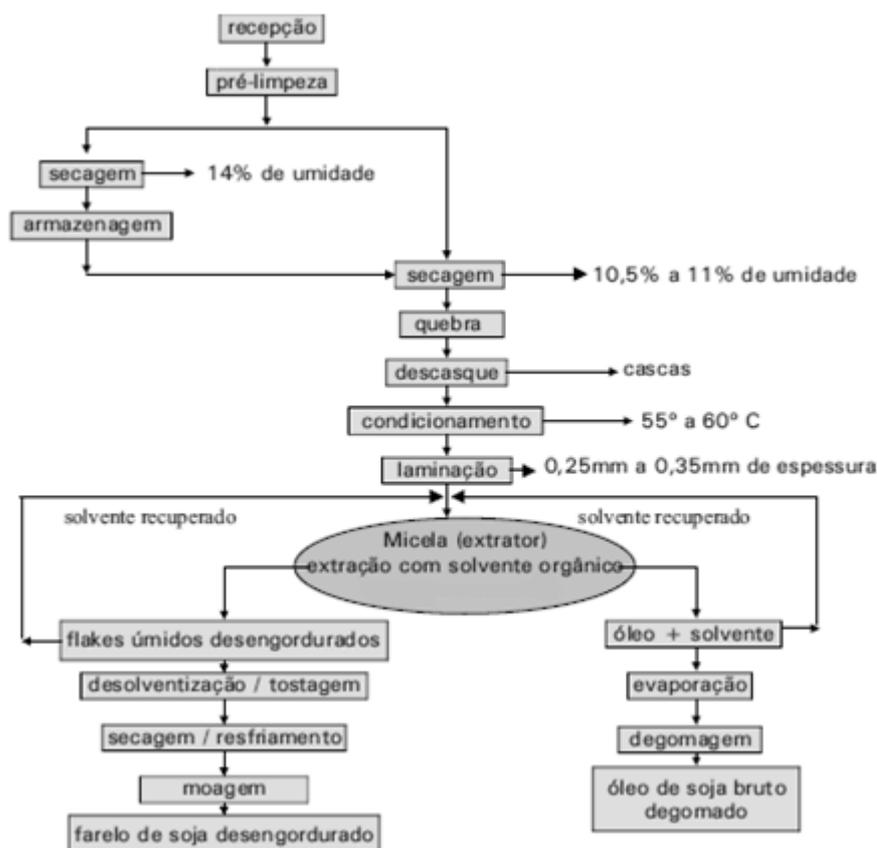


Figura 2.2 Processamento para obtenção do óleo de soja bruto e do farelo desengordurado
Fonte: EMBRAPA, (2001,b).

A água é um componente importante no processo, pois regula a eficiência da laminação e extração. Para PARAÍSO (2001), a umidade ideal de entrada dos flocos no extrator deve variar entre 9% e 12%. Abaixo destes valores, dificulta o movimento do solvente do leite e acima de 12%, dificulta a atuação do hexano na solubilização do óleo. O óleo não se solubiliza na água e o hexano se solubiliza levemente. Como o solvente possui grande afinidade com o óleo, a água que se encontra presente no extrator sai totalmente na torta e a miscela, sai totalmente livre de água.

A água também é importante na produção de vapores que servirão para o processamento e recuperação de solvente hexano e fundamental também para o tratamento do farelo em termos nutricionais e de qualidade.

2.2.1 Recepção, pré-limpeza e armazenamento dos grãos

A fase inicial de processamento dos grãos compreende as etapas de pesagem, limpeza, secagem e armazenamento. A pesagem, na maioria das empresas é feita por mecanismos eletrônicos ou informatizados capazes de registrar e gerar relatórios personalizados do fluxo de entrada e eficiência da produção. Para AMARAL *et al.* (2006), a soja recebida como matéria-prima nas unidades industriais é classificada conforme padrões de umidade, impurezas, percentual de grãos quebrados e outros.

Em função da classificação pode-se proceder a uma operação conhecida como pré-limpeza, que é realizada por máquinas dotadas de peneiras vibratórias e rotativas sob ventilação ou de outros dispositivos que separam os grãos de materiais contaminantes ou sujidades de tamanho maior que o grão (FERNANDES-JUNIOR, 2009). Segundo AMARAL *et al.*, (2006), os fragmentos de metais são eliminados por meio de ímãs instalados próximos às peneiras.

Segundo GERMANO (2001) essa operação tem por objetivo a retirada de cascas de sementes; assim, os grãos em bom estado são conduzidos ao secador (quando a umidade água for superior a 12%) Essa etapa é de grande importância, pois os grãos ardidos contêm óleo escuro com alta acidez e alto teor de oxidantes, e os grãos imaturos darão óleos com alto teor de clorofila. O autor recomenda ainda, sobre o processo de secagem, que se deve insuflar ar quente em contrafluxo da semente, sendo que a temperatura não deve ser superior a 90°C, em seguida o produto é armazenado.

De acordo com CAMARGO (1984), após a colheita, as sementes devem ser conservadas adequadamente para se obter gorduras de boa qualidade e elevado rendimento. A boa conservação das sementes está diretamente subordinada ao teor de umidade. A percentagem de umidade nunca deve exceder a um determinado valor, variável de acordo com o tipo de semente. Esse valor corresponde a uma atividade de água (a_w), a chamada “umidade crítica”, por exemplo, a soja – 15%.

O aumento da umidade no grão acelera a atividade biológica, porque as enzimas e os substratos são mais facilmente mobilizados para o processo. O aumento da temperatura, também acelera a respiração dos grãos. Quanto maior for a taxa respiratória dos grãos, mais rápida será a deterioração da matéria-prima armazenada (MORETTO & FETT, 1998). A umidade excessiva permite o desenvolvimento de fungos e atividade enzimática que hidrolisa até 5% da gordura. Além disso, se entre eles estiverem presentes fungos toxigênicos, estes poderão elaborar micotoxinas diversas (CAMARGO, 1984). As sementes armazenadas em más condições podem sofrer a degradação das proteínas, dos carboidratos, dos fosfolípidios, gerando compostos lipossolúveis que contaminam o óleo, afetando a cor, odor e o sabor.

2.2.2 Preparação dos grãos

Segundo THOMAS (2003) e FERNANDES-JUNIOR, (2009), o preparo ou acondicionamento dos grãos de soja para extração por solvente é um conjunto de operações destinado a dar características adequadas ao material a ser extraído, tais características se expressam por:

- Máxima extração de óleo contido no grão;
- Velocidade de extração máxima;
- Velocidade de drenagem máxima;
- Retenção mínima de solvente residual;
- Contato máximo entre o material a se extrair e o solvente.

A etapa da preparação das sementes envolve todos os procedimentos necessários para a extração adequada do óleo. Esse procedimento constitui: o descascamento e a quebra das sementes; o cozimento; a laminação e a expansão da massa (condicionamento).

2.2.2.1 Descascamento

É o processo de retirada da camada superior do grão de soja realizado com o auxílio de equipamentos tais como, rolos estriados horizontais, girando com velocidade diferente e em sentidos contrário, ou ainda, em aparelhos com discos verticais. Os objetivos da separação das cascas são aumentar a capacidade de extração, pois as cascas possuem muito pouco óleo; reduzir o óleo retido no farelo, que são as perdas de óleo no extrator; controle do teor de fibras do farelo, pois as cascas são ricas em fibra e podem ser adicionadas posteriormente no farelo, tendo um lucro maior (THOMAS, 2003). A casca retirada pode ser incorporada ao farelo posteriormente para ajustar seu valor proteico, ou pode ser queimada na caldeira.

Dentre os métodos de descasque aplicados, CUSTÓDIO, (2003) cita: O método convencional, em que há uma separação das cascas após a quebra e antes do condicionamento e da laminação; o método Escher-Wyss, no qual é feita uma separação de cascas após a realização da quebra dos grãos que receberam um tratamento térmico inicial com ar quente; por último o método *Popping* em que as cascas são removidas após ser realizado um tratamento térmico com divisão das sementes em leite fluidizado antes da quebra e da laminação.

2.2.2.2 A quebra dos grãos

Tem por objetivo reduzir o tamanho do grão para que a matéria-prima possa ser laminada. Para AMARAL *et al.* (2006), a trituração facilita o rompimento do tecido das paredes das células e diminui a distância entre o centro da semente e sua superfície, possibilitando o aumento da superfície de saída do óleo. A desintegração ativa as enzimas celulares principalmente lípase e peroxidase, gerando um efeito negativo sobre a qualidade do óleo e da torta ou farelo de soja. Daí a necessidade de que este processo seja feito rapidamente e seguido de inativação das enzimas pelo cozimento.

Comumente quebra-se o grão em oito a doze partes. THOMAS (2003) observa que o processo é feito com quebradores constituídos de dois pares de cilindros ranhurados que giram em sentidos opostos e em diferentes rotações para facilitar a quebra do grão. Um quebra em quatro partes, enquanto que o outro quebra em oito partes. Esses cilindros possuem ajustes de pressão mecânica para acertar a distância que um rolo ficará do outro, normalmente entre dois e três milímetros, e determinar o tamanho das partículas.

2.2.2.3 Cozimento

O cozimento é a etapa que precede a laminação em que é injetado vapor direto de modo a se aumentar de forma conjunta a umidade e a temperatura dos grãos. O cozimento tem por finalidade dar à matéria-prima certa plasticidade do material, ajustando a umidade para a formação de flocos de resistência mecânica apropriada. Serve também para provocar a liberação de óleo na matéria-prima e possibilitar a coagulação de certos componentes proteicos que são solúveis no óleo (GERMANO, 2001; THOMAS, 2003; FERNANDES-JUNIOR, 2009). CUSTÓDIO (2003) referencia ainda como benefícios o incremento de permeabilidade das células, a aglomeração das gotículas de óleo e redução da viscosidade e o aquecimento para deixar o grão quebrado em temperatura ótima para a extração do óleo.

Segundo FERNANDES-JUNIOR (2009), o cozimento é feito em cozinhadores ou condicionadores verticais de diversos estágios ou horizontais de diversos tipos. Nesse processo são utilizados vapor direto e indireto e as temperaturas devem estar entre 60 °C e 70 °C, com tempo de residência da massa entre 20 min e 30 min, resultando na obtenção de massa com umidade recomendável de cerca de 11%.

2.2.2.4 Laminação

Segundo GERMANO (2001), a etapa de laminação e expansão é a fase em que a soja passa através de rolos cilíndricos, providos de lâminas de 0,3 mm de espessura, provocando, assim, a ruptura das células e a formação de uma grande área superficial para o contato do solvente; lâminas de grande espessura provocam alto teor de óleo residual no farelo.

Para CUSTÓDIO (2003), essa etapa desempenha a função de aumentar a superfície de contato entre o sólido e o solvente. Como resultados, pode-se melhorar simultaneamente a permeabilidade no interior das partículas sólidas, denominadas de flocos depois da laminação, e a percolação do solvente num meio onde é formado por camadas de flocos. Resumindo, obtém-se um maior contato entre as fases com melhor penetração e drenagem de solvente no leito do extrator. O autor aponta ainda que os flocos, quando muito finos, apresentam uma permeabilidade elevada, mas em contrapartida, produzem leitos com baixa percolabilidade. Da mesma forma, quando se tem flocos mais espessos, têm se leitos com alta percolabilidade e menor permeabilidade. Por fim, a laminação entra para gerar

um equilíbrio entre as fases do processo com boa permeabilidade no floco e percolabilidade no leito de extração.

2.2.2.5 Expansão ou condicionamento

LOPES (2008) descreve que as partículas após as etapas condicionamento e laminação são comprimidas a temperaturas bem superiores à do ponto de ebulição da água. FERNANDES-JUNIOR (2009) resalta que a extrusão consiste basicamente na compressão do material laminado com teor adequado de umidade por pressões da ordem de 80 a 100 kgf.cm^{-2} , de modo a provocar uma difusão uniforme de água em toda a massa.

Quando o material atinge a saída do expansor, que está ao nível da pressão atmosférica, o vapor de água expande-se, modificando as propriedades do material estudado. Essa expansão resulta em alguns benefícios como em um acréscimo de densidade em relação ao material laminado, uma melhor percolabilidade por ser menos frágil, melhor drenagem do material sólido ao final da extração e menor arraste de solvente pelos sólidos.

2.2.3 Produção do óleo bruto

2.2.3.1 Extração do óleo do grão de soja

Os métodos comumente empregados na retirada do óleo do grão de soja são: a prensagem, a extração por solvente ou a combinação destes também chamados de misto (KENYON *et al.*, 1948; PARAÍSO 2001).

A torta (ou *lex*) é um produto da extração, mais especificamente do equipamento extrator formada por: farelo, hexano retido (no processo de extração por solvente), água e óleo residual que sai do equipamento extrator. A torta vai a uma seção onde deve ocorrer vaporização do hexano e o tratamento do farelo para se conseguir um produto praticamente livre de solvente e com a qualidade exigida para ser comercializado. Para PARAÍSO (2001), o aspecto mais relevante na operação em relação à composição é o teor de óleo residual que deve ser menor que 1,0% e o teor de hexano que deve estar na faixa de 25 a 30%. A miscela é outro produto do equipamento extrator, no processo de extração por

solvente, formada pela mistura do óleo com o solvente. Essa mistura líquida é separada no processo chamado destilação da miscela.

Na extração por prensagem dos grãos são utilizadas prensas de alta pressão, que são bastante flexíveis para operar com diferentes oleaginosas. Entretanto esse 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 (PARAÍSO, 2011).

O processo denominado de misto ou misto descontínuo, segundo THOMAS (2003), corresponde à combinação do sistema de prensagem com o sistema de solvente e possui como características um rendimento melhor, com menor gasto de energia e menor residual de óleo no farelo. Ainda, pode ser encontrado em algumas empresas de pequeno e médio porte. Para PARAÍSO (2001) o consumo de energia gira em torno de 46,0 kWh de energia por tonelada de soja e gera um residual de óleo na torta de 1,1 a 1,4%.

O meio de processamento mais usual em grandes indústrias esmagadoras de soja é o método de extração por solvente hexano, por ser mais eficiente em termos de rendimento de óleo extraído e consumo de mão de obra e energia (PARAÍSO, 2001; CAI *et al.*, 2011). Em média, PARAÍSO (2001) aponta para um consumo de 20 a 25 kWh de energia por tonelada com 0,8% de residual de óleo na torta. Esse método de extração, desde seu surgimento, mostrou-se o modo de se extrair óleos vegetais. Ainda para o mesmo autor, o sucesso do processo a solvente está em sua capacidade de reduzir a níveis mais eficazes, o resíduo de óleo presente em materiais oleaginosos (CUSTÓDIO, 2003).

A extração por solvente, segundo KENYON *et al.* (1948), requer alto desenvolvimento e direcionamento técnico, embora o ganho, para o processamento da soja, foi muito superior ao rendimento dos processos anteriores. SAVASINI (1981) ressalta que o processo de extração por solvente é o utilizado e o mais eficiente em termos de consumo de energia e residual de óleo na torta. CAI *et al.*, (2011) ressalta que uma vertente de trabalhos utilizando membranas vem confrontar a destilação da miscela. Os autores afirmam que, por não haver mudança de fase no processo com membranas, grande quantidade de energia pode ser economizada em relação aquele processo, e ainda, é alcançada uma maior segurança ocupacional. Porém, devido ao objetivo desse trabalho, o estudo da separação do hexano do óleo de soja será mantido o foco no processo de destilação da miscela.

Na extração deve-se procurar a maximização da concentração de óleo na miscela obtida no extrator para minimizar os custos com vapor na etapa de destilação, bem como a

quantidade de hexano recuperado no processo. Para atingir esse objetivo, deve-se dar atenção principalmente à taxa de solvente admitida no processo e também à preparação dada aos flocos de soja. Já na etapa de destilação na miscela o maior desempenho pode ser obtido, com o máximo de estudo, planejamento e desenvolvimento dos equipamentos envolvidos e das condições operacionais, enfatizando a importância de se conhecer o comportamento do processo frente a variações de temperatura e pressão (KENYON *et al.*, 1948).

2.2.3.2 O hexano como solvente

Entre outros solventes orgânicos, o hexano foi o que melhor se adaptou às exigências de qualidades do produto final e econômicas da indústria de extração de óleo vegetal, sendo responsável por quase a totalidade do óleo extraído no mundo. (CUSTÓDIO, 2003).

O hexano é um hidrocarboneto proveniente da destilação fracionada do petróleo. A fração comumente chamada de hexano tem conteúdo de n hexano variando entre 50 e 90%. Outros constituintes significativos são o 2-metilpentano, o 3-metilpentano, o metil ciclo pentano e o ciclohexano. A mistura dos hidrocarbonetos hexano podem apresentar temperaturas normais de ebulição que variam de 65 °C a 70 °C (JOHNSON, 1997). De acordo com RIBEIRO, (2005), o hexano ainda satisfaz uma série de exigências referentes a um solvente apropriado como dissolver com facilidade o óleo sem agir sobre os outros componentes da matéria oleaginosa, possuir alta capacidade de solvência, ser imiscível em água com a qual não forma azeótropos, apresentar baixo calor latente de vaporização e alta estabilidade. Como desvantagens o autor enfatiza principalmente a alta capacidade inflamável e toxidez.

Segundo PARAÍSO *et al.* (2005) as concentrações de hexano residual podem ser medidas através do “ponto de fulgor”, que 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 na superfície desse líquido.

Outros solventes já foram testados na tentativa de buscar uma alternativa no uso do hexano. Com o tricloroetileno o sucesso não foi alcançado, pois um dos grandes motivos foi o alto investimento necessário em relação ao hexano. Também esse solvente, apresentou grave problema na torta de sólidos gerada, pois quando utilizada na alimentação de animais, essa provoca hemorragia interna devido ao cloro remanescente.

Outra tentativa de solvente foi o etanol, que tem a vantagem de produzir um óleo de coloração clara e de não haver necessidade de refino, como no processo com hexano. Em contrapartida, o etanol tem um custo superior ao hexano, além de maior calor latente de vaporização. O dióxido de carbono supercrítico tem apresentado um ótimo desempenho na extração do óleo de soja. Porém esta substância vem sendo utilizada somente na extração de produtos com alto valor agregado porque o custo do equipamento necessário para a extração supercrítica ainda é muito alto (CUSTÓDIO, 2003).

A recuperação do hexano é efetuada em duas etapas paralelas no processo de extração industrial do óleo de soja: a separação do hexano da torta (farelo), chamada de dessolventização-tostagem e a separação do hexano do óleo de soja, denominada destilação da miscela (RIBEIRO, 2005).

2.2.3.3 A miscela

Em termos gerais miscela é interpretado por THOMAS (2003) como sendo a mistura entre o hexano que entra quase puro no extrator com o óleo já presente nele. PARAÍSO (2001) vai além e define o termo miscela como sendo uma solução líquida formada pela dissolução completa do óleo de soja no solvente. Tal processo provoca alterações moleculares na estrutura dos componentes que formam a solução e mudanças energéticas no sistema envolvido. ZANETTI (1981) relata que a miscela de óleo de soja é uma mistura de óleo de soja e hexano que sai do extrator com cerca de 20 % a 30% em massa de óleo, e segundo esse autor, a destilação dessa mistura consiste em um conjunto de operações que visa à separação do solvente/óleo com o aquecimento da mistura.

Segundo (PARAÍSO, 2001) a dissolução envolve ainda dois processos endotérmicos e um exotérmico. Em um primeiro momento as moléculas do óleo se separam em moléculas isoladas através de um processo endotérmico. As moléculas do óleo quando separadas podem dispersar-se no seio do solvente. Tem-se a necessidade então de realizar a dissociação das moléculas do solvente para realizar a acomodação das moléculas do óleo. Tal procedimento é feito empregando um processo endotérmico que pode ter uma magnitude de energia envolvida dependente do grau de polaridade do solvente e do tamanho das moléculas do óleo. E por último a terceira etapa onde ocorre um processo exotérmico e se refere à interação das moléculas do óleo com as moléculas do solvente.

Nos processos que operam com a miscela ocorrem fenômenos de transporte, tais como escoamentos e transferências de calor, os quais necessitam do conhecimento de

parâmetros termofísicos, como a viscosidade, para proceder aos cálculos tanto no projeto como na análise das operações. Nos evaporadores, por exemplo, em que ocorre a transferência de calor de um fluido de aquecimento para a miscela, a taxa de transferência de calor depende do coeficiente global de transferência de calor. Esse, por sua vez, é influenciado pela viscosidade dos fluidos envolvidos (PARAÍSO, 2001).

2.2.3.4 Extração do óleo do grão de soja por solvente

Em relação à operação de extração com solventes, THOMAS, (2003), classifica e descreve-os em descontínuos e contínuos. De acordo com este autor, os métodos descontínuos predominaram até a década de 70 do século XX. Os métodos contínuos foram iniciados na Europa por volta de 1920, nos EUA em 1936 e no Brasil no ano de 1955. Os sistemas descontínuos utilizam-se do método de infusão e do método de enriquecimento. Já os sistemas contínuos usam o método de submersão e o método de passagem ou percolação.

- Método de infusão – quando um ou mais recipientes fixos são usados como extratores; estes são carregados com a matéria-prima e, a seguir, são fechados, introduzindo o solvente sobre o material, mexendo-se a mistura com um dispositivo de movimentação. Depois a mistura solvente/óleo (miscela) é drenada.
- Método de enriquecimento – esse método utiliza os extratores do tipo panela que são recipientes fixos, com um sistema misturador na parte inferior. Sobre o fundo de cada recipiente, existe uma peneira, com tela de filtro, que suporta a matéria-prima, permitindo a passagem da miscela. Os recipientes são carregados em série com a miscela que entra primeiro em contato com a matéria-prima pobre em óleo na zona de extração. Depois passa para os outros compartimentos, enriquecendo-se.
- Método de submersão – a matéria-prima fica submersa no solvente. O solvente se movimenta contra o sentido do material a extrair e é retirado embaixo da entrada do material.
- Método de passagem ou percolação – Esse método é baseado no princípio do umedecimento permanente da superfície percolando o solvente, havendo uma

permanente troca entre o fluxo livre de óleo e o solvente que é retirado pela matéria-prima. Esse processo necessita que o solvente possa passar livremente através das partículas de matéria-prima, denominado de “Percolação”. Possui a vantagem em relação ao método de submersão de não precisar agitar as partículas do grão, mas necessita de óleo livre e pré-tratamento dos grãos. Como resultado, consegue conter até 30% de óleo se for bem aplicado o princípio de fluxo contracorrente.

A velocidade do extrator é determinada pela quantidade de material a extrair. Na partida de uma instalação, começa-se com até a metade de sua capacidade nominal, regulando a velocidade de acordo com a evolução do processo. O solvente deverá ser isento totalmente de água. A quantidade de solvente é regulada por meio de medidor de fluxo. Um pré-aquecedor de solvente o aquece e mantém sua temperatura constante – sendo a do hexano em 60 °C. O medidor de fluxo mede o solvente em litros, quando, em outros casos, a unidade de medição de solvente também é o quilograma (FERNANDES-JUNIOR, 2009).

O mecanismo de extração por solvente, apresentado por MILLIGAN e TANDY (1984), está exemplificado na Figura 2.3. A etapa 1 refere-se ao contato do solvente com a superfície do floco; A etapa 2 reporta-se ao fenômeno de difusão do solvente da superfície do floco até o óleo a fim de dissolvê-lo. A etapa 3 aborda ao fenômeno de difusão da mistura do solvente e óleo (miscela) através do floco até atingir a sua superfície; A etapa 4 diz á drenagem da miscela para outra posição distante do floco extraído.

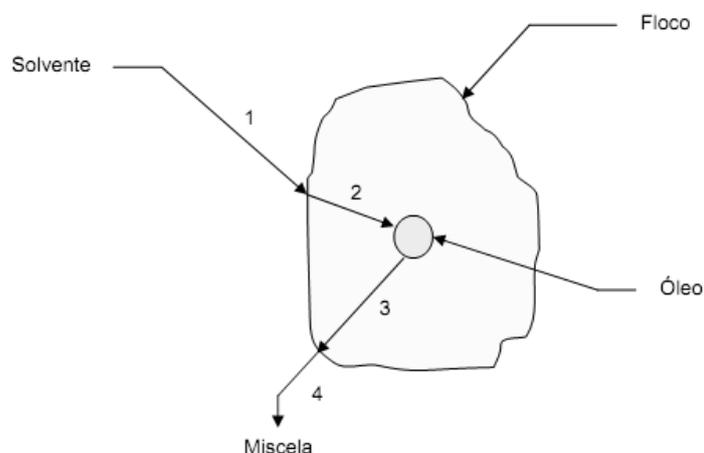


Figura 2.3 Mecanismo da extração por solvente

Fonte: MILLIGAN e TANDY, (1984) (Adaptação)

CUSTÓDIO (2003) aborda que para alcançar o objetivo principal da extração que é reduzir o teor de óleo no flocó ao menor valor possível, gastando o mínimo de solvente, deve-se levar em conta dois fatores (Figura 2.3): o primeiro refere-se à quantidade de óleo não extraído nas etapas 1 e 2; o segundo refere-se ao óleo de superfície (óleo que não completou a etapa 4) devido à ineficiência no processo de drenagem da miscela. Conforme o mesmo autor há a possibilidade de atenuar as perdas de óleo não extraído descritas, preparando o flocó de maneira que haja uma ruptura das células, aumentando assim, a área de contato entre o óleo e o solvente. Na redução da quantidade de óleo de superfície, deve-se preparar o flocó de maneira que forme um leito que não empacote durante o processo de drenagem.

A quantidade necessária de solvente é dependente da quantidade de material a ser extraído e de seu teor de óleo. A maior parte do solvente é levada pelo óleo, como miscela, e a outra é levada pelo farelo. A quantidade de solvente no farelo depende da qualidade do material para a extração e do tempo para gotejamento. Em grande produção, o extrator gira a uma velocidade maior e o tempo de gotejamento é menor do que com menor produção. A parte de solvente no farelo que sai, embebido, varia entre 25 e 35%. O grande esforço é no sentido de não se usar mais solvente do que o necessário na extração do óleo para se alcançar o correto teor residual de óleo no farelo com matéria prima convenientemente preparada. Esse valor é distinto para os diferentes tipos de matéria-prima (FERNANDES-JUNIOR, 2009).

2.2.3.5 Destilação da miscela

A destilação da miscela, isto é, a separação do solvente do óleo, ocorre com o aquecimento da mistura até ou acima do ponto de ebulição, o limite de ebulição do solvente. O processo contínuo ocorre em colunas de destilação. Atualmente, utiliza-se colunas que trabalham com vapor contra corrente e com vapor direto na coluna final (*stripper*), o que, há alguns anos atrás não era utilizado em larga escala. Para evitar a condensação do vapor direto e a formação de emulsões, os solventes para extração, inicialmente, tinham ponto de ebulição muito elevado, exigindo uma temperatura ao redor de 110 °C. Essa temperatura influi obviamente na qualidade do óleo, bem como na lecitina obtida do óleo de soja e, mais tarde, dificulta o processo de refino do óleo. Por isso, passou-se a utilizar a destilação a baixas pressões. Com vácuo de 100 a 300 mmHg , e

emprego de hexano como solvente, são suficientes temperaturas finais de 80-85 °C (FERNANDES-JUNIOR, 2009).

Segundo PARAÍSO (2001), a destilação da miscela foi desenvolvida e aprimorada ao longo dos anos sempre buscando a economia de energia, recuperação máxima de hexano e aumento da capacidade de processamento. O aperfeiçoamento, dessa tecnologia, foi descrito por esse autor, e enfatizado CUSTÓDIO (2003) em três fases mais evidentes.

No projeto original da destilação, apresentado na Figura 2.4, não se observava ainda uma grande preocupação com os níveis de energia consumidos. Preocupava-se com a qualidade do óleo produzido, mas não se levava em conta os custos de produção. Por este esquema de destilação, a soja preparada em flocos e o solvente hexano entram no extrator resultando em miscela e torta ou lex. A torta é encaminhada ao dessolventizador-tostador (DT) para separar o hexano do farelo através da operação de *stripping* com vapor direto. O farelo úmido sai no fundo e os vapores saem no topo para a condensação, decantação e separação da mistura água e hexano e posterior retorno ao processo (PARAÍSO, 2001; CUSTÓDIO, 2003).

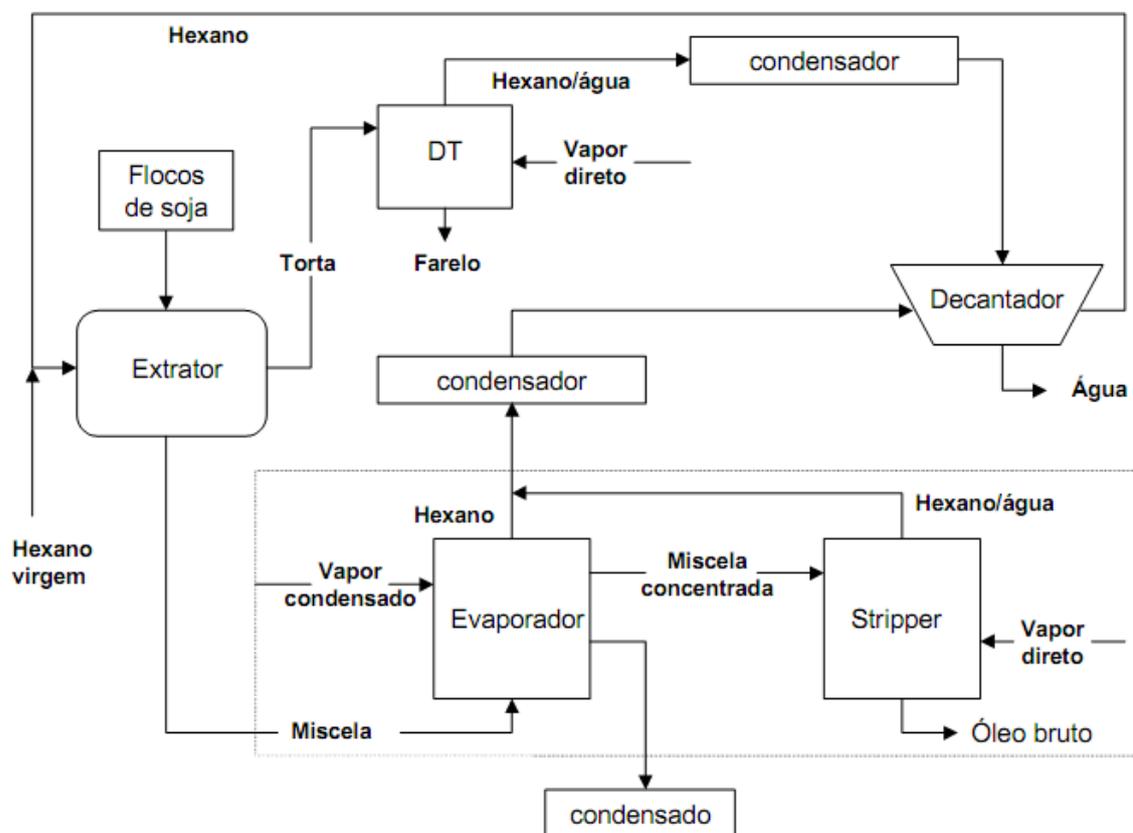


Figura 2.4 Esquema do projeto original de destilação da miscela
Fonte: CUSTÓDIO, (2003).

A miscela por sua vez, passa por um conjunto de operações destacadas por um retângulo na Figura 2.4, denominado de destilação da miscela. A miscela passa por um evaporador, em que sofre um aquecimento de vapor saturado com o objetivo de torna-la mais concentrada e obter o máximo de evaporação de hexano. Depois a miscela concentrada passa por uma coluna onde sofre um *stripping* de vapor direto. Nessa etapa, o óleo bruto sai pela parte inferior e os vapores de hexano e água saem pela parte posterior, indo se juntar ao vapor de hexano que sai do evaporador. Esses gases seguem depois para um decantador onde a água se separa do hexano e esse retorna ao processo (PARAÍSO, 2001; CUSTÓDIO, 2003).

O segundo sistema de destilação, apresentado pela Figura 2.5, trouxe uma pequena melhoria em relação à economia de energia. Nesse projeto implantou se o aproveitamento dos vapores quentes provenientes do DT no uso como fonte de calor no evaporador e para promover uma concentração de 90% ou mais da miscela. Outra modificação apresentada foi a introdução de um condensador específico para o evaporador e para o *stripper* (PARAÍSO, 2001; CUSTÓDIO, 2003).

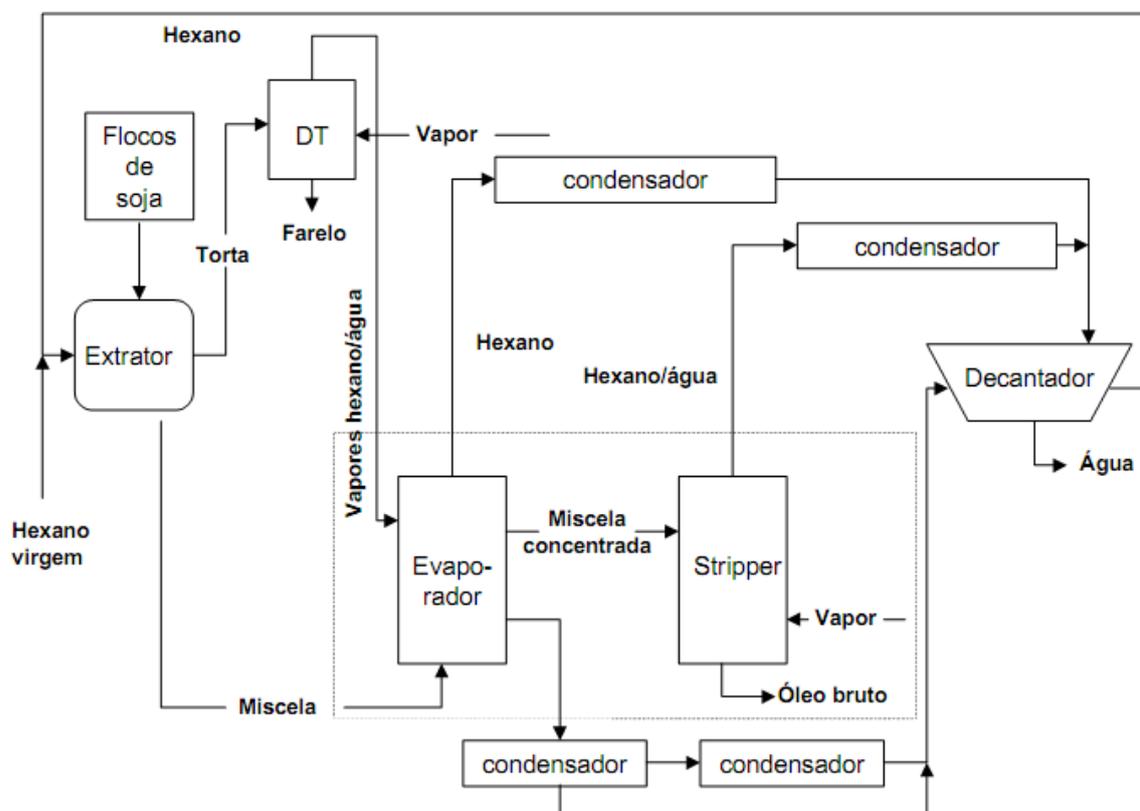


Figura 2.5 Esquema do segundo sistema de destilação da miscela
 Fonte: CUSTÓDIO, (2003).

O terceiro sistema, apresentado na Figura 2.6, difere do segundo pela implantação de mais um evaporador na linha, permitindo maior produção, economia de energia e um melhor aproveitamento dos gases quentes do DT. Esse sistema é o utilizado na maioria das indústrias, com pequenas adaptações de alguns equipamentos a mais. Nesse modelo as diversas etapas da dessolventização estão reunidas em um único aparelho (DT). Dividiu-se o processo em três etapas, e para cada uma delas criou-se um aparelho especial: o pré-evaporador ou evaporador principal, o evaporador posterior e a coluna *stripping* (PARAÍSO, 2001; CUSTÓDIO, 2003).

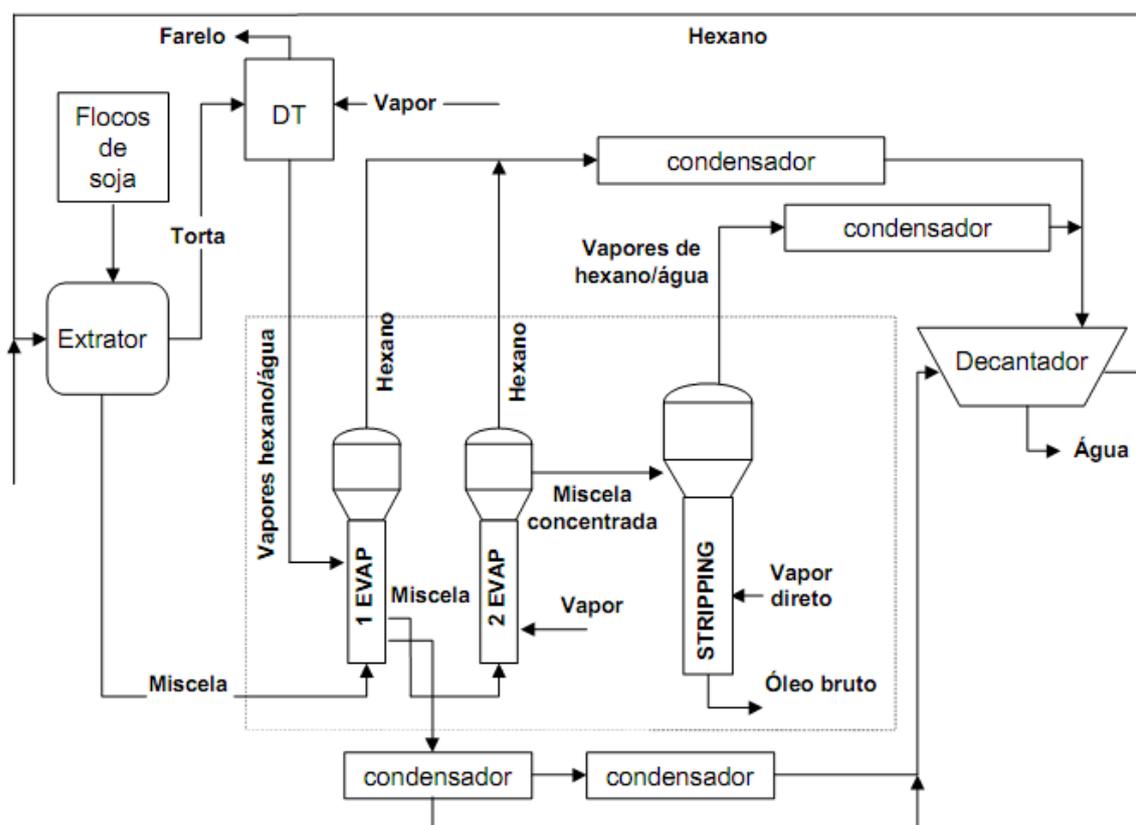


Figura 2.6 Esquema do terceiro sistema de destilação da miscela
 Fonte: CUSTÓDIO, (2003).

Segundo FERNANDES-JUNIOR (2009), este método (Figura 2.6) permite maior produção e uma economia de calor, com o aproveitamento dos vapores saturados da dessolventização, uma mistura de solvente e vapor de água, para aquecimento do primeiro evaporador. Este, e o evaporador posterior, são construídos dentro do princípio de "evaporador de película crescente". A parte estreita inferior forma uma câmara de vapor, pela qual a miscela, que entra por baixo, sobe através de um feixe vertical de tubos, e com isso se aquece de tal maneira que uma grande parte do solvente se evapora. As gotículas de

vapor e solvente se desviam para dentro da parte superior larga, saindo da miscela remanescente, que foi do piso da parte superior para o evaporador seguinte.

Após o primeiro evaporador, a miscela tem uma concentração de aproximadamente 67% de óleo. Após o segundo evaporador, a miscela entra no *stripper* com 94-97%. O aparente baixo teor de solvente de 3-6% exige grande esforço para sua evaporação. Para evitar esse problema, desenvolveu-se a coluna *stripping*, que é uma coluna alta e estreita, equipada com instalações internas, sobre as quais a miscela corre, enquanto é soprado contra seu fluxo o vapor direto, que arrasta consigo o solvente (FERNANDES-JUNIOR, 2009).

O óleo degomado ou refinado é bombeado aos depósitos, para posterior refino ou para tratamento na instalação da lecitina. Se após o *stripper* o óleo ainda contiver solvente – o que pode ocorrer no início do processo – ele é bombeado de volta ao para o início do processo de destilação da miscela por meio de uma tubulação apropriada. (CUSTÓDIO, 2003; FERNANDES-JUNIOR, 2009).

2.2.3.6 Dessolventização, tostagem e a recuperação do hexano na fase sólida

PARAÍSO (2001) aponta que o farelo de soja representa cerca de 70% da semente de soja e é composto por 51% de proteínas, 43% de carboidratos e 6% de cinzas, em massa. Segundo THOMAS (2003), a quantidade de farelo é cerca de 3,5 vezes a quantidade de óleo. O farelo de soja é obtido na operação dessolventização-tostagem, em que a torta entra em contato com vapor direto d'água propiciando um *stripping* do hexano (KEMPER, 1998).

Os carboidratos, presentes no farelo, possuem em sua constituição monossacarídeos, oligossacarídeos e polissacarídeos. O monossacarídeo está presente apenas como traço de glicose; os oligossacarídeos formam 44% da composição e são constituídos pela sacarose, pela rafinose e estaquiose. Os polissacarídeos, aproximadamente 56% do total dos carboidratos, são formados por arabinose, arabinogalactose e por ácidos polissacarídeos.

As proteínas tornam o farelo atraente do ponto de vista nutricional e comercial. Entretanto, PARAÍSO (2001), destaca que as proteínas da soja contêm compostos conhecidos como inibidores de tripsina, que inibem a digestão das proteínas. Mas esses efeitos podem ser controlados através da aplicação de tratamento térmico com calor durante o processamento.

O DT é um equipamento de secagem de farelo que combina a evaporação e recuperação do solvente com uma cocção úmida. Para OETTERER *et al.* (2006), o farelo úmido ao deixar o extrator pode conter ainda em sua composição, 35% de hexano, 7% a 8% de água e 0,5% a 1% de óleo. Quando entra no DT o farelo pode carregar de 25% a 35% de solvente, variando conforme as técnicas aplicadas no preparo, tipo de extrator e condições do grão de soja que entra pra moagem. Segundo CUSTÓDIO (2003) a torta ou lex, proveniente do extrator, é encaminhada para o DT em que são gerados duas correntes diferentes: uma é o farelo úmido e a outra, os vapores de hexano e água que servirão posteriormente como fluido de aquecimento na destilação da miscela no primeiro evaporador (Figura 2.6).

A etapa de dessolventização visa separar a maior parte do hexano que ficou retido no lex durante a operação de extração. A torta entra na parte superior do DT e vai fluindo de cima para baixo através de compartimentos chamados de estágios ou pratos. Nos três pratos superiores constituem a seção de alimentação e remoção de solvente, enquanto que os quatro pratos inferiores são destinados para a tostagem do farelo.

OETTERER *et al.* (2006) citam que a operação de dessolventização requer muita atenção em virtude de consumir cerca da metade da quantidade total de vapor d'água demandada na unidade de extração. Outro aspecto importantíssimo ressaltado é que a maior parte da perda de solvente ocorre nesta etapa, em torno de 35% a 65% do total do processo de extração.

2.2.3.7 Separação solvente-água

Segundo FERNADES-JUNIOR, (2009) a recuperação do solvente da miscela, do farelo e do ar eliminado, depende muito do auxílio do vapor direto. Os vapores saturados são liquefeitos em condensadores. O condensado é resfriado em e flui para dentro do separador de solvente-água.

O hexano obtido contém quantidade significativa de água proveniente do vapor utilizado no processo. Sua menor densidade em relação à água permite que este seja separado através de simples decantação (KEMPER, 1998).

A forma externa dos separadores é diferente entre os diversos fabricantes, porém todos trabalham dentro do mesmo princípio de separação dos dois líquidos, com base na diferença de peso específico: o solvente (menos denso) flutua sobre a água (mais densa).

Através de saídas adequadas, os dois líquidos são levados depois de separados. A diferença de nível das duas saídas determina a altura da camada de solvente no separador.

A linha de separação entre solvente e água, quase sempre é visível em um visor. Esse, ainda propicia a verificação de eventuais impurezas no separador, como o arraste de fragmentos de farelo que gradativamente formam uma camada cada vez mais densa de limo entre o solvente e a água, que, com isso, pode influir na função do separador (FERNANDES-JUNIOR, 2009).

Mesmo a água e o solvente não serem miscíveis, uma pequena parte desse é absorvido pela água, calculando-se em 0,2% a uma temperatura da água de 20 °C; isso representa $2 \text{ kg}_{\text{solvente}}/\text{m}^3_{\text{água eliminada}}$. Em grandes instalações, essa quantidade é também recuperada, bombeando-se a água, que sai do separador, para um evaporador especial, um *stripper* de água. Essa água, após passar por um trocador de calor, é aquecida a 100 °C, por meio de calor indireto através de uma serpentina de vapor. O vapor direto injetado arrasta os vestígios de solvente. Esses gases vão ao condensador e o condensado retorna novamente ao tanque-separador (FERNANDES-JUNIOR, 2009).

2.2.4 Modelagem, simulação e análise do processo de destilação da miscela no HYSYS

A metodologia fenomenológica de simulação do processo de concentração da miscela partindo do desenvolvimento dos balanços de massa e de energia nos equipamentos evaporador e *stripping* foi descrita detalhadamente por PARAÍSO (2001) e tornou-se referência para o desenvolvimento de muitos outros trabalhos tais como CUSTÓDIO (2003), LOPES (2008), FERNANDES-JUNIOR (2009).

Neste trabalho o foco foi o desenvolvimento da modelagem e simulação de processos utilizando uma ferramenta industrial de simulação; o HYSYS. Esse simulador destaca pela qualidade do seu banco de dados e relativa facilidade na utilização, podendo contribuir de forma decisiva, auxiliando na determinação das condições de processamento e de projeto com rapidez.

No entanto, SEIDER *et al.* (1999) afirmam que assim como os outros principais simuladores comerciais, também o HYSYS possui os seus blocos de simulação e banco de dados de substâncias voltados a indústria petroquímica, evidenciando a necessidade de comprovar e, ou, adequar a aplicabilidade destes simuladores a outros seguimentos industriais, como o setor de óleos vegetais.

Para HAMID (2007) o HYSYS é uma poderosa ferramenta de simulação em engenharia, criada voltada a interface do projeto, capacidades da engenharia, operações com interatividade. A possibilidade de integração de estado estacionário e dinâmico em um mesmo modelo representam um avanço significativo em *softwares* industriais de engenharia. Talvez a mais importante função do HYSYS seja a maximização da velocidade de retorno das informações no modelo implementado, facilitando o entendimento do processo. E ainda, a vasta possibilidade e flexibilidade em pacotes termodinâmicos exigem do programador um grande pré-conhecimento do tema.

HAMID (2007) apresenta em seu trabalho a descrição detalhada da configuração de vários blocos de simulação no HYSYS, desde a seleção das substâncias envolvidas na simulação, pacotes termodinâmicos até a modelagem e simulação de alguns casos industriais.

O reflexo dessas adaptações vem resultando na grande vertente de trabalhos científicos que fizeram uso desse simulador na modelagem, simulação de processos industriais diversos tais como: FUGÈRE *et al.* (2007) na avaliação de um processo para transformar dejetos de suínos em um produto com valor agregado; HOCH E ESPINOSA (2008) no processamento de bioetanol; KUMORO *et al.* (2009) na avaliação de extração da piperina e solubilidade em fluido supercrítico a partir do fruto da pimenta preta; JORGE *et al.* (2010) na concentração de caldo de cana-de-açúcar em evaporadores falling-film e tipo Robert; CHANG E LIU, (2010) no processo de produção de biodiesel; QUESADA-MEDINA *et al.* (2010) no estudo da extração de lignina da casca de amêndoa.

CHANG e LIU, (2010), apresentam uma revisão de vários trabalhos utilizando simuladores comerciais na modelagem e simulação do processo de produção de biodiesel em que uma das matérias-primas básicas é o óleo de soja. Os trabalhos citados por esses autores com a utilização do HYSYS relatam o uso do modelo termodinâmico NRTL na predição dos parâmetros desconhecidos de equilíbrio de fases.

2.2.5 Refino do óleo de soja bruto

A produção do óleo de soja consiste no esmagamento do grão após a colheita, extração do óleo e refino para adequação ao consumo. O óleo bruto extraído possui compostos indesejáveis como ácidos graxos livres (AGL), fosfatídeos, hidrocarbonetos, aldeídos e cetonas. Esses compostos prejudicam a estabilidade oxidativa e a qualidade final

do óleo. Por isso, para transformá-lo em um produto estável, nutritivo e com sabor agradável é necessário o refino (RIBEIRO, 2005; BENITES, 2008).

De acordo com O'BRIEN, (1998), durante o processo de refino, o teor de AGL deve ser reduzido a um nível aceitável recomendado pela legislação em vigor. Ácidos graxos livres ocorrem naturalmente em óleos brutos e seu teor pode se elevar no armazenamento ou manipulação. Alguns óleos brutos apresentam teores de ácidos graxos livres mais elevados, devido à hidrólise enzimática ou más-condições durante transporte e/ou armazenamento dos grãos. O conteúdo de AGL é um bom indicador da qualidade do óleo bruto, bem como do óleo refinado.

O processo de refino pode ser físico ou químico. Na Figura 2.9 está apresentado um fluxograma para as principais etapas, de acordo com ERICKSON, (1995), nos processos de refino físico e químico de óleos vegetais.

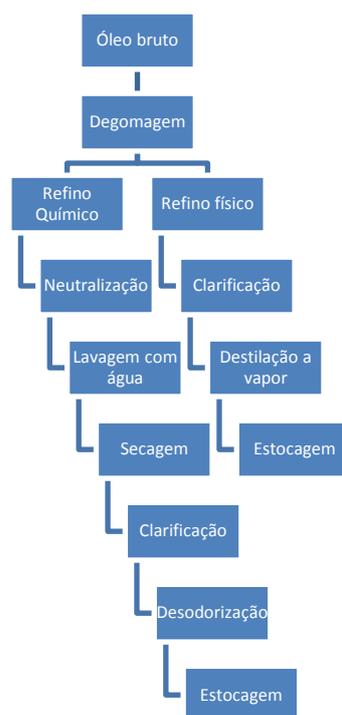


Figura 2.7 Fluxograma do refino químico e físico de óleos vegetais

Nem todas as impurezas dos óleos brutos são indesejáveis. Os tocoferóis têm papel importante na proteção do óleo em relação à oxidação sendo favoráveis, portanto, nos óleos vegetais. O objetivo do refino, por sua vez, é o de remover as impurezas prejudiciais (indesejáveis) com o menor dano possível aos constituintes benéficos e com perda mínima de óleo neutro durante o processo (O'BRIEN, 1998).

Segundo SÁ (2007), no refino químico, completa-se a desacidificação pela adição de álcali ao óleo, formando-se sabões, os quais são insolúveis no óleo na temperatura de operação (cerca de 90 °C). Os sabões são posteriormente removidos do óleo neutro por separação mecânica. Observado que o álcali mais comumente utilizado para desacidificação é a soda caustica, o processo é largamente conhecido como desacidificação caustica. Há uma perda significativa de óleo devido à hidrólise de óleo neutro pela soda. Além disso, a perda de óleo neutro ocorre na forma ocluída, dentro dos sabões. Os sabões podem reter cerca de 50% de seu peso de óleo neutro, reduzindo assim o rendimento/produção global de produto refinado.

O refino físico não apresenta desvantagens de considerável perda de óleo neutro na “borra” e o grande consumo de água na lavagem, porque esse método usa vapor direto d’água para retirada dos ácidos graxos livres, pela diferença entre o ponto de ebulição desses compostos em relação aos TAGs. No entanto, se o óleo tiver alto teor de fosfatídeos, esses podem sofrer degradação térmica prejudicando a aparência e o odor final do produto (SÁ, 2007).

2.2.5.1 Degomagem

A degomagem é o processo de remoção de fosfatídeos do óleo bruto e precede tanto o refino químico quanto físico. Os fosfatídeos são também conhecidos como gomas ou lecitina. Apesar de ser considerada a primeira etapa do processo de refino do óleo de soja, está muito ligado com a etapa de extração, assistido que muitas indústrias não refinam o óleo, sendo necessário fazer a remoção das gomas que podem rancificar o óleo durante o período de armazenamento ou transporte até a unidade onde o óleo será refinado. Existem dois tipos de fosfolipídios segundo sua natureza, os hidratáveis (HP) que representam 90% dos fosfolipídios, e os não hidratáveis (NPH) que causam problemas de coloração marrom irreversível, devido aos sais de Ca, Mg e Fe presentes (FERNANDES-JUNIOR, 2009).

Os fosfolipídios hidratáveis são removidos pela adição de água (degomagem clássica) sob temperaturas entre 60 - 75°C, enquanto que os não hidratáveis são removidos através da adição de ácido fosfórico ou cítrico, na denominada degomagem ácida (ERICKSON, 1995). Tanto na degomagem ácida quanto na degomagem pelo método de hidratação, FERNANDES-JUNIOR, (2009) destaca que a adição do agente degomante se faz na proporção de 1% a 3% em massa de óleo.

É a partir da etapa de degomagem do óleo de soja que se obtém a lecitina, que é um composto formado por fosfolipídios encontrados em órgãos humanos como o cérebro, os rins e o fígado. A principal diferença entre as lecitinas de soja e da gema de ovo é que a lecitina de soja possui quantidades de ácidos graxos insaturados maiores e não possui colesterol. A lecitina de ovo apresenta custo elevado para ser utilizada como ingrediente comercial em alimentos. Dentre os vários setores que utilizam a lecitina de soja, como insumo, tem-se a seguinte percentagem de distribuição: margarina, 25-30%; chocolate e sorvete 25-30%; indústria de tintas, 2-10%; produtos técnicos, 10-20%; cosméticos, 3-5%; e farmacêuticos, 3% (SOARES, 2004).

2.2.5.2 Neutralização

A segunda etapa tem como objetivo basicamente neutralizar os ácidos graxos livres, que causam odor ruim e desprendimento de gases quando aquecidos. A acidez é um fator que varia com a qualidade da matéria-prima, com o tempo de estocagem, com a presença de gomas, entre outros. A neutralização elimina também fosfolipídios e seus complexos metálicos (Fe, Ca e Mg) (FERNANDES-JUNIOR, 2009).

Segundo ERICKSON, (1995) o óleo degomado, na unidade de refino, é tratado com uma solução alcalina de hidróxido de sódio para reagir e precipitar os ácidos graxos livres como sabões e, ao mesmo tempo, remover traços remanescentes de fosfolipídios. As unidades de refino otimizam a eliminação de fosfolipídios não hidratáveis e traços de metais com adição de ácido fosfórico previamente ao tratamento com soda para evitar a formação de emulsões. O uso de soluções cáusticas para remoção de não glicerídeos indesejáveis e ácidos graxos livres é efetivo, mas pode ocasionar a saponificação de lipídios neutros e arraste dos mesmos pelos sabões formados. A concentração de soda cáustica utilizada no processo varia de 10 °Be a 24 °Be (grau Baumé). A escolha dessa concentração depende de alguns fatores como, do tipo de óleo, da quantidade de ácidos graxos livres, da cor e de outros elementos.

2.2.5.3 Clarificação

A clarificação é a etapa do refino tem como objetivo reduzir a quantidade de impurezas e substâncias que conferem cor ao óleo. Algumas dessas substâncias atuam como agentes catalíticos que podem ser prejudiciais à sua estabilidade. As principais impurezas retiradas do óleo são os pigmentos: clorofila e seus derivados, o caroteno, os fosfolipídios, os sabões, os peróxidos e os metais (FERNANDES-JUNIOR, 2009).

A clarificação do óleo de soja é feita por meio de adsorção dos pigmentos ou impurezas pelos agentes clarificantes. As substâncias que estão dissolvidas ou suspensas no óleo em concentrações geralmente baixas são adsorvidas nas superfícies das partículas de um material adsorvente. Os principais agentes clarificantes usados para o branqueamento do óleo de soja são a terra neutra, a terra ativada, o carvão ativado, a argila e a sílica sintética (LOPES, 2008; FERNANDES-JUNIOR, 2009).

As terras ativadas são as mais utilizadas pela indústria. O carvão ativado é eficiente na remoção de sabões e pigmentos, especificamente a clorofila, porém ele é bem mais oneroso e retém mais óleo que as terras clarificantes. As sílicas sintéticas têm se mostrado eficientes na remoção de sabões, fosfatídeos, traços de metal, mas, elas são relativamente ineficientes na remoção de clorofila do óleo de soja e, por isso, geralmente é utilizada em conjunto com algum tipo de terra ativada. (LOPES, 2008; FERNANDES-JUNIOR, 2009). As argilas, ou terras neutras no estado natural, tem um poder clarificante bem inferior ao das terras ativadas, no entanto, seu custo é mais baixo e elas retêm menos óleo (LOPES, 2008).

Antes da mistura do óleo com o adsorvente é necessário realizar um processo de secagem, uma vez que aquele vem com umidade mesmo sendo submetido à centrifugação. Além disso, o óleo não pode seguir para etapa de desodorização com resíduo de água, e ainda, a atuação do material adsorvente é mais efetiva, quanto mais anidro for o meio. Geralmente neutralizado é seco a temperatura de 80 °C a 90 °C sob vácuo parcial (LOPES, 2008).

A literatura recomenda o uso de 0,2% a 5,0% em massa de material adsorvente em relação à massa de óleo. A concentração do material adsorvente depende diretamente do tipo deste componente e das impurezas contidas no óleo (RIBEIRO, 2005; LOPES, 2008; FERNANDES-JUNIOR, 2009).

A mistura, óleo e agente adsorvente, é separada por filtração a vácuo. O sólido, obtido no final do processo, contém de 30-50% em óleo. Essa concentração de óleo residual pode ser reduzida para 30-35% com a aplicação de ar comprimido no sólido (LOPES, 2008).

2.2.5.4 Desodorização

A etapa final do processamento de óleos vegetais é a desodorização que tem como função a remoção dos sabores e odores indesejáveis, em que as seguintes substâncias são removidas: compostos desenvolvidos durante a armazenagem e processamento das sementes e óleos, tais como, aldeídos, cetonas, ácidos graxos oxidados, produtos de decomposição de proteínas, carotenoides, esteroides, fosfatídeos e outros; substâncias naturais presentes nos óleos, tais como, hidrocarbonetos insaturados e ácidos graxos de cadeia curta e média; ácidos graxos livres e peróxidos (MOURA, 2002).

O processo de desodorização pode ser efetuado em equipamentos contínuos, semicontínuos ou em batelada. Em um desodorizador contínuo, devido ao alto vácuo de 2 a 6 mmHg e temperatura de 240 a 260°C, o tempo de desodorização ocorre em torno de 1,5 a 2,5 h. Esses equipamentos trabalham de forma que o óleo tenha fluxo contínuo através dos estágios de desodorização, com tempos de retenção controlados. São torres cilíndricas altas, com certo número de bandejas de pouca profundidade, ou pisos divisórios. Em todos os estágios, há injeção de vapor direto para provocar turbulência no óleo e permitir a destilação de voláteis por arraste de vapor. Acoplado ao desodorizador está o sistema de recuperação de destilado no qual toda a corrente de vapor, proveniente do equipamento, é condensada, permitindo a recuperação da fração volátil presente no óleo (LOPES, 2008).

2.3 Conclusões

A revisão apresentada e a descrição do processo revelaram que existe uma falta de trabalhos utilizando simuladores industriais, como o HYSYS, na modelagem e simulação de uma etapa importante da extração de óleo de soja; a destilação da miscela, portanto.

O consumo de energia nessa etapa é considerável o que justifica estudos mais aprofundados para minimizar esse consumo.

A vertente de trabalhos em diversas áreas encontrada na literatura com sucesso na utilização do HYSYS serviu de motivação para o intenso esforço demandado no estudo da completa etapa de concentração da miscela de óleo de soja e hexano nos evaporadores e *stripper*.

CAPÍTULO 3
ESTIMATIVA DAS PROPRIEDADES DO ÓLEO DE SOJA

3. ESTIMATIVA DAS PROPRIEDADES DO ÓLEO DE SOJA

3.1 Introdução

As propriedades físicas dos ácidos graxos variam principalmente de acordo com o tamanho da cadeia e insaturações da molécula e sofrem influência da temperatura. Numerosas tentativas vêm sendo feitas para desenvolver equações que sejam capazes de prever essas propriedades. Logo as propriedades do óleo de soja devem refletir principalmente a sua composição em ácidos graxos (HAMMOND *et al.*, 2004). Embora seja essencial na obtenção de dados preliminares para o projeto, o alcance das propriedades físicas de matérias-primas de origem vegetal por meio laboratorial, demanda de grande quantidade de tempo e sempre os resultados estão intimamente ligados com a composição da matéria-prima utilizada, que, por sua vez, reflete a característica de uma determinada região da cultura.

NOUREDDINI *et al.*, (1992,a) e NOUREDDINI *et al.*, (1992,b) apresentam uma metodologia, partindo de dados experimentais, em que foi possível calcular a densidade e viscosidade de óleos vegetais a partir da composição dos ácidos graxos constituintes. Seguindo o mesmo princípio MORAD *et al.*, (2000) estimaram a capacidade calorífica de vários óleos vegetais e triacilglicerídeos. HAMMOND *et al.*, 2004, apresentam uma vasta revisão da literatura de propriedades físicas em função da temperatura para o óleo de soja puro.

Informações sobre propriedades físicas de substâncias oleaginosas, como óleo de soja, obtidas de simuladores industriais, em função da temperatura e validadas a partir de dados experimentais aparentemente não são encontradas na literatura.

Diante disso, este capítulo tem o objetivo apresentar a estimativa das propriedades do óleo de soja no simulador industrial HYSYS a fim de obter parâmetros físicos expressos em função da temperatura. Os resultados obtidos foram avaliados através da comparação com resultados da literatura.

3.2 O óleo de soja

Os lipídios formam juntamente com os carboidratos e as proteínas, o grupo de compostos mais importantes nos alimentos e mais frequentemente encontrado na natureza, tanto em vegetais como em animais. As principais fontes de energia utilizadas pelo homem se encontram entre os lipídios. Óleos e gorduras são ésteres de ácidos graxos de alto peso

molecular e glicerol, denominados glicerídeos, geralmente insolúveis em água, mas solúveis em solventes orgânicos (BOBBIO E BOBBIO, 1989).

Embora o óleo de soja seja um subproduto em relação ao farelo, na cadeia produtiva da soja também é de extrema importância econômica e se destaca no consumo global de óleos vegetais, face ao seu preço e por se tratar de um óleo inodoro, de coloração clara e com alto teor de ácidos graxos essenciais. Está presente em quase 90% dos lares brasileiros (SOARES, 2004).

O óleo extraído por solvente é designado como óleo bruto e contém muitos compostos químicos que devem ser removidos pelo processamento antes que esteja pronto para consumo. A Tabela 3.1 mostra a composição do óleo de soja bruto e refinado (PERKINS, 1995).

Tabela 3.1 Composição típica do óleo de soja bruto e refinado

Componentes	Óleo bruto	Óleo refinado
Triacilgliceróis (%)	95 - 97	> 99
Fosfolipídios (%)	1,5 - 2,5	0,003 - 0,045
Matéria Insaponificável (%)	1,6	0,3
Fitosteróis (%)	0,33	0,11-0,18
Tocoferóis (%)	0,15 - 0,21	0,01
Hidrocarbonetos (Esqualeno) (%)	0,014	0,01
Ácidos Graxos Livres (%)	0,3 - 0,7	< 0,05
	Traços de metais	
Ferro, mg.kg ⁻¹	1-3	0,1 – 0,3

Fonte: PERKINS, (1995).

O óleo de soja é uma substância de classificação lipídica. Por sua vez, os lipídios são substâncias caracterizadas pela baixa solubilidade em água e outros solventes polares e pela alta solubilidade em solventes apolares. Os lipídios podem ser divididos em algumas classes de compostos mais simples como ácidos graxos, triacilgliceróis (TAG) e lipídeos mais complexos, tais como ceras, fosfoglicerídeos (fosfolipídeos), esfingolipídeos, lipoproteínas, esteróis e vitaminas liposolúveis (FREGOLENTE, 2010).

Os triacilgliceróis, ou triglicerídeos (TAG), são lipídeos formados pela ligação de três moléculas de ácidos graxos com o glicerol, um triálcool de três carbonos, através de ligações do tipo éster, como ilustrado na Figura 3.1.

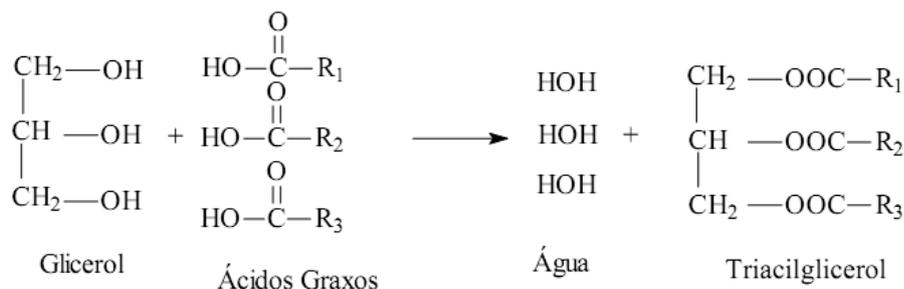


Figura 3.1 Formação de uma molécula de triacilglicerol. R1, R2 e R3 são cadeias carbônicas, de ácidos graxos, saturadas ou insaturadas

Fonte: FREGOLENTE, (2010).

A composição do óleo de soja, exposta nos principais ácidos graxos, presentes nos TAGs, e a estruturas das cadeias destas moléculas estão apresentadas respectivamente na Tabela 3.2 e na Figura 3.2. Na Tabela 3.2 observa-se que a percentagem média total de matéria graxa no óleo bruto de soja é de 95,8%, sendo os 4,2% restantes formados pelos componentes nãooglicerídeos. Segundo MOURA (2002), esses 4,2% de compostos são constituídos por compostos minoritários como fosfolipídios, esteróis, pigmentos, carboidratos, proteínas, matéria insaponificável, tocoferóis e seus produtos de degradação. Essas substâncias podem conferir aroma e cor, que são características indesejáveis para o armazenamento a longo prazo e consumo, podendo ocasionar uma redução na estabilidade do óleo.

As diferentes propriedades físicas encontradas entre os óleos vegetais são, em sua maioria, determinadas pela composição em ácidos graxos e pela extensão de saturação ou insaturação presente. Esses aspectos são identificados pelo comprimento da cadeia carbônica e pelo número e posição das duplas ligações (O'BRIEN, 1998).

Mais informações sobre vários óleos vegetais podem ser encontradas no Regulamento Técnico de Identidade e Qualidade dos Óleos Vegetais Refinados, elaborado pelo Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento (MAPA), na forma de Instrução Normativa N°49 de 22 de dezembro de 2006, que especifica as principais propriedades que o óleo refinado deve apresentar. Esse documento pode ser acessado, por meio acesso eletrônico, no sitio da Empresa Paranaense de Classificação de Produtos (CLASPAR, 2012).

Tabela 3.2 Composição dos ácidos graxos no óleo de soja

Componentes	Fração	Peso molecular	Fórmula	Ponto de
Ácidos saturados	mássica (%)	(g/mol)	molecular	ebulição (°C)
Láurico	0,1	200,32	C ₁₂ H ₂₄ O ₂	91,2
Mirístico	0,2	228,38	C ₁₄ H ₂₈ O ₂	250,0
Palmítico	10,7	256,44	C ₁₆ H ₃₂ O ₂	351,5
Esteárico	3,9	284,48	C ₁₈ H ₃₆ O ₂	232,2
Araquídico	0,2	312,54	C ₂₀ H ₄₀ O ₂	204,0
Ácidos insaturados				
Palmitoleico	0,3	254,41	C ₁₆ H ₃₀ O ₂	131,0
Oleico	22,8	282,44	C ₁₈ H ₃₄ O ₂	288,0
Linoleico	50,8	280,44	C ₁₈ H ₃₂ O ₂	229,2
Linolênico	6,8	278,44	C ₁₈ H ₃₀ O ₂	231,0
Total	95,8			

Fonte: Perkins, (1995).

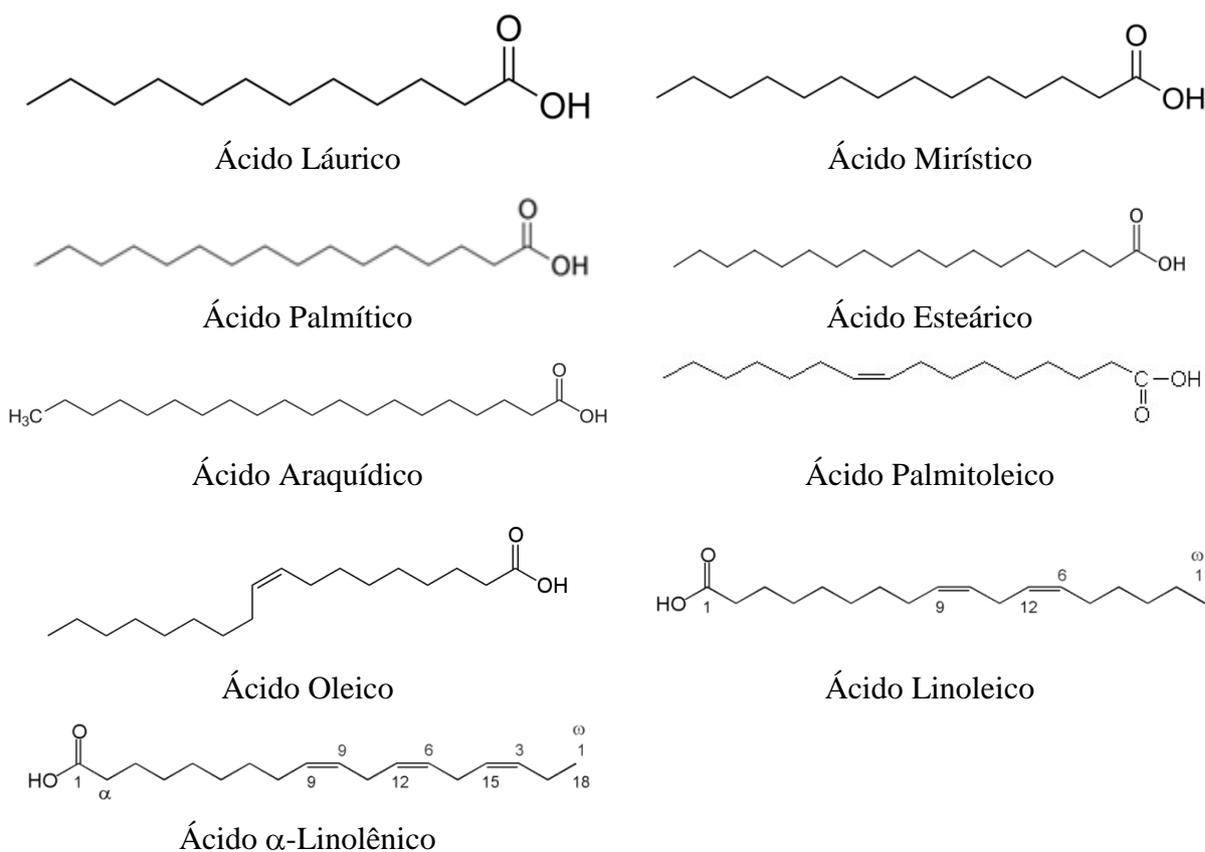


Figura 3.2 Estruturas dos principais ácidos graxos presentes no óleo de soja

3.3 Modelagem do óleo de soja como um composto-virtual no HYSYS

O HYSYS, por ser um simulador inicialmente voltado à indústria petroquímica, não apresenta em seu banco de dados uma molécula que represente o óleo de soja. Porém, nesse simulador, é possível estudar substâncias como essa e fazer a predição das propriedades físicas e químicas por meio da tecnologia de compostos virtuais presentes no simulador, conhecendo-se no mínimo a estrutura química da molécula.

Todas as estruturas (Tabela 3.1 e 3.2), presentes no óleo de soja obviamente interferem, individualmente, nas propriedades físico-químicas dessa substância. Porém devido à pequena quantidade das outras substâncias em relação aos ácidos graxos (<4% (m/m)) neste trabalho foi considerado o óleo de soja como sendo uma mistura de ácidos graxos, levando a criação de um óleo virtual. As moléculas dos ácidos graxos também não estão disponíveis diretamente para uso no HYSYS. Assim foi utilizada a avaliação de distribuição e contribuição de grupos por molécula descrita por HANSEN *et al.* (1991) e utilizada por SANTANA *et al.* (2010). Construiu-se moléculas virtuais dos ácidos graxos (Figura 3.3) Láurico, Mirístico, Palmítico, Esteárico, Araquídico, Palmitoleico, Oléico, Linoleico, Linolênico. Esses ácidos graxos foram observados como os principais constituintes dos triacilglicerídeos presentes no óleo de soja nos trabalhos de NOUREDDINI *et al.* (1992), MORAD *et al.* (2000), PARAÍSO (2001). Neste trabalho, todas as propriedades dos pseudo-ácidos graxos foram estimadas pelo HYSYS. Na simulação do equilíbrio de fases utilizou-se o modelo termodinâmico NRTL para fase líquida e o modelo Peng-Robinson para fase gasosa.

Na Figura 3.3 pode-se observar um exemplo da modelagem do ácido graxo oleico. Por meio do conhecimento da estrutura química das moléculas de ácidos graxos (Figura 3.2) quantificou-se os grupos formadores da estrutura seguindo o método UNIFAC e inseriu-se os dados no HYSYS. Depois de feito esse procedimento para cada ácido graxo, foi criada uma corrente denominada de óleo virtual de soja (Figura 3.4). A composição dessa corrente, formada por ácidos graxos, foi dimensionada de acordo com a composição do óleo de soja apresentada por PERKINS (1995) (Tabela 3.2) totalizando 96% em massa. A quantidade restante (4%) da corrente de óleo de soja virtual foi modelada com a substância esqualeno, que é uma substância não glicéridica presente no óleo de soja com elevado peso molecular (410,71 g/mol) e ponto de ebulição (285 °C a 25 mmHg), porém com baixa volatilidade.

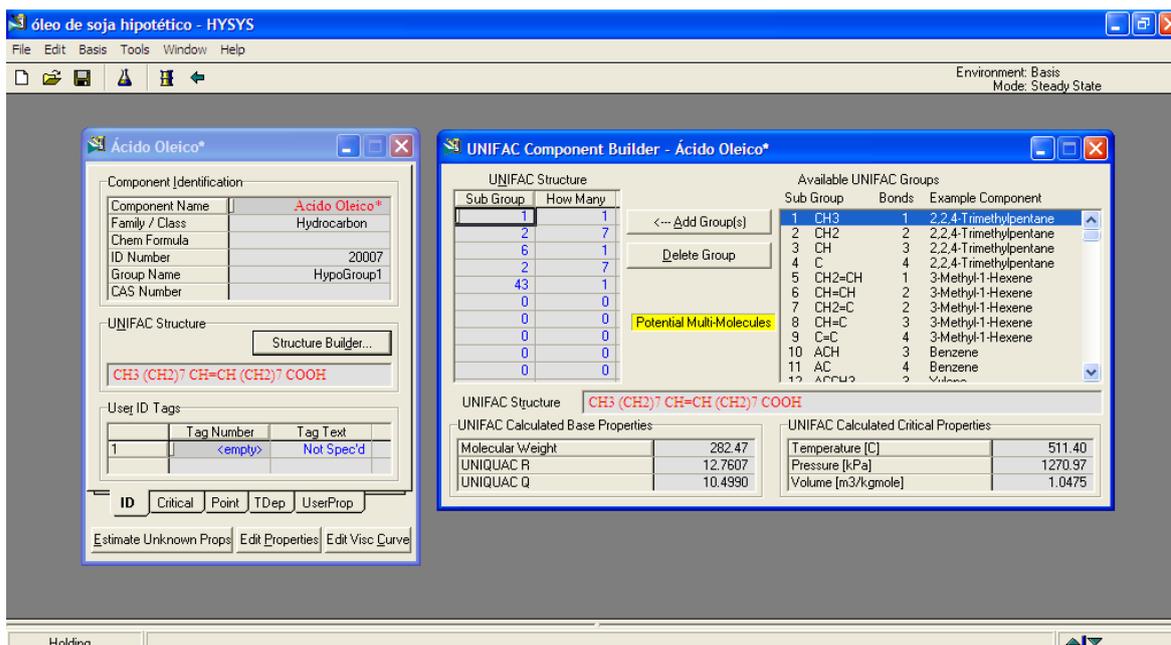


Figura 3.3 Área de trabalho do HYSYS na construção de compostos virtuais a partir da teoria de contribuição de grupos do método UNIFAC

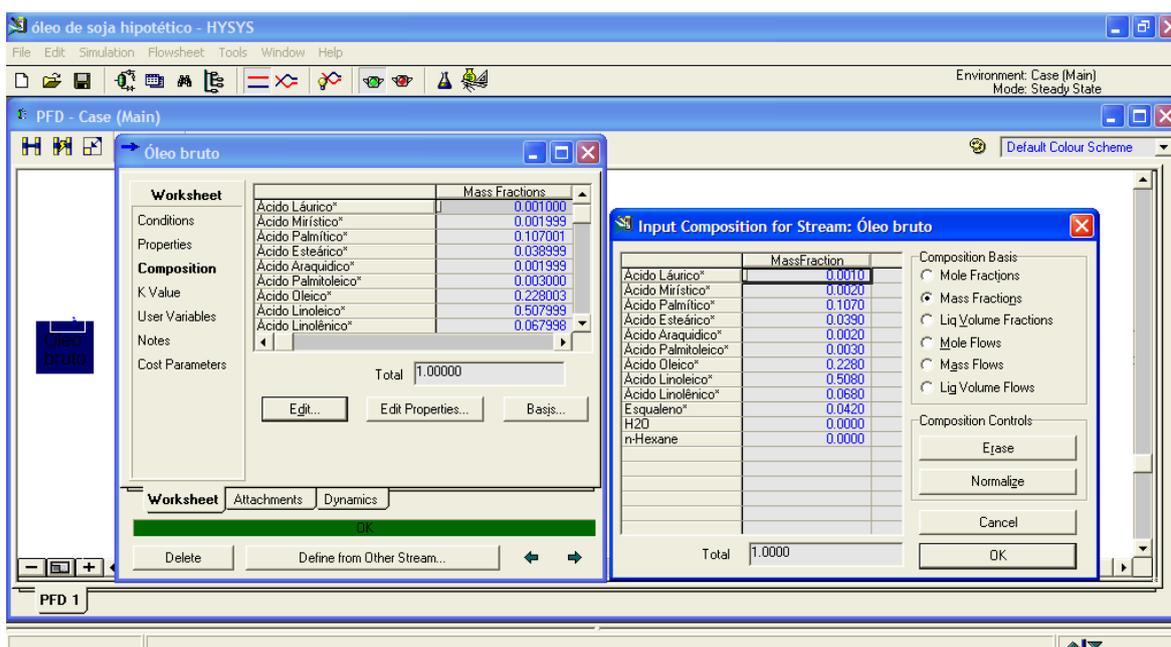


Figura 3.4 Área de trabalho do HYSYS na modelagem da corrente óleo virtual de soja

As propriedades físicas do óleo de soja estimadas pelo HYSYS densidade mássica capacidade calorífica, viscosidade dinâmica, tensão superficial e condutividade térmica foram avaliadas para o óleo de soja virtual em comparação com resultados experimentais da literatura, apresentados em função da temperatura.

Para estimar as propriedades físicas do óleo de soja virtual utilizou-se, no HYSYS, a ferramenta *Data book* (Figura 3.5). O primeiro passo constitui-se em estabelecer as variáveis a serem avaliadas na aba *Variables* dessa ferramenta, escolhendo-se o nome da corrente e em seguida a propriedade. No segundo passo determinou-se as variáveis dependentes e a variável independente (temperatura), e o passo de variação dessa propriedade na aba *Case Studies* (Figura 3.6). Os dados da simulação foram obtidos em formato de planilha e comparados com resultados encontrados na literatura, na forma gráfica.

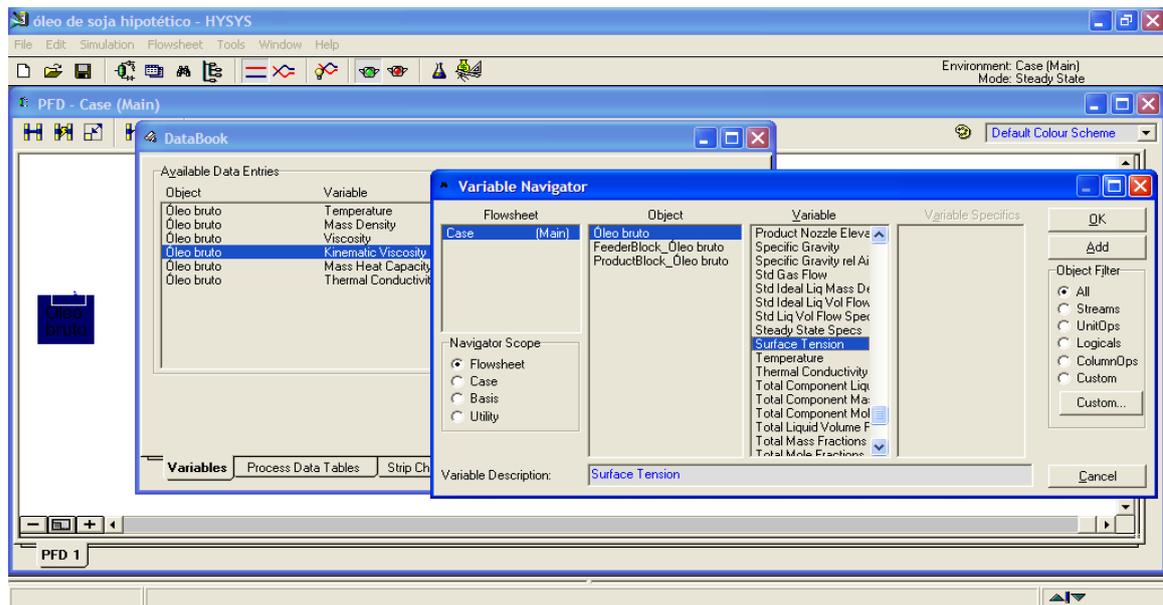


Figura 3.5 Área de trabalho do HYSYS na ferramenta *Databook* (*Variables*)

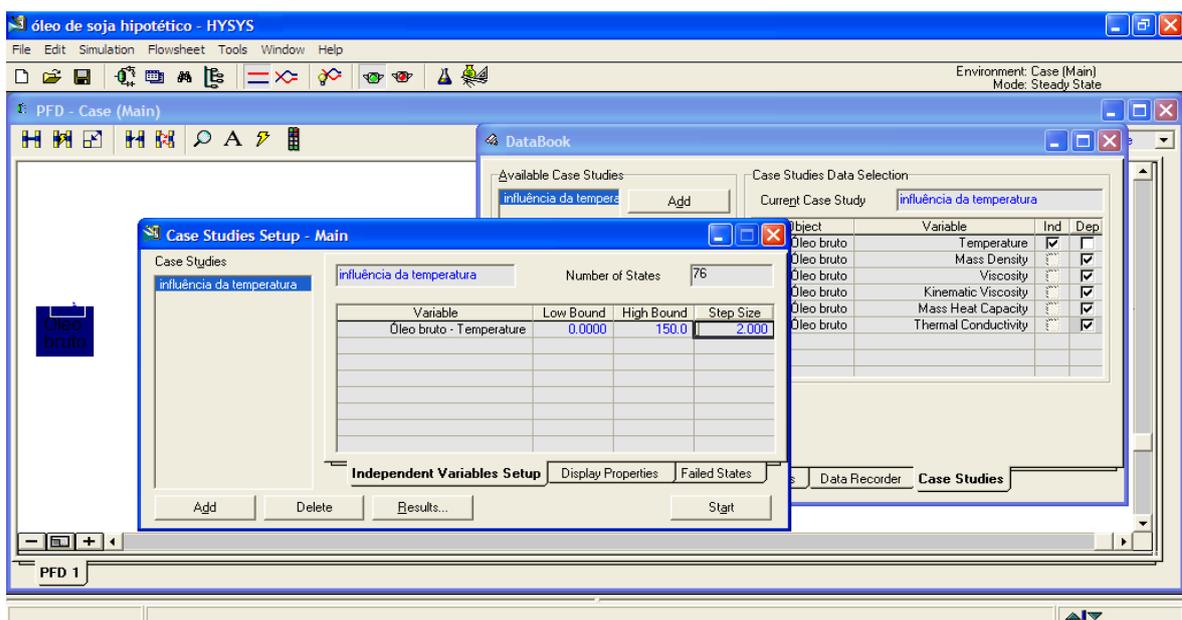


Figura 3.6 Área de trabalho do HYSYS na ferramenta *Databook* (*Case Studies*)

3.4 Resultados e discussões

3.4.1 Massa específica

Na Figura 3.7 é possível observar o comportamento da densidade mássica do óleo de soja virtual, frente à variação da temperatura, simulado no HYSYS, e também resultados da literatura. Os resultados obtidos por SIETZ, (1965), WESOLOWSKI, (1993), ALVARADO, (1995), ALVARADO, (1996), RICE E HAMM, (1988), NOUREDDINI *et al.*, (1992,a) foram aproximadamente iguais. Esses autores encontraram esses dados a partir de experimentos com o óleo de soja real. A simulação para o óleo virtual no HYSYS demonstrou-se mais próxima dos resultados da literatura que o modelo proposto por MARIANI (2007), também desenvolvido no HYSYS, em cujo modelo o óleo de soja foi aproximado por uma molécula de éster com massa molar próxima a do óleo real. Para o modelo proposto nesse trabalho revelou-se um desvio menor que 7% quando comparado aos dados da literatura (Figura 3.8). A simulação da mássica específica, com o óleo virtual, revelou um comportamento decrescente linear (Equação 3.1 com $R^2 = 1$ em $0\text{ }^\circ\text{C} \leq T \leq 90\text{ }^\circ\text{C}$) para esta propriedade em relação ao aumento da temperatura. Este comportamento também foi observado nos dados experimentais da literatura.

$$\rho_{\text{óleo virtual}} (\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}) = -0,6638T + 881,4 \quad (3.1)$$

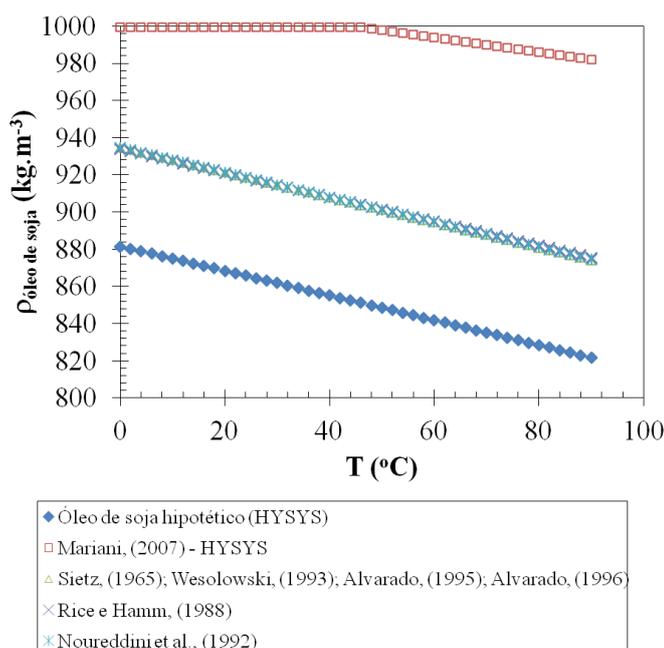


Figura 3.7 Comportamento da massa específica do óleo de soja virtual simulado no HYSYS e resultados da literatura com variação da temperatura

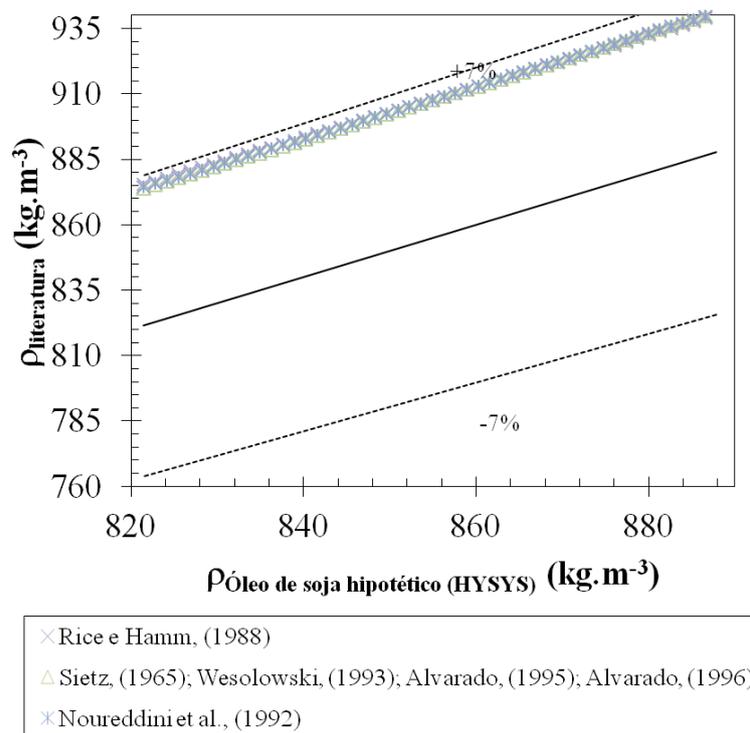


Figura 3.8 Comparação da massa específica do óleo de soja virtual simulado no HYSYS com resultados da literatura quanto à variação da temperatura

3.4.2 Capacidade calorífica

Certifica-se na Figura 3.9 que os resultados encontrados na literatura, com o óleo de soja real, e a simulação com o óleo virtual, para a propriedade capacidade calorífica, apresentaram comportamento crescente linear frente ao aumento da temperatura. Com os dados simulados no HYSYS obteve-se a Equação 3.2 com $R^2 = 0,9993$ em $0\text{ }^{\circ}\text{C} \leq T \leq 250\text{ }^{\circ}\text{C}$. A partir da Figura 3.10 observa-se que o desvio médio, encontrado para capacidade calorífica do óleo virtual de soja em relação aos resultados da literatura, foi de $\pm 5\%$, e ainda, foi observada maior proximidade com os resultados de TOCHITANI E FUGIMOTO, (2001) e WANG E BRIGGS, (2002) em toda faixa de temperatura avaliada.

$$C_{p, \text{óleo virtual}} (\text{kJ.kg}^{-1}.\text{ }^{\circ}\text{C}^{-1}) = 0,004T + 1,6881 \quad (3.2)$$

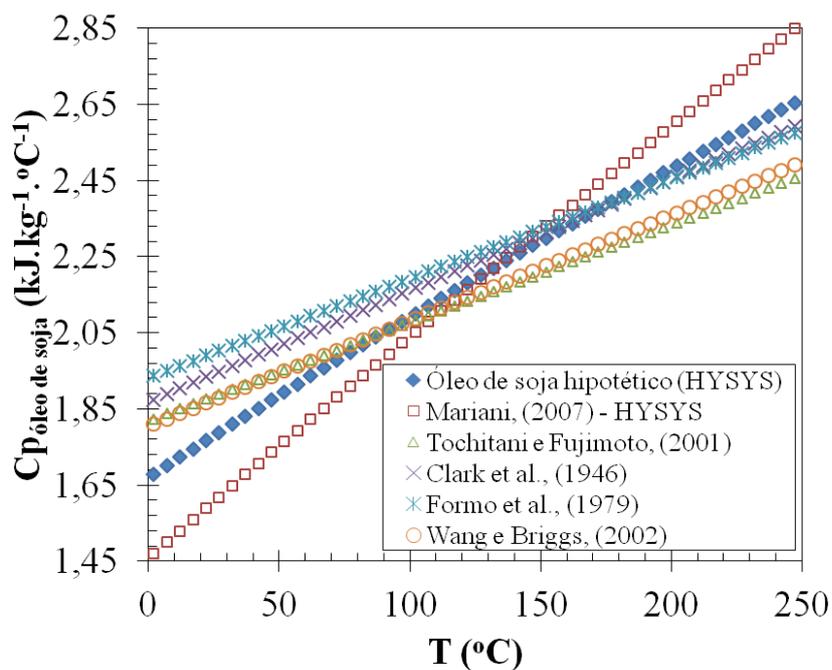


Figura 3.9 Comportamento da capacidade calorífica do óleo de soja virtual simulado no HYSYS e dos resultados da literatura com variação da temperatura

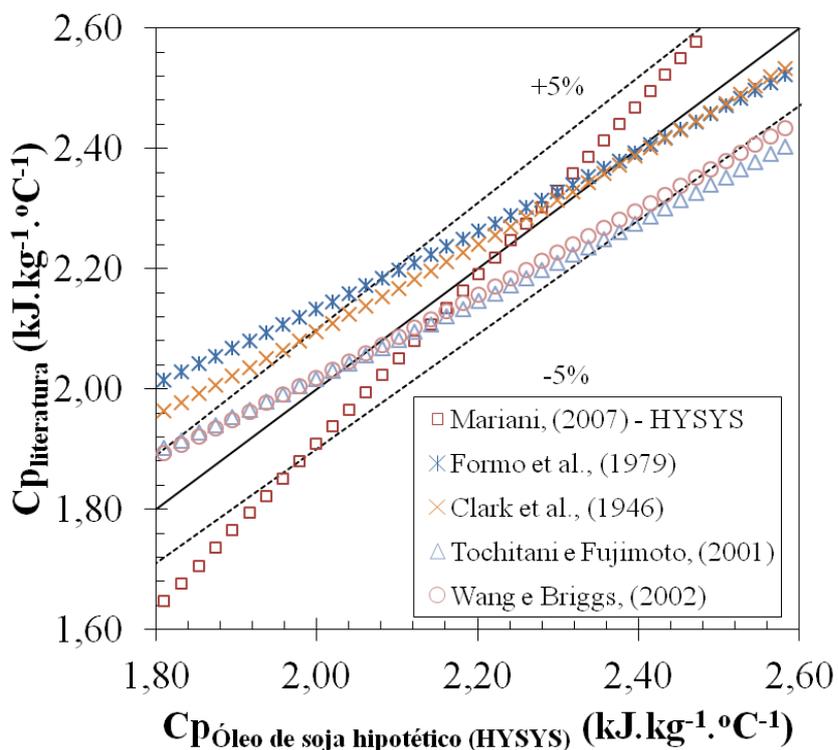


Figura 3.10 Comparação da massa específica do óleo de soja virtual simulado no HYSYS com resultados da literatura quanto à variação da temperatura

3.4.3 Tensão superficial

Pode-se observar na Figura 3.11 que todos os resultados apresentaram comportamento decrescente e linear frente ao aumento da temperatura, para a propriedade tensão superficial. Por meio da simulação com o óleo virtual no HYSYS, obteve-se a Equação 3.3 com $R^2 = 0,9999$ em $0\text{ }^{\circ}\text{C} \leq T \leq 150\text{ }^{\circ}\text{C}$. Observou-se maior consonância das simulações do óleo virtual de soja com os resultados encontrados por SIETZ (1965), e através da inspeção da Figura 3.12, constatou-se que os desvios observados em relação aos dados desse autor foram menores que 10%.

$$\sigma_{\text{óleo virtual}} (\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-2}) = -0,0676T + 30,973 \quad (3.3)$$

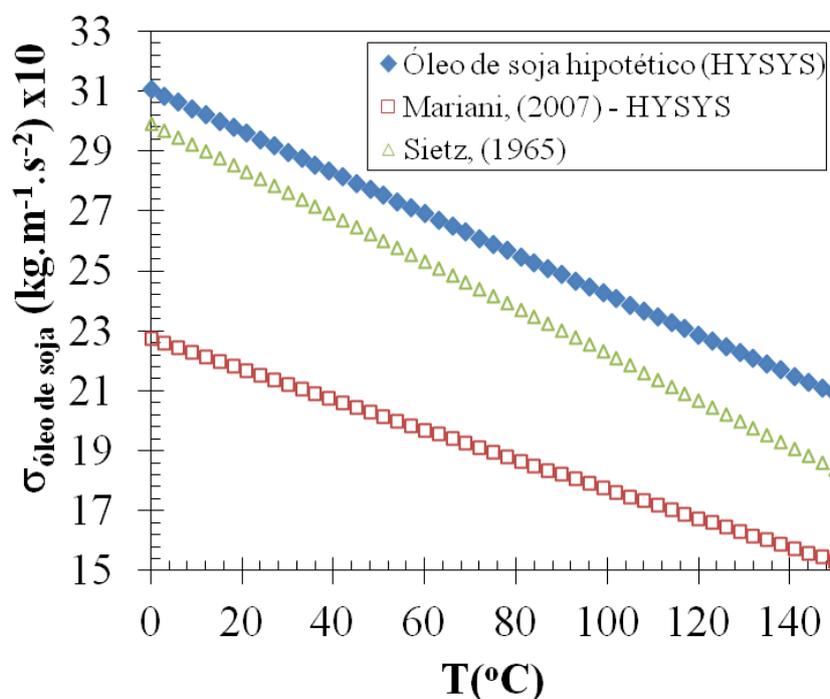


Figura 3.11 Comportamento da tensão superficial do óleo de soja virtual simulado no HYSYS e dos resultados da literatura com variação da temperatura

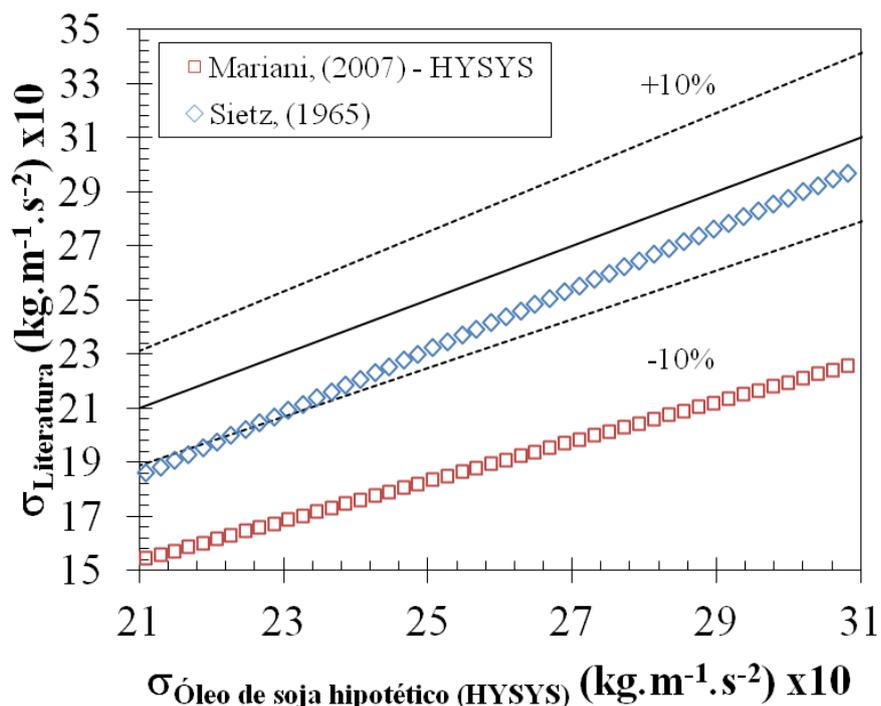


Figura 3.12 Comparação da tensão superficial óleo de soja virtual simulado no HYSYS com resultados da literatura quanto à variação da temperatura

3.4.4 Condutividade térmica

Por meio da inspeção da Figura 3.13 verifica-se que os resultados encontrados na literatura e os simulados com o óleo virtual de soja, quanto à propriedade condutividade térmica, apresentam comportamento decrescente linear frente ao aumento da temperatura. Com os resultados, do modelo, obteve-se a Equação 3.4 com $R^2 = 1$ em $20\text{ °C} \leq T \leq 70\text{ °C}$. Analisando a Figura 3.14 pode-se verificar que houve melhor concordância das simulações com óleo virtual, aos resultados encontrados por MARIANI, (2007), no entanto, em comparação com os resultados experimentais (óleo de soja real) de BROCK *et al.*, (2008) encontrou-se um desvio médio menor que 10% na faixa de temperatura avaliada.

$$k_{\text{óleo virtual}} (W.m^{-1}.^{\circ}C^{-1}) = -0,0002T + 0,1652 \quad (3.4)$$

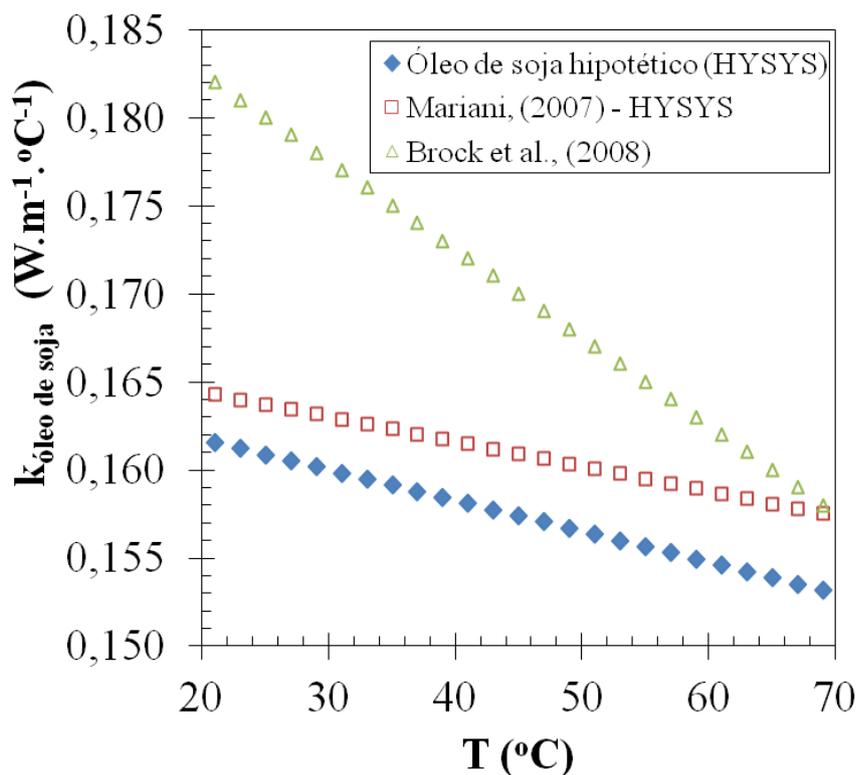


Figura 3.13 Comportamento da condutividade térmica do óleo de soja virtual simulado no HYSYS e resultados da literatura com variação da temperatura

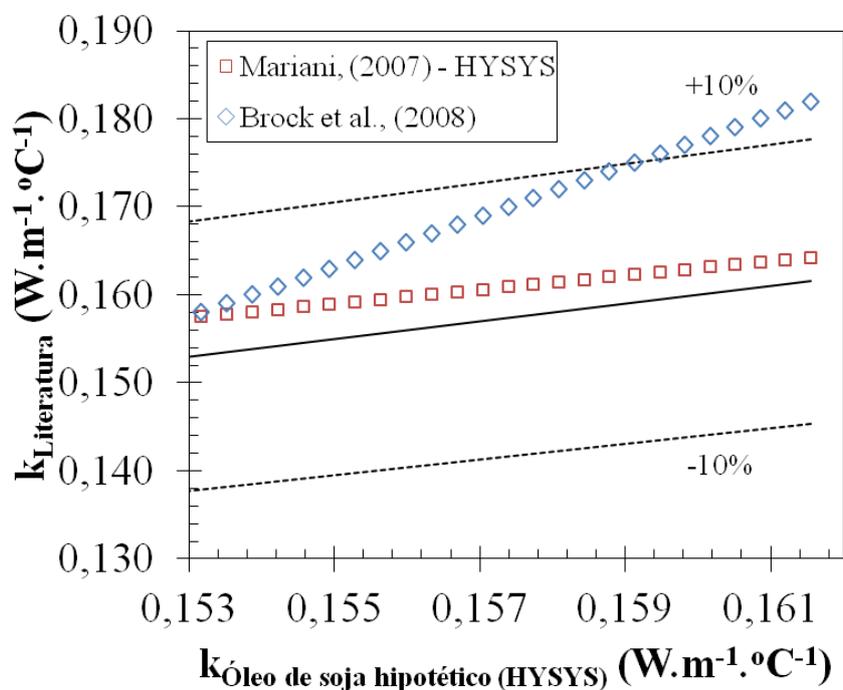


Figura 3.14 Comparação da condutividade térmica do óleo de soja virtual simulado no HYSYS com resultados da literatura frente à variação da temperatura

3.4.5 Viscosidade dinâmica

Embora todos os resultados encontrados na literatura, e também a simulação no HYSYS, para o parâmetro viscosidade dinâmica, apresentarem comportamento decrescente com o aumento de temperatura (Figura 3.15), observa-se desvios maiores que 50% para essa propriedade (Figura 3.16), quando as simulações foram comparadas com outros estudos. Os resultados experimentais, com o óleo de soja real, obtidos por ALVARADO, (1995), ALVARADO, (1996), WANG e BRIGGS, (2002), BROCK *et al.*, (2008) apresentaram-se próximos entre si (Figura 3.15). Inspeccionando-se, ainda, a Figura 3.15 constata-se que o modelo proposto por MARIANI, (2007), que simulou o óleo de soja por meio de um éster de cadeia longa, concordou melhor com os dados da literatura que os resultados da simulação com o óleo virtual. Com a simulação para esse componente gerou-se a Equação 3.5 com $R^2 = 0,9942$ em $0\text{ }^\circ\text{C} \leq T \leq 122\text{ }^\circ\text{C}$.

$$\mu_{\text{óleo virtual}} (\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}) = 23,523e^{-0,021T} \quad (3.5)$$

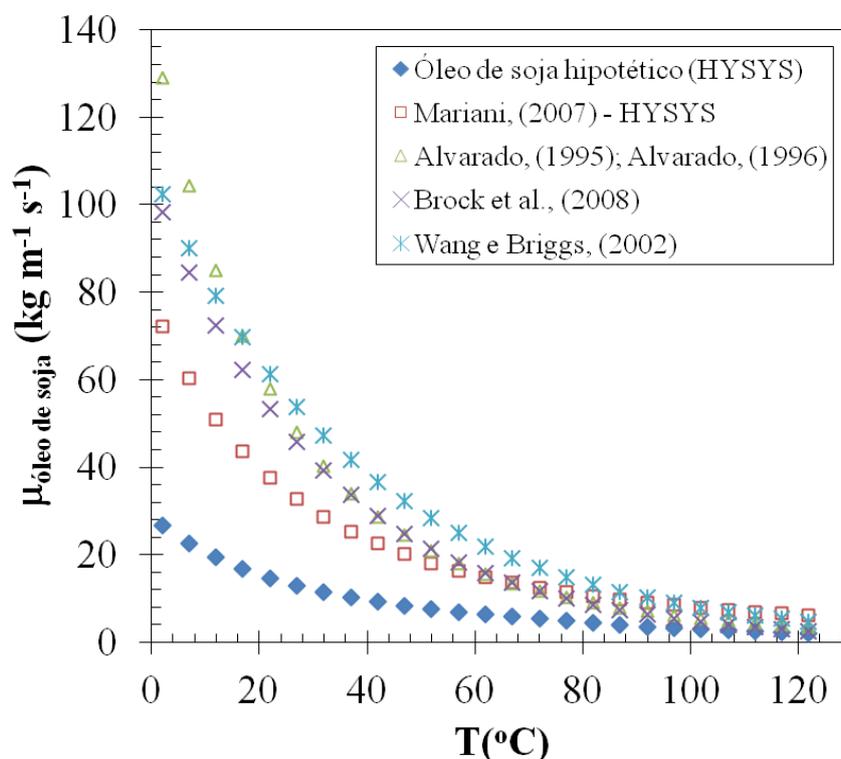


Figura 3.15 Comportamento da viscosidade dinâmica do óleo de soja virtual simulado no HYSYS e resultados da literatura com variação da temperatura

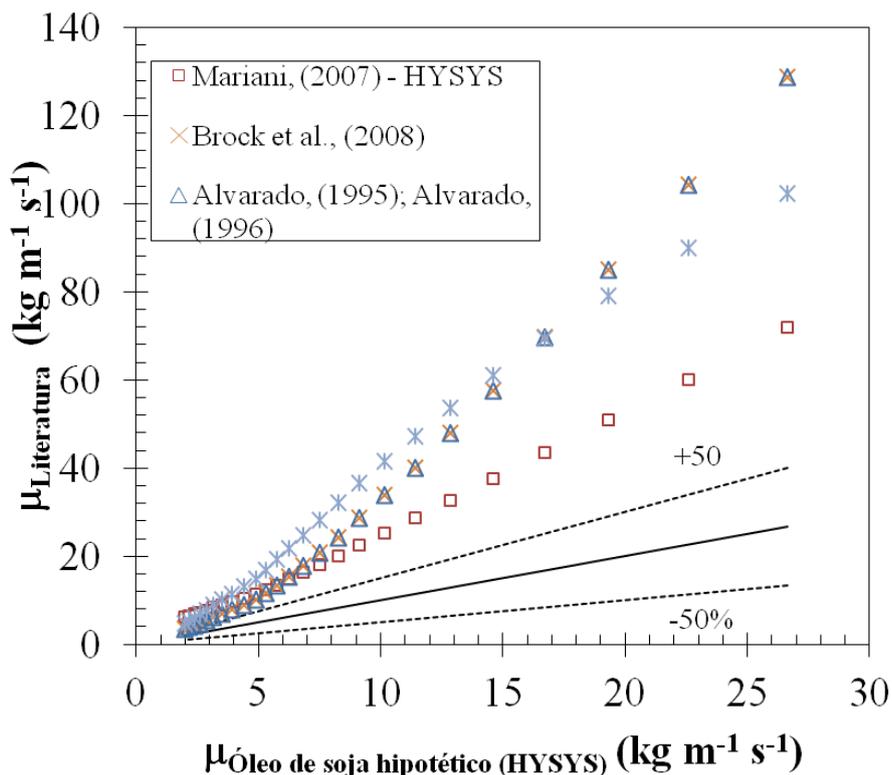


Figura 3.16 Comparação da viscosidade dinâmica do óleo de soja virtual simulado no HYSYS com resultados da literatura com variação da temperatura

3.5 Conclusões

As propriedades do óleo de soja virtual construído no HYSYS, a partir da fração mássica dos ácidos graxos constituintes e utilizando a avaliação de distribuição de grupos por molécula do método UNIFAC, conduziram a resultados satisfatórios quando comparados a dados experimentais da literatura.

As simulações das propriedades físicas para o óleo de soja virtual quando comparadas com resultados da literatura realizados com o óleo de soja real revelaram desvios relativos <7% para massa específica, <5% para capacidade calorífica, <10% para tensão superficial e <10% para condutividade térmica.

Uma vez que a maioria das propriedades estudadas apresentaram-se coerentes com valores experimentalmente da literatura, entende-se que o óleo virtual, modelado no HYSYS, é uma alternativa viável na modelagem e simulação dos equipamentos evaporador e *stripper* do processo de destilação da miscela.

CAPÍTULO 4
ESTIMATIVA DAS PROPRIEDADES DA MISCELA DE
ÓLEO DE SOJA E HEXANO

4. ESTIMATIVA DAS PROPRIEDADES DA MISCELA DE ÓLEO DE SOJA E HEXANO

4.1 Introdução

No estudo da extração de óleo de soja é de grande importância conhecer parâmetros físicos como a densidade e viscosidade da mistura óleo/solvente em função da concentração e da temperatura de operação no dimensionamento dos equipamentos envolvidos no processo (JOHNSTONE *et al.*, 1940; MAGNE E SKAU, 1945; SKAU *et al.*, 1955; HOUGEN, 1957; WANG e BRIGGS, 2002; BROCK *et al.*, 2008). Esses parâmetros são utilizados no projeto e manutenção dos equipamentos que envolvem grandes transferências de massa e calor, a exemplo dos evaporadores e *stripper* responsáveis pela etapa de destilação da miscela (solução de óleo de soja/hexano). Esses equipamentos apresentam grande interesse na indústria de extração de óleos a solvente visto que é sempre desejável minimizar os custos com vapor de água e obter a máxima recuperação do solvente (KENYON *et al.*, 1948).

Um exemplo de aplicação industrial da massa específica da mistura óleo de soja/hexano como função da temperatura e da concentração é de ser possível determinar rapidamente a concentração da miscela (MAGNE *et al.*, 1950) a partir dessa propriedade.

OTHMER e JAATINEN (1939) ao estudar a extração de óleo de soja por solvente determinaram que um parâmetro importante para avaliar o mecanismo do processo é através da observação da proporcionalidade existente entre a taxa de extração de óleo com a relação formada pelos parâmetros da solução: quociente do produto massa específica e tensão superficial pela viscosidade dinâmica, em um dado instante. Os autores observaram que esse parâmetro é aproximadamente constante para concentrações em massa de óleo na miscela menor que 20%, e que acima dessa concentração a relação apresenta um comportamento decrescente.

Estudos sobre propriedades físicas de misturas, como a formada por óleo de soja e hexano, e resultados de experimentação em simuladores industriais em função das variáveis, essa temperatura e concentração, não foram encontradas na literatura.

Sobre este aspecto, este capítulo tem o objetivo de apresentar a estimativa das propriedades da miscela, formada por óleo de soja e hexano, no simulador industrial HYSYS a fim de obter parâmetros físicos expressos em função da concentração, a temperatura constante. Os resultados obtidos foram avaliados através da comparação com resultados da literatura.

4.2 Construção da miscela virtual de óleo de soja e hexano

Na modelagem da miscela virtual de óleo de soja no HYSYS (Figura 4.1) utilizou-se a corrente de óleo de soja virtual, apresentada no Capítulo 3, e nomeada “Óleo bruto” e uma corrente composta por n-hexano puro, nomeada “Hexano”. Por meio do bloco de simulação *Mixer*, as correntes “Óleo bruto” e “Hexano” foram misturadas constituindo a corrente “Miscela”.

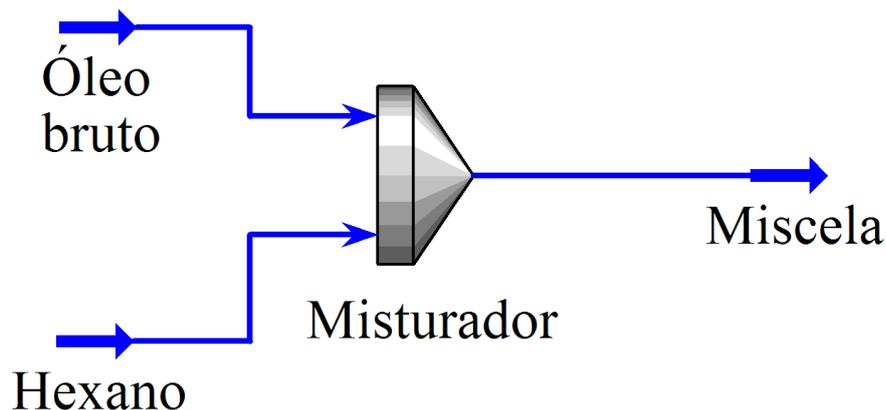


Figura 4.1 Constituição da corrente miscela virtual de óleo de soja e hexano no HYSYS

Para validação da miscela foram avaliadas as propriedades físicas densidade mássica, tensão superficial, viscosidade dinâmica e o quociente do produto massa específica e tensão superficial pela viscosidade dinâmica. O comportamento, das propriedades físicas da miscela virtual, foi investigado perante a concentração de óleo presente na solução, a temperatura constante.

Na promoção das simulações das propriedades físicas na miscela virtual modelada no HYSYS, utilizou-se a ferramenta *Data book*. A utilização dessa ferramenta pode ser feita em etapas. O primeiro passo constitui-se em estabelecer as variáveis a serem avaliadas na aba *Variables* dessa ferramenta, escolhendo-se o nome da corrente e em seguida a propriedade, analogamente ao que foi apresentado na Figura 3.5. No segundo passo determinaram-se as variáveis dependentes e a variável independente (concentração de hexano na miscela), e o passo de variação desse parâmetro na aba *Case Studies*, semelhante ao que pode ser observado na Figura 3.6. Os resultados foram obtidos em formato de planilha e comparados com os resultados encontrados na literatura, na forma gráfica.

O modelo termodinâmico molecular NRTL (non-random two-liquids), proposto por RENON e PRAUSNITZ (1968) *apud* SANDLER (2003) é uma extensão da equação de Wilson e é aplicável a sistemas com miscibilidade parcial, o que permite representar os equilíbrios líquido-vapor, líquido-líquido e líquido-líquido-vapor. Assim, na simulação do equilíbrio de fases utilizou-se o modelo termodinâmico NRTL para fase líquida e o modelo Peng-Robinson para fase gasosa.

4.3 Resultados e discussões

4.3.1 Mássica específica

Pode-se observar a partir da Figura 4.2 que a as simulações para massa especificada miscela modelada no HYSYS e os resultados encontrados por JOHNSTONE *et al.*, (1940), MAGNE *et al.*, (1945), MAGNE *et al.*, (1950) apresentaram comportamento aproximadamente linear e crescente com o aumento da concentração de óleo na miscela sendo que, com os dados simulados obteve-se a Equação 4.1 com $R^2 = 0,9898$, para frações mássicas de óleo na miscela na faixa de $0 \leq x \leq 1$ a 25 °C. A boa coerência entre os dados, que pode ver visualizada na Figura 4.2, foi confirmada pelo desvio médio menor que 5% que é observado na Figura 4.3.

$$\rho_{miscela\ virtual, 25^\circ C} (kg.m^{-3}) = 200,86x_{\acute{o}leo, miscela} + 658,19 \quad (4.1)$$

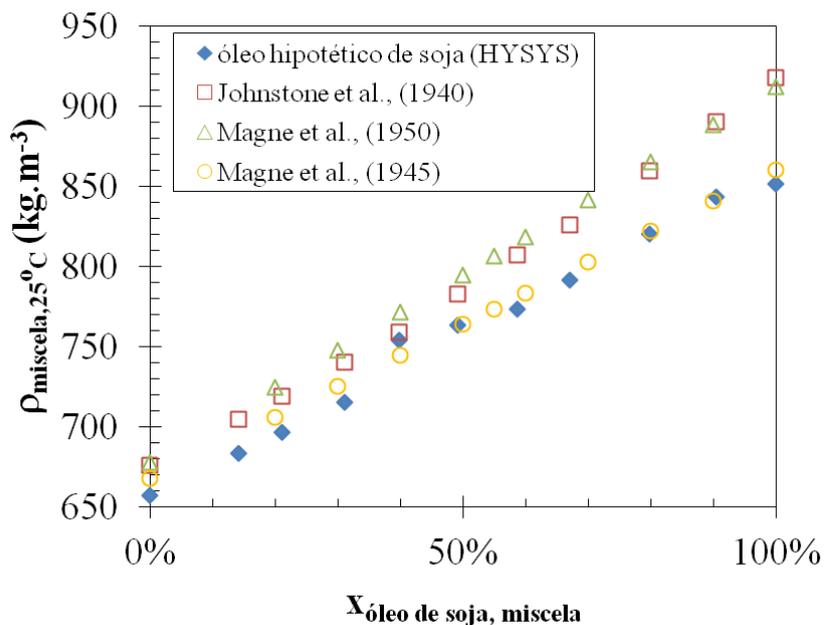


Figura 4.2 Comportamento da massa específica na miscela a 25 °C formada com o óleo de soja virtual simulado no HYSYS e dos resultados da literatura com variação da concentração de óleo presente

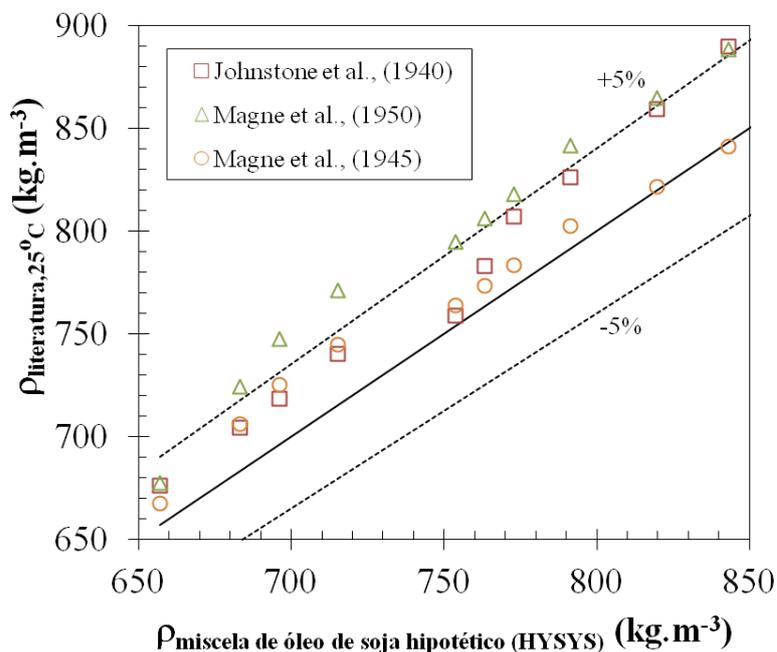


Figura 4.3 Comparação da massa específica na miscela formada com o óleo de soja virtual simulado no HYSYS com resultados da literatura frente à variação da concentração de óleo presente, a 25 °C

Pode-se observar a partir da Figura 4.4 que as simulações para a massa especificada miscela modelada no HYSYS e os resultados encontrados por JOHNSTONE *et al.*, (1940), OTHMER e JAATINEN (1939) e RICE e HAMM (1988) apresentaram comportamento

aproximadamente linear e crescente com o aumento da concentração de óleo na miscela com exceção dos resultados de RICE e HAMM (1988), em que o comportamento apesar de crescente não foi linear. Por meio dos dados simulados obteve-se a Equação 4.2 com $R^2 = 0,9987$ para frações mássicas de óleo na miscela na faixa de $0 \leq x \leq 1$ a $50\text{ }^\circ\text{C}$. A boa coerência dos dados simulados no HYSYS com os resultados encontrados por JOHNSTONE *et al.*, (1940) e OTHMER e JAATINEN (1939) pode ser investigada na Figura 4.4 e foi confirmada pelo desvio médio menor que 5% que é observado na Figura 4.5.

$$\rho_{\text{miscela virtual}, 50^\circ\text{C}} (\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}) = 214,79 x_{\text{óleo, miscela}} + 628,53 \quad (4.2)$$

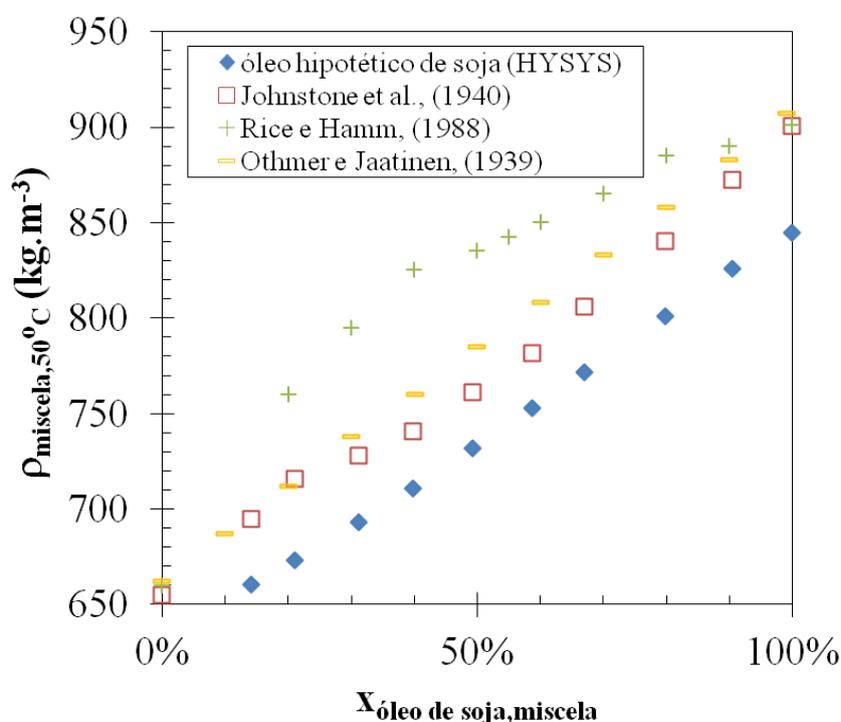


Figura 4.4 Comportamento da massa específica na miscela a $50\text{ }^\circ\text{C}$ formada com o óleo de soja virtual simulado no HYSYS e dos resultados da literatura com variação da concentração de óleo presente

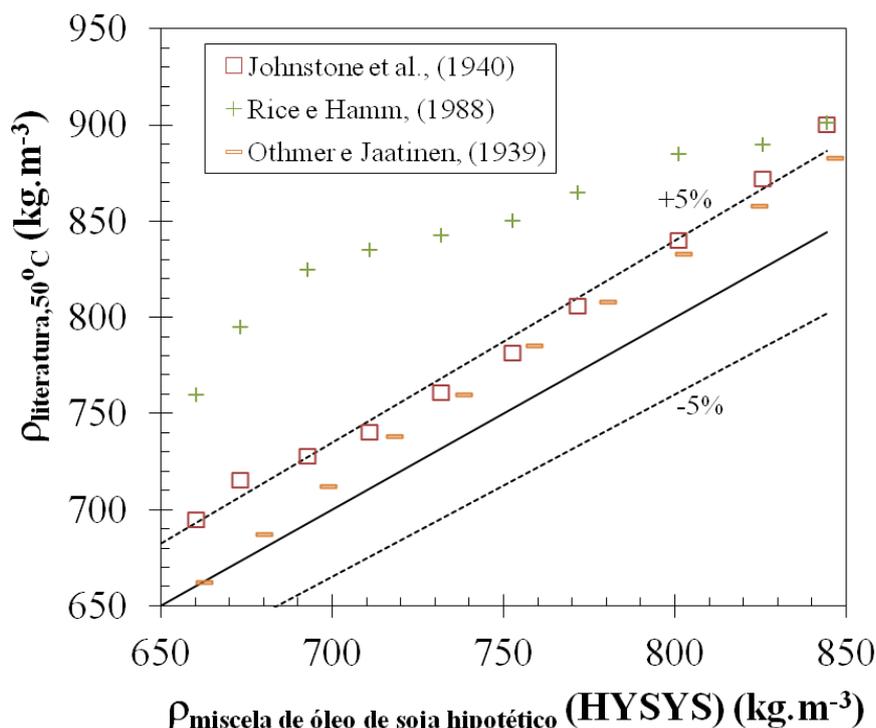


Figura 4.5 Comparação da massa específica na miscela formada com o óleo de soja virtual simulado no HYSYS e resultados da literatura com variação da concentração de óleo presente, a 50°C

4.3.2 Viscosidade dinâmica

Pode-se observar a partir da Figura 4.6 que as simulações para a viscosidade dinâmica da miscela implementada no HYSYS e os resultados encontrados por OTHMER e JAATINEN (1939) apresentam comportamento crescente com o aumento da concentração de óleo na miscela. A melhor concordância dos dados desse trabalho com a literatura pode-ser observada até a presença 60% de óleo na miscela, pois até esse valor de concentração a viscosidade do hexano interfere com maior intensidade na viscosidade total da solução (miscela). Os resultados obtidos com a miscela virtual resultaram nas equações: Equação 4.3 com $R^2 = 0,9919$ para frações mássicas de óleo na miscela na faixa de $0 \leq x \leq 0,6$, e Equação 4.4 com $R^2 = 0,9821$ para frações mássicas de óleo na miscela na faixa de $0 \leq x \leq 1$, ambas a 50 °C. Na Figura 4.7 pode-se observar que para concentrações de óleo na miscela maiores que 60% são observados desvios maiores que 30% para viscosidade dinâmica do óleo virtual em relação aos resultados de OTHMER e JAATINEN (1939) e para concentrações na faixa de 0 a 40% os desvios obtidos são aproximadamente nulos.

$$\mu_{miscela\ virtual,x(0\ a\ 0,6)}(kg.m^{-1}.s^{-1}) = 0,2429e^{3,8702 x_{\acute{o}leo,miscela}} \quad (4.3)$$

$$\mu_{\text{miscela virtual}, x(0 \text{ a } 1)} (\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}) = 0,2940e^{3,0944 x_{\text{óleo}, \text{miscela}}} \quad (4.4)$$

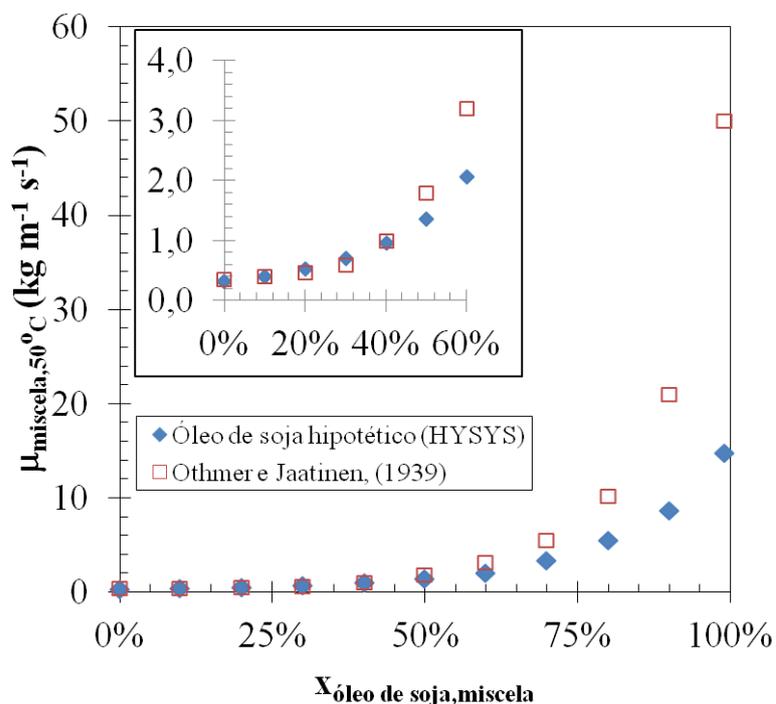


Figura 4.6 Comportamento da viscosidade dinâmica na miscela a 50 °C formada por óleo de soja virtual simulado no HYSYS dos resultados da literatura com variação da concentração de óleo presente

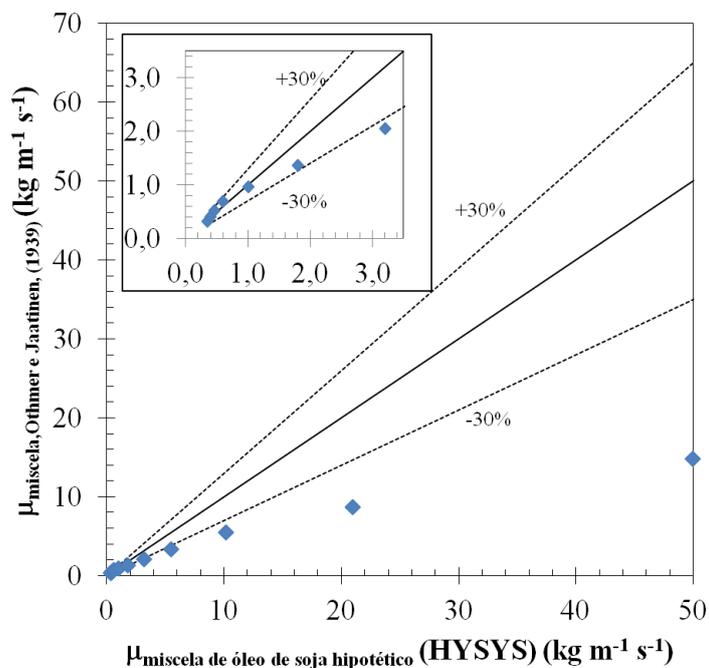


Figura 4.7 Comparação da viscosidade dinâmica na miscela formada por do óleo de soja virtual simulado no HYSYS com resultados da literatura frente à variação da concentração de óleo presente, a 50°C

4.3.3 Tensão superficial

Verifica-se a partir da Figura 4.8 que tanto as simulações com a miscela modelada a partir do óleo virtual de soja, quanto nos resultados de OTHMER e JAATINEN (1939) a propriedade tensão superficial demonstrou-se crescente com o aumento da concentração de óleo na miscela. Nos resultados de OTHMER e JAATINEN (1939) foi obtido um comportamento crescente e linear para tensão superficial com o aumento da concentração de óleo, enquanto que na miscela virtual o comportamento foi melhor representado por um polinômio de segunda ordem correlacionado na Equação 4.5 com $R^2 = 0,991$ para frações mássicas de óleo na miscela na faixa de $0 \leq x \leq 1$, a 50°C . Na Figura 4.9 pode-se observar que os desvios entre a tensão superficial para miscela virtual e os resultados obtidos por OTHMER e JAATINEN (1939) foram menores que 20% para faixa de concentração de 0 a 100% de óleo na miscela.

$$\sigma_{\text{miscela virtual}, 50^\circ\text{C}} (\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-2}) = 11,566 x_{\text{óleo, miscela}}^2 - 1,442 x_{\text{óleo, miscela}} + 18,856 \quad (4.5)$$

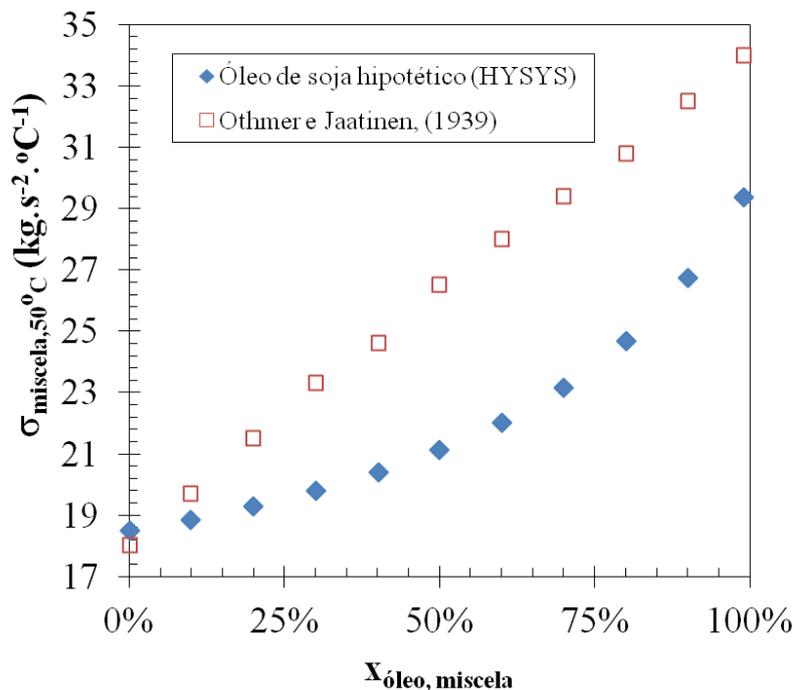


Figura 4.8 Comportamento da tensão superficial na miscela a 50°C formada com o óleo de soja virtual simulado no HYSYS e dos resultados da literatura com variação da concentração de óleo presente

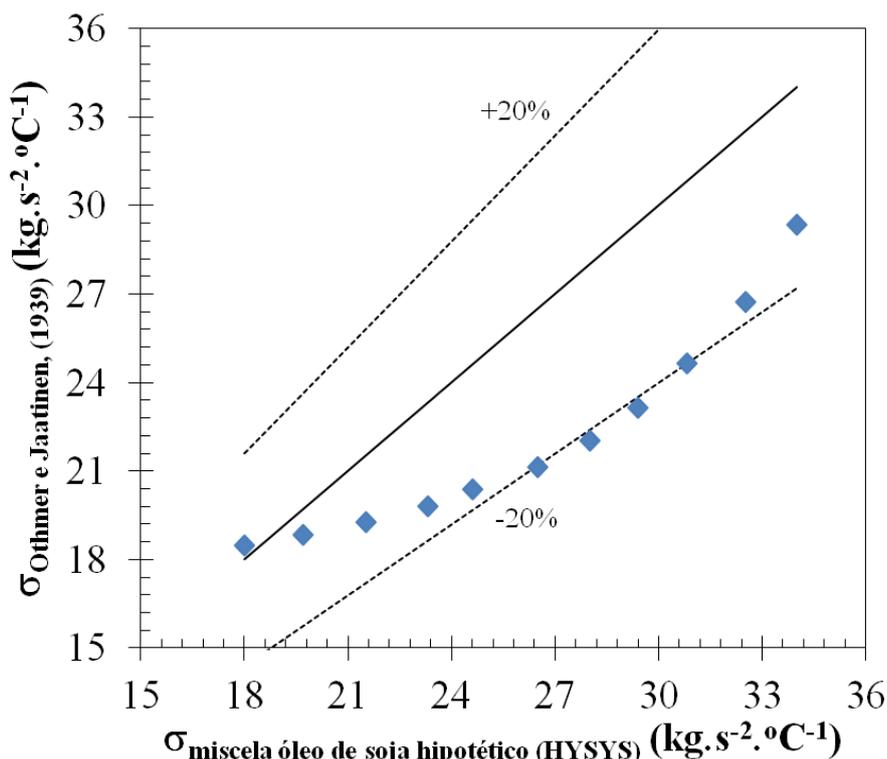


Figura 4.9 Comparação da tensão superficial na miscela formada com o óleo de soja virtual simulado no HYSYS com os resultados da literatura com variação da concentração de óleo presente, a 50 °C

4.3.4 Quociente do produto massa específica e tensão superficial pela viscosidade dinâmica

É possível verificar a partir da Figura 4.10 que tanto na miscela modelada quanto nos resultados de OTHMER e JAATINEN (1939) o quociente do produto massa específica e tensão superficial pela viscosidade dinâmica teve comportamento decrescente com o aumento da concentração de óleo na miscela. Por meio das simulações foi obtida a Equação 4.6 com $R^2 = 0,9999$ para frações mássicas de óleo na miscela na faixa de $0 \leq x \leq 1$, a 50 °C. O comportamento aproximadamente linear para esse parâmetro em concentrações de óleo na miscela de 0 a 20%, descrito por OTHMER e JAATINEN (1939), não foi encontrado nas simulações com a miscela a partir do óleo virtual de soja. Investigando a Figura 4.11 verifica-se que em toda faixa de concentração analisada de óleo na miscela virtual para o quociente do produto massa específica e tensão superficial pela viscosidade dinâmica alcançou-se um desvio máximo de $\pm 20\%$ em relação aos resultados encontrados por OTHMER e JAATINEN (1939).

Segundo DEMARCO, (2009), a miscela que sai do extrator e entra na etapa de destilação possui uma concentração que varia em um intervalo operativo de 25 a 30% em

massa de óleo. Ao inspecionar a Figura 4.10 verifica-se que no intervalo de 25% a 100% de concentração em óleo na miscela as simulações apresentam boa consonância com os resultados experimentais obtidos por OTHMER e JAATINEN (1939), e ainda, é dentro desse intervalo de concentrações que os equipamentos evaporador e *stripper* operam.

$$\frac{\sigma_{\text{miscela hipotética},50\text{ }^{\circ}\text{C}} \cdot \mu_{\text{miscela hipotética},50\text{ }^{\circ}\text{C}}}{\rho_{\text{miscela hipotética},50\text{ }^{\circ}\text{C}}} \times 10^3 \text{ (kg. m. s}^{-3}\text{)} = 34,324x_{\text{óleo},\text{miscela}}^2 - 71,126x_{\text{óleo},\text{miscela}} + 38,637 \quad (4.6)$$

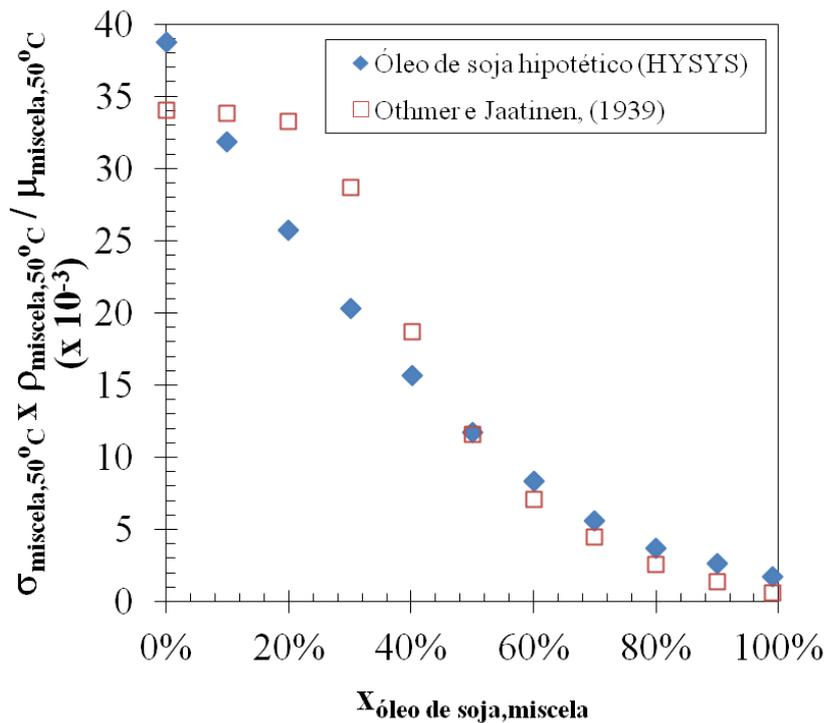


Figura 4.10 Comportamento do quociente do produto massa específica e tensão superficial pela viscosidade dinâmica na miscela a 50 °C formada por óleo de soja virtual simulado no HYSYS e com resultados da literatura frente a variação da concentração de óleo presente

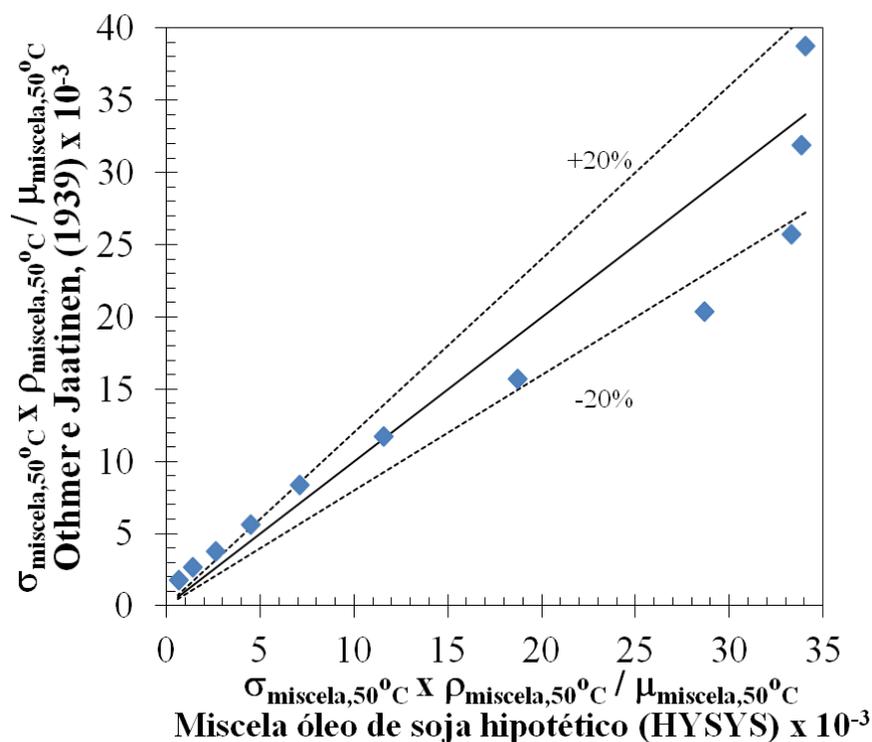


Figura 4.11 Comparação do quociente do produto massa específica e tensão superficial pela viscosidade dinâmica na miscela formada por do óleo de soja virtual simulado no HYSYS com os resultados da literatura frente a variação da concentração de óleo presente, a 50°C

4.4 Conclusões

As propriedades físicas da miscela virtual construída no HYSYS, por meio do óleo virtual de soja e hexano, apresentaram boa concordância com os dados experimentais encontrados na literatura para o quociente do produto massa específica e tensão superficial pela viscosidade dinâmica revelando desvios menores que 20% na faixa de concentrações de óleo na miscela de 0 a 100%.

Uma vez que os resultados obtidos apresentaram-se coerentes com valores obtidos experimentalmente na literatura, infere-se que a miscela virtual, modelada no HYSYS, pode ser utilizada com segurança na modelagem e simulação dos equipamentos evaporador e *stripper* do processo de destilação da miscela.

CAPÍTULO 5
MODELAGEM, SIMULAÇÃO E ANÁLISE DO SISTEMA DE
EVAPORAÇÃO DE MISCELA DA COAMO

5. MODELAGEM, SIMULAÇÃO E ANÁLISE DO SISTEMA DE EVAPORAÇÃO DE MISCELA DA COAMO

5.1 Introdução

A evaporação na indústria de óleo de soja é normalmente usada para remover o hexano puro e concentrar a miscela. Segundo CAI *et al.* (2011) a energia envolvida na destilação da miscela envolve uma demanda considerável de 530 kJ/kg hexano evaporado. 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 (PARAÍSO, 2001; CUSTÓDIO, 2003).

De acordo com FOUST (1982) em um evaporador vertical de tubos longos, esses elementos possuem 3,65 m a 6,10 m. A mistura de líquido e vapor sai pelo topo dos tubos e projeta-se contra uma chicana. A velocidade do líquido evaporado é suficiente elevada para que a chicana atue como um eficiente eliminador de espuma. Segundo THOMAS (2003), esse tipo de evaporador possui um corpo cilíndrico vertical e em sua parte inferior, existe uma câmara anular de vapor, atravessada por um feixe de tubos abertos nas extremidades e chamados de calandra. O líquido a evaporar entra nesse compartimento e adquire um movimento ascendente ao produzirem as primeiras bolhas de vapor. As porções de líquido no fundo terão que ser substituídas por outras que descem pelo conduto central, produzindo-se uma circulação ativa que facilita a convecção.

A Figura 5.1 apresenta um esquema de um evaporador típico da concentração de miscela. De acordo com PARAÍSO (2001) e CUSTÓDIO (2003) esse evaporador basicamente exerce a função de um trocador de calor, no qual o vapor de aquecimento flui na parte externa dos tubos, no sentido de cima para baixo, e a miscela escoar na parte interna dos tubos, no sentido de baixo para cima. A operação é de forma contínua e à medida que a miscela vai subindo nos tubos, essa 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. Esses aspectos são os seguintes:

- Concentração da miscela: a miscela normalmente chega, ao evaporador, diluída e, portanto, sua viscosidade é baixa conforme pode ser observado na Figura 4.6; dessa 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. Nesse caso, deve provocar turbulência para manter o coeficiente de transferência de calor em níveis elevados.

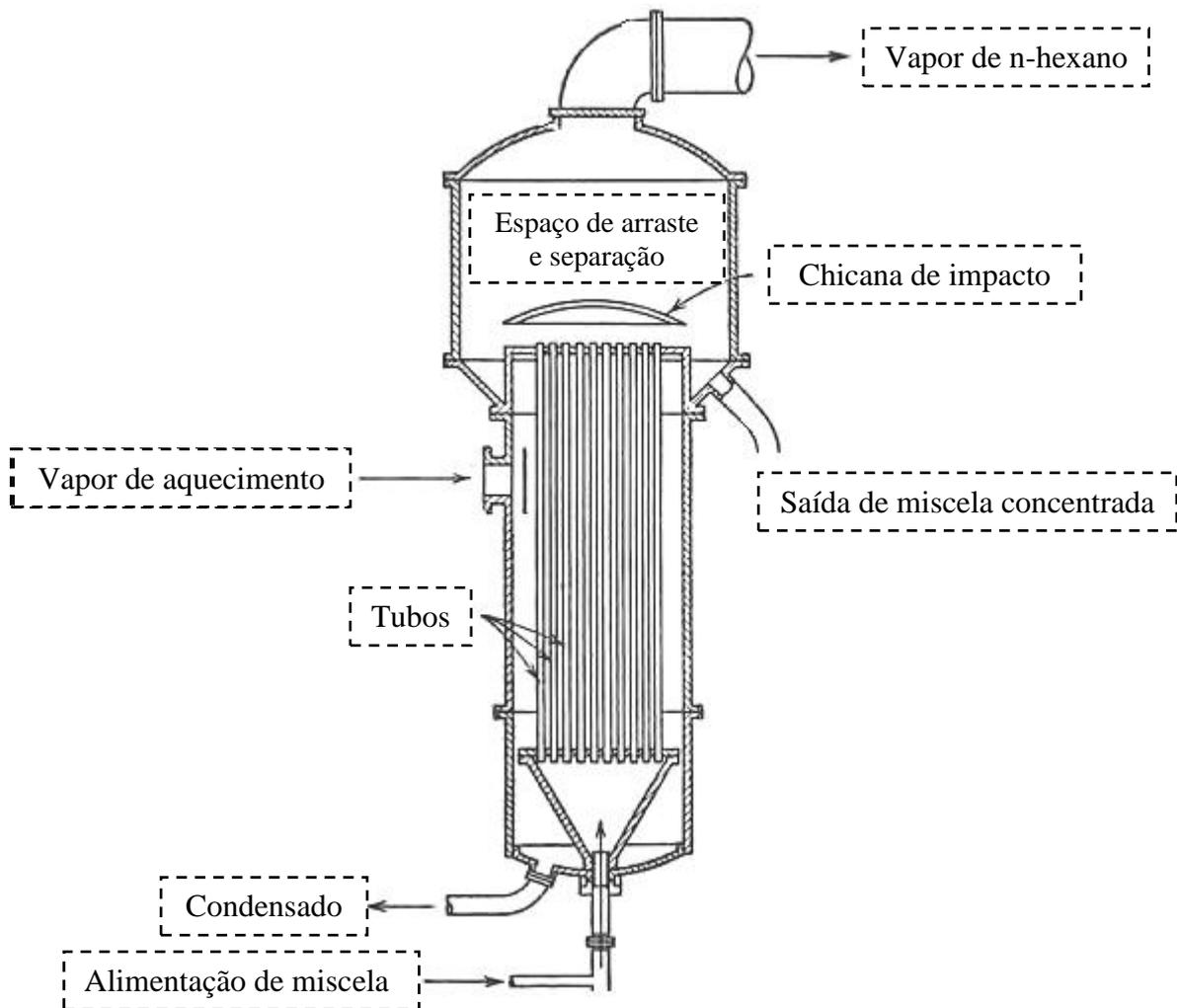


Figura 5.1 Evaporador típico da concentração miscela
Fonte: FOUST, (1982) (Adaptação)

- Sensibilidade do óleo a altas temperaturas: o óleo de soja degrada a temperatura elevada ou com aquecimento prolongado, prejudicando 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.

- 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 à 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. Esse fenômeno denomina-se elevação do ponto de ebulição.
- Pressão hidrostática: a coluna de mistura líquida provoca um efeito no evaporador denominado de carga hidrostática. Esse 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.
- 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 ter limpeza programada.

Em uma destilaria de óleo parte da energia utilizada na concentração da miscela vem do aproveitamento dos vapores saturados que saem da operação de dessolventização/tostagem. O evaporador que trabalha nessa configuração, segundo THOMAS (2003) e DEMARCO (2009), pode ser chamado de economizador e é conhecido como o primeiro estágio de evaporação. O restante da energia demandada na evaporação é proveniente do uso de vapor d'água saturado, cujo provem da geração na caldeira. Isso ocorre mais precisamente no chamado segundo estágio de evaporação (PARAÍSO, 2001). A Figura 5.2 apresenta um perfil de temperaturas, em geral, para o evaporador de primeiro estágio da miscela.

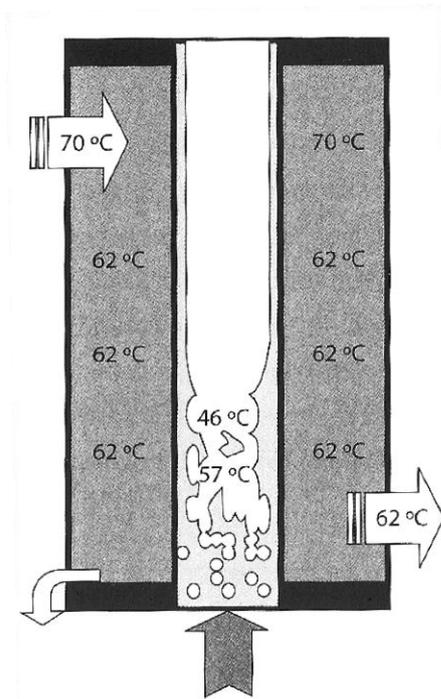


Figura 5.2 Distribuição temperaturas no evaporador de primeiro estágio
Fonte: DEMARCO, (2009)

Na transição da miscela do primeiro estágio de evaporação para o segundo estágio de evaporação, normalmente transporta-se o fluido, com o auxílio de uma bomba, fazendo-o passar por um trocador de calor que aquece a miscela utilizando como fluido de aquecimento a corrente de óleo bruto que sai da etapa de *stripping*. Essa etapa também pode ser realizada com vapor d'água em baixa pressão. No final do segundo estágio de evaporação, a miscela apresenta aproximadamente 96% em óleo (DEMARCO, 2009).

Um parâmetro de projeto muito importante na transferência de calor é o coeficiente global de troca térmica. Devido à alta complexidade na determinação do coeficiente a partir das resistências individuais, muitas vezes é conveniente se fazer uso de valores estimados a partir do desempenho de outros equipamentos operando em condições semelhantes (BENNET e MYERS, 1978).

Segundo GEANKOPLIS (1993), U é composto de uma parcela relativa ao coeficiente de condensação do lado do vapor; de uma parcela relativa à parede cuja resistência é praticamente desprezível devido à alta condutividade do metal; de uma parcela devida a resistência provocada pela incrustação do lado do líquido; e a parcela relativa ao filme do líquido dentro dos tubos.

A determinação do coeficiente global é feita determinando-se cada uma das parcelas através de modelos específicos e que, muitas vezes, geram resultados imprecisos. Isso

porque dependem das propriedades da solução, do meio aquecedor e da geometria e tipo da superfície. As propriedades da solução, por sua vez, estão fixadas apenas pela especificação dos respectivos componentes e pelas concentrações, pela pressão local e pelos detalhes do movimento do fluido. Especificação semelhante é necessária para determinar as condições do meio de aquecimento. As condições da superfície de troca térmica incluem a limpeza, a regularidade superficial, e a espessura do metal (PARAÍSO, 2001).

Conforme afirma BLACKADDER e NEDDERMAN, (1982), uma vez que a solução está em ebulição, ela deve estar em contato com o vapor de solvente puro, e assim, não há resistência à transferência de vapor pela interface. Essa transferência de calor é efetuada através de uma superfície que separa o meio aquecedor e a solução em ebulição no evaporador. O lado da solução normalmente é construído de maneira que haja uma boa mistura no interior da solução, e assim a composição da solução no interior do evaporador é a mesma da corrente de saída. Um grande espaço para o vapor juntamente com alguns dispositivos são instalados no evaporador para evitar o arraste da solução pelo vapor do solvente.

A quantidade de calor transferida para evaporar uma determinada quantidade de solvente da solução depende da diferença de temperatura entre o meio aquecedor e a temperatura de ebulição da solução. Essa temperatura, por sua vez, depende da concentração de moléculas do soluto, na solução, a qual tem sua pressão de vapor alterada, afetando assim o seu ponto de ebulição no equilíbrio. O efeito dessa alteração é a elevação do ponto de ebulição (BPR - *Boiling point rise*) da solução que pode afetar significativamente a operação do evaporador. É pertinente, portanto, na análise de um processo de evaporação correlacionar a temperatura de ebulição e a concentração do soluto na solução (PARAÍSO, 2001).

No processo de evaporação a solução é aquecida em uma determinada pressão até entrar em ebulição vaporizando o solvente no estado puro e, conseqüentemente, concentrando a solução. Nesse processo estabelece-se o equilíbrio entre a fase líquida e a fase de vapor. Uma vez que as fases estão em equilíbrio, as seguintes condições devem ocorrer: a temperatura da fase de vapor deve ser igual a temperatura da fase líquida; a pressão total na fase de vapor deve ser igual a pressão total na fase líquida; o potencial químico do solvente na fase de vapor deve ser exatamente igual ao potencial químico do solvente na fase líquida. Além dessas três hipóteses, a fase de vapor é assumida formada

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

SANDLER (2003) descreve um modelo do equilíbrio de fases que culmina na relação entre a temperatura de ebulição da solução (T), e a concentração do solvente (x_h) representado pela Equação 5.1, sendo γ_h o coeficiente de atividade do solvente hexano presente na miscela, ΔH_v^w o calor latente de vaporização do solvente puro na temperatura de saturação T_w , e na pressão, P do sistema, $c_{p,h}$ a capacidade calorífica do hexano e R a constante universal dos gases. O valor de T_w pode ser estimado através da equação de Antoine, de acordo com HIMMELBLAU (1982), representada pela Equação 5.2, em que T_w é expressa em °C e P em mmHg. O desenvolvimento do equilíbrio de fases por PARAÍSO (2001) se desenvolveu partir do delineamento das Equações 5.1 e 5.2. Na equação 5.1 T_w e T são em Kelvin.

$$\ln \gamma_h x_h = \frac{\Delta H_v^w}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_w} \right) + \frac{c_{p,h}}{R} \left(1 - \frac{T_w}{T} \right) + \ln \frac{T_w}{T} \quad (5.1)$$

$$T_w = \frac{2697,55}{15,8366 - \ln P} - 224,52 \quad (5.2)$$

O objetivo deste capítulo foi desenvolver a modelagem em regime permanente, simular e analisar a operação de concentração da micela de óleo de soja em evaporadores utilizando o simulador HYSYS, validando o modelo desenvolvido através de dados reais de processo, comparando os resultados com os valores obtidos por Paraíso *et al.*, (2003) e com um modelo matemático baseado nos balanços de massa e de energia.

5.2 Modelagem do sistema de evaporadores de destilação da miscela da COAMO

5.2.1 Características do processo de destilação da miscela na COAMO

Na Figura 5.3 é possível observar um esquema simplificado da configuração dos equipamentos no processo de evaporação da COAMO, em que uma corrente proveniente

do dessolventizador tostador (DT) que entra no primeiro evaporador ou primeiro estágio de evaporação (1ºEVP). Essa corrente é composta por vapores de hexano e água e fornece a energia para concentração da miscela no 1ºEVP. Da base do 1ºEVP sai a corrente com a miscela concentrada, que é bombeada para o segundo evaporador ou segundo estágio de evaporação (2ºEVP) e a corrente no topo composta por hexano puro, que é transferido para o condensador (COND). A corrente de miscela concentrada proveniente do 1ºEVP é concentrada novamente no 2ºEVP utilizando como fluido de aquecimento o vapor indireto d'água. A miscela concentrada que sai da base 2º EVP é bombeada para o *stripper* (STRIP) onde ocorre o esgotamento do hexano e os vapores de hexano puro que saem no topo do equipamento são transferidos para o condensador, enquanto o óleo sem solvente é encaminhado para a seção de refino. Os dados do processo e evaporados da COAMO encontram-se na Tabela 5.1.

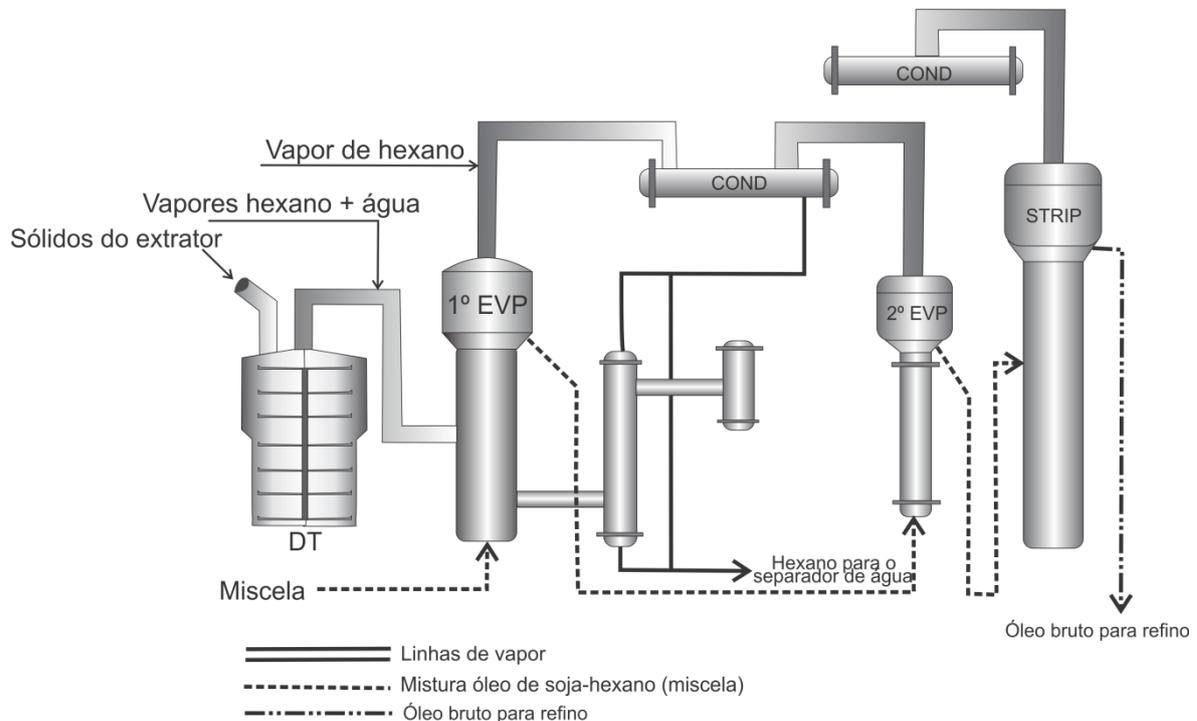


Figura 5.3 Visão geral do processo de concentração (destilação) da miscela na COAMO.

Tabela 5.1 Dados operacionais da COAMO utilizados como base na simulação

Discriminação	1º Evap.	2º Evap.
Vazão mássica da miscela na entrada	28,24 ton.h ⁻¹	11,290 ton.h ⁻¹
Taxa de vaporização	16,96 ton.h ⁻¹	3,87 ton.h ⁻¹
Fração mássica do óleo na entrada	0,26	-
Temperatura da miscela na entrada	49 °C	59 °C
Temperatura da corrente de aquecimento	71 °C	127 °C
Pressão de operação	300 mmHg	300 mmHg
Área de troca térmica	315 m ²	95 m ²
Número de tubos	924	270
Comprimento dos tubos	5,8 m	5,8 m

5.2.2 Modelagem do sistema de evaporação da miscela no HYSYS

A metodologia utilizada partiu da utilização dos blocos de simulação disponíveis no HYSYS, fazendo-se a emulação de um evaporador pela associação de um bloco de trocador de calor a um bloco de vaso de separação “flash”, uma vez que não há um bloco específico evaporador no simulador. Os módulos utilizados para emulação do evaporador foram à associação de um trocador de calor tipo tubular e um vaso separador flash. Segundo FOUST *et al.* (1982) um evaporador em sua forma básica é constituído por um trocador de calor, capaz de elevar a temperatura da solução até o ponto de ebulição, e um dispositivo para separar a fase vapor do líquido em ebulição. Esse conceito foi utilizado por: CHAWANKUL *et al.* (2001) para concentração de suco de laranja, JORGE *et al.* (2010) para concentração de caldo de cana de açúcar e também adotado neste trabalho.

Dessa maneira desenvolveu-se o modelo do sistema de evaporação da COAMO, no HYSYS, representando cada um dos dois evaporadores pela associação de um trocador de calor multitubular (trocador de calor) a um vaso flash (separador flash). Conforme pode ser observado na Figura 5.4 em que o trocador de calor representa a calandra do evaporador. Para fins de simulação admitiu-se um passo no casco e um passo nos tubos, orientação vertical, espaçamento máximo entre os espelhos e classificação A-E-L conforme as normas apresentadas por TEMA (1988). O Separador “flash” foi admitido como adiabático e teve a função de separar as fases provenientes da corrente Miscela quente, que sai do trocador de calor, em: vapor de hexano e miscela concentrada.

O coeficiente global de troca térmica foi deixado como parâmetro a ser estimado pelo HYSYS. Para isso utilizou-se duas rotinas de convergência na simulação impondo a concentração de hexano nas correntes inferiores de saída dos separadores 1 e 2 e ajustando iterativamente a temperatura da entrada na miscela aquecida nesses vasos. Os dados operacionais da COAMO utilizados como base para simulação foram obtidos de PARAÍSO *et al.*, (2003) e estão apresentados na Tabela 5.1. Para simulação do equilíbrio de fases e previsão do coeficiente de atividade utilizou-se o modelo termodinâmico NRTL para fase líquida e o modelo Peng-Robinson para fase gasosa.

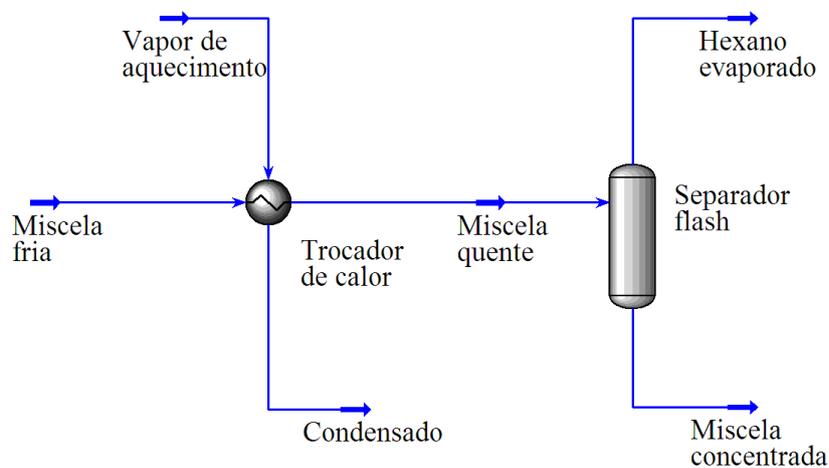


Figura 5.4 Representação dos evaporadores no HYSYS

No HYSYS, o coeficiente global de transferência de calor trocador de calor é calculado utilizando a média logarítmica da diferença de temperatura (Equação 5.3) as correntes do trocador de calor, diferentemente de valores para esse parâmetro apresentados na literatura, cujos representam um coeficiente global definido por meio da diferença de temperatura entre o vapor de aquecimento e a solução no interior do evaporador (Equação 5.4).

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_{entrada} - \Delta T_{saida}}{\ln \frac{\Delta T_{entrada}}{\Delta T_{saida}}} \quad (5.3)$$

$$\Delta T = T_{vapor\ aquecimento} - T_{solução} \quad (5.4)$$

Desta forma, as equações para o cálculo do calor trocado no trocador de calor no HYSYS (Equação 5.5) e para o evaporador (Equação 5.6) têm forças motrizes distintas, conduzindo a valores distintos de coeficientes globais de transferência de calor.

$$q_{\text{trocador de calor}} = U_{LMTD} A \Delta T_{LMTD}. \quad (5.5)$$

$$q_{\text{evaporador}} = U A \Delta T \quad (5.6)$$

Considerando que as quantidades de energia obtidas com o uso das Equações 5.5 e 5.6 são aproximadamente iguais, foi obtida a Equação 5.7 para conversão dos coeficientes globais de transferência de calor obtidos nas simulações no HYSYS e possibilitando a comparação com os resultados da literatura.

$$U = U_{LMTD} \frac{\Delta T_{LMTD}}{\Delta T} \quad (5.7)$$

5.2.3 Modelagem fenomenológica do sistema de evaporação da miscela

De acordo com PROST *et al.* (2006), bem sabe-se que as equações de balanço de massa e energia e a equação da taxa de transferência de calor entre a corrente quente (vapor de aquecimento em condensação) e fria (miscela na alimentação) governam o processo de evaporação. Para se avaliar a qualidade do modelo de evaporação da miscela, desenvolvido no HYSYS, um modelo fenomenológico foi desenvolvido com as equações do balanço de massa (Equações 5.14 e 5.15) e balanço de energia (Equações 5.16 e 5.17), que foram simultaneamente resolvidas para o evaporador *i*, com as Equações auxiliares 5.18 a 5.22. O coeficiente global de transferência de calor (*U*) foi estimado da Equação 5.23.

Balanço de massa no evaporador para o componente óleo de soja

$$F_e^i x_{o,e}^i = F_s^i x_{o,s}^i \quad (5.8)$$

Entalpia de vaporização na corrente de vapor gerada

$$h_{fgV}^i = h_{F,S}^i - h_V^i \quad (5.9)$$

Entalpia de vaporização na corrente de aquecimento

$$h_{fgS}^i = h_S^i - h_C^i \quad (5.10)$$

Energia trocada através da corrente de miscela alimentada

$$h_{F,S}^i - h_{F,e}^i = C_{pm} (T_{F,S}^i - T_{F,e}^i) \quad (5.11)$$

Balço de energia na corrente de miscela

$$F_e^i h_{F,e}^i + Q^i = V^i h_V^i + F_S^i h_{F,S}^i \quad (5.12)$$

Balço de energia na corrente de fluido de aquecimento

$$S^i h_S^i + Q^i = C^i h_C^i \quad (5.13)$$

Balço de massa na corrente de miscela alimentada

$$F_S^i = F_e^i - V^i \quad (5.14)$$

Desenvolvendo as Equações 5.8 e 5.14 e considerando a fração mássica de óleo (x_o) obteve-se a Equação 5.15.

$$V^i = F_e^i (1 - x_{o,s}^i / x_{o,e}^i) \quad (5.15)$$

Reorganizando as Equações 5.9 a 5.13 encontrou-se a Equação 5.16.

$$S^i = \frac{F_e^i C_{pm} (T_{F,S}^i - T_{F,e}^i) + V^i h_{fgV}^i}{h_{fgS}^i} \quad (5.16)$$

Energia trocada através do calor latente do fluido de aquecimento

$$Q^i = S^i h_{fgS}^i \quad (5.117)$$

Nessas equações, V^i, S^i, F_e^i, F_s^i , representa o fluxo de massa ($\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$) do vapor gerado, fluido de aquecimento, miscela alimentada e miscela concentrada na saída, respectivamente, no evaporador i ; Q^i é taxa de energia consumida no evaporador i (W); $x_{o,e}^i$ e $x_{o,s}^i$ é a concentração de óleo na miscela (kg óleo/ kg miscela) no evaporador i , T_e^i e T_s^i são as temperaturas da miscela ($^{\circ}\text{C}$) no evaporador i , h_{fgs} e h_{fgv} são as entalpias de vaporização ($\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}$) da corrente de aquecimento e da corrente de vapor gerada no evaporador i , respectivamente. Em qualquer lugar, e e s indicam as variáveis de entrada e saída do evaporador i .

Entalpias de vaporização:

$$h_{fg,\acute{a}gua} = -4,709 \cdot 10^{-12} P_i^3 + 3,941 \cdot 10^{-6} P_i^2 - 1,435 P_i + 2,369 \cdot 10^6 \quad (5.18)$$

$$h_{fg,h} = (0,0027(T_s + 273,15)^2 + 0,0265(T_s + 273,15) + 70,785) \times 1000 \quad (5.19)$$

A Equação 5.18, em que P_i é a pressão absoluta (Pa), foi obtida do ajuste polinomial ($R^2 = 1$) dos dados de tabelas de vapor d'água (PERRY *et al.*, 1984) na faixa de $0,4 \cdot 10^4 \text{ Pa} \leq P \leq 3,4 \times 10^5 \text{ Pa}$. A Equação 5.19 foi obtida através de ajuste polinomial de dados gerados no simulador HYSYS para o componente puro hexano para $0^{\circ}\text{C} \leq T \leq 150^{\circ}\text{C}$ ($R^2 = 0,9999$).

Lembrando que, para o evaporador 1 ($i=1$) o fluido de aquecimento constitui-se de vapores de hexano/água a uma proporção mássica de 9% de água e 91% de hexano. Na quantificação, portanto, da entalpia da corrente de aquecimento, do evaporador 1, foram utilizadas essas proporções mássicas na adição das Equações 5.18 e 5.19.

A capacidade calorífica média da miscela foi obtida conforme a Equação 5.20, tomando a média ponderal da composição (hexano e óleo de soja) na miscela alimentada considerando-se a capacidade calorífica do óleo puro (Equação 3.2) e do hexano puro (Equação 5.21). Na Equação 3.2 foi necessário incluir a multiplicação por 1000 para equivalência de unidades no modelo ($\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}$). A Equação 5.16 foi obtida utilizando o ajuste polinomial de dados simulados no HYSYS ($R^2=1$) para $0 \leq T \leq 66^{\circ}\text{C}$.

$$C_{p,m,miscela} = C_{p_o} x_{o,e} + C_{p_h} (1 - x_{o,e}) \quad (5.20)$$

$$c_{ph} = 5,0485 \cdot T_m + 2120 \quad (5.21)$$

Nas Equações 3.2 e 5.21 foi utilizada a média das temperaturas (T_m) da miscela na entrada e saída do evaporador i , representada pela Equação 5.22.

$$T_m = (T_e^i + T_s^i)/2 \quad (5.22)$$

A temperatura de saída T_s , foi estimada de acordo os resultados apresentados graficamente por BECKER (1971) para o *boiling point* da mistura hexano óleo de soja.

O coeficiente global de transferência de calor foi obtido pela Equação 5.23 em que U^i é o coeficiente global de transferência de calor ($\text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$) para o evaporador i . $LMDT^i$ é a diferença média logarítmica das temperaturas ($^\circ\text{C}$) e A_{ext}^i é a área externa do tubos no evaporador i , (m^2).

$$U_{LMDT}^i = \frac{Q^i}{A_{ext}^i \Delta T_{LMDT}^i} \quad (5.23)$$

O modelo matemático (Equações 5.3 a 5.18) foi sequencialmente resolvido em uma planilha eletrônica para os dois evaporadores verticais de tubos longos do processo de destilação da miscela da COAMO.

5.3 Resultados e discussões

5.3.1 Modelagem do sistema de evaporadores da COAMO, na destilação da miscela, no HYSYS

A Figura 5.5 apresenta o modelo do sistema de evaporação implantado no HYSYS. A junção das correntes de óleo bruto no misturador é uma etapa fictícia uma vez que a miscela já vem formada a partir do equipamento extrator. A união dos módulos representados por trocador de calor 1 e separador 1 constituem o modelo do primeiro evaporador na etapa de concentração da miscela. O segundo evaporador no processo é formado pela união do trocador de calor 2 e separador flash 2. O losango com a letra A

DEMARCO, (2009) resume parâmetros médios operacionais de refinarias de óleo de soja apresentando que a temperatura de saída da miscela do primeiro evaporador é de 50,9 °C e no segundo evaporador é de $95 \leq T \leq 110$ °C. A temperatura do vapor de aquecimento na saída do primeiro evaporador é igual a 62,0 °C. As concentrações de saída de óleo no primeiro e segundo evaporadores são iguais a 55/65% (m/m) e 97% (m/m) respectivamente. GONZALES *et al.* (2010), simularam o processo de evaporação da miscela da COAMO através do desenvolvimento de equações de balanço de massa, energia e equilíbrio líquido-vapor e obtiveram que a temperatura de saída da miscela e a concentração de óleo nessa corrente para o primeiro e segundo evaporador foram respectivamente iguais a 52,7 °C e 69,8% (m/m); 128,0 °C e 93,96% (m/m).

Tabela 5.2 Apresentação dos dados operacionais da COAMO e dados simulados no HYSYS

Discriminação	1º evaporador				2º evaporador			
	Dados COAMO	Simulação			Dados COAMO	Simulação		
		Paraíso <i>et al.</i> (2003)	HYSYS (NRTL)	HYSYS (IDEAL)		Paraíso <i>et al.</i> (2003)	HYSYS (NRTL)	HYSYS (IDEAL)
Vazão da miscela na entrada (ton.h ⁻¹)	28,24 ^(*)				11,29	11,46	11,28	11,28
Vazão da miscela na saída (ton.h ⁻¹)	11,29	11,46	11,28	11,28	7,49	7,42	7,44	7,42
Vazão do hexano na saída (ton.h ⁻¹)	16,96 ^(*)	16,78	16,96	16,96	3,80	3,87	3,86	3,84
Fração mássica do óleo na entrada	26% ^(*)				65%	64,1%	65,0%	65,0%
Fração mássica do óleo na saída	65%	64,1%	65,0%	65,0%	98%	98,8%	98,0%	98,1%
Temperatura da miscela na saída (°C)	50	50,1	51,4	51,4	119,8	113,6	117,8	121,2
Vazão fluído aquec. condens. (ton.h ⁻¹)	-	10,43	11,16	11,16	-	1,36	1,25	1,25
Temp. do fluído de aquec. na saída (°C)	-	-	63,0	63,1	-	-	127,0	127,0
Coef. global de transf. calor (W.m ⁻² .°C ⁻¹)	-	198	232	232	-	1134	1090	1090

(*) valores utilizados na simulação

Conforme apresentado na Tabela 5.3 observa-se que os desvios entre as concentrações de óleo na saída dos evaporadores medidas na COAMO e as simuladas no HYSYS foram nulos. Isso ocorreu devido aos valores de concentração ter sido parâmetros impostos nas rotinas de convergência adotadas no modelo. Os pequenos desvios observados quanto as vazões da miscela na saída do primeiro e segundo evaporadores bem como das vazões de hexano evaporado nos dois equipamentos indicam grande proximidade dos valores operacionais da COAMO e também dos resultados obtidos por PARAÍSO *et al.* (2003) para os dois modelos termodinâmicos de cálculo de coeficiente de

atividade na fase líquida utilizados. Analisando em segundo aspecto as temperaturas na saída dos evaporadores observa-se um desvio de 2,80% na saída do primeiro evaporador para os dois modelos de cálculo para predição do coeficiente de atividade da fase líquida, valor de desvio maior que obtido por PARAÍSO *et al.* (2003), embora no segundo evaporador o desvio em relação ao valor operacional foi de 1,67% (NRTL), menor que o obtido por PARAÍSO *et al.* (2003).

Tabela 5.3 Desvios relativos entre os valores simulados no HYSYS e por PARAÍSO *et al.* (2003) em relação aos valores operacionais da COAMO

Discriminação	1º evaporador			2º evaporador		
	Simulação			Simulação		
	Paraíso <i>et al.</i> (2003)	HYSYS (NRTL)	HYSYS (IDEAL)	Paraíso <i>et al.</i> (2003)	HYSYS (NRTL)	HYSYS (IDEAL)
Vazão mássica da miscela na entrada	-			-	0,00%	0,00%
Vazão mássica da miscela na saída	1,50%	0,00%	0,00%	-0,88%	-0,65%	-0,91%
Vazão mássica do hexano na saída	-1,00%	0,00%	0,00%	1,71%	1,60%	1,58%
Fração mássica do óleo na entrada	-			-1,38%	0,00%	0,00%
Fração mássica do óleo na saída	-1,38%	0,00%	0,00%	0,82%	0,00%	0,00%
Temperatura da miscela na saída	0,20%	2,80%	2,80%	-5,18%	1,67%	1,17%

5.3.2 Comparação dos resultados do HYSYS com o modelo fenomenológico

As previsões do modelo implementado no HYSYS, frente a variações da carga alimentada de miscela, foram bastante próximas daquelas obtidas com o modelo fenomenológico (Figuras 5.6 e 5.7) em que EVP 1 e EVP 2, referem-se ao primeiro e segundo evaporadores, respectivamente. As vazões das correntes do sistema de evaporação, obtidas com o modelo fenomenológico apresentaram uma diferença média em relação às previsões do HYSYS (Figura 5.6) de -2% para o primeiro evaporador e 6% para o segundo evaporador. A diferença entre o coeficiente global de transferência de calor (U_{LMDT}) predito pelos dois modelos também foi pequena (Figura 5.7). O desvio médio relativo entre os valores estimados pelo HYSYS foi de -3,6% para o primeiro evaporador e -1,9% para o segundo evaporador. Assim, ambos os modelos, fenomenológico e HYSYS, representaram adequadamente o sistema de evaporadores de miscela da COAMO.

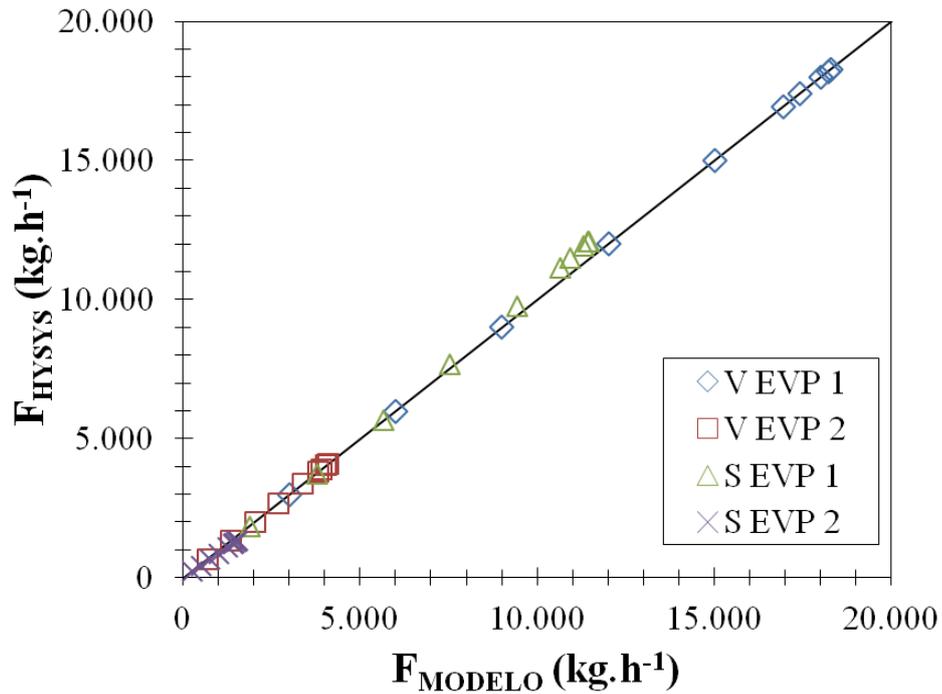


Figura 5.6 Comparação entre as vazões estimadas

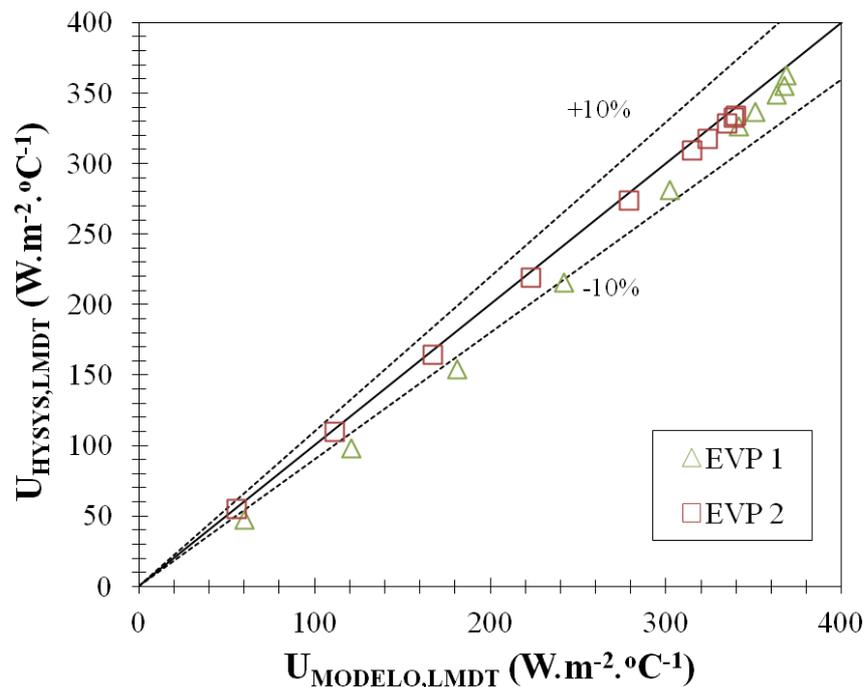


Figura 5.7 Coeficientes globais de transferência de calor para o primeiro e segundo evaporadores

Considerando a influência da temperatura na carga de miscela alimentada, observa-se que o comportamento das previsões do modelo implementado no HYSYS em comparação com o modelo matemático foram menores para o primeiro que para o segundo evaporador

(Figuras 5.8 a 5.9). Pode-se observar na Figura 5.9 que para temperaturas acima de 62 °C a diferença entre os resultados obtidos entre os modelos no HYSYS e matemático se acentuam, tornando-se distantes média de desvios exposta nas Figuras 5.11 e 5.13. Isso pode ter ocorrido devido na estimativa da temperatura T_s , ter-se utilizado os resultados experimentais apresentados graficamente por BECKER (1971) para o *boiling point* da mistura hexano óleo de soja. O solvente hexano utilizado nos experimentos desse autor pode ter sido uma mistura de compostos tais como 2-metilpentano, 3-metilpentano, o metil ciclo pentano e o ciclohexano, cuja temperatura de ebulição dessa mistura de hidrocarbonetos, segundo JOHNSON, (1997) pode apresentar-se de 65 °C a 70 °C. Na modelagem no HYSYS, que foi considerado somente o componente n-hexano como solvente, na pressão de operação do evaporador possui a temperatura de ebulição de 68,9°C. Essa diferença de temperaturas de ebulição do hexano, em cada modelo, pode ter acentuado a diferença entre os resultados obtidos, quanto mais próximos se esteve da temperatura de mudança de fase do solvente.

Nas Figuras 5.10 e 5.12 pode-se observar, para o primeiro evaporador, que o desvio médio obtido para a vazão de fluido de aquecimento foi de +4,1% e para o coeficiente global de transferência de 2,1%, na faixa de temperaturas simulada (40 a 61 °C), comparando-se os resultados do modelo desenvolvido por balanços de massa e energia e no HYSYS. Para o segundo evaporador (Figuras 5.11 e 5.13) foi revelado um desvio médio para a vazão de fluido de aquecimento igual a -12,6% e para o coeficiente global de transferência de calor igual a 1,9%, para temperaturas de 49 a 61 °C.

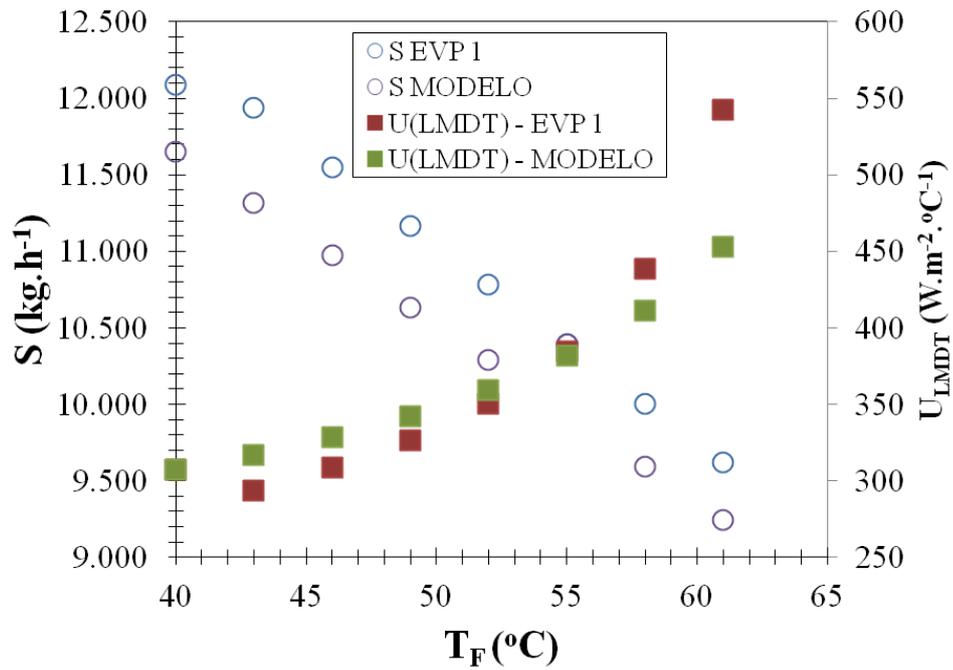


Figura 5.8 Influência da temperatura, na carga de miscela alimentada, no evaporador 1

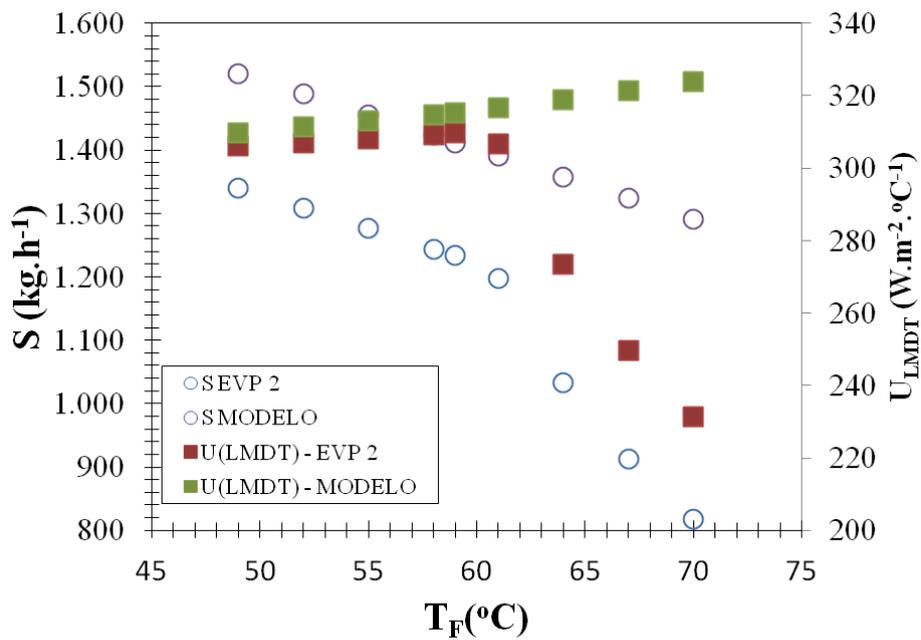


Figura 5.9 Influência da temperatura, na carga de miscela alimentada, no evaporador 1

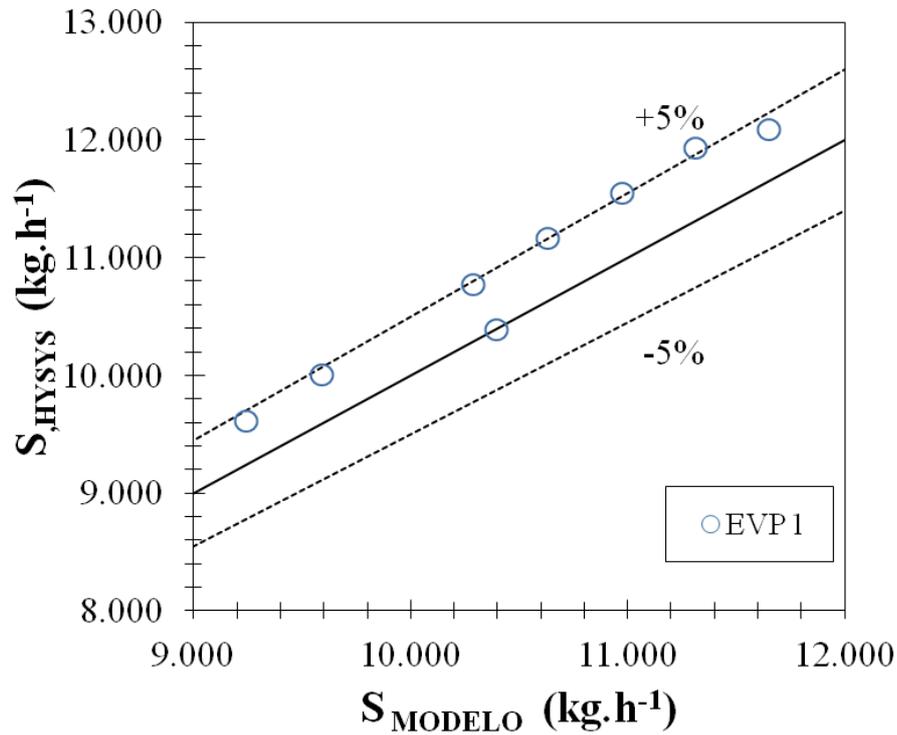


Figura 5.10 Comparação da influência da temperatura da miscela alimentada na vazão de fluido de aquecimento, no evaporador 1

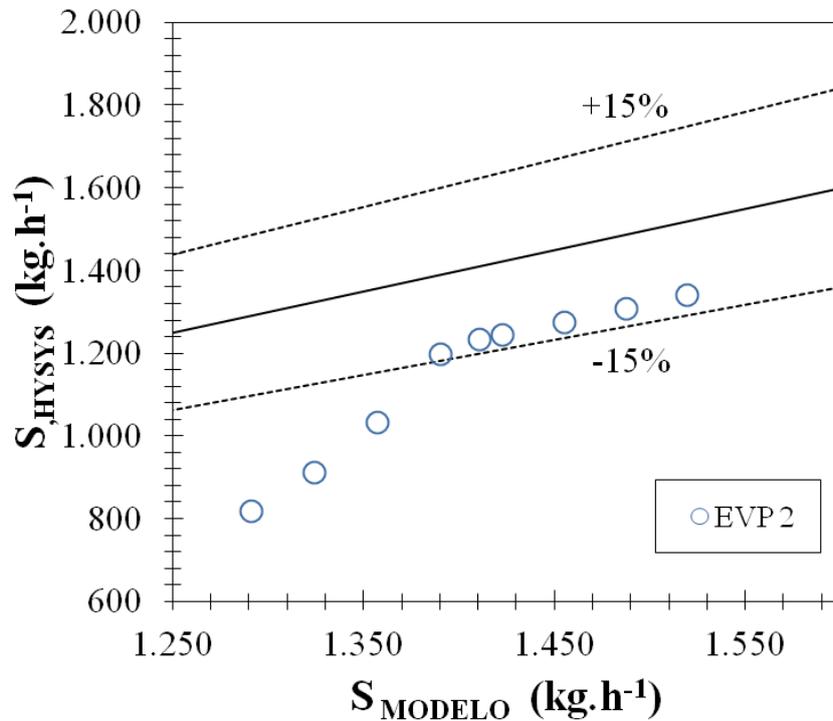


Figura 5.11 Comparação da influência da temperatura da miscela alimentada na vazão de fluido de aquecimento, no evaporador 2

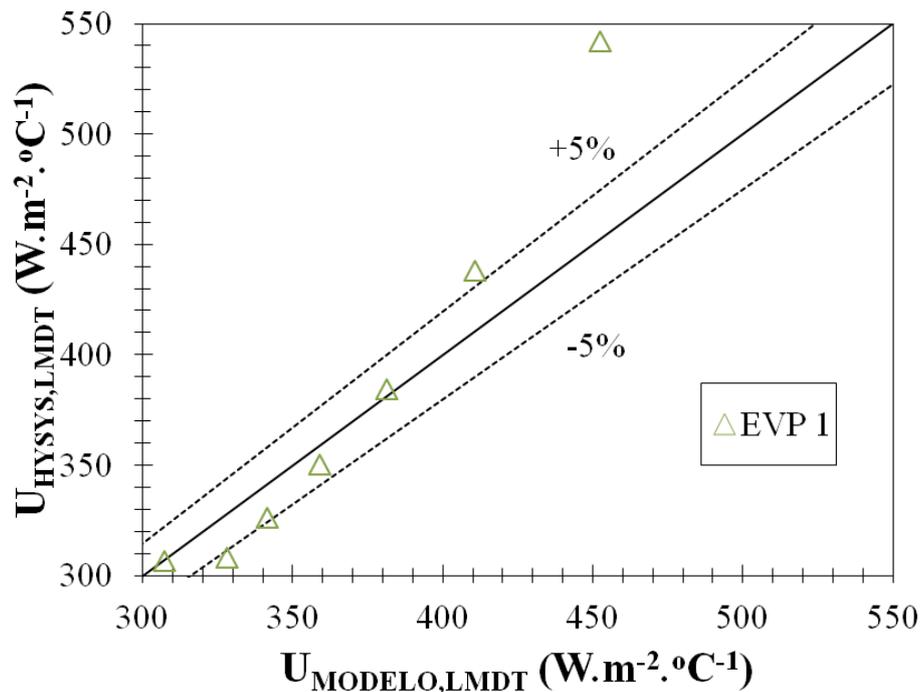


Figura 5.12 Comparação da influência da temperatura da miscela alimentada no coeficiente global de transferência de calor, no evaporador 1

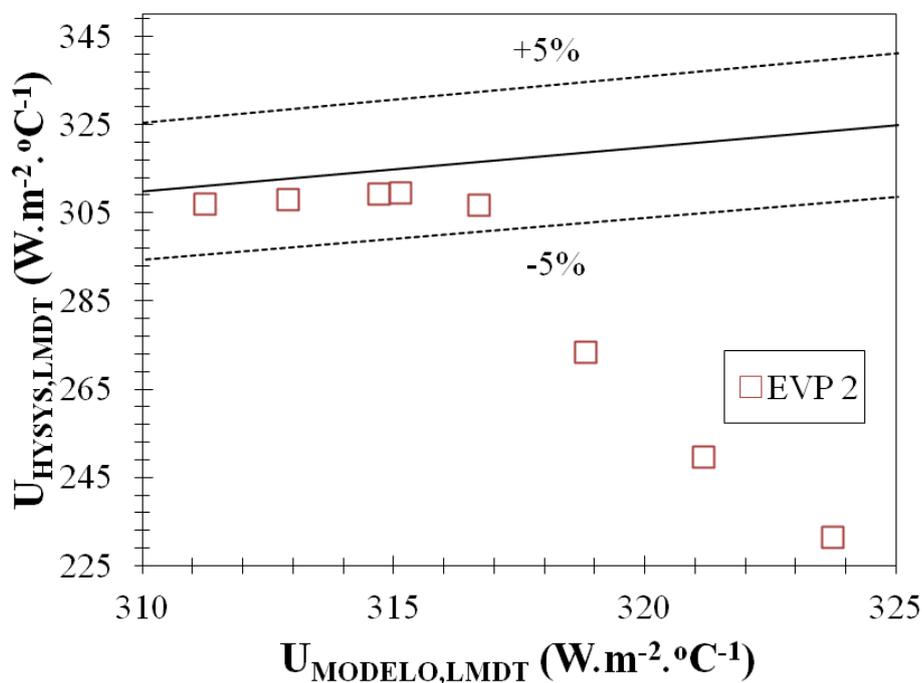


Figura 5.13 Comparação da influência da temperatura da miscela alimentada no coeficiente global de transferência de calor, no evaporador 2

5.3.3 Simulações com o modelo implementado no HYSYS

5.3.3.1 Avaliação da influência da temperatura da miscela na entrada do sistema de evaporação

A Figura 5.14 apresenta a influência da temperatura da miscela na entrada do sistema de evaporação sobre as vazões e frações mássicas das correntes. Analisando a Figura 3 foi possível constatar que o modelo do sistema de evaporação apresentou convergência para uma faixa de temperatura de alimentação da miscela de 21 °C a 64 °C. Também se observou que as frações mássicas de óleo na saída dos evaporadores 1 e 2 permanecem constantes na faixa de temperatura simulada, sendo que isso ocorre devido a imposição da composição do óleo de soja nas saídas dos evaporadores 1 e 2 nas rotinas de ajuste de convergência do modelo. As vazões de hexano evaporado a partir da miscela nos evaporadores 1 e 2 também permanecem constantes na faixa de temperaturas simuladas também devido as concentrações impostas na corrente inferior de saída dos evaporadores. A vazão de vapor de aquecimento no segundo evaporador permaneceu constante e independente da temperatura de alimentação da miscela no sistema na faixa de convergência do modelo porque é o primeiro evaporador que recebe todo o impacto de carga térmica. Quanto a vazão do fluido de aquecimento do primeiro evaporador, observa-se que para faixa de temperatura de alimentação da miscela de 21 °C até aproximadamente 45 °C ocorre a condensação e sub-resfriamento de todo vapor de hexano proveniente do dessolventizador-tostador e após 45 °C tem-se a condensação parcial.

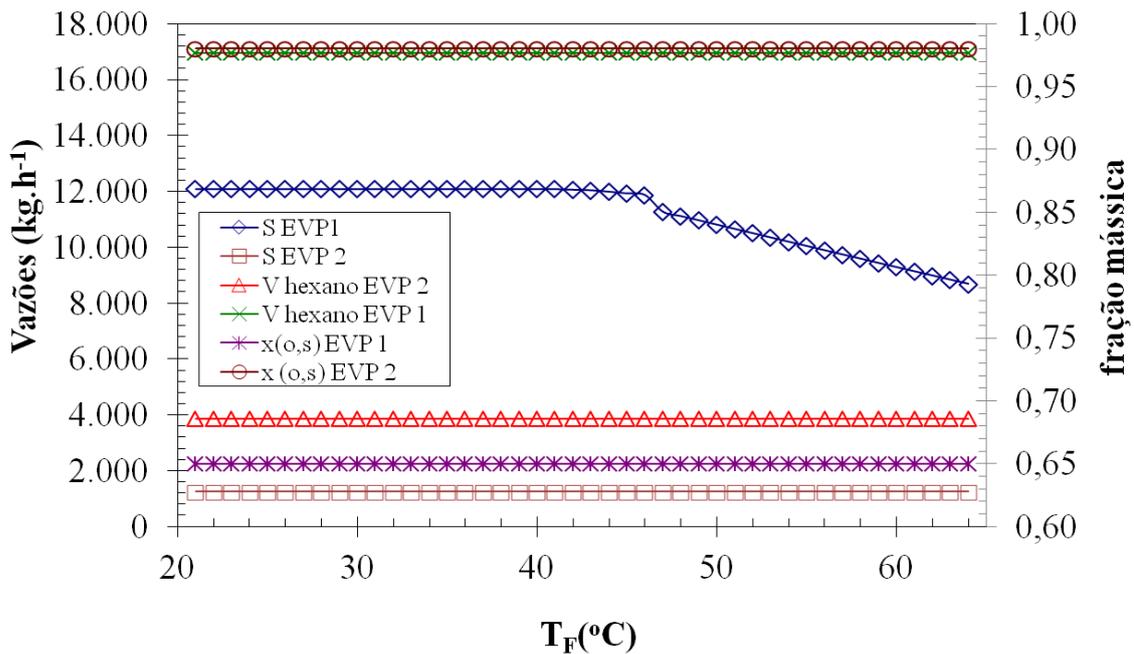


Figura 5.14 Influência da temperatura da miscela na entrada do sistema de evaporação

5.3.3.2 Avaliação da concentração de óleo na miscela na entrada do sistema de evaporação

A Figura 5.15 apresenta a influência da concentração de óleo na miscela na entrada do sistema de evaporação as vazões e frações mássicas das correntes. Pode-se observar que o modelo apresentou convergência para concentração de óleo na miscela na entrada do sistema de evaporação na faixa de 24% a 50% (m/m). Nota-se também que a concentração de óleo na miscela saindo do primeiro e segundo evaporadores bem como a vazões de vapor de aquecimento no segundo e as vazões de hexano evaporado saindo dos evaporadores 1 e 2 permanecem constantes. Tal comportamento se dá pelo mesmo motivo que descrito análise da simulação da influência da temperatura da miscela na entrada do sistema de evaporação.

Quanto a vazão do consumo de vapor de aquecimento no evaporador 1 observa-se ainda na Figura 5.15 que até uma concentração de alimentação de 25% (m/m) em óleo na miscela no sistema de evaporação ocorre a condensação total dos vapores de hexano mais água provenientes do dessolventizador-tostador. Em concentrações maiores que 25% (m/m) em óleo da miscela na entrada no sistema a curva de vazão de hexano evaporado da miscela apresentou o mesmo comportamento que o de condensação dos vapores de hexano mais água utilizados como fluido de aquecimento no evaporador 1.

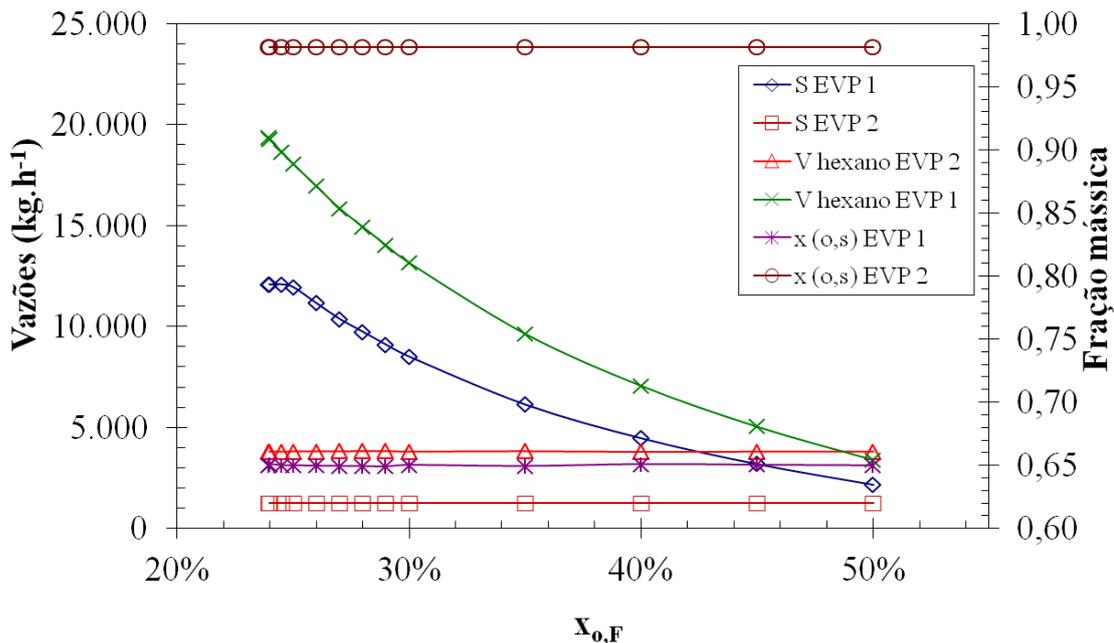


Figura 5.15 Influência da concentração de óleo na miscela na entrada do sistema de evaporação

5.3.3.3 Avaliação da influência da pressão de operação nos evaporadores do sistema de concentração da miscela

Na Figura 5.16 estão apresentadas as simulações para capacidade calorífica da corrente de miscela aquecida e o consumo de vapor de aquecimento em função da variação da pressão de operação em cada evaporador. A faixa de pressão operacional obtida para o primeiro evaporador foi 248 a 623 mmHg e para o segundo evaporador 45 a 203 mmHg. Pode-se notar que houve pequena variação do valor da capacidade calorífica da miscela aquecida no primeiro e segundo evaporadores em relação à queda de pressão sendo que a variação mais acentuada ocorreu no segundo evaporador. Quanto ao fluido de aquecimento avaliou-se que no primeiro evaporador a queda de pressão na faixa operacional do modelo não influenciou na quantidade condensada de vapor de hexano e água proveniente do dessolventizador-tostador. Já no segundo evaporador a queda de pressão influenciou fortemente o consumo de vapor de aquecimento. Para uma queda de pressão de 100 mmHg observou-se uma economia de 25% (m/m) de vapor saturado de água.

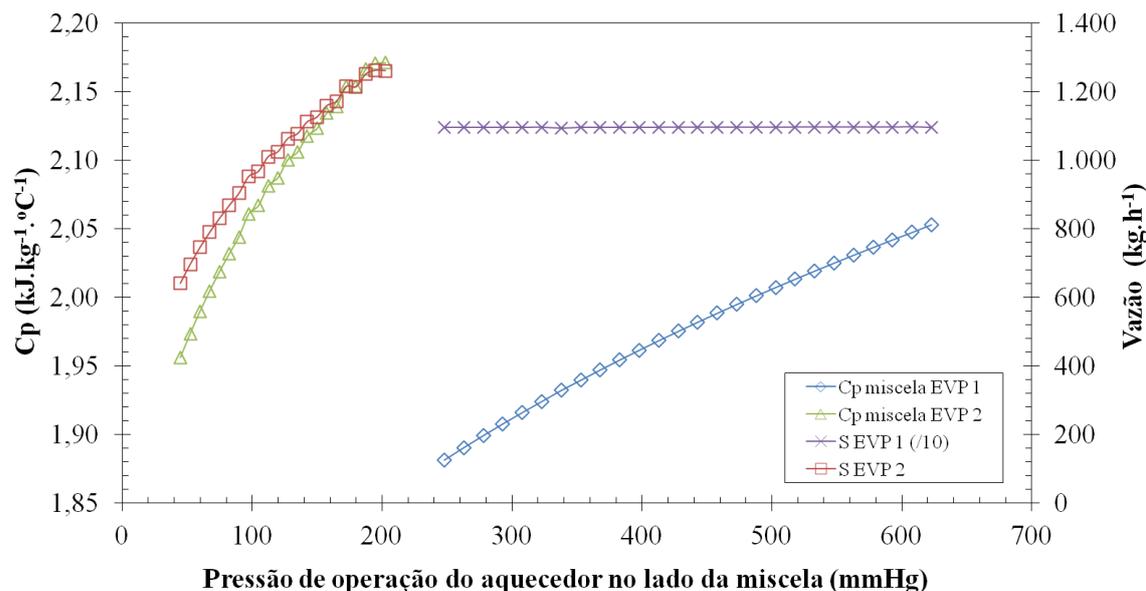


Figura 5.16 Influência da pressão de operação nos evaporadores do sistema de concentração da miscela

5.4 Conclusões

O óleo de soja virtual construído no HYSYS utilizando a avaliação de distribuição de grupos por molécula e a partir da fração mássica dos ácidos graxos constituintes foi uma aproximação satisfatória em função dos resultados encontrados na etapa de concentração da miscela nos evaporadores estarem condizentes com as reais de operação na planta.

A utilização dos modelos NRTL termodinâmicos e solução ideal para predição do coeficiente de atividade na fase líquida e Peng–Robinson para predição do coeficiente de atividade na fase gasosa conduziram a resultados de simulação coerentes quando comparados aos dados coletados na planta.

A estratégia de representar um evaporador no HYSYS pela a associação de um trocador de calor com um vaso separador de fases foi utilizada com sucesso e representou satisfatoriamente o comportamento dos evaporadores industriais da COAMO.

Tanto o simulador de processos HYSYS como o modelo fenomenológico desenvolvido representaram adequadamente o comportamento do sistema industrial de evaporação. Os valores previstos, com o modelo fenomenológico, para as vazões nas principais correntes no sistema de evaporação apresentaram uma diferença média absoluta em relação às simulações com o HYSYS de 2% e 6% para o primeiro e segundo evaporadores respectivamente. Quanto ao coeficiente global de transferência de calor, com

influência da vazão de alimentação, foram encontradas diferenças médias absolutas de 3,6% e 1,9% para o primeiro e segundo evaporadores, respectivamente, na comparação entre os dois modelos desenvolvidos. Os coeficientes globais resultantes do modelo de evaporadores implementado no HYSYS, encontraram-se dentro das faixas delimitadas pela literatura.

Os resultados obtidos mostraram que a modelagem e simulação do processo de evaporação da miscela utilizando o HYSYS foram bastante coerentes com as condições reais do processo com desvios máximos em relação aos dados coletados na planta de $\pm 1,6\%$ nas vazões e composições das correntes e $2,8\%$ nas temperaturas. O HYSYS, portanto, pode ser utilizado como ferramenta no processo de análise, simulações e otimizações da operação de concentração da miscela de óleo de soja em evaporadores do tipo vertical de tubos longos.

CAPÍTULO 6
MODELAGEM SIMULAÇÃO E ANÁLISE DO *STRIPPING*
DA MISCELA DA COAMO

6. MODELAGEM, SIMULAÇÃO E ANÁLISE DO STRIPPING DA MISCELA DA COAMO

6.1 Introdução

A dessorção, ou extração, é a operação oposta da absorção. Neste caso, o gás solúvel é transferido do líquido para a fase gasosa em virtude de a concentração no líquido ser maior que a concentração de equilíbrio com o gás (FOUST *et al.*, 1982).

A operação de *stripping* do óleo é uma etapa de extrema importância em uma refinaria de óleo de soja. Essa operação tem por função finalizar a destilação da miscela, ou seja, deve promover a remoção hexano residual do óleo após a operação de evaporação (PARAÍSO *et al.*, 2005).

A operação de *stripping* é utilizada na remoção de gases relativamente leves da corrente de óleos pesados pelo contato dela com uma corrente de gás relativamente leve como o vapor d'água. O contato entre a corrente de óleo e a corrente gasosa é promovida em estágios de forma contracorrente. O equipamento usado para realizar essa operação na planta de extração de óleo de soja é denominado de *stripper*, ou também, coluna terminadora (HOLLAND, 1975).

No equipamento *stripper* ocorre a operação inversa da absorção, colocando em contato direto a miscela com vapor direto d'água (DEMARCO, 2009), ocorrendo a separação do líquido por gravidade, sendo natural que esse flua para baixo em contra corrente a corrente gasosa ascendente. O fluxo contracorrente assegura que o gás exaurido prestes a deixar a coluna encontre o líquido fresco, favorecendo a extração. Próximo à base da coluna, o líquido já contém muito hexano dissolvido, mas encontra uma corrente ascendente de vapor d'água pobre nesse soluto, sendo ainda possível ampliar a extração.

De acordo com PARAÍSO (2001), o *stripper* utilizado na indústria de obtenção de óleo de soja é uma coluna alta, que tem como objetivo propiciar a separação do óleo de soja do hexano. O contato da miscela com o vapor no estágio provoca a transferência do hexano da corrente líquida para a corrente de vapor. Essa transferência depende das condições de operação da coluna em termos de temperatura e pressão e das condições de equilíbrio líquido-vapor entre os componentes dentro do equipamento. A temperatura da coluna deve ter um valor elevado (próximo a 120 °C) para contribuir mudança de fase do hexano bem como evitar ao máximo a condensação do vapor d'água. A pressão de operação deve estar entre 300 a 600 mmHg.

Segundo KEMPER (1998), a forma e o cuidado como o *stripper* é operado irá determinar o grau de recuperação do hexano e a qualidade do óleo. Para maximizar esta recuperação recomenda-se 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.cm⁻²; a pressão de operação deve situar-se em torno de 610 mmHg.

O objetivo deste capítulo foi desenvolver a modelagem em regime estacionário, simular e analisar a operação de *stripping* do hexano em um processo de obtenção de óleo de soja utilizando o simulador industrial HYSYS, validando o modelo desenvolvido com dados reais do processo e comparando com os valores previstos de um modelo matemático fenomenológico, desenvolvidos através de balanços de massa e energia e correlações termodinâmicas de equilíbrio de fases apresentados por Paraíso *et al.* (2005).

6.2 Modelagem do sistema de evaporadores de destilação da miscela da COAMO

6.2.1 Características do processo de *stripping* da miscela na COAMO

Um esquema para o equipamento *stripper* utilizado na planta de obtenção de óleo de soja bruto da COAMO pode ser observado na Figura 6.1.

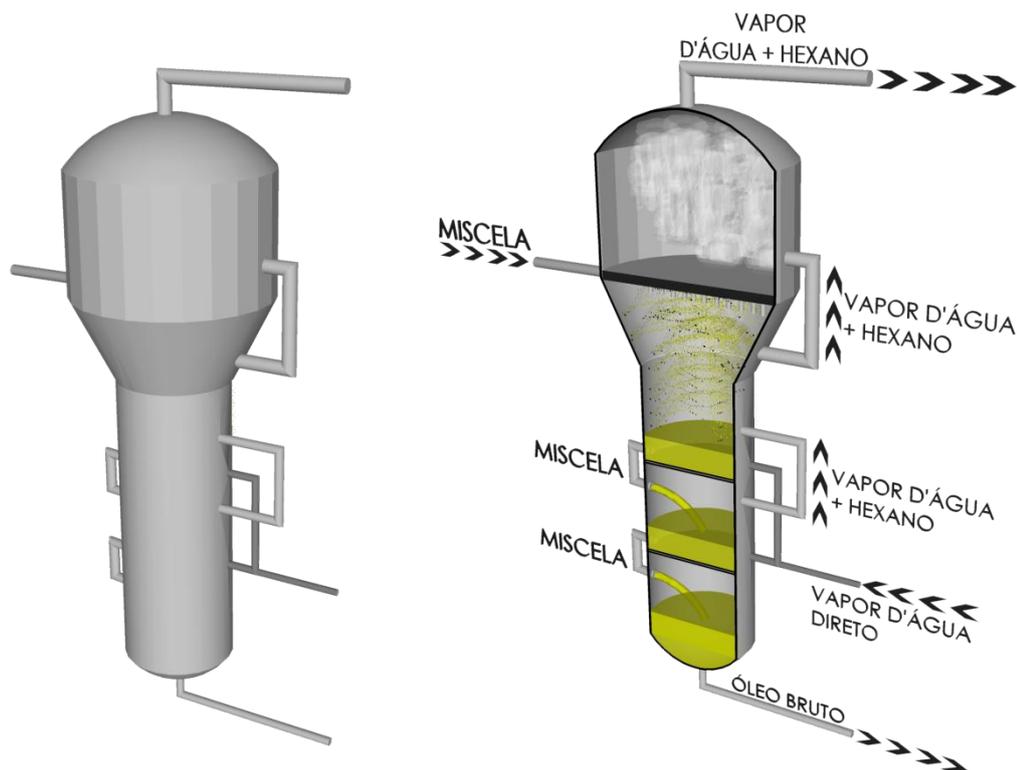


Figura 6.1 Esquema do equipamento *stripper* da planta industrial da COAMO

O *stripper* (Figura 6.1) é uma coluna dividida em compartimentos denominados de estágios e com estruturas específicas para propiciar o fluxo e contato dos materiais. Em particular, na COAMO, o *stripper* é formado por dois estágios. A miscela concentrada em óleo forma a corrente líquida que entra na parte superior (topo) e passa por uma estrutura que facilita sua distribuição dentro do equipamento, ocorrendo à pulverização da solução. Essa corrente ao atingir um estágio forma um pequeno reservatório de líquido, possibilitando o contato entre o vapor d'água direto e a miscela. Esse vapor d'água é alimentado no fundo do estágio, que o distribui no seio do líquido de modo a ocorrer o *stripping* do hexano presente na solução. Após o reservatório atingir certo nível, o líquido flui ao estágio inferior através de uma tubulação externa. Este fluxo da corrente líquida ocorre até a saída no fundo do *stripper* onde passa o líquido passa a ser denominado de óleo bruto. A corrente de vapor, composta de vapor d'água e hexano, flui de maneira contracorrente em relação a corrente líquida e passa de um estágio inferior para o superior através de tubulações também externa.

Assim, pode-se observar (Figura 6.1) que o fluxo de correntes, de estágio a estágio se diferencia da forma tradicional, pois a corrente de vapor que sobe e a corrente de líquido que desce não se cruzam no fundo do estágio uma vez que esse é fechado (PARAÍSO *et*

al., 2005). O conteúdo residual de solvente no óleo bruto na saída do *stripper* dependerá, além da temperatura e da pressão de operação em vácuo, da vazão de vapor d'água injetada no equipamento (DEMARCO, 2009).

O *stripper* em operação na COAMO (Figura 6.1) tem a possibilidade de injeção de vapor d'água nos dois estágios. Entretanto, esse procedimento só é realizado no primeiro estágio. Essa técnica foi relatada pela indústria como uma característica de operação necessária para obter o óleo bruto com um menor teor de umidade, facilitando a operação das etapas posteriores ao *stripping*. Entretanto, a não injeção de vapor nesse segundo estágio aumenta significativamente o consumo de vapor e diminui a recuperação do solvente como será abordado, por meio da simulação. As condições operacionais do *stripper* da COAMO estão apresentadas na Tabela 6.1.

Tabela 6.1 Dados operacionais no *stripper* da Como

Discriminação	<i>stripper</i>
Vazão mássica da miscela na entrada	7,49 ton.h ⁻¹
Fração mássica do hexano na entrada	0,02
Temperatura da miscela na entrada	119,7 °C
Número de estágios	2
Pressão no 1º estágio	26,6 kPa
Pressão no 2º estágio	38,7 kPa
Vazão mássica do óleo bruto na saída	7,35 ton.h ⁻¹
Fração mássica do hexano no óleo bruto na saída	0,001360
Temperatura do óleo bruto na saída	114 °C
Temperatura do vapor direto d'água	180 °C
Pressão do vapor direto d'água	393,3 kPa

6.2.2 Modelagem do *stripper* no HYSYS

O desenvolvimento do modelo do equipamento *stripper* da COAMO foi efetuado a partir do uso direto do bloco de simulação disponível no HYSYS para o equipamento coluna de absorção ajustando os parâmetros conforme os dados operacionais apresentados na Tabela 6.1.

Para simulação do equilíbrio de fases e previsão do coeficiente de atividade utilizou-se o modelo termodinâmico NRTL para fase líquida e o modelo Peng-Robinson para fase gasosa.

6.3 Resultados e discussões

6.3.1 Modelagem do *stripper* da COAMO, na destilação da miscela, no HYSYS

A Figura 6.2 apresenta o modelo do *stripper* construído no HYSYS. Na coluna, que representa o equipamento *stripper* cada prato (2) foi considerado como um dos estágios do *stripper* industrial da COAMO. A corrente “Miscela concentrada” representa a corrente de miscela que vem do sistema de evaporadores. O bloco “Distribuidor de vapor d’água” foi utilizado para variar a quantidade de vapor injetado em cada estágio através das correntes “Vapor Sat 1” e “Vapor Sat 2” cuja totalização da vazão é representada pela corrente “Vapor d’água”. Na saída do *stripper* encontra-se a corrente “Óleo bruto” que representa a miscela após o esgotamento do hexano e também a corrente “Hexano + vapor d’água” que é composta pelo hexano desorvido da miscela e pelo vapor de água injetado nos estágios do *stripper*. O bloco representado por um losango é a função *Adjust* do HYSYS. Essa função faz a convergência do modelo ajustando a vazão de vapor d’água necessária para obter a concentração de hexano especificada na corrente de óleo bruto. A corrente nomeada com vazão nula foi adicionada ao modelo para atender uma conexão necessária no bloco de simulação para que houvesse a convergência do modelo. A posição ocupada por essa corrente no modelo é o fundo da coluna e, essa corrente, portanto, foi configurada com vazão zero devido à injeção de vapor d’água ser somente nos estágios do equipamento, ou seja, é uma corrente simbólica.

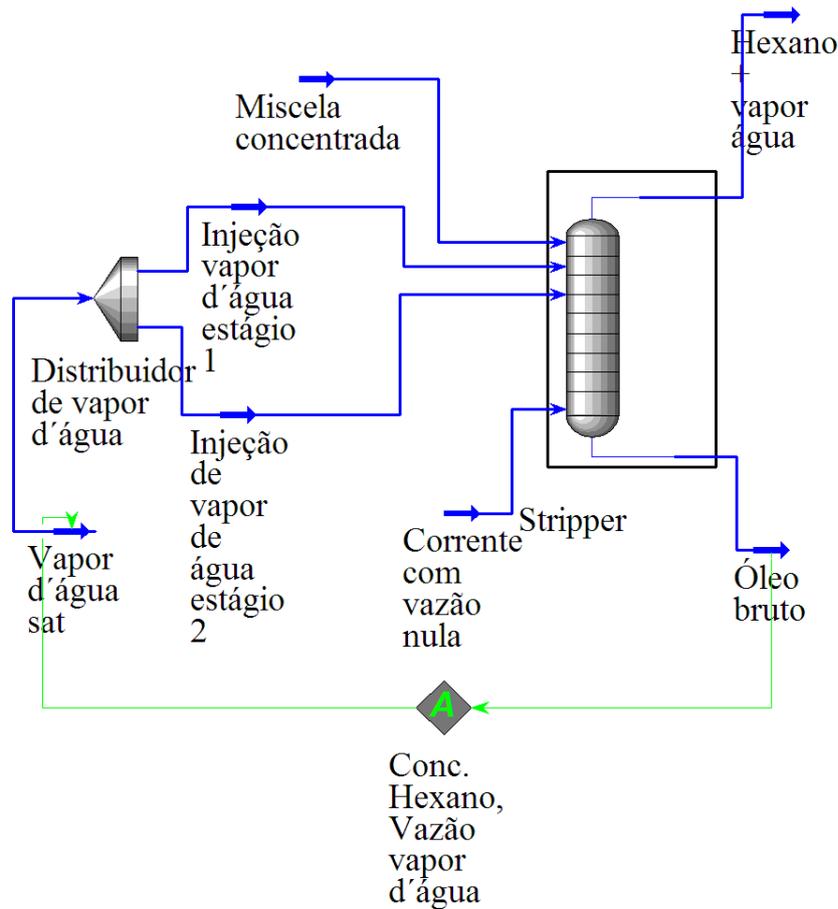


Figura 6.2 Modelo do *stripper* da COAMO no HYSYS

Pode-se observar na Tabela 6.2 grande proximidades dos resultados obtidos com o modelo implementado no HYSYS com os dados operacionais da COAMO e também com os resultados encontrados por PARAÍSO *et al.* (2005), cujos autores utilizaram a modelagem fenomenológica baseada em balanços de massa e de energia e correlações termodinâmicas de equilíbrio de fases. A coerência dos resultados obtidos, diante dos modelos estudados, pode ser observada através de variáveis desvios na Tabela 6.3, em que em relação à condição real de operação, o modelo proposto no HYSYS revelou desvios de -0,12% e 7,80% para vazão e temperatura do óleo na saída do equipamento, respectivamente. O pequeno desvio observado para vazão de óleo bruto evidencia o potencial de aplicabilidade do modelo sugerido no simulador para otimização das condições reais do processo. O desvio em relação as condições operacionais para temperatura do óleo bruto, obtido por PARAÍSO *et al.* (2005), foi menor que o desvio observado com a simulação no HYSYS. Porem esses autores não utilizaram o valor da vazão de miscela alimentada no *stripper* a partir do resultado que obtiveram na saída do segundo evaporador (7424 kg observado na Tabela 5.2). Essa diferença, certamente, se fez

no componente hexano, que em uma vazão maior na alimentação no *stripper* consome, portanto, mais energia para mudar de fase auxiliando no resfriamento do sistema e consequentemente em uma temperatura menor na saída do óleo bruto. Na simulação com o HYSYS, uma vez que a pretensão é implementar um modelo global do sistema de destilação da miscela, as temperaturas, vazões e pressões das correntes são comuns aos equipamentos que se interligam.

Tabela 6.2 Apresentação dos dados operacionais da COAMO e dados simulados no HYSYS

Discriminação	<i>stripper</i>		
	Dados COAMO	Simulação	
		Paraíso <i>et al.</i> (2005)	HYSYS
Vazão da miscela na entrada (ton.h ⁻¹)	7,49 ^(*)		7,44
Vazão do óleo bruto na saída (ton.h ⁻¹)	7,35	7,36	7,34
Vazão de vapor no topo (ton.h ⁻¹)	-	1,100	444,7
Consumo de vapor d'água (ton.h ⁻¹)	-	0,960	0,350
Fração mássica do hexano no óleo bruto (ppm)	1.360	1.413	1.360 ^(*)
Fração mássica do hexano no vapor do topo	-	0,126	0,332
Temperatura da miscela na entrada (°C)	119,7	119,7 ^(*)	117,8
Temperatura do óleo bruto (°C)	114,0	113,6	123,1

^(*)Dados operacionais utilizados na simulação

Tabela 6.3 Desvios relativos entre os valores simulados no HYSYS e por PARAÍSO *et al.* (2005) em relação aos valores operacionais da COAMO

Discriminação	Desvios relativos entre:		
	dados reais e simulados por (%):		dados simulados no HYSYS e por Paraíso <i>et al.</i> (2005) (%):
	Paraíso <i>et al.</i> (2005)	HYSYS	
Vazão do óleo bruto na saída (kg/h)	0,18	-0,12	-0,29
Fração mássica do hexano no óleo bruto	3,90	0	-3,75
Temperatura da miscela na entrada (°C)	0	-1,58	-1,58
Temperatura do óleo bruto (°C)	-0,35	7,80	8,36
Vazão de vapor no topo (kg/h)	-	-	-69,8
Consumo de vapor d'água (kg/h)	-	-	-49,3

Devido à ausência dos dados operacionais para a vazão de vapor no topo e consumo de vapor d'água no equipamento *stripper*, a discussão desses parâmetros será apresentada no capítulo seguinte.

6.3.2 Simulações com o modelo do *stripper* da COAMO desenvolvido no HYSYS

6.3.2.1 Avaliação da influência da temperatura da corrente de miscela

A simulação da influência da temperatura da miscela na entrada do *stripper* pode ser observada na Figura 6.3. Pode-se verificar que com o aumento de temperatura da miscela na entrada do *stripper* há uma redução significativa no consumo de vapor d'água aproximadamente de $14,2 \text{ kg de vapor d'água.}^\circ\text{C}^{-1}$ de incremento na temperatura da miscela. Porém, segundo os valores de referência para temperatura do óleo bruto proposto por DEMARCO (2009) que é a faixa de $95 \text{ a } 110 \text{ }^\circ\text{C}$, verifica-se que o aumento de temperatura de miscela seria benéfico à operação de *stripping* do óleo de soja até aproximadamente $113 \text{ }^\circ\text{C}$, valor em que está próximo do limite máximo de $110 \text{ }^\circ\text{C}$ sugerido em literatura.

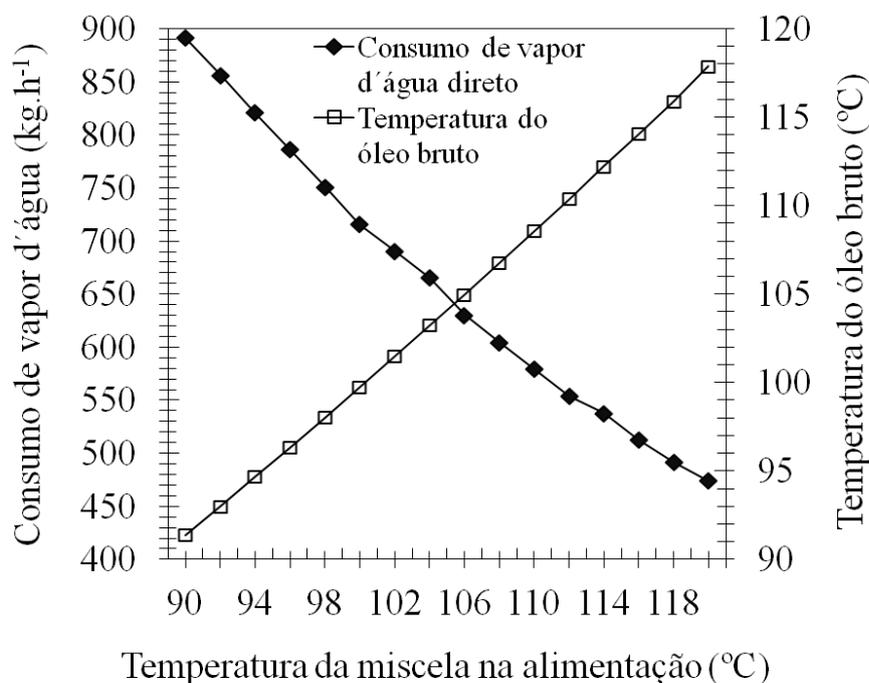


Figura 6.3 Simulação da influência da temperatura da miscela

6.3.2.2 Avaliação da influência da vazão de alimentação da miscela

Na Figura 6.4 pode ser observada influência da vazão de alimentação da miscela sobre o *stripper*. O aumento da vazão de miscela no *stripper* apresentou um comportamento linear crescente com um incremento no consumo de vapor d'água em 0,05 kg vapor d'água direto/kg miscela aumentado. A temperatura do óleo na saída do equipamento permaneceu constante em 115,6 °C , portanto não sofreu influência do aumento da vazão de miscela na alimentação. A função *Adjust* (Figura 6.2), presente na modelagem do *stripper*, tem por objetivo o valor estabelecido da concentração de hexano na corrente de óleo bruto, e tem como variável a vazão de vapor de d'água injetado no equipamento. Logo o aumento da vazão de miscela alimentada também incrementa a quantidade de hexano a ser evaporado. Esse, para passar da fase líquida para fase gasosa, utiliza a energia fornecida através da quantidade de vapor d'água injetado, atingindo a concentração estabelecida na função *Adjust*. Como o vapor d'água injetado é proporcional ao hexano que está em mudança de fase, ocorre que a temperatura da corrente de óleo bruto permanece constante.

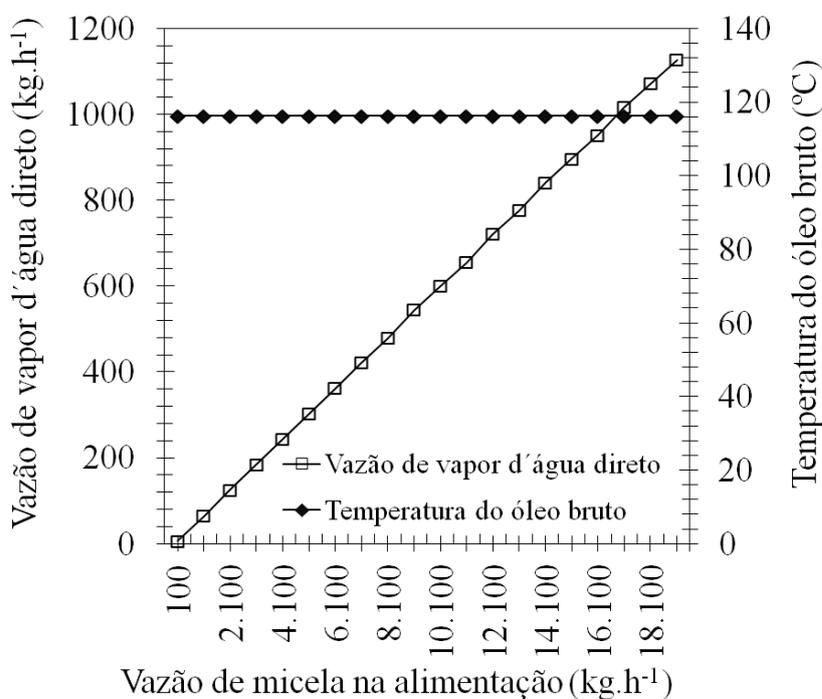


Figura 6.4 Simulação da influência da vazão de alimentação da miscela

6.3.2.3 Avaliação da influência da temperatura do vapor d'água injetado no *stripper*

Pode-se observar na Figura 6.5 que os incrementos na temperatura do vapor d'água injetado no *stripper* contribuíram para um decréscimo no consumo dessa utilidade em $0,32 \text{ kg.h}^{-1}.\text{°C}^{-1}$ incrementado. No entanto o custo variável com o vapor d'água injetado apresenta um ponto mínimo em 211 °C , ou seja vapor na pressão de 17 kgf.cm^{-2} , indicando que o aumento de temperatura do vapor injetado acima deste valor, apesar do decréscimo que pode ser observado no consumo, não é rentável financeiramente na etapa de *stripping*. Quanto a temperatura do óleo bruto na saída do *stripper* observou-se que a temperatura sofreu incrementos de aproximadamente $0,034 \text{ °C.°C}^{-1}$ (de acréscimo na temperatura do vapor injetado).

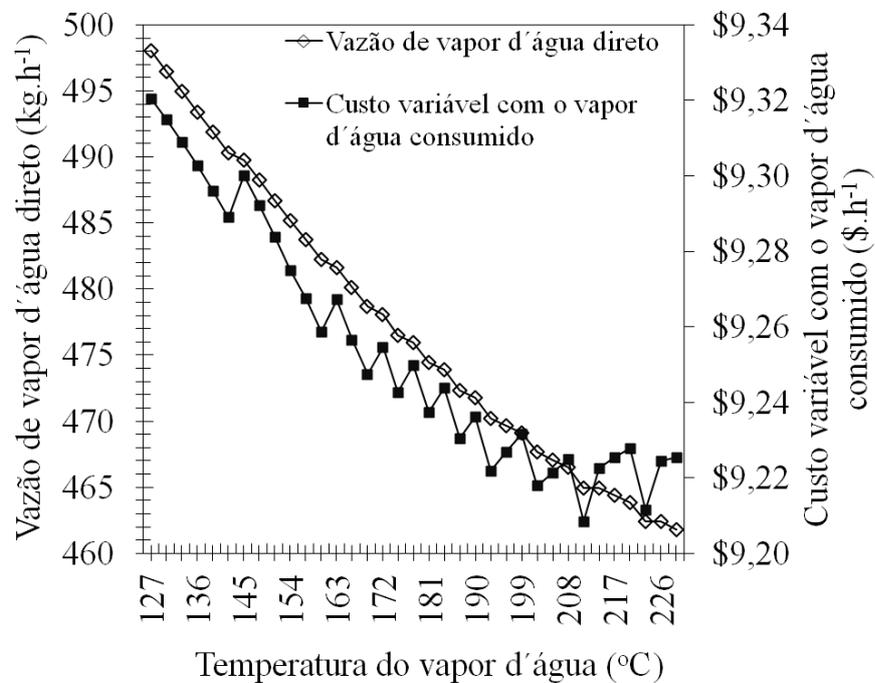


Figura 6.5 Simulação da influência da temperatura do vapor d'água injetado no *stripper*

O custo variável com o vapor d'água consumido (Figura 6.5) foi determinado de acordo com THERMAL (2012) e METROGAS (2012).

6.3.2.4 Avaliação da influência da quantidade de vapor d'água injetada por estágio

Na Figura 6.6 está apresentada a simulação para influência da quantidade de vapor d'água injetada por estágio. Pode-se observar que à medida que se aumenta a vazão de

vapor d'água no primeiro estágio (ocorrendo proporcionalmente a diminuição da injeção de vapor no segundo estágio) há um crescimento acentuado do consumo de vapor. Quando o vapor de água é somente injetado no primeiro estágio tem-se o maior consumo de vapor no equipamento (aproximadamente 500 kg.h^{-1}). Isso mostra que a operação realizada pela COAMO no *stripper* com injeção de vapor somente no primeiro estágio é a condição de maior consumo energético. A melhor condição de operação seria se todo vapor fosse injetado no segundo estágio. A temperatura do óleo bruto na saída do equipamento também apresentou comportamento crescente com a injeção de vapor preferencial no primeiro estágio, atingindo $0,9 \text{ }^\circ\text{C}$ de elevação da temperatura quando a injeção de vapor d'água é realizada somente no primeiro estágio, indicando um fator prejudicial à qualidade do óleo bruto processado. A concentração de hexano no óleo bruto foi mantida constante em 1360 ppm e esse valor foi inserido na função *Adjust* (Figura 6.2) para convergência do modelo e simulação da quantidade de vapor d'água consumido.

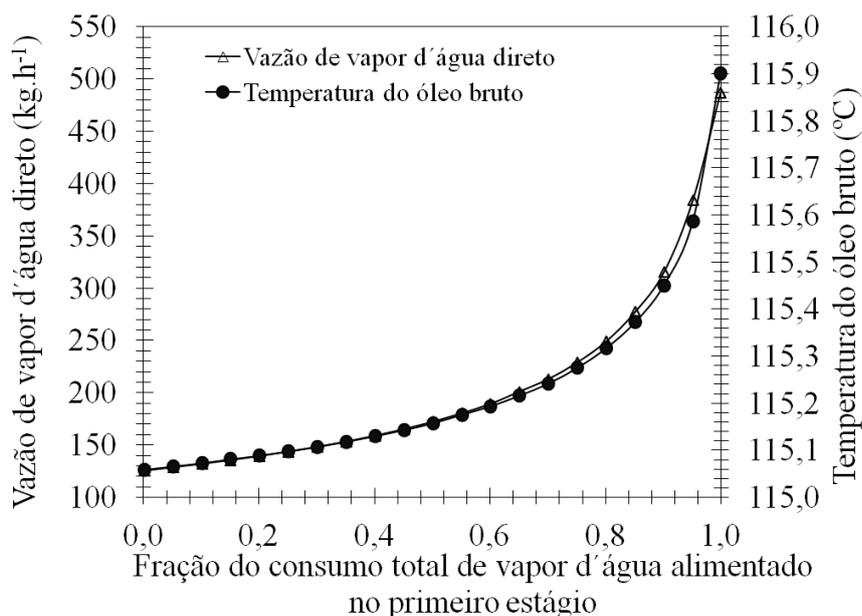


Figura 6.6 Simulação da influência da quantidade de vapor d'água injetada por estágio

6.3.2.5 Avaliação da influência da pressão de operação nos estágios

Devido à pressão de operação no primeiro estágio ser menor que do segundo estágio observa-se na Figura 6.7 que as simulações da pressão realizadas de 1 kPa a 31 kPa para o primeiro estágio e na Figura 6.8 de 27 kPa a 50 kPa para o segundo estágio. Tanto na Figura 6.7 quanto na Figura 6.8 indicam que o aumento da pressão de operação eleva o consumo de vapor e a temperatura do óleo bruto, sendo que no primeiro estágio a taxa de

aumento de consumo de vapor em relação à pressão de operação foi de $12,3 \text{ kg}_{\text{vapor}} \text{ d'água.kPa}^{-1}$ e no segundo estágio foi de $1,1 \text{ kg}_{\text{vapor}} \text{ d'água.kPa}^{-1}$ evidenciando que a variação da pressão de operação é mais influente no consumo de vapor d'água no primeiro estágio. Enquanto no estágio 1 a variação da pressão de operação em 30 kPa provocou um aumento máximo de $1 \text{ }^\circ\text{C}$ na temperatura do óleo bruto na saída no *stripper*, no estágio 2 uma variação de 23 kPa quase não alterou temperatura do óleo bruto na saída permanecendo aproximadamente constante em $116,2 \text{ }^\circ\text{C}$. Esse resultado destaca que a influência da pressão de operação é mais acentuada no primeiro estágio, sendo quase imperceptível no segundo.

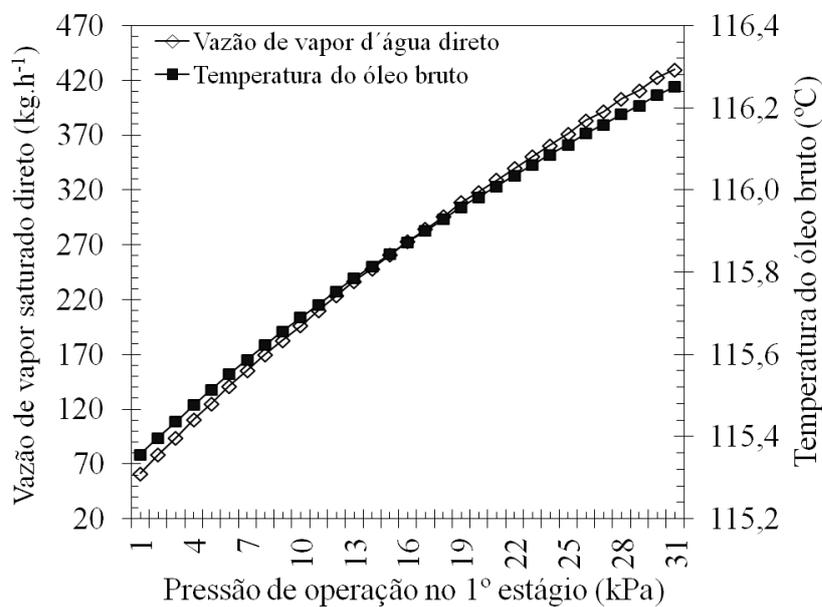


Figura 6.7 Simulação da influência da pressão de operação no primeiro estágio

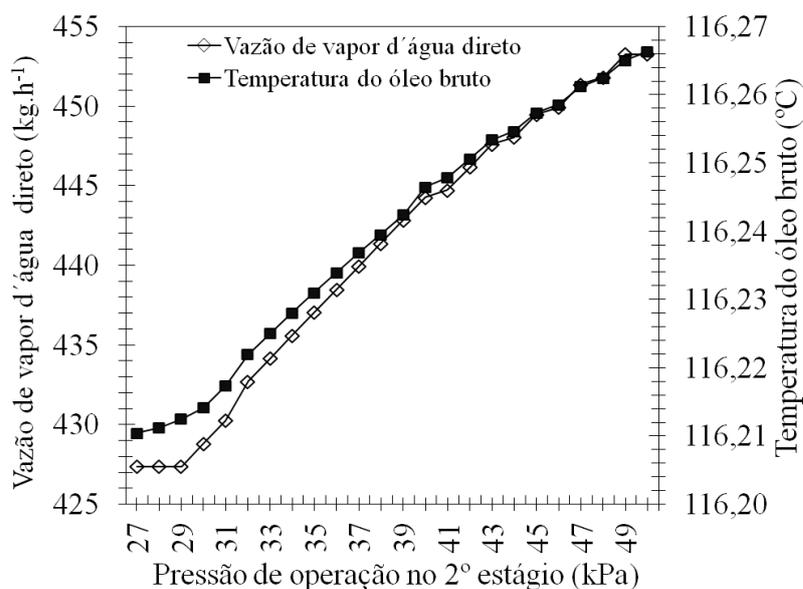


Figura 6.8 Simulação da influência da pressão de operação no segundo estágio

6.4 Conclusões

A proposta de um óleo virtual de soja construído no HYSYS a partir da fração mássica dos ácidos graxos constituintes utilizando a teoria de distribuição de grupos por molécula foi uma aproximação satisfatória, pois adicionalmente ao modelo do *stripper* por meio de uma coluna de dessorção no HYSYS foram obtidos desvios iguais a -0,12%, -1,58% e 7,80% para os parâmetros vazão de óleo bruto, temperatura da miscela alimentação e temperatura do óleo bruto, respectivamente, em relação aos dados operacionais.

A partir das simulações realizadas no modelo para o *stripper* da COAMO foi concluído que alguns parâmetros de melhor desempenho operacional seriam: a injeção de vapor somente no segundo estágio, para melhor desempenho energético; operando o 1º primeiro estágio na menor pressão possível com a temperatura da miscela na alimentação próximo a 113 °C contemplando o menor consumo energético com a maior temperatura do óleo bruto admissível segundo a literatura.

Os resultados obtidos revelaram que a modelagem e simulação do processo de evaporação da miscela utilizando o HYSYS estão bastante coerentes com as condições reais do processo, validando a utilização deste simulador como ferramenta de análise, simulações e otimizações da operação de concentração da miscela de óleo de soja e hexano em um *stripper*.

CAPÍTULO 7
ANÁLISE GLOBAL DO SISTEMA DE DESTILAÇÃO DA
MISCELA DA COAMO

7. ANALISE GLOBAL DO SISTEMA DE DESTILAÇÃO DA MISCELA DA COAMO

7.1 Introdução

Nos capítulos anteriores foram realizadas a modelagem, a simulação e análise das principais operações envolvidas na obtenção de óleo bruto no processo da destilação da miscela. Nas simulações procurou-se obter os valores das correntes e parâmetros do sistema nas mais reais e melhores condições operacionais. O modelo global para a destilação de miscela da COAMO, implementado no HYSYS, pode futuramente ser utilizado para analisar e otimizar o processo de uma forma mais abrangente.

JONGENELEN (1976), SCHUMACHER (1983), PARAÍSO (2001), CAI (2011) enfatizam a grande atenção que deve ser dada a quantidade de energia consumida na indústria de processamento da soja, sendo necessária intensa investigação na possibilidade de diminuição no consumo de vapor d'água e otimização no consumo dos vapores provenientes da etapa de dessolventização. A Tabela 7.1 apresenta os valores de consumo de vapor d'água em várias etapas da extração a solvente de óleo soja propostos por JONGENELEN (1976).

Tabela 7.1 Consumo de vapor d'água em várias etapas do processo de extração de óleo de soja a solvente

Processo	Consumo de vapor d'água (kg.ton ⁻¹ de grãos de soja processada)
Condicionamento	60
Extração	20
Destilação da miscela	40
Desolventização/Tostagem	150
Secagem/resfriamento	80

Segundo JONGENELEN (1976) (Tabela 7.1) a destilação da miscela apresenta um dos menores consumos de vapor d'água em relação às outras etapas porque reutiliza quando quase que a totalidade da energia proveniente dos gases do dessolventizador-tostador. Caso isso não ocorresse a destilação demandaria 3 vezes mais a quantidade de vapor d'água em relação ao que exige no processo.

Para finalizar o estudo da destilação da miscela este capítulo apresentará a comparação do consumo de vapor d'água obtido com as simulações no HYSYS e com os

resultados apresentados por JONGENELEN (1976) e PARAÍSO (2001), uma vez que não se tem os valores reais de consumo dessa utilidade na planta.

7.2 Modelo do sistema destilação da miscela da COAMO no HYSYS

Na Figura 7.1, em que é apresentada o modelo global do sistema de destilação da miscela da COAMO, pode-se notar que as correntes globais de entrada são:

- *Miscela Fria*: formada simbolicamente pelas correntes *Óleo bruto* e *Hexano extração*. Essa corrente contribui com massa e quantidade de energia ao sistema
- *Vapores DT quente*: formada por vapores provenientes da etapa de dessolventização e tostagem do farelo da soja. Essa corrente contribui somente com energia para o sistema, mais especificamente no primeiro evaporador
- *Vapor água sat quente*: Corrente de vapor de água saturado que fornece somente energia para o sistema, atuando diretamente no segundo evaporador.
- *Vapor d'água*: Corrente de vapor d'água superaquecido que entra em contato direto com a miscela no equipamento *stripper* fornecendo energia para o processo de dessorção do hexano

As correntes de saída do sistema, no modelo implementado no HYSYS e apresentado na Figura 7.1, são:

- *Vapores DT frio*: É formada pela a condensação parcial da corrente *Vapores DT quente*, após troca térmica no primeiro evaporador
- *Vapor água sat fria*: Essa corrente é constituída pela condensação da corrente *Vapor água sat quente* após troca térmica no segundo evaporador
- *Óleo bruto*: corrente formada pela destilação da corrente *Miscela fria* inicial alimentada no sistema
- *Hexano recuperado + vapor d'água*: Essa corrente foi criada para facilitar a quantificação do hexano recuperado no processo. Ela representa a somatórias das correntes, *Hexano evap 1* e *Hexano evap 2* constituída de hexano puro e provenientes do primeiro e segundo evaporadores, respectivamente, e ainda

adicionada a corrente *Hexano + vapor água*, que é liberada no topo do equipamento *stripper*.

O equipamento *Pré-aquecedor miscela* (Figura 7.1) representa um bloco de simulação de um aquecedor que se qualifica por utilizar uma corrente de energia (*Energia pré-aquecedor*) necessária para modificar a temperatura de uma corrente. Esse bloco foi utilizado porque não se teve informações, operacionais da COAMO, sobre como a miscela que sai do primeiro evaporador era aquecida até a temperatura de 59 °C para entrada no segundo evaporador. Em alguns processos segundo DEMARCO (2009) essa etapa é feita com o término da condensação de vapores do dessolventizador-tostador após trocar calor no primeiro evaporador.

Nesse capítulo avalia-se a quantidade de vapor de aquecimento no processo de destilação da miscela e um balanço global por componente. Para avaliar a quantidade de vapor d'água consumida no segundo evaporador e *stripper*, foi feito um cálculo retroativo para colocar a demanda de vapor (kg) por tonelada de soja processada tomando-se a porcentagem de óleo na corrente *Miscela fria* (Tabela 5.1). Depois de quantificado a vazão de óleo de soja, na miscela, na entrada do sistema de destilação, obteve-se do trabalho de PARAÍSO (2001) a fração mássica de óleo no grão de soja igual a 20% e o teor residual de 1% de óleo de soja na torta formada na saída do extrator da COAMO. Com esses valores calculou-se a quantidade de grãos de soja (ton) referente a vazão de miscela operacional da COAMO (Tabela 5.1) utilizada na simulação no HYSYS.

No Apêndice A estão apresentadas os diagramas do processo, para cada etapa do modelo de concentração da miscela implementado no HYSYS.

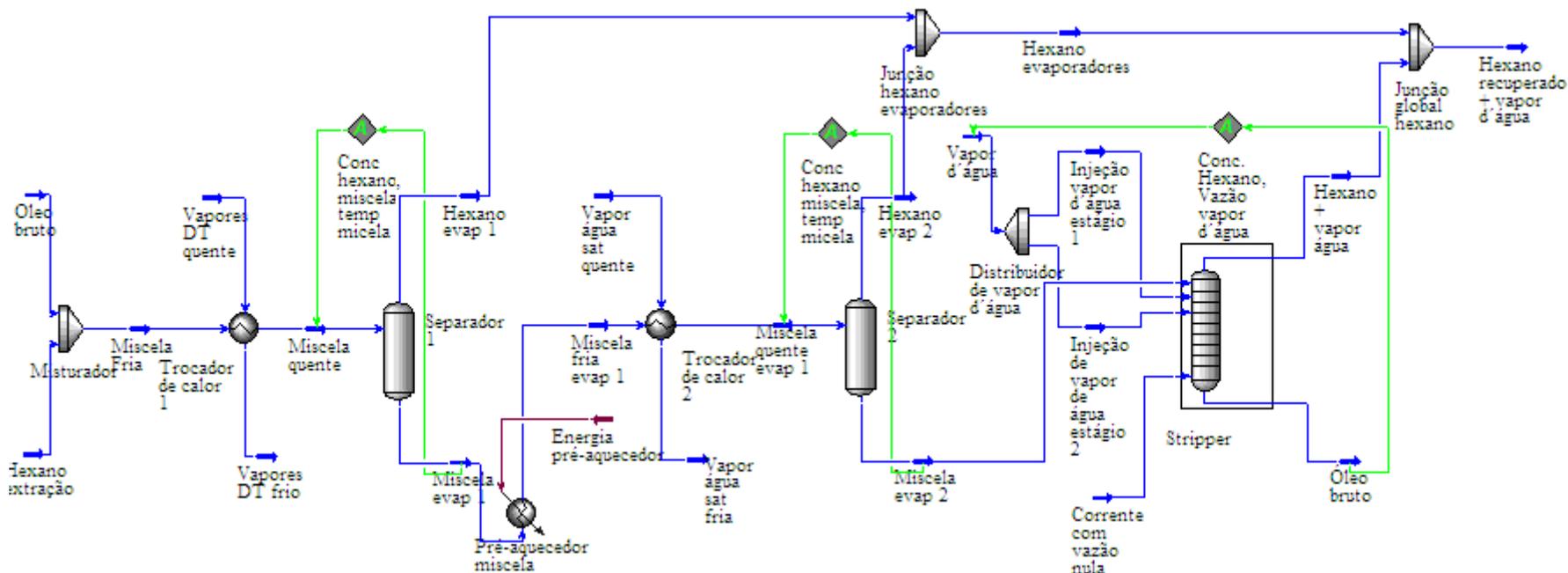


Figura 7.1 Modelo global do sistema de destilação da miscela da COAMO no HYSYS

7.3 Resultados e discussões parciais

7.3.1 Avaliação de vapores de aquecimento

A partir da análise da Tabela 7.2, que apresenta o consumo de vapor na destilação da miscela, constata-se que o consumo total de vapor d'água previsto pelo modelo construído no HYSYS foi de 42,9 kg de vapor/ton de grãos processado. Esse valor apresenta um desvio médio de 7,25% do consumo proposto por JONGENELLEN (1976), que apesar da evolução da indústria desde os estudos desse autor, indicam que o consumo energético no modelo gerado pode estar de acordo com as condições reais de operação da planta. Analogamente, avaliando-se a quantidade de vapores condensados do DT, no primeiro evaporador, entre os modelos no HYSYS e de PARAÍSO (2001) revela-se um desvio relativo de 6,57% indicando proximidade entre os dois resultados.

Tabela 7.2 Consumo de vapor na destilação da miscela

Fonte	Primeiro evaporador	Segundo evaporador	<i>Stripper</i>
	(Condensação de vapores do DT)	(Vapor d'água)	(Vapor d'água)
(kg vapor/ton de grãos processado)			
JONGENELLEN (1976)	-	40	
PARAÍSO (2001)	281,2	37,0	25,9
HYSYS	301,0	33,5	9,4

7.3.2 Balanço por componente no sistema de destilação

Na Tabela 7.3 pode-se observar que recuperação do componente hexano foi muito próxima entre a condição real de operação e o modelo no HYSYS revelando um desvio de 0,1%. A perda aproximada de hexano no processo, na etapa de destilação, corresponde a 0,27kg de hexano por tonelada de soja processada para o modelo obtido no HYSYS e na condição real do processo da COAMO. Não se tem a informação operacional da condição de umidade que o óleo bruto sai do *stripper*, no entanto para o modelo no HYSYS foi obtido um valor 0,67% de água no óleo bruto. DEMARCO, (2009) relata que o valor típico para umidade no óleo de soja na saída do *stripper* encontra-se entre 0,3% a 0,6% o que conduz, portanto, a veracidade do valor desse parâmetro simulado no HYSYS.

Ainda inspecionando a Tabela 7.3, também não há informação industrial da condição de arraste de óleo pelas correntes gasosas nos evaporadores e no *stripper*, contudo na modelagem no HYSYS foi observado um valor de perda de óleo pelas correntes gasosas de 48,8 kg.h⁻¹. Esse valor representa 0,66% do óleo de soja alimentado em forma de miscela no sistema de destilação. Essa anomalia pode ser atribuída ao modelo do óleo de soja por frações dos ácidos graxos, em que se considerou uma solução dessas substâncias, cada qual com seu ponto de ebulição particular (Tabela 3.2). Em pressão de vácuo parcial nos equipamentos, os componentes sofreram ebulição e saíram parcialmente pela fase gasosa. No entanto, nos capítulos 3 e 4 foi revelada grande proximidade do modelo do óleo virtual com o óleo de soja real por meio da análise de vários parâmetros físicos, os quais conduziram a simulações coerentes com as condições reais de operação dos equipamentos evaporadores e *stripper* nos capítulos 5 e 6, respectivamente, portanto, a quantidade de óleo projetada nas correntes gasosas torna-se insignificante sobre as vantagens obtidas com o modelo de óleo de soja virtual.

Tabela 7.3 Balanço global por componente

Componente	Dados operacionais da COAMO (ton.h ⁻¹)			HYSYS (ton.h ⁻¹)		
	Entrada	Saída		Entrada	Saída	
		Fase gasosa	Fase líquida (óleo bruto)		Fase gasosa	Fase líquida (óleo bruto)
Hexano	20,89	20,88	9,99	20,89	20,88	0,00998
Óleo de soja	7,34	**	7,34	7,34	0,073	7,29
Água*	**	**	**	0,35	0,30	48,8

*proveniente do vapor d'água direto no *stripper*

** informação não disponível

7.4 Conclusões parciais

A análise do consumo de vapor d'água por meio da comparação com resultados da literatura leva a concluir que o modelo de destilação de miscela implantado no HYSYS reflete as condições reais de operação da planta.

O balanço por componente reforçou a ideia de que o modelo da destilação da miscela bem como o modelo do óleo virtual de soja, no HYSYS, representam bem as condições

reais de operação e podem ser utilizados para otimização das condições operacionais da planta.

CAPÍTULO 8
PRINCIPAIS CONCLUSÕES SOBRE A MODELAGEM
SIMULAÇÃO E ANÁLISE DA DESTILAÇÃO DA MISCELA
DA COAMO

8. PRINCIPAIS CONCLUSÕES SOBRE A MODELAGEM, SIMULAÇÃO E ANÁLISE DA DESTILAÇÃO DA MISCELA DA COAMO

As propriedades físicas do óleo de soja virtual construído no HYSYS, a partir da fração mássica dos ácidos graxos constituintes e utilizando a avaliação de distribuição de grupos por molécula, conduziram a resultados satisfatórios quando comparados a dados experimentais da literatura revelando-se desvios relativos <7% para densidade mássica, <5% para capacidade calorífica, <10% para tensão superficial e <10% para condutividade térmica.

Quanto à miscela virtual construída no HYSYS, por meio do óleo virtual de soja e hexano, as simulações revelaram que as propriedades físicas dessa solução apresentaram concordância com os resultados experimentais encontrados na literatura para o quociente do produto massa específica e tensão superficial pela viscosidade dinâmica, parâmetro de grande importância na avaliação do processo de extrativo do óleo de soja, segundo referência bibliográfica, evidenciando desvios menores que 20% na faixa de concentrações de óleo na miscela de 0 a 100%. Em razão dessa constatação infere-se que a miscela virtual, modelada no HYSYS, pode ser utilizada com segurança na modelagem e simulação dos equipamentos evaporador e *stripper* do processo de destilação da miscela.

Por meio dos modelos de blocos de simulação, implementados no HYSYS, para cada etapa da destilação da miscela, passou-se as aplicações práticas, nos equipamentos do processo de destilação da miscela, visando obter a confirmação da viabilidade desses modelos como ferramentas para auxiliar em processos de otimização da destilação da miscela, assim como permitir melhor visualização de suas limitações.

A estratégia de representar um evaporador no HYSYS por meio da associação de um trocador de calor com um vaso separador de fases foi empregada com sucesso e representou satisfatoriamente o comportamento dos evaporadores industriais da COAMO. Tanto o simulador de processos HYSYS, como o modelo fenomenológico desenvolvido representou adequadamente o comportamento do sistema industrial de evaporação. Os valores previstos com o modelo fenomenológica, para as vazões nas principais correntes no sistema de evaporação, apresentaram uma diferença média absoluta em relação às simulações com o HYSYS de 2% e 6% para o primeiro e segundo evaporadores, respectivamente. Em relação ao coeficiente global de transferência de calor, com influência da vazão de alimentação, foram encontradas diferenças médias absolutas de

3,6% e 1,9% para o primeiro e segundo evaporadores, respectivamente, na comparação entre os dois modelos desenvolvidos. Os coeficientes globais resultantes do modelo de evaporadores implementado no HYSYS, encontraram-se dentro das faixas delimitadas pela literatura.

Com o modelo do *stripper*, desenvolvido por meio de uma coluna de dessorção no HYSYS, foram obtidos desvios iguais a -0,12%, -1,58% e 7,80% para os parâmetros vazão de óleo bruto, temperatura da miscela concentrada e temperatura do óleo bruto, respectivamente, em comparação com os dados operacionais da indústria. Os desvios encontrados para esses parâmetros levam a deduzir a respeito de o caráter positivo de validade de emular a operação de *stripping* da COAMO no HYSYS a partir do bloco coluna de absorção.

As simulações, tanto para operação de evaporação quanto para o *stripping* foram analisadas frente aos dados operacionais da planta industrial da COAMO e resultados da literatura revelando que os modelos propostos são coerentes. Esta constatação pode ser confirmada, uma vez que os níveis de separação hexano/óleo de soja previstos pelos modelos, bem como temperaturas de saída dos equipamentos estão bastante próximos dos valores reais do processo. Entretanto, pequenos desvios foram observados em relação às variáveis em estudo. Isso pode ser devido a fatores não previstos nos modelos, tais como as perdas de calor para o ambiente, não inclusão no modelo de todos os equipamentos do processo tais como válvulas e bombas que contribuem a variações de temperatura e pressão nas correntes e equipamentos do processo.

A existência de informações operacionais da planta industrial sobre a quantidade de vapores de aquecimento consumidos nas operações, a produção de vapores no topo dos equipamentos e a composição do óleo bruto poderiam conduzir a conclusões ainda mais precisas sobre o modelo construído no HYSYS, embora os resultados obtidos por meio do simulador em estudo tenham sido comparados com resultados da literatura e, portanto, inferiu-se boa consonância.

Por último pode-se destacar que o objetivo principal da dissertação foi atingido, uma vez que os resultados obtidos, com as simulações, revelaram que foi possível implementar um modelo de destilação da miscela no HYSYS, por meio dos recursos existentes no simulador, e alcançou-se coerência com o comportamento real da planta industrial.

9. REFERÊNCIAS

- ALVARADO, J. D., Mechanical properties of vegetable oils and fats, *Grasas Aceites*. v. 46, p. 264–269, 1995.
- ALVARADO, J. D., *Chem. Abstr.* v.124, 200581, 1996.
- ABIOVE, Associação Brasileira das Indústrias de Óleos Vegetais. *Capacidade Instalada da Indústria de Óleos Vegetais*. Disponível em: < http://www.abiove.com.br/capacidade_br.html >. Acesso em: 07 mar. 2012.
- AMARAL, L.; JAIGOBIND, S. J.; JAIGOBIND, A. G. A. *Óleo de Soja. Dossiê Técnico. Paraná*: Instituto de Tecnologia do Paraná, 2006.
- BECKER, K. W. Solvent extraction engineering and design. *J. Am. Oil Chem. Soc.*,v. 41 (10), p. A8–A34, 1964.
- BECKER, K. W. Distillation and solvent recovery for soybean and other soybeans oilseeds plants. *J. Am. Oil Chem. Soc.*,v. 48, p. 110A, 1971.
- BENITES, C. I. *Destilado da desodorização do óleo de soja como suplemento de vitamina E*, Tese de doutorado, Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP). Campinas: 2008.
- BENNET, C. O.; MEYERS, J. E. *Fenômenos de transportes de quantidade de movimento, calor e massa*. Rio de Janeiro: McGraw-Hill, 1978.
- BLACKADDER, D. A.; NEDDERMAN, R. M. *Manual de operações unitárias*. São Paulo: Hemus Editora Limitada, 1982.
- BOBBIO, F. O.; BOBBIO, P. A. *Introdução à Química de Alimentos*. 2. ed. São Paulo: Editora Livraria Varela, 1989.
- BROCK, J.; NOGUEIRA, M. R.; ZAKRZEWSKI, C.; CORAZZA, F. C.; CORAZZA, M. L.; OLIVEIRA, J. V. Determinação experimental da viscosidade e condutividade térmica de óleos vegetais. *Ciênc. Tecnol. Aliment.*, v. 28 (3), p. 564–570, 2008.
- CAMARGO, R. de. *Tecnologia dos Produtos Agropecuários*. São Paulo: Editora Nobel, 1984.
- CAI, W.; SUN, Y.; PIAO, X.; LI, J.; ZHU, S. Solvent recovery from soybean oil/hexane miscella by PDMS composite membrane. *Chin. J. Chem. Eng.*, v.19 (4), p. 575–580, 2011.
- CLARK, P. E.; WALDELAND, C. R.; CROSS, R. P. Specific heats of vegetable oils. *J. Ind. Eng. Chem.* v. 38, p. 350-353, 1946.
- CLASPAR - Empresa Paranaense de Classificação de Produtos. *Regulamento Técnico de Identidade e Qualidade dos Óleos Vegetais Refinados. Instrução Normativa N°49 de 22 de dezembro de 2006*. Disponível em: < http://www.claspar.pr.gov.br/arquivos/File/pdf/oleos_veg_ref_in_49_06.pdf >. Acesso em: 29 mar. 2012.
- CHANG, A.; LIU, Y. A. Integrated Process Modeling and Product Design of Biodiesel Manufacturing. *Ind. Eng. Chem. Res.*, v. 49 (3), p. 1197–1213, 2010.
- CHAWANKUL, N.; CHUAPRASERT, S.; DOUGLAS, P.; LUEWISUTTHICHAT, W. Simulation of an agitated thin film evaporator for concentrating orange juice using AspenPlusTM. *J. Food Eng.*, v. 47, p. 247–253, 2001.

- ÇENGEL, Y. A. *Transferência de massa e calor*. 3^a edição, Rio de Janeiro: McGraw-Hill, 2008.
- CONAB, Companhia Nacional de Abastecimento. *Conjuntura da soja 2005 a 2011*. Disponível em: <
http://www.conab.gov.br/OlalaCMS/uploads/arquivos/11_05_20_17_57_57_soja09a13_052011..pdf>. Acesso em: 07 mar. 2012.(a)
- CONAB, Companhia Nacional de Abastecimento. *Acompanhamento da safra brasileira, Março 2012 – 6^o levantamento*. Disponível em: <
http://www.conab.gov.br/OlalaCMS/uploads/arquivos/12_03_13_11_04_08_boletim_marco_2012.pdf>. Acesso em: 07 mar. 2012.(b)
- CUSTÓDIO, A. F. *Modelagem e simulação do processo de separação de óleo de soja-hexano por evaporação*, Dissertação de mestrado, Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP). Campinas: 2003.
- CUSAK, R. W. Designing and Separation Process, *Chem. Eng.*, 1998.
- DEMARCO, A. Extracción por solvent em *Temas Selectos en Aceites y Grasas*. BLOCK, J. M.; BARRERA-ARELLANO, D., Eds., São Paulo: Blucher, 2009.
- DURKEE, M. M. Soybean oil in the food industry. *Ind. Eng. Chem.*, v. 28(8), p. 898-903, 1936.
- EMBRAPA, Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária. *Soja em números (safra 2010/2011)*. Disponível em: <
http://www.cnpso.embrapa.br/index.php?cod_pai=2&op_page=294> Acesso em: 07 mar. 2012.(a)
- EMBRAPA, Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária. *Documentos 171 Tecnologia para produção do óleo de soja: descrição das etapas, equipamentos, produtos e subprodutos*. 2001. Disponível em: <
www.aboissa.com.br/informativos/espec/soja/processosdasoja.pdf> Acesso em: 28 mar. 2012.(b)
- ERICKSON, D. R. *Practical handbook of soybean processing and utilization*, Am. Oil Chem. Soc. New York: Press and the United Soybean Board, 1995.
- FERNANDES-JUNIOR, C. C. *Integração energética da etapa de extração de óleo de soja, utilizando a análise Pinch*. Dissertação de mestrado, Universidade Estadual do Oeste do Paraná (UNIOESTE). Toledo: 2009.
- FOUST, A. S.; WENZEL, L. A.; CLUMP, C. W.; ANDERSON, L. B. *Principles Of Unit Operations*, 2nd ed. Rio de Janeiro: Guanabara Dois, 1982.
- FORMO, W. T., *Bailey's Industrial Oil and Fat Products*, SWERN D., Eds., v.1, 4th ed., New York: Wiley, 1979.
- FREGOLENTE, P. B. L. *Obtenção de monoacilglicerol de alta concentração através de glicerólise enzimática e destilação molecular*, Tese de doutorado, Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP). Campinas: 2010.
- FUGÈRE, M., FARAND, P., CHABOT, R., STUART, P. Design and techno-economic analysis of a process for transforming pig manure into a value-added product. *Can. J. Chem. Eng.* v. 85, p. 360–368, 2007.
- GAVIN, A. M. Energy conservation in edible uses. *J. Am. Oil Chem. Soc.*, v.3 (60),1983.

- GERMANO, P. M. L.; GERMANO, M. I. S. *Higiene e Vigilância Sanitária de Alimentos*. São Paulo: Editora Livraria Varela, 2001.
- GEANKOPLIS, C. J. *Transport processes and unit operation*. New Jersey: Prentice-Hall, 1993.
- GONZALES, P. E. M.; FILHO, L. L.; ANDRADE, C. M. G.; JORGE, L. M. M.; PARAÍSO, P. R. Evaporação da miscela: avaliação de parâmetros de processo. *Anais do XVIII Congresso Brasileiro de Engenharia Química – COBEQ*, p. 3182 – 3190, 2010.
- HAMID, M. K. A. *HYSYS An introduction to chemical engineering simulation*, Universiti Teknologi Malaysia, Johor: 2007.
- HAMMOND, E. G.; JOHNSON, L. A.; WHITE, P. J.; WANG, T.; SU, C. Soybean Oil, in “Bailey’s Industrial Oil and Fat Products”, 6th., SHAHIDI, F. Eds., New York: John Wiley & Sons, 2004.
- HANSEN, H. K.; RASMUSSEN, P.; FREDENSLUND, A.; SCHILLER, M.; GMEHLING, J. Vapor-liquid equilibria by UNIFAC Group Contribution. 5. Revision and Extension. *Ind. Eng. Chem. Res.*, v. 30 (10), p. 2352–2355, 1991.
- HASSE, G. *A rainha do agronegócio*. Ribeirão Preto: Coruja, 2011.
- HIMMELBLAU, D. M. *Engenharia Química: Princípios e cálculos*. Rio de Janeiro: Sindicato Nacional dos Editores de Livros, 1984.
- HOCH, P. M.; ESPINOSA, J. Conceptual Design and Simulation Tools Applied to the Evolutionary Optimization of a Bioethanol Purification Plant. *Ind. Eng. Chem. Res.*, v. 47 (19), p. 7381–7389, 2008.
- HOLLAND, C. D. *Fundamentals and modeling of separation processes*. New Jersey: Prentice-Hall, 1975.
- HOUGEN, J. O. Thermal properties of soybean oil meal. *Chem. Eng. Data Ser.*, v. 2(1), p. 51–54, 1957.
- IBGE, Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. *Levantamento Sistemático da Produção Agrícola - Confronto das Safras de 2011 e 2012 - Brasil - Fevereiro 2012*. Disponível em: http://www.ibge.gov.br/home/estatistica/indicadores/agropecuaria/lspa/lspa_201202_5.shtm> Acesso em: 07 mar. 2012.
- INCROPERA, F. P.; DEWITT, D. P. *Fundamentos de transferência de calor e massa*, 5th ed. Rio de Janeiro: Livros Técnicos e Científicos Editora, 2003.
- JOHNSTONE, H. F.; SPOOR, I. H.; GOSS, W. H. Properties of soybean oil-solvent mixtures. *Ind. Eng. Chem.*, v. 32, p. 832–835, 1940.
- JONGENELEN, H. P. J. Energy conservation in solvent extraction plants. *J. Am. Oil Chem. Soc.*, v. 53 (6), p. 291–292, 1976.
- JORGE, L. M. M.; RIGHETTO, A. R.; POLLI, P. A.; SANTOS, O. A. A.; MACIEL FILHO, R. Simulation and analysis of a sugarcane juice evaporation system. *J. Food Eng.*, v. 99, p. 351–359, 2010.
- JOHNSON, L. A. Theoretical, comparative and historical analyses of alternative technologies for oilseeds extraction em *Technology and Solvents for Extracting Oilseeds and Nonpetroleum Oils*, WAN, P.J.; WAKELYN, P.J. eds., AOCS Press, Champaign, Illinois: 1997.

- KEMPER, G. T. Minimização da perda de solvente, Grãos & Óleos, 1998.
- KENYON, R. L.; KRUSE, N. F.; CLARK, S. P. Solvent extraction of oil from soybeans. *Ind. Eng. Chem.*, p. 186–194, 1948.
- KUMORO, A. C.; SINGH, H.; HASAN, M. Solubility of Piperine in Supercritical and Near Critical Carbon Dioxide. *Chin. J. Chem. Eng.*, v.17 (6), p. 1014–1020, 2009.
- LIU, K. Expanding soybean food utilization. *Food Technology*. Chicago, v.54(7), p.46-58, 2000.
- LOPES, K. S. *Avaliação da etapa de clarificação do óleo de soja através de um planejamento composto central e investigação do potencial de melhoria energética no processamento da soja*, Universidade Federal do Paraná (UFPR). Curitiba: 2008.
- MAGNE, F. C.; SKAU, E. L. Viscosities and densities of solvent-vegetable oil mixtures. *Ind. Eng. Chem.*, v. 37(11), p. 1097–1101, 1945.
- MAGNE, F. C.; HUGHES, E. J.; SKAU, E. L. Density-composition data for cottonseed oil-solvent mixtures. *J. Am. Oil Chem. Soc.*, v. 27, p. 552–555, 1950.
- MARIANI, D. C., *Modelagem, simulação e otimização de uma planta de produção de biodiesel*, Dissertação de mestrado, Universidade Estadual de Maringá (UEM). Maringá: 2007.
- MCCABE, W. L.; SMITH, J. C. *Unit Operations of Chemical Engineering*, 3rd ed.. Tokyo: McGraw-Hill, 1976.
- METROGAS *Calculando el costo de generación de vapor*. Disponível em: <<http://www.metrogas.cl/industria/userfiles/file/FOLLETO4.pdf>> Acesso em: 01 mar. 2012.
- MILLIGAN, E. D.; TANDY, D. C. Field evaluation of extraction performance. *J. Am. Oil Chem. Soc.*, v. 61 (8), p. 1383-1387, 1984.
- MORAD, N. A.; KAMAL, A. A. M.; PANAU, F.; YEM, T. W. Liquid specific heat capacity estimation for fatty acids, triacylglycerols, and vegetable oils based on their fatty acid composition. *J. Am. Oil Chem. Soc.*, v. 77(9), p. 1001–1005, 2000.
- MORETTO, E.; FETT, R. *Tecnologia de Óleos e Gorduras Vegetais na Indústria de Alimentos*. São Paulo: Editora: Livraria Varela, 1998.
- MOURA, J. M. L. N. *Degomagem de óleo de soja bruto através de ultrafiltração*, Dissertação de mestrado, Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP). Campinas: 2002.
- NOUREDDINI, H.; TEOH, B. C.; CLEMENTS, D. Densities of vegetable oils and fatty acids. *J. Am. Oil Chem. Soc.*, v. 69(12), p. 1189–1191, 1992. (a)
- NOUREDDINI, H.; TEOH, B. C.; CLEMENTS, D. Viscosities of vegetable oils and fatty acids. *J. Am. Oil Chem. Soc.*, v. 69(12), p. 1184–1188, 1992. (b)
- O'BRIEN, R. D. *Fats and Oils: Formulating and Processing for Applications*. Technomic Publishing Company, Pennsylvania: 1998.
- OETTERER, M.; D'ARCE, M. A. B. R.; SPOTO, M. H. F.; *Fundamentos de Ciência e Tecnologia de Alimentos*. Barueri: Manole, 2006.
- OTHMER, D. F.; JAATINEN, W. S. Extraction of soybeans – mechanism with various solvents. *Ind. Eng. Chem.*, v. 51(4), p. 372–378, 1939.

- PARAÍSO, P. R. *Modelagem e análise do processo de obtenção de óleo de soja*. Tese de doutorado. Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP). Campinas: 2001.
- PARAÍSO, P. R.; ANDRADE, C. M. G.; ZEMP, R. J. Distillation of the Micella I: modeling and simulation of the hexane evaporation. *Ciênc. Tecnol. Aliment.*, v. 23 (3), p. 459–467, 2003.
- PARAÍSO, P. R.; ANDRADE, C. M. G.; ZEMP, R. J. Distillation of the miscella II: modeling and simulation of the hexane *stripping*. *Ciênc. Tecnol. Aliment.*, v. 25 (1), p. 37–44, 2005.
- PERKINS, E. G. *Practical handbook of soybean processing and utilization*, AOCS Press and the United Soybean Board, 1995.
- PERRY, R. H.; GREEN, D. W.; MALONEY, J. O. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. New York, sixth ed.: McGraw-Hill, 1984.
- PROST, J. S.; GONZÁLES, M. T.; URBICAIN, M. J. Determination and correlation of heat transfer coefficients in a falling film evaporator. *J. Food Eng.*, v. 73, p. 320–326, 2006.
- QUESADA–MEDINA, J.; LÓPEZ–CREMADES, F. J.; OLIVARES–CARRILLO, P. Organosolv extraction of lignin from hydrolyzed almond shells and application of the δ -value theory. *Bioresour. Technol.*, v. 101 (21), p. 8252–8260, 2010.
- RICE, P.; HAMM, W. Densities of soybean oil/solvent mixtures. *J. Am. Oil Chem. Soc.*, v. 65(7), p. 1177-1179, 1988.
- RIBEIRO, A. P. B. *Recuperação de solvente em misturas óleo de soja/hexano utilizando tecnologia de membranas*. Dissertação de Mestrado. Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP). Campinas: 2005.
- SÁ, L. A. *Desacidificação de óleo de soja por extração líquido-líquido*, Dissertação de mestrado, Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP). Campinas: 2007.
- SANTANA, G. C. S.; MARTINS, P. F.; LIMA DA SILVA, N.; BATISTELLA, C. B.; MACIEL FILHO, R.; WOLF MACIEL, M. R. Simulation and cost estimate for biodiesel production using castor oil. *Chem. Eng. Res. Des.*, v. 88(5-6), p. 626-632, 2010.
- SANDLER, S. I. *Chemical and Engineering Thermodynamics*, 2nd ed.. New York: John Wiley & Sons, 2003.
- SAVASINI, J. A. A. Industrialização da soja em *A soja no Brasil*. MIYASAKA, S.; MEDINA, C., eds. Campinas: ITAL, 1981.
- SCHUMACHER, H. Ultimate energy possibilities in conventional solvent extraction. *J. Am. Oil Chem. Soc.*, v. 60(2), p. 417–419, 1983.
- SEIDER, W. D.; SEADER, J. D.; LEWIN, D. R. *Process Design Principles*. New York: John Wiley & Sons, 1999.
- SIETZ, F. G., Die Kennzahlen des Sojaöles, *Fette Scifen Anstrichm.* v. 67(6), p. 411-412, 1965.
- SKAU, E. L.; MAGNE, F. C.; MOD, R. B.; DURR, R. L. General density equation for glyceridic oil-solvent mixtures. *Ind. Eng. Chem.*, v. 47(5), p. 1043–1049, 1955.
- SMITH, A. S.; WECHTER, F. J. Vapor pressure of hexane-soybean oil solutions at low solvent concentrations. *J. Am. Oil Chem. Soc.*, v. 27(10), p. 381–383, 1950.

- SOARES, M. S. *Processamento de óleo de soja utilizando ultrafiltração em miscela na etapa de degomagem e na obtenção de lecitina*, Tese de doutorado, Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP). Campinas: 2004.
- TANDY, D. C. Oilseed extraction. In: WAN, P. J. *Introduction to fats and oils technology*. 2ed. Champaign: AOCS Press, 1992.
- TEMA, *Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association*, Exchanger Manufacturers, 7. ed., Nova York: 1988.
- THERMAL, Thermal Engineering LDTA. *Costo de generación de vapor*. Disponível em: <http://www.thermal.cl/prontus_thermal/site/artic/20110602/asocfile/20110602102250/articulo_precio_generacion_vapor.pdf> Acesso em: 01 mar. 2012.
- THOMAS, G. C. *Análise teórico-experimental da extração de óleo de soja em instalação industrial do tipo rotocell*, Tese de doutorado, Universidade Federal do Rio Grande do Sul (UFRS). Porto Alegre: 2003.
- TOCHITANI Y, FUJIMOTO, M., Measurement of specific heat capacity of vegetable oils, *Netsu Bussei*, v. 15, p. 230–236, 2001.
- WANG, T.; BRIGGS, J. L. Rheological and thermal properties of soybean oils with modified FA compositions. *J. Am. Oil Chem. Soc.*, v. 79(8), p. 831–836, 2002.
- WESOLOWSKI, M., Quality control of soybean oils by thermogravimetry, *Food Sci. Technol.* v. 95, p. 377–383, 1993.
- WARE, E. E. Soybean and the paint industry. *Ind. Eng. Chem.*, v. 28(8), p. 903, 1936.
- ZANETTI, E. L. S. Industrialização da Soja em *A soja no Brasil*, MIYASAKA, S.; MEDINA, C., eds. Campinas: ITAL, 1981.

10.APÊNDICE

A - Process Flow Diagram (PFD) – HYSYS

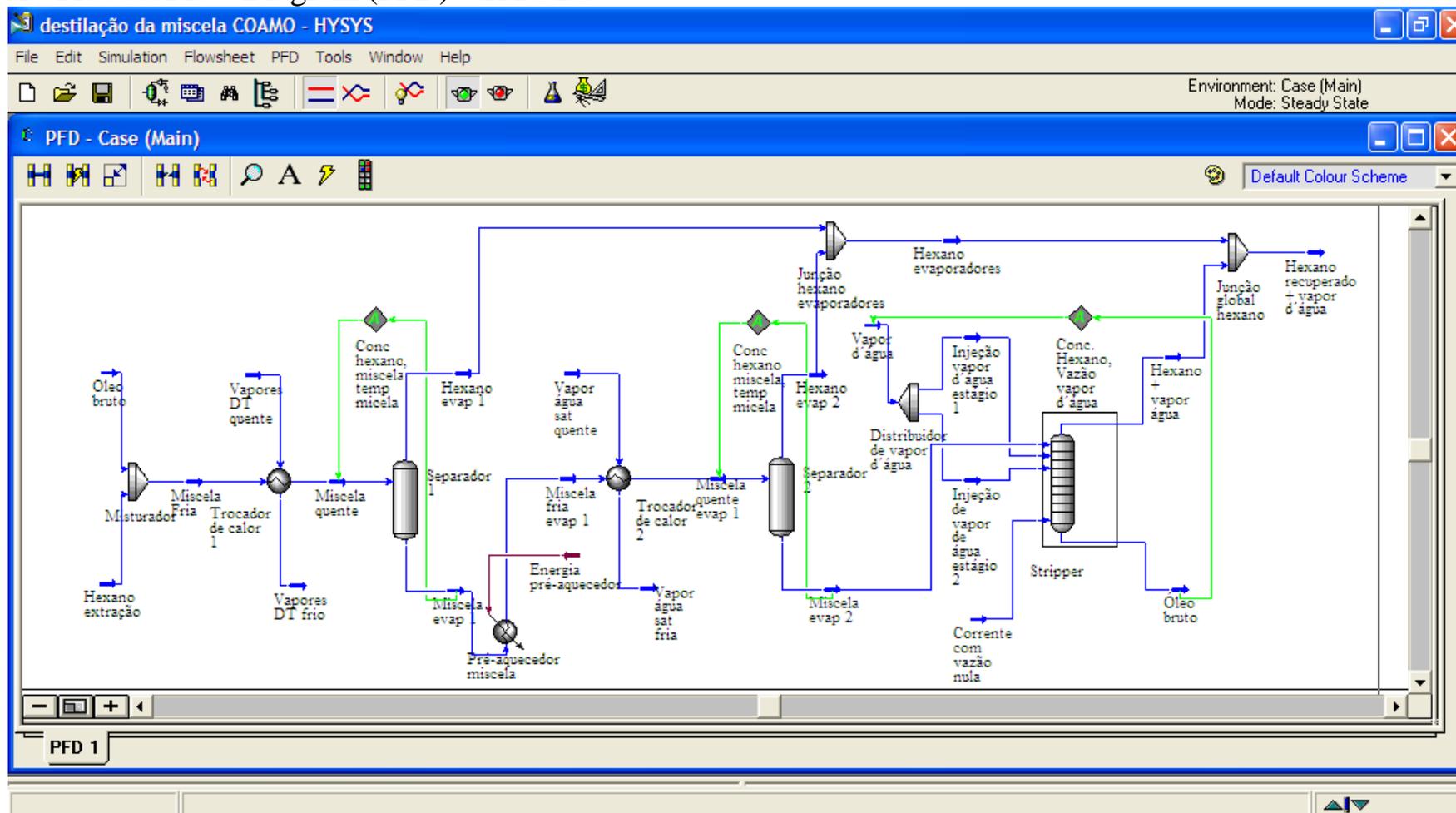


Figura 10.1 PFD – Modelo de destilação de miscela da COAMO

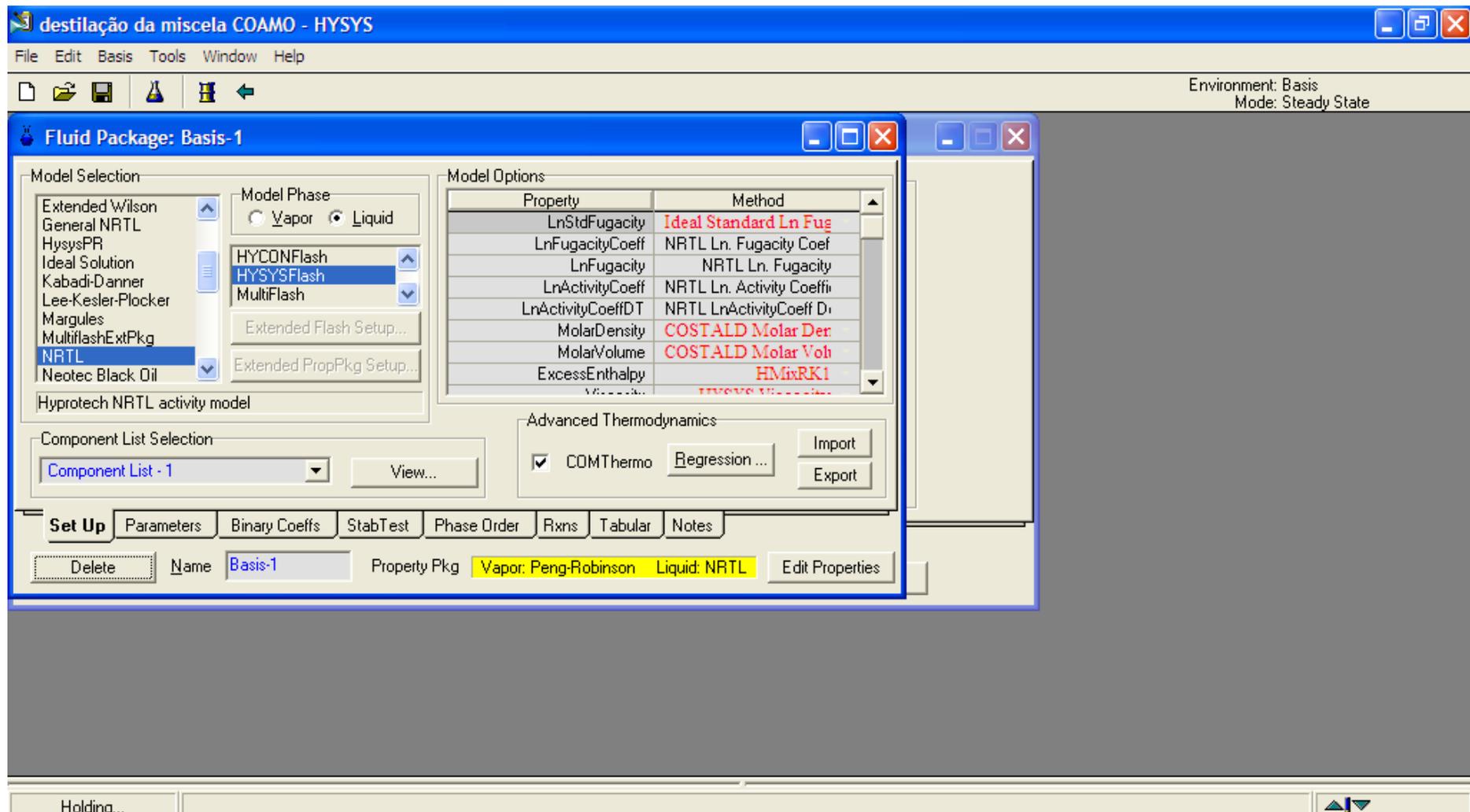


Figura 10.2 PFD – Seleção do modelo termodinâmico para fase líquida

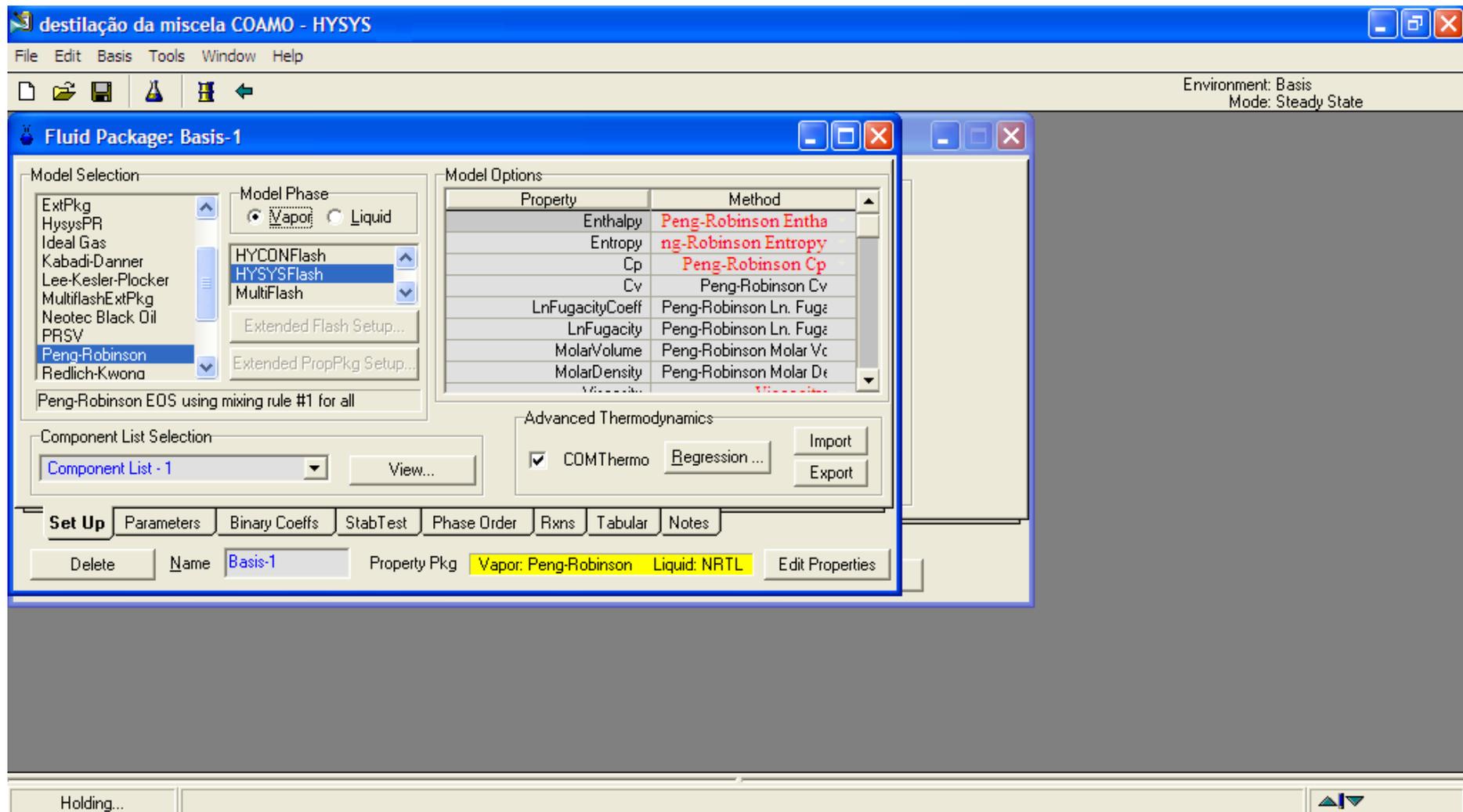


Figura 10.3 PFD – Seleção do modelo termodinâmico para fase gasosa

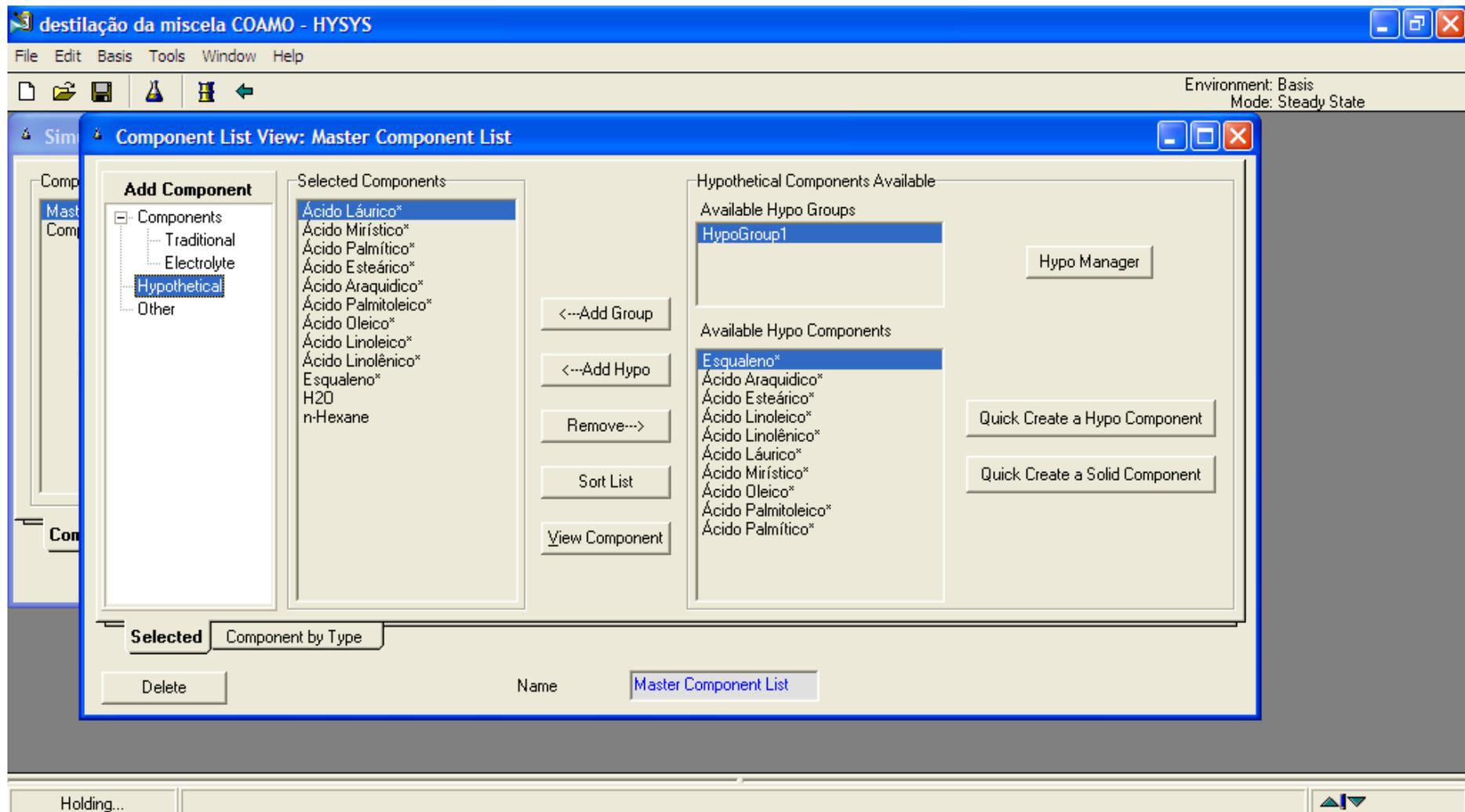


Figura 10.4 PFD – Banco de dados das substâncias utilizadas no modelo

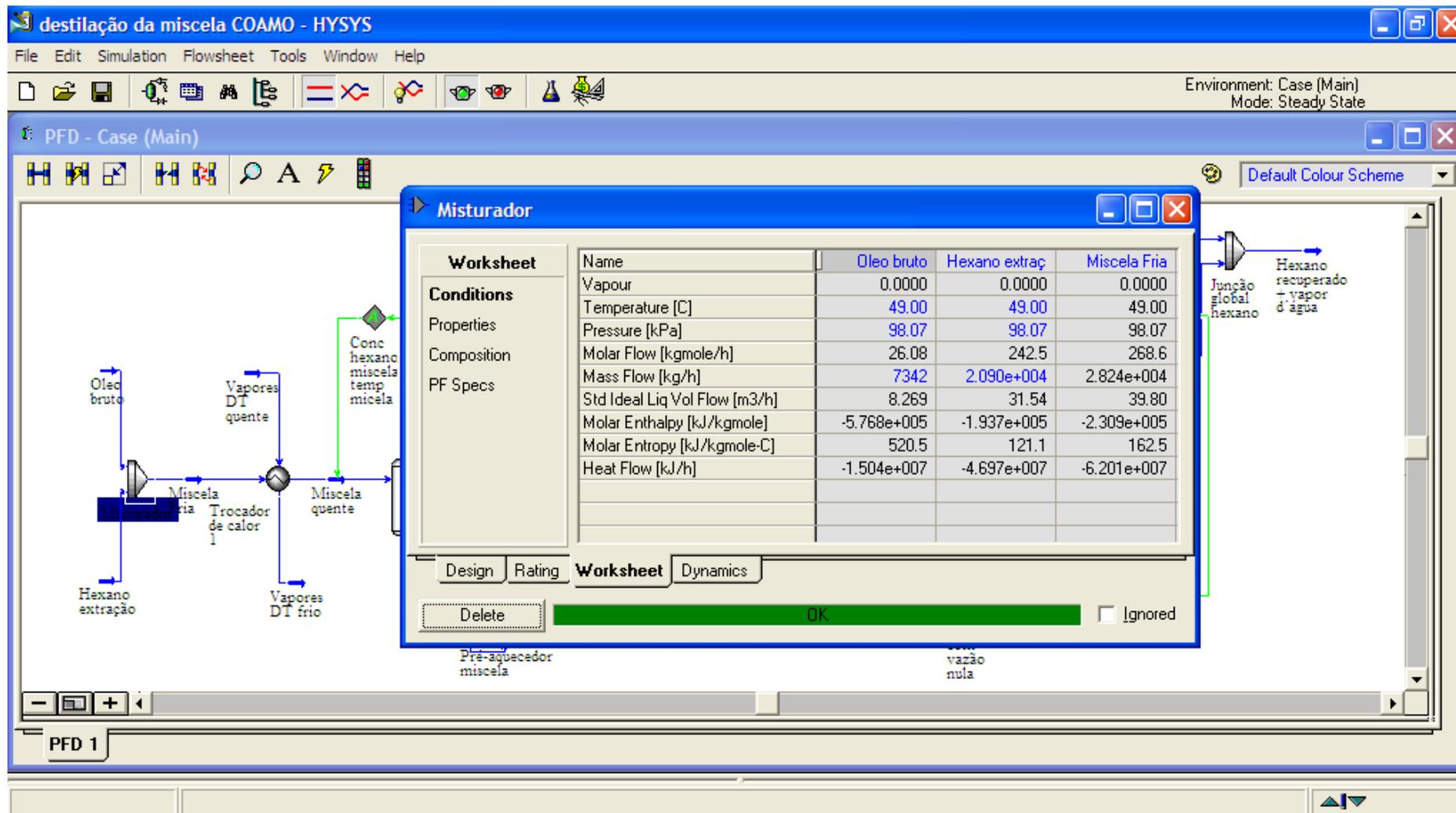


Figura 10.5 PFD – Correntes na formação da miscela virtual

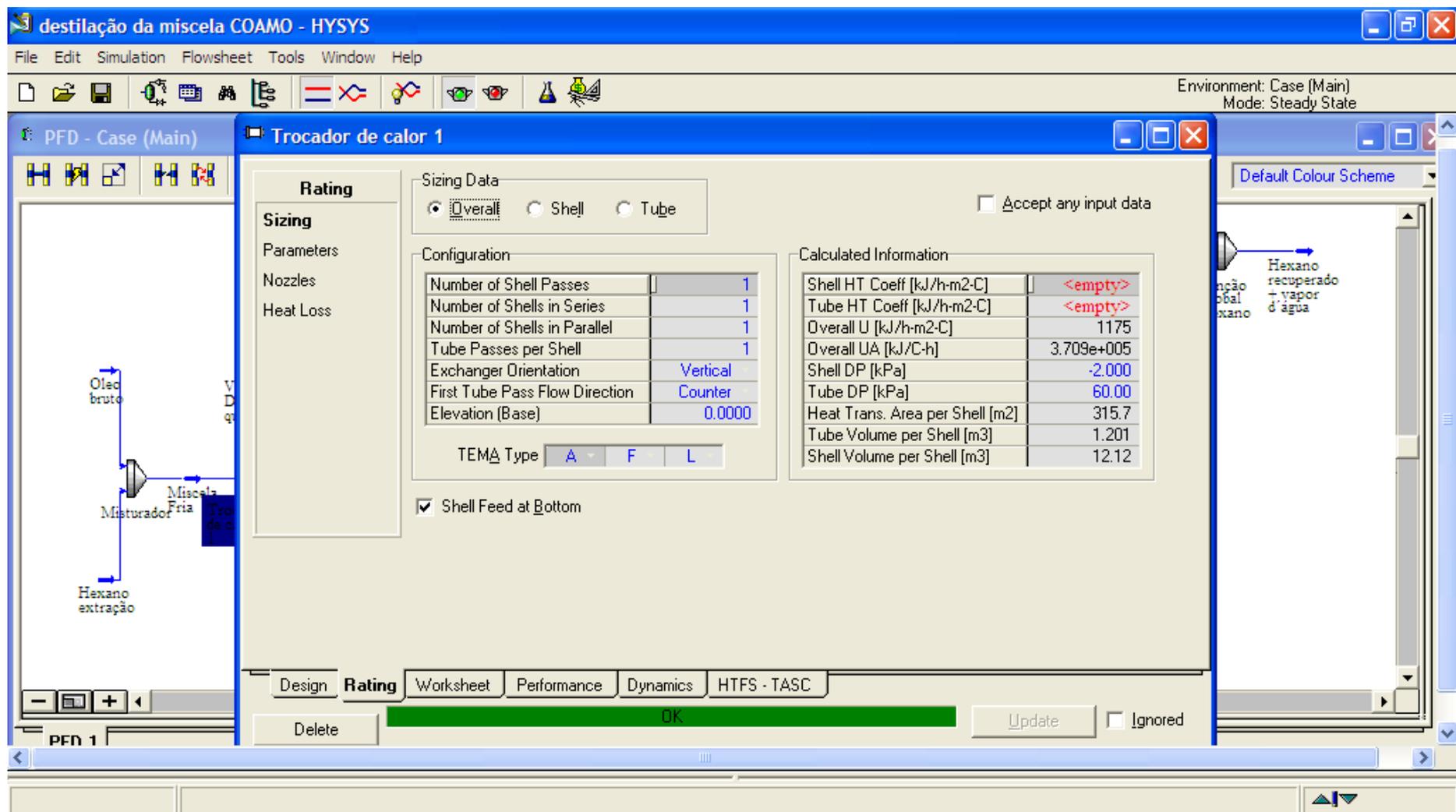


Figura 10.6 PFD – Trocador de calor 1 (integrante do Evaporador 1) - características

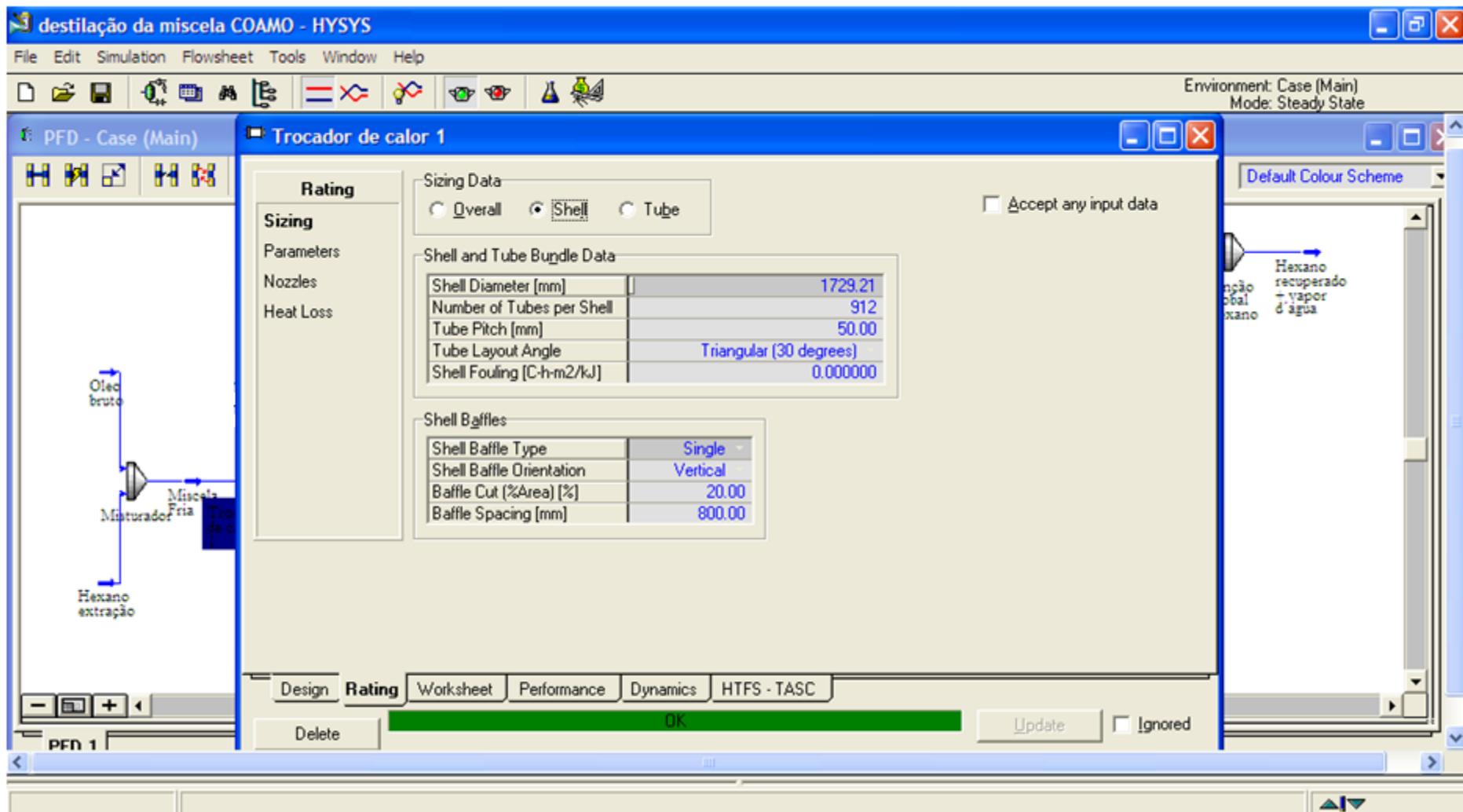


Figura 10.7 PFD – Trocador de calor 1 (integrante do Evaporador 1) - informações

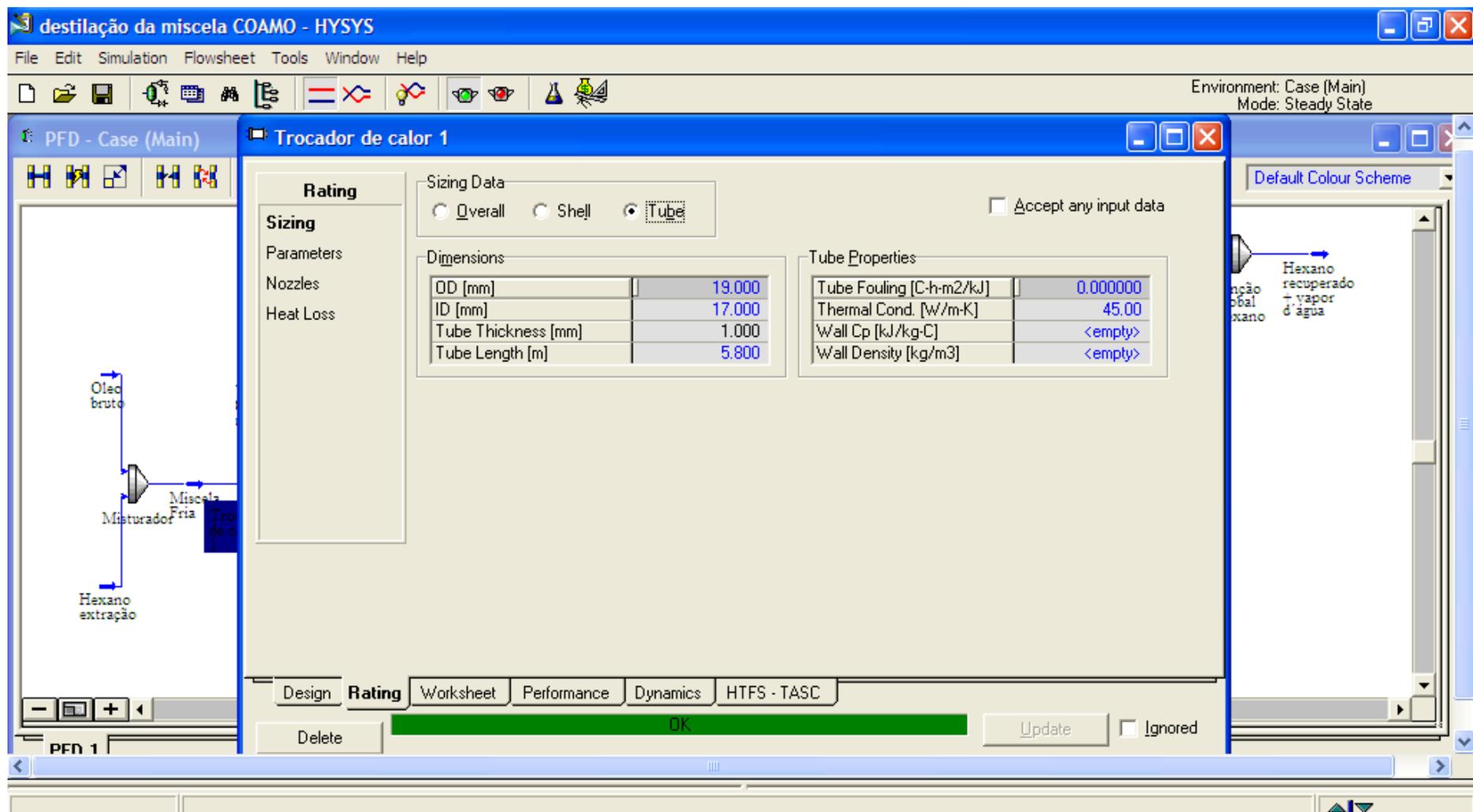


Figura 10.8 PFD – Trocador de calor 1 (integrante do Evaporador 1) – características dos tubos

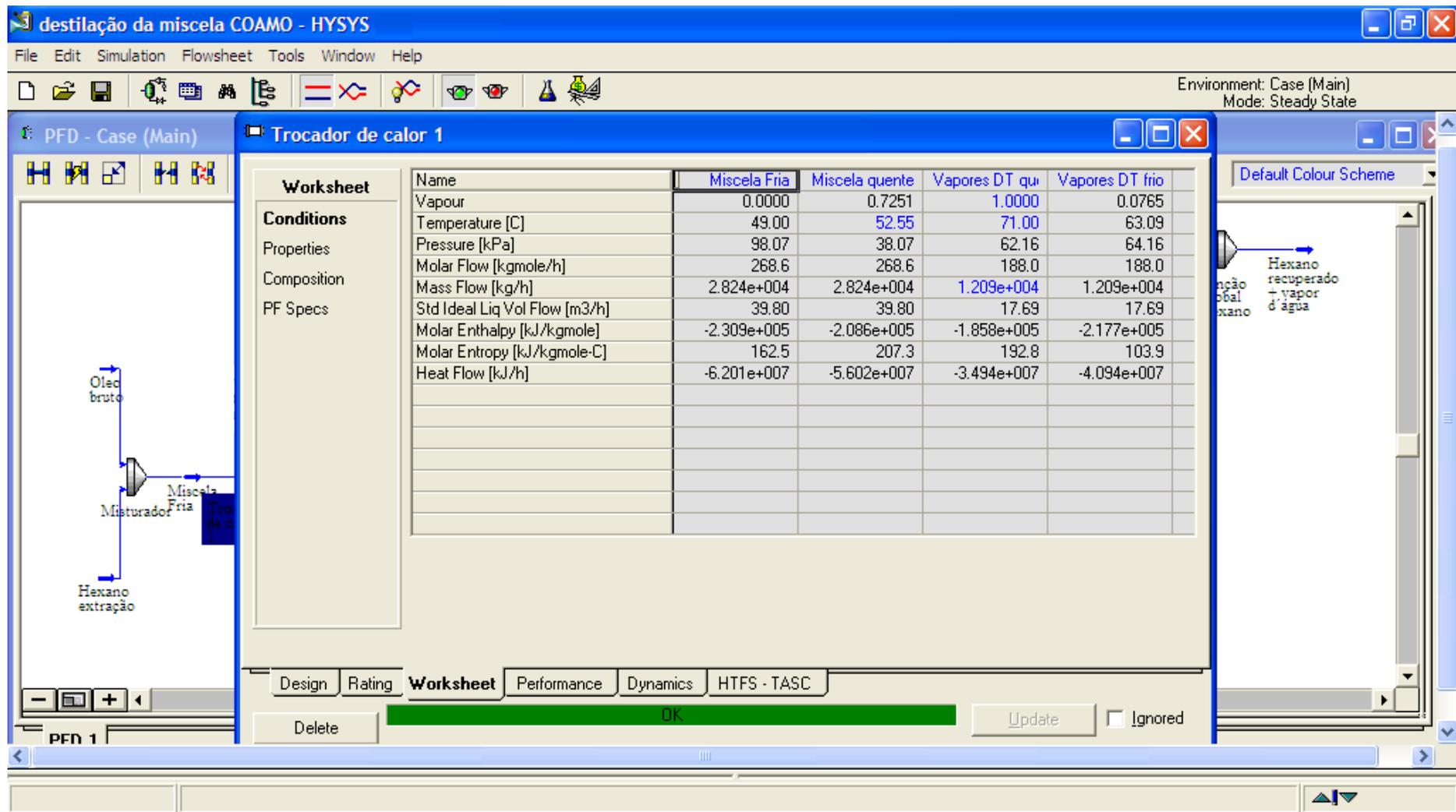


Figura 10.9 PFD – Trocador de calor 1 (integrante do Evaporador 1) - correntes

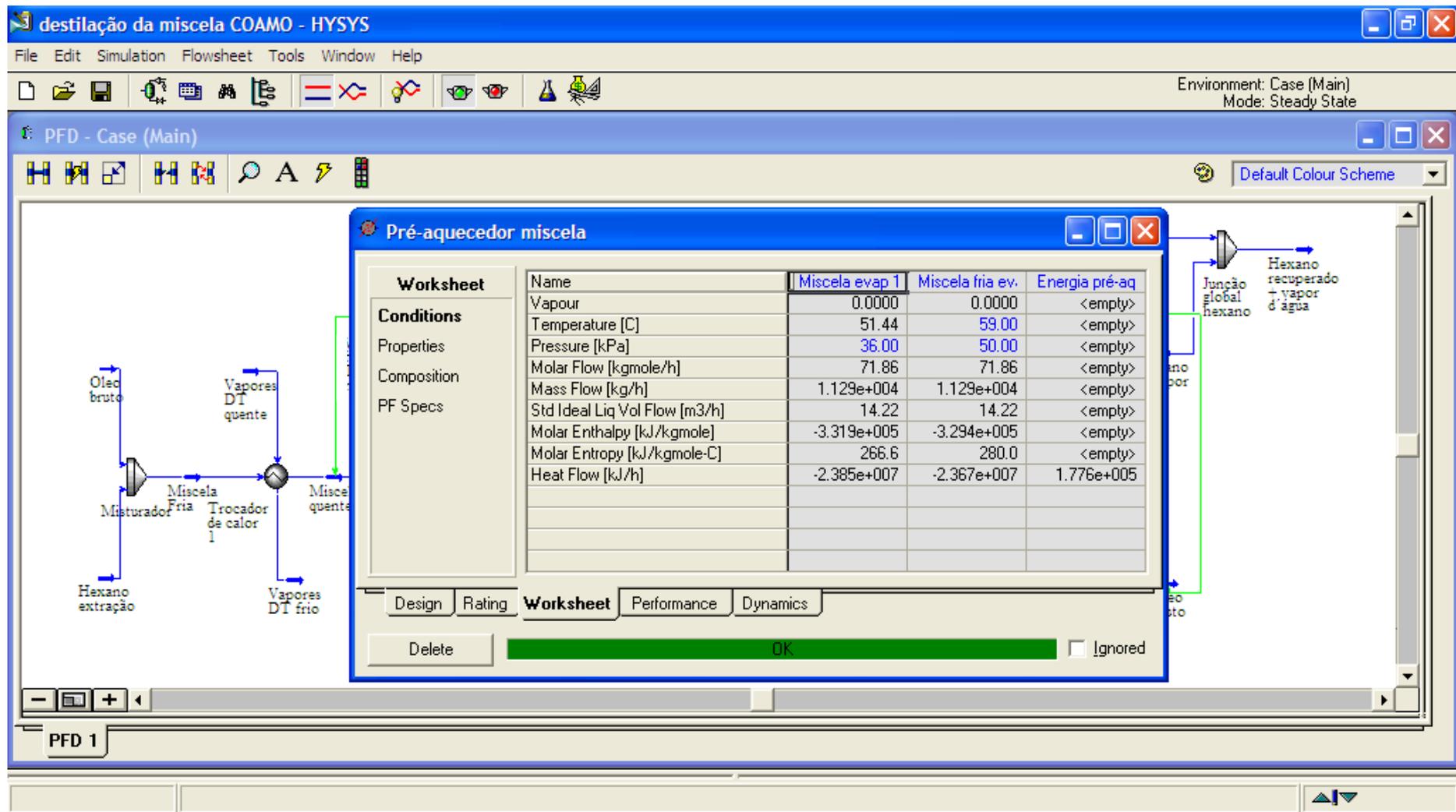


Figura 10.10 PFD – Pré aquecedor de miscela - correntes

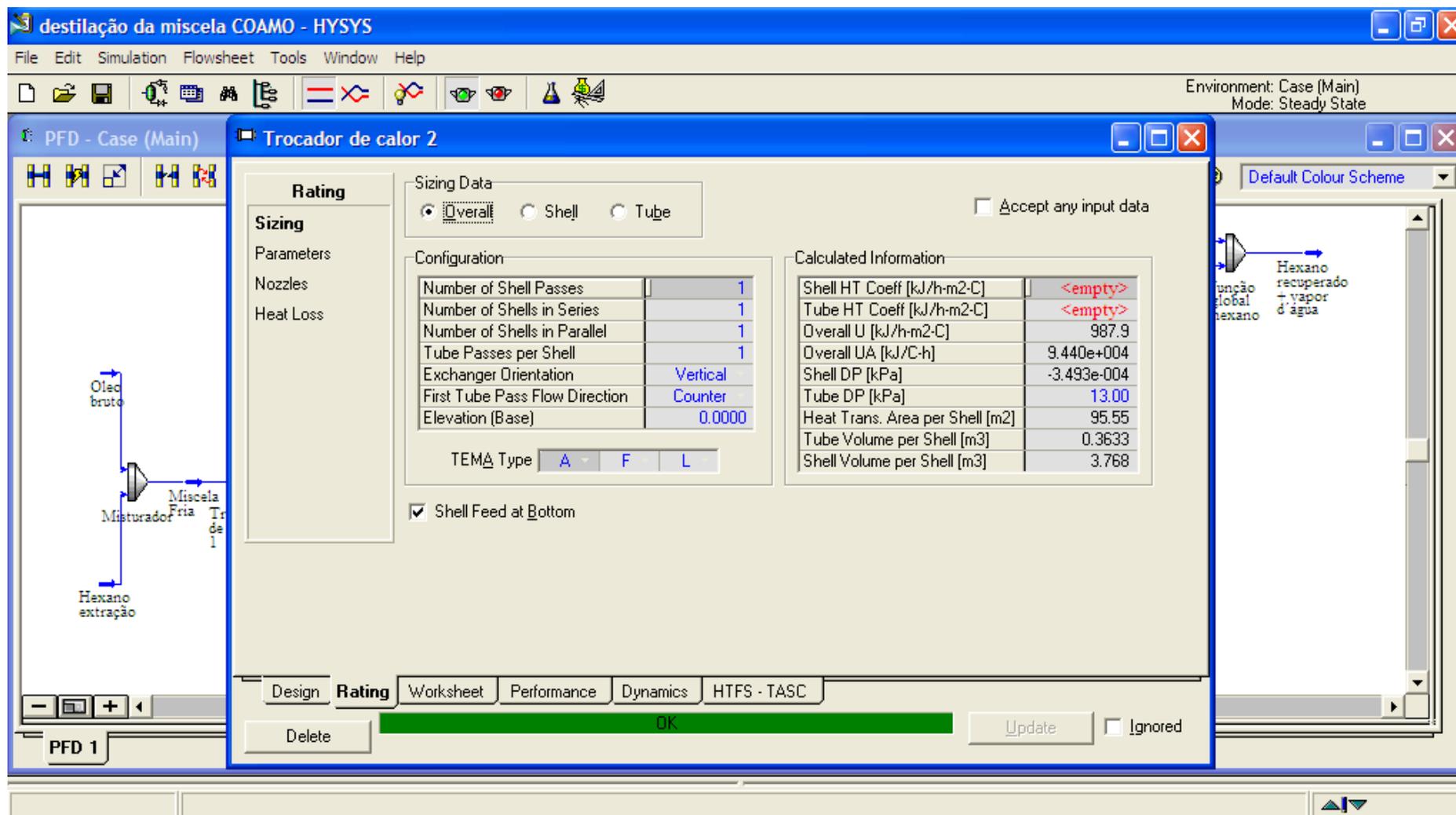


Figura 10.11 PFD – Trocaador de calor 2 (integrante do Evaporador 2) - características

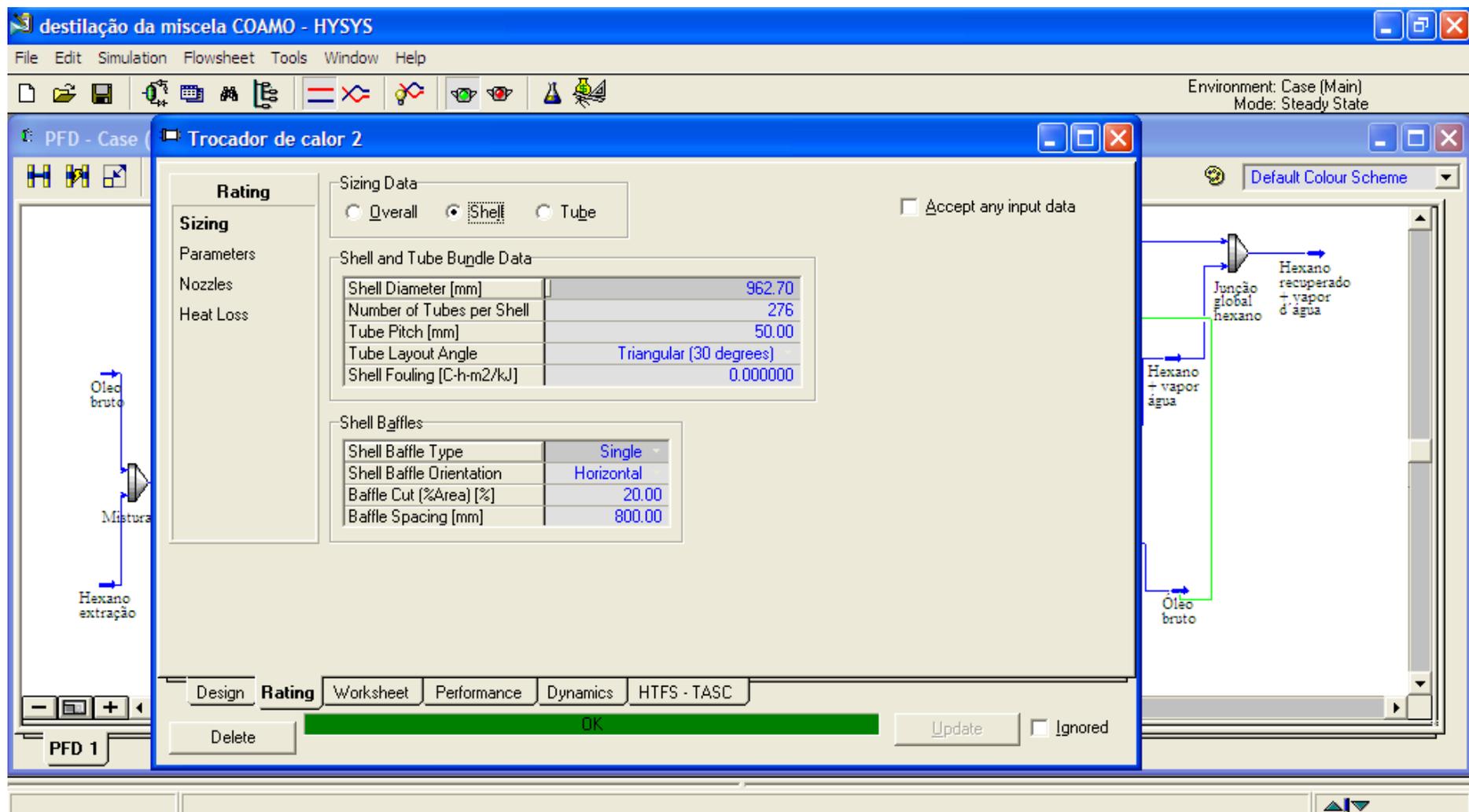


Figura 10.12 PFD – Trocador de calor 2 (integrante do Evaporador 2) - informações

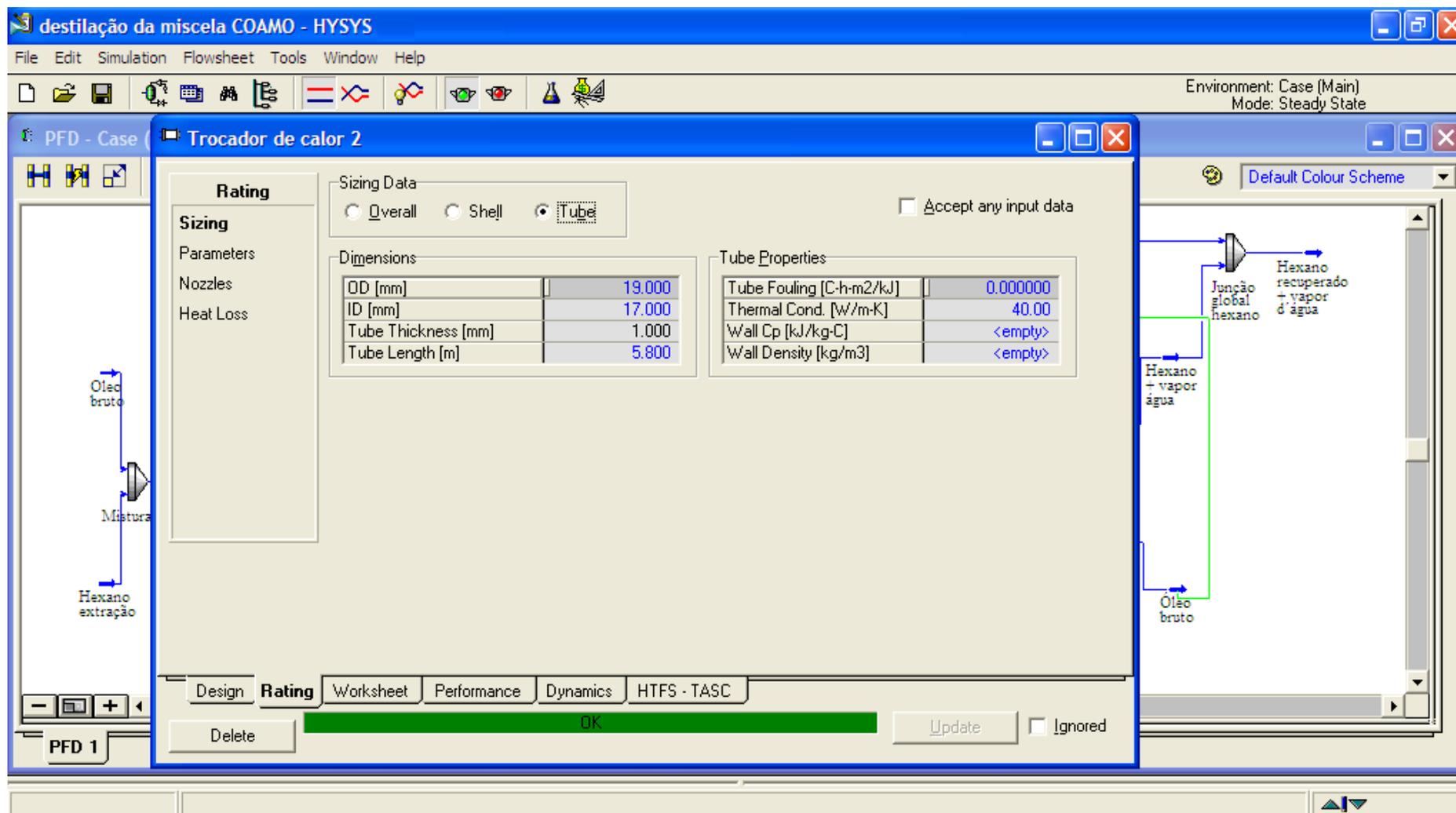


Figura 10.13 PFD – Trocador de calor 2 (integrante do Evaporador 2) – características dos tubos

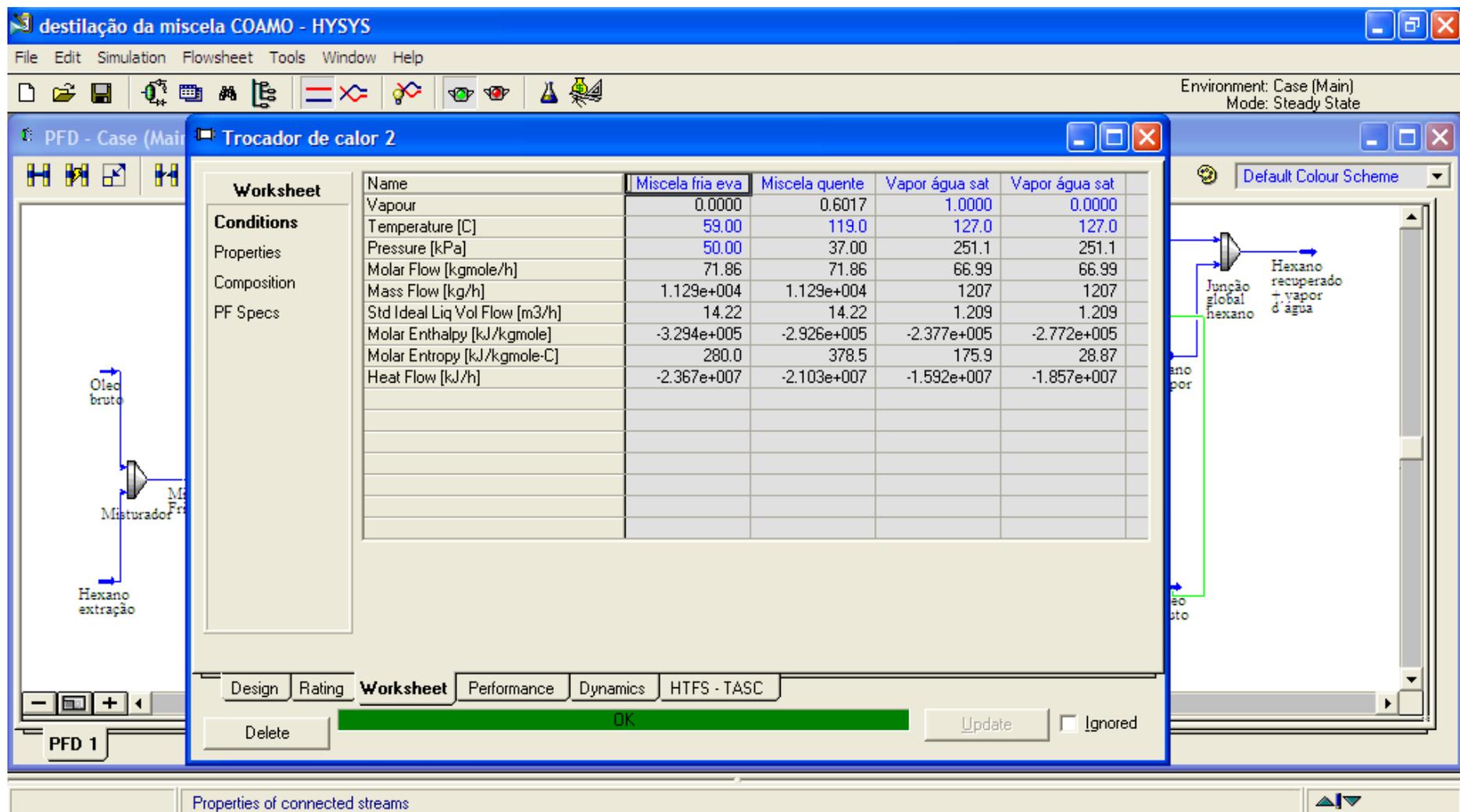


Figura 10.14 PFD – Trocador de calor 2 (integrante do Evaporador 2) - correntes

The screenshot displays the HYSYS software interface for configuring a Stripper column. The main window title is "destilação da miscela COAMO - HYSYS". The design area shows a column with 2 stages, labeled "Stripper" and "COL1". The column is configured with a top stage inlet of "Miscela evap 2" and a bottom stage inlet of "Corrente com vazão n". The column is labeled "Stripper" and "COL1". The design area also shows a "Design" tab with various options like "Connections", "Monitor", "Specs", etc. The bottom of the design area has a "Converged" status bar.

Design

Column Name: Stripper Sub-Flowsheet Tag: COL1

Connections

Top Stage Inlet: Miscela evap 2

Optional Inlet Streams:

Stream	Inlet Stage
Injeção vapo	TS-1
Injeção de v	2_TS-1

Bottom Stage Inlet: Corrente com vazão n

Stage Numbering: Top Down Bottom Up

Buttons: Delete, Column Environment..., Run, Reset, Converged, Update Outlets, Ignored

Optional Side Draws:

Stream	Type	Draw Stage
<< Stream >>		

Qyhd Vapour Outlet: Hexano + vapor água

Bottoms Liquid Outlet: Óleo bruto

Figura 10.15 PFD – Stripper - características

B – RESUMOS DOS TRABALHOS PUBLICADOS

SIMULAÇÃO DO PROCESSO DE CONCENTRAÇÃO DE SUCO DE LARANJA EM UM EVAPORADOR DE FILME DESCENDENTE UTILIZANDO PSEUDO-COMPOSTO NO HYSYS

José Maximiano Candido Neto

Departamento de Engenharia Química
Universidade Estadual de Maringá – UEM – Maringá, PR
josemaximianoneto@gmail.com.br

Marcio Luiz Granado Barbosa

Departamento de Engenharia Química
Universidade Estadual de Maringá – UEM – Maringá, PR
marcioluzgbs@gmail.com.br

Wagner Andre dos Santos Conceição

Departamento de Engenharia de Alimentos
Universidade Estadual do Centro-Oeste – UNICENTRO – Guarapuava, PR
wasconceicao@hotmail.com

Paulo Roberto Paraíso

Departamento de Engenharia Química
Universidade Estadual de Maringá – UEM – Maringá, PR
paulo@deq.uem.br

Luiz Mario Matos Jorge

Departamento de Engenharia Química
Universidade Estadual de Maringá – UEM – Maringá, PR
lmnj@deq.uem.br

Resumo: O Brasil é o maior produtor mundial de suco de laranja, sendo o país de maior destaque mundial no comércio mundial desse suco concentrado congelado. Neste contexto o mercado para os sucos concentrados possui um grande potencial de expansão, e esta é uma das motivações para se estudar processos que mantenham as características da fruta no produto final visando fundamentalmente aos requisitos de qualidade fitossanitários e a logística de armazenamento e distribuição reduzindo esses custos operacionais. A evaporação do suco de laranja é uma etapa do processamento de concentração do suco que visa à separação da água com o aquecimento da mistura, sendo uma das etapas de maior consumo de energia deste processo. Logo, a modelagem e simulação de processos utilizando simuladores como o HYSYS, se torna muito atrativa devido à possibilidade de estudos de redução de custos. Os resultados obtidos neste trabalho mostraram que a modelagem e simulação utilizando o HYSYS estão bastante coerentes com dados experimentais desse processo, assim podendo ser utilizado como ferramenta de análise, simulações e otimizações da operação de concentração de sucos de laranja em evaporadores.

Palavras-chave: Evaporadores; Modelagem; Simulação; Suco



IX Congresso Brasileiro de Engenharia Química - Iniciação Científica

03 a 06 de julho de 2011

Maringá, Paraná, Brasil

APLICAÇÃO DO HYSYS A SOLUÇÃO DE UM PROBLEMA DE EVAPORAÇÃO E DETERMINAÇÃO DE PROPRIEDADES DE COMPOSTOS

SANTOS*¹, M. L. G. B.; CANDIDO-NETO², J. M.; CONCEIÇÃO³, W. A. S.; JORGE⁴, L. M. M.; PARAISO⁵, P. R.**

¹Aluno do DEQ/UEM ²Mestrando do PEQ/UEM ³Professor da UNICENTRO
^{4,5} Professor do DEQ/UEM

Departamento de Engenharia Química - Universidade Estadual de Maringá
Avenida Colombo, 5790
87020-900 – Maringá – PR

e-mail: lmnj@deq.uem.br; paulo@deq.uem.br

RESUMO – Os simuladores de processo são cada vez mais aplicados nas atividades de projeto e análise de operações da indústria química. Nas últimas décadas, vários simuladores comerciais foram desenvolvidos, entre eles, o HYSYS, que foi desenvolvido inicialmente para aplicações voltadas à petroquímica, mas com adaptações pode ser utilizado na simulação das condições operacionais em outras áreas da indústria química. Neste sentido, o objetivo principal do trabalho foi aplicar o HYSYS na modelagem e análise da operação de evaporação de uma solução de NaOH e a determinação de propriedades de determinados compostos e, com isso, mostrar a viabilidade de se utilizar este software nas diferentes áreas da Engenharia Química. Para tal, simulou-se no HYSYS um evaporador a partir da associação de blocos formados por um trocador de calor e um separador (vaso *flash*). Utilizou-se na validação do modelo dados da literatura para evaporação de solução de NaOH, bem como as propriedades termodinâmicas do ácido propiônico que foi gerado como um composto hipotético pelo software. Os resultados foram satisfatórios evidenciando a possibilidade de extensão do uso do simulador HYSYS além de processos petroquímicos.

Palavras chave: simulação, evaporador, composto hipotético.



IX Congresso Brasileiro de Engenharia Química - Iniciação Científica

03 a 06 de julho de 2011

Maringá, Paraná, Brasil

CONCENTRAÇÃO DA MICELA POR EVAPORAÇÃO: MODELAGEM E SIMULAÇÃO NO HYSYS

SANTOS^{*1}, M. L. G. B.; CANDIDO-NETO^{2}, J. M.; CONCEIÇÃO³, W. A. S.;
PARAISO⁴, P. R.; JORGE⁵, L. M. M.**

¹Aluno do DEQ/UEM ²Mestrando do PEQ/UEM ³Professor da UNICENTRO
^{4,5}Professor do DEQ/UEM

Departamento de Engenharia Química - Universidade Estadual de Maringá
Avenida Colombo, 5790
87020-900 – Maringá – PR
e-mail: lmj@deq.uem.br

RESUMO - A produção de óleo de soja constitui um dos mais importantes setores do complexo agroindustrial, pela ampla utilização dos seus produtos nas indústrias siderúrgicas, de cosméticos e como matéria-prima no processamento de alimentos para consumo humano. A destilação da micela é uma etapa do processamento de óleo de soja que visa à separação do solvente do óleo com o aquecimento da mistura, sendo uma das etapas de maior consumo de energia deste processo. Neste contexto, a modelagem e simulação de processos utilizando simuladores como o HYSYS, se torna muito atrativa devido a possibilidade de estudos de redução de custos. Os resultados obtidos neste trabalho mostraram que a modelagem e simulação utilizando o HYSYS estão bastante coerentes com as condições reais do processo assim podendo ser utilizado como ferramenta de análise, simulações e otimizações da operação de concentração da micela nos evaporadores.

Palavras chave: separação, soja, hexano.



III SIMTEA

III Simpósio de Tecnologia e Engenharia de Alimentos

UTFPR, Campo Mourão, PR, Brasil, 13 a 16 de setembro de 2011

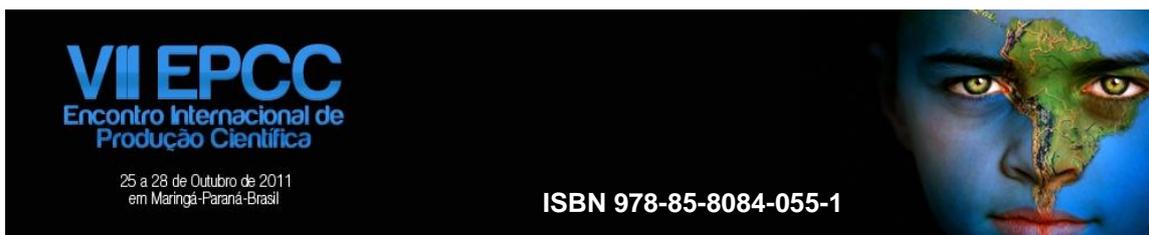


Análise do comportamento de um evaporador de suco de laranja utilizando um simulador industrial de processos

José Maximiano Candido Neto – UEM-DEQ – josemaximianoneto@gmail.com.br
Wagner Andre dos Santos Conceição – UNICENTRO – wasconceicao@hotmail.com
Paulo Roberto Paraíso – UEM-DEQ – paulo@deq.uem.br
Luiz Mario de Matos Jorge – UEM-DEQ – lmmj@deq.uem.br

Resumo. Os simuladores de processo são cada vez mais aplicados nas atividades de projeto e análise de operações da indústria química. Nas últimas décadas, vários simuladores comerciais foram desenvolvidos, entre eles o HYSYS, que foi desenvolvido inicialmente para aplicações voltadas à petroquímica, mas que com adaptações pode ser utilizado na simulação das condições operacionais de outras áreas como da indústria alimentícia. A evaporação do suco de laranja é uma etapa do processamento de concentração do suco que visa à separação da água com o aquecimento da mistura, sendo uma das etapas de maior consumo de energia deste processo. Logo, a modelagem e simulação de processos utilizando simuladores como o HYSYS, se torna muito atrativa devido à possibilidade de estudos de redução de custos operacionais. Os resultados obtidos neste trabalho mostraram que a modelagem e simulação utilizando o HYSYS estão bastante coerentes com dados experimentais do processo simulado. Logo pode ser utilizado como ferramenta de análise, simulações e otimizações da operação de concentração de sucos de laranja em evaporadores.

Palavras-chave: Evaporadores; Modelagem; Simulação; Suco



AVALIAÇÃO DA ROTATIVIDADE PESSOAL EM INDÚSTRIA DE PROCESSAMENTO DE CARNES COM INTERVENÇÃO ERGONÔMICA NO PROCESSO

José Maximiano Candido Neto¹; Rafael Galbiatti de Britto²; Robson Marcelo Rossi³; Paulo Fernando Soares⁴

RESUMO: O interesse do homem em criar ambientes que satisfaçam as suas necessidades e expectativas tem feito com que muitos estudos sobre o conforto tenham sido realizados no mundo desde a primeira década do último século. Todos os frigoríficos apresentam alto índice de doenças ocupacionais. Os ambientes frigoríficos expõem os trabalhos a esforços repetitivos, posturas estereotipadas. Há um custo elevado para aumentar a proteção do trabalhador. Contudo há um custo tão elevado quanto à prevenção de acidentes que é o alto índice de rotatividade dos funcionários. Esse indicador de desligamento pessoal é altamente influenciado pelas condições insalubres dos frigoríficos ou falta de adequações físicas no processo produtivo. É necessário fazer o máximo esforço para trabalhar nas situações passíveis de ajustes ou atenuações que comprometem a saúde do trabalhador enfatizando-se a tríade: proteção, formação e ergonomia. A expectativa deste estudo foi de realizar e avaliar a influência de alterações físico-ergonômicas no processo, sugeridas no programa de prevenção de riscos ambientais, no índice de desligamento de funcionários. Os resultados mostraram que os equipamentos do processo após adaptados as necessidades ergonômicas proporcionaram o bem-estar geral para o desenvolvimento das tarefas e o índice de rotatividade pessoal foi reduzido.

PALAVRAS-CHAVE: frigoríficos, rotatividade, processo.

¹ Mestrando do Programa de Pós-Graduação do Curso de Engenharia Química da Universidade Estadual de Maringá – UEM, Maringá – Paraná. Bolsista da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior. zemax@hotmail.com.

² Psicólogo da Palmali Industrial de Alimentos - Maringá – PR, rafagbritto@hotmail.com.

³ Professor do Departamento de Estatística da Universidade Estadual de Maringá – UEM, Maringá – Paraná. rmrossi@uem.br.

⁴ Orientador, Professor do Departamento de Engenharia Civil da Universidade Estadual de Maringá – UEM, Maringá – Paraná. pfsoares@uem.br.



APLICAÇÃO DE UM SIMULADOR INDUSTRIAL COMO FERRAMENTA DE GESTÃO EM UMA REFINARIA DE ÓLEO DE SOJA

José Maximiano Candido Neto⁵; Wagner Andre dos Santos Conceição⁶; Paulo Roberto Paraíso⁷; Luiz Mario de Matos Jorge⁸

RESUMO: A produção de óleo de soja constitui um dos mais importantes setores do complexo agroindustrial, pela ampla utilização dos seus produtos nas indústrias siderúrgicas, de cosméticos e como matéria-prima no processamento de alimentos para consumo humano. Os produtos gerados atendem o mercado interno e externo, e para serem competitivos, necessitam sempre buscar a redução de custos. Uma estratégia visando à redução de custos, bem como a proteção do meio ambiente e do consumidor, nas industriais já instaladas, é procurar sempre estabelecer as melhores condições de operação do processo. Esse procedimento vem sendo realizado com muito sucesso através do uso da tecnologia computacional de modelagem e simulação. A destilação da micela é uma etapa do processamento de óleo de soja que visa à separação do solvente do óleo com o aquecimento da mistura, sendo uma das etapas de maior consumo de energia deste processo. Neste contexto, a modelagem e simulação de processos utilizando simuladores como o HYSYS, se torna muito atrativa devido à possibilidade de estudos de redução de custos. Os resultados obtidos neste trabalho mostraram que a modelagem e simulação utilizando o HYSYS estão bastante coerentes com as condições reais do processo e também com um modelo proposto na literatura baseado em balanços de massa e energia e em relações de equilíbrio desenvolvidos para os mesmos dados operacionais utilizados. Logo o modelo obtido no HYSYS pode ser utilizado como ferramenta de gestão, simulações e otimizações da operação de concentração da micela nos evaporadores da indústria de processamento da soja.

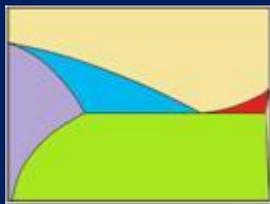
PALAVRAS-CHAVE: separação, soja, hexano.

⁵ Mestrando do Programa de Pós-Graduação do Curso de Engenharia Química da Universidade Estadual de Maringá – UEM, Maringá – Paraná. Bolsista da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior. zemax@hotmail.com

⁶ Professor do Departamento de Engenharia de Alimentos da Universidade Estadual do Centro Oeste – UNICENTRO, Guarapuava – Paraná. wasconceicao@hotmail.com.

⁷ Professor do Departamento de Engenharia Química da Universidade Estadual de Maringá – UEM, Maringá – Paraná. paulo@deq.uem.br.

⁸ Orientador, Professor do Departamento de Engenharia Química da Universidade Estadual de Maringá – UEM, Maringá – Paraná. lmj@uem.br.



VI Congresso Brasileiro de Termodinâmica

Aplicada

CBTermo 2011

22-25 de novembro de 2011 - Salvador-BA

MODELAGEM E SIMULAÇÃO DE UM SISTEMA INDUSTRIAL DE EVAPORADORES DE MICELA DE ÓLEO DE SOJA NO HYSYS

José Maximiano Candido Neto¹, Wagner André dos Santos Conceição², Paulo Roberto Paraíso¹, Luiz Mario de Matos Jorge¹

¹Departamento de Engenharia Química - Universidade Estadual de Maringá,
Avenida Colombo, 5790, 87020-900 – Maringá – PR, Brasil

²Departamento de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual do Centro-Oeste,
Rua Padre Salvador, 875, 85015-430, Guarapuava – PR, Brasil.

A produção de óleo de soja constitui um dos mais importantes setores do complexo agroindustrial (brasileiro), pela ampla utilização dos seus produtos nas indústrias alimentícias, de cosméticos e siderúrgicas. Os produtos gerados atendem ao mercado interno e externo e para serem competitivos deve-se reduzir os custos de produção. Neste sentido a otimização das condições operacionais de uma planta industrial é uma estratégia que proporciona a redução de custos, gerando benefícios ao meio ambiente e ao consumidor tais como, a manutenção da quantidade máxima permitida residual de hexano no produto, possibilidade de redução de consumo de fontes energéticas e mesmo do hexano preservando os recursos ambientais. Neste contexto, o uso de simuladores industriais torna-se muito atrativo devido à possibilidade de integrar operações unitárias na forma de blocos de simulação que podem ser associados a fim de desenvolver um modelo computacional de todo o processo, visando a sua análise e otimização. Em uma planta de processamento de óleo de soja a mistura de óleo e hexano, proveniente do extrator, denominada de micela, é separada num sistema de evaporadores associado ao “stripping” do hexano num destilador “flash”. Neste tipo de planta o processo de evaporação apresenta o maior consumo de energia dentre as operações envolvidas. A fim de explorar as possibilidades de redução de custos operacionais, bem como a viabilidade de utilização do simulador de processos HYSYS para a modelagem, simulação e análise do processo de evaporação da micela de óleo de soja, desenvolveu-se um modelo de blocos no HYSYS. O modelo construído foi validado frente a dados industriais e também por previsões de um modelo matemático convencional baseado em balanços de massa e energia e correlações termodinâmicas de equilíbrio de fases. Adicionalmente avaliou-se a influência da concentração da alimentação, bem como das temperaturas e pressões operacionais sobre o desempenho do sistema de evaporação. Foi concluído que o HYSYS pode ser utilizado como ferramenta de simulações e análise de concentração da micela em evaporadores de tubos curtos verticais freqüentemente encontrados na indústria de processamento de óleo de soja.

Palavras-chave: evaporadores, óleo de soja, hexano, processos de separação, simulação de processos.



**XX Encontro Anual de Iniciação
Científica – EAIC
X Encontro de Pesquisa - EPUEPG**

**SIMULAÇÃO DA EVAPORAÇÃO DO HEXANO NO ÓLEO DE SOJA
UTILIZANDO O SIMULADOR HYSYS**

Marcio Luiz Granado Barbosa dos Santos (PIBIC/UEM), José Maximiano Candido Neto (PEQ/UEM), Luiz Mário de Matos Jorge (co-orientador), Paulo Roberto Paraíso (Orientador), e-mail: paulo@deq.uem.br

Universidade Estadual de Maringá/Departamento de Engenharia Química,
Maringá, PR.
Engenharias - Engenharia química - 3.06.00.00-6

Palavras-chave: simulação, evaporação, óleo de soja

Resumo

O objetivo deste trabalho foi através do HYSYS modelar e simular o processo de evaporação do hexano no óleo de soja (micela) em estado estacionário. Diante do fortalecimento e do constante crescimento do setor agroindustrial, é de fundamental importância o conhecimento e a pesquisa de novas tecnologias para desenvolvimento deste setor, sendo que a produção de óleo de soja constitui um dos maiores destaques na indústria brasileira. A destilação da micela constitui uma importante etapa do processamento do óleo de soja sendo responsável pela evaporação do solvente, no caso o hexano, que é utilizado para a extração do óleo do grão de soja. Esta etapa do processamento do óleo é responsável por uma das etapas com o maior consumo de energia, logo é de grande interesse econômico que sejam feitas constantes melhorias nesta etapa do processo tendo em vista que pequenos aumentos na eficiência podem gerar grandes economias. A modelagem do sistema com o auxílio de simuladores confere maior agilidade e facilidade aos estudos. Embora o simulador HYSYS tenha sido inicialmente desenvolvido com o propósito de simular processos da indústria petroquímica, com alguns ajustes, ele pôde ser utilizado na simulação do processo de evaporação do hexano do óleo de soja. Os resultados obtidos neste trabalho mostram que o uso do HYSYS foi satisfatório devido à proximidade aos dados obtidos de condições reais do processo podendo ser utilizado como ferramenta de análise e otimização da evaporação do hexano.



MODELAGEM E SIMULAÇÃO DE UM *STRIPPER* INDUSTRIAL PARA ÓLEO DE SOJA UTILIZANDO O HYSYS

J. M. CANDIDO NETO, W. A. dos S. CONCEIÇÃO, P. R. PARAÍSO, L. M. M. JORGE

Universidade do Estado de Maringá, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química
E-mail para contato: lmmj@deq.uem.br

RESUMO – No processamento da soja a mistura de óleo e hexano, denominada de miscela, é separada num sistema de evaporadores associado ao *stripping*, que tem a função de esgotar o hexano no óleo bruto que segue para a etapa de degomagem. Foi desenvolvido um modelo para analisar o processo de *stripping* no simulador HYSYS. O óleo de soja e o *stripper* foram modelados, simulados e validados frente a dados industriais e de literatura. Os desvios em relações às condições operacionais menores foram que 1,8% para os parâmetros vazão, temperatura e concentração do hexano residual na corrente de óleo bruto e as simulações revelaram que as condições operacionais podem ser otimizadas reduzindo o do consumo energético.



DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR EM UM EVAPORADOR FALLING FILM NA CONCENTRAÇÃO DE SUCO DE LARANJA

J. M. CANDIDO-NETO¹, P. R. PARAÍSO¹, L. M. M. JORGE¹

¹ DEQ – Universidade Estadual de Maringá

Nas últimas décadas, vários simuladores comerciais foram desenvolvidos, entre eles o HYSYS, que foi criado inicialmente para aplicações voltadas à petroquímica, mas pode ser utilizado na simulação das condições operacionais de outras áreas como da indústria alimentícia. A evaporação do suco de laranja é uma etapa do processamento de concentração do suco, em que há o maior consumo de energia no processo. Neste contexto a modelagem e simulação de processos utilizando simuladores como o HYSYS se torna atrativa por ser possível fazer estudos de redução de custos e otimizações das condições operacionais. Contudo, existem muitas incertezas com relação à modelagem de evaporadores e dos valores dos coeficientes globais de transferência de calor no HYSYS, uma vez que não há um bloco de simulação específico para o equipamento evaporador do tipo falling-film. Para avaliação do desempenho do evaporador modelado os valores dos coeficientes globais de transferência de calor, ajustados pelo simulador para o sistema de evaporação, foram adimensionalizados para comparação com previsões de correlações de literatura. Os resultados obtidos mostraram o modelo construído no HYSYS para o equipamento de concentração do suco de laranja revelou resultados de simulação próximos do comportamento real do processo e com coeficientes globais de transferência de calor dentro da faixa proposta em literaturas, sendo que as mais apropriadas foram as propostas por McAdams et al. e Ahmed e Kaparathi.

Revista Brasileira de Pesquisa em Alimentos, Campo Mourão (PR), v.2, n.1, p.49-54, jan./jun., 2011.

REBRAPA

ANÁLISE DO COMPORTAMENTO DE UM EVAPORADOR DE SUCO DE LARANJA UTILIZANDO UM SIMULADOR INDUSTRIAL DE PROCESSOS

José Maximiano Candido Neto; Wagner André dos Santos Conceição; Paulo Roberto Paraíso; Luiz Mario de Matos Jorge*.

PEQ - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, UEM - Universidade Estadual de Maringá, Maringá, PR.

Resumo. Os simuladores de processo são cada vez mais aplicados nas atividades de projeto e análise de operações da indústria. Nas últimas décadas, vários simuladores comerciais foram desenvolvidos, entre eles o HYSYS, que foi desenvolvido inicialmente para aplicações voltadas à petroquímica, mas que com adaptações pode ser utilizado na simulação das condições operacionais de outras áreas como da indústria alimentícia. A evaporação do suco de laranja é uma etapa do processamento de concentração que visa à separação da água com o aquecimento da mistura, com alto consumo de energia. Logo, a modelagem e simulação de processos utilizando simuladores como o HYSYS, se torna muito atrativa devido à possibilidade de estudos na planta industrial sem necessidade de experimentação, uma vez o processo estando modelado é possível obter informações rápidas e confiáveis. Os resultados obtidos neste trabalho mostraram que o suco hipotético de laranja modelado no HYSYS através da solução de sacarose em água representou bem o suco real obtendo-se desvio menor 10% para a propriedade condutividade térmica. O modelo do evaporador de filme descendente para concentração de suco de laranja construído no HYSYS pela associação do trocador de calor e do vaso separador flash mostrou-se através das simulações bastante coerente com os dados experimentais do processo o que indica grande potencial para ser utilizado como ferramenta de análise, simulação e otimização da operação de concentração de sucos de laranja em evaporadores industriais.

Palavras-chave: Evaporadores. Modelagem. Simulação. Suco de laranja. HYSYS.