

KEILA DA SILVA LOPES

**AVALIAÇÃO DA ETAPA DE CLARIFICAÇÃO DO ÓLEO DE SOJA
ATRAVÉS DE PLANEJAMENTO COMPOSTO CENTRAL E
INVESTIGAÇÃO DO POTENCIAL DE MELHORIA ENERGÉTICA NO
PROCESSAMENTO DA SOJA**

CURITIBA

2008

KEILA DA SILVA LOPES

**AVALIAÇÃO DA ETAPA DE CLARIFICAÇÃO DO ÓLEO DE SOJA
ATRAVÉS DE PLANEJAMENTO COMPOSTO CENTRAL E
INVESTIGAÇÃO DO POTENCIAL DE MELHORIA ENERGÉTICA NO
PROCESSAMENTO DA SOJA**

Dissertação apresentada como requisito parcial à obtenção do grau de Mestre em Engenharia de Processos Térmicos e Químicos, do Curso de Pós-Graduação em Engenharias (PIPE), da Universidade Federal do Paraná.

Orientadora: Prof^ª Dr^ª Maria José J. de Santana Ponte

Co-Orientador: Prof. Marcelo Risso Errera, Ph. D

CURITIBA

2008

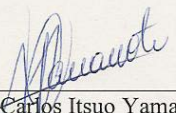


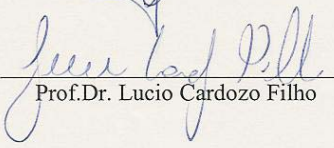
UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ
Programa de Pós-Graduação em Engenharia
Setor de Tecnologia

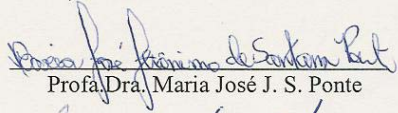
RELATÓRIO DE DEFESA DE DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

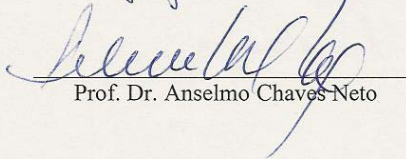
Aos vinte e dois dias do mês de fevereiro de 2008, no auditório do CESEC - no Centro Politécnico - UFPR, foi instalada pelo Prof. Dr. Dante Homero Mosca Junior, vice-coordenador do PIPE – Programa de Pós-Graduação em Engenharia no exercício da coordenação, a Banca Examinadora para a centésima trigésima nona defesa de dissertação de mestrado na área de concentração: Processos Térmicos e Químicos. Estiveram presentes no ato, além do coordenador do Curso de Pós-Graduação, professores, alunos e visitantes. A Banca Examinadora, atendendo a determinação do colegiado do Programa de Pós-Graduação em Engenharia, foi constituída pelos professores doutores: Maria José J. S. Ponte (UFPR), Carlos Itsuo Yamamoto (UFPR), Lucio Cardozo Filho (UEM) e Anselmo Chaves Neto (UFPR) como suplente. Às 8:30 horas, a banca iniciou os trabalhos, convidando o candidato **Keila da Silva Lopes** a fazer a apresentação da dissertação de mestrado intitulada “**Avaliação da etapa de clarificação do óleo de soja através de planejamento composto central e investigação do potencial de melhoria energética no processamento da soja**”. Encerrada a apresentação, iniciou-se a fase de arguição pelos membros participantes. Tendo em vista a dissertação e a arguição, a banca decidiu pela APROVAÇÃO do candidato, (de acordo com a determinação dos artigos 62 e 63 da resolução 62/03 de 22.07.2003).

Curitiba, 22 de fevereiro de 2008.


Prof. Dr. Carlos Itsuo Yamamoto


Prof. Dr. Lucio Cardozo Filho


Prof.ª Dr.ª Maria José J. S. Ponte


Prof. Dr. Anselmo Chaves Neto

Dedico esta dissertação aos meus pais pelo apoio e dedicação.

AGRADECIMENTOS

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

A Prof^a. Dra. Maria José J. de Santana Ponte pela amizade, compreensão, apoio e principalmente pela orientação.

Ao Prof. Marcelo Risso Errera, Ph. D. pelos comentários e sugestões que propiciaram o enriquecimento deste trabalho.

A Dra. Nice M. S. Kaminari pelo apoio, paciência e ajuda com o planejamento composto central.

Ao Laboratório de Eficiência Energética e Exergética da Indústria da Soja (LEIS) onde foi realizada toda a parte experimental.

À todos os colegas do Laboratório de Eficiência Energética e Exergética da Indústria da Soja (LEIS) pelo apoio e paciência.

À empresa Imcopa - Importação, Exportação e Indústria de Óleos Ltda, por ceder o óleo e realizar as análises de cor.

A todos os amigos que me incentivaram e apoiaram durante todo este trabalho.

RESUMO

Atualmente, o consumidor prefere óleos vegetais mais claros, e tem a opção de escolha, quando o compara através da sua forma exposta nas embalagens transparentes. Com isto, são reforçados a atenção e o empenho das refinadoras de óleo em manter o produto no padrão previamente estabelecido pelo parecer técnico do controle de qualidade.

A clarificação é a etapa que remove o excesso de pigmentos, corantes em geral, resíduos de sabões, fosfatídeos e metais pesados do óleo, utilizando terras clarificantes no processo de adsorção. Através desta etapa espera-se manter esse padrão de qualidade exigido pelo mercado. Com o objetivo de melhorar a eficiência do processo alguns parâmetros foram estudados: porcentagem em massa de adsorvente e temperatura, para três dos principais tipos de adsorventes utilizados na indústria de refino de óleo vegetal. Em função do pequeno número de modelos matemáticos para essa etapa, optou-se por utilizar a metodologia do Planejamento Composto Central e assim obter correlações ajustadas para remoção de cor a partir dessas variáveis.

Os três adsorventes apresentaram bons resultados de remoção de cor e interação entre quantidade de massa e temperatura. Os melhores resultados ocorreram para os ensaios: Perform 4000 a temperatura de 75°C e massa de adsorvente de 5%, Supreme 180FF a temperatura de 95°C e massa igual a 1%, e B80 Natural a 95°C e 5% de massa.

Foi também realizado um balanço energético na indústria do processamento da soja uma vez que correntes térmicas são muito utilizadas. O objetivo deste balanço é: identificar a quantidade de energia utilizada em cada uma das etapas do processo e quais dessas etapas têm o maior consumo energético; avaliar o consumo de gás natural; e fazer uma comparação entre esses dados com os do processo realizado com cogeração.

A cogeração aumenta o consumo de gás natural em cerca de 120%, no

entanto, são produzidos no total cerca de 162kWh de energia elétrica por tonelada de grãos de soja.

Palavras-chave: clarificação, planejamento composto central, consumo energético, cogeração.

ABSTRACT

Currently, the consumer prefers clarified vegetable oils and compares them through their way out in transparent packaging. This demand reinforced the attention and commitment of oil refinery to keep the product in the pattern previously established by the technical parameters of the quality control.

The bleaching process is the step that removes excess of pigments, colorants in general, waste of soaps, phosphates and heavy metals of the oil and delays the rancidity and oxidation of the oil, using adsorbent earths in the process of adsorption. It is expected, by this stage, to keep this standard of quality demanded by the market. Aiming to improve the efficiency of the process some parameters were studied: bulk percentage of adsorbent and temperature of three main adsorbents used by industry. On account of the small amount of mathematical models used for, it was choose the Central Composite Design (CCD) methodology to obtain correlations for colors removal.

The three analyzed adsorbents present good results in removal of color and interaction between mass quantity and temperature. The best result occurred for the specific conditions: Perform 4000 adsorbent at 75°C and adsorbent mass of 5%, Supreme 180FF adsorbent at 95°C and mass equal to 1%, and B80 Natural adsorbent at 95°C and 5% of mass.

It was also conducted an industrial energetic balance for the processing of soybeans once thermal currents are much used. The purpose of this balance are: identify the used energy amount for each process steps and which of these steps have the greater energy consumption; evaluate the natural gas consumption and make a comparison between these obtained dates with the process conducted with cogeneration. It was concluded that the cogeneration increases the consumption of natural gas by about 120%. However, It was produced an amount of approximately 162kWh of electricity per ton of soybean beans.

Keywords: bleaching, central composite design, energy consumption, cogeneration.

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1	– PAÍSES PRINCIPAIS PRODUTORES DE GRÃOS SOJA DO MUNDO E SEUS PERCENTUAIS.....	20
FIGURA 2	– CAPACIDADE INSTALADA DE PROCESSAMENTO DE SOJA DOS PRINCIPAIS ESTADOS PRODUTORES DO BRASIL NO ANO DE 2006.....	21
FIGURA 3	– CAPACIDADE INSTALADA DE REFINO DE ÓLEO DE SOJA DOS PRINCIPAIS ESTADOS PRODUTORES DO BRASIL NO ANO DE 2006.....	21
FIGURA 4	– VALORES DE EXPORTAÇÃO DA SOJA E SEUS DERIVADOS RELATIVOS AOS ANOS DE 2000 A 2007	23
FIGURA 5	– ETAPAS DO PREPARO DOS GRÃOS PARA EXTRAÇÃO.....	28
FIGURA 6	– EXTRATOR DE SMET.....	32
FIGURA 7	– ESQUEMA DO STRIPPER.....	34
FIGURA 8	– DESODORIZAÇÃO CONTÍNUA COM RECUPERAÇÃO INTERNA DE CALOR.....	48
FIGURA 9	– DESODORIZADOR SEMICONTÍNUO - TIPO GIRDLER.....	50
FIGURA 10	– INSUMOS E PRODUTOS EM UM SISTEMA DE COGERAÇÃO.....	51
FIGURA 11	– CICLOS TÉRMICOS DE COGERAÇÃO.....	55
FIGURA 12	– ESQUEMA DOS EQUIPAMENTOS UTILIZADOS NOS ENSAIOS EXPERIMENTAIS.....	58
FIGURA 13	– LOVIBOND TINTOMETER AF 710-3.....	58
FIGURA 14	– PLANEJAMENTO COMPOSTO CENTRAL PARA TRÊS FATORES.....	62
FIGURA 15	– MONTAGEM DOS EQUIPAMENTOS.....	66
FIGURA 16	– COMPARAÇÃO ENTRE O ÓLEO (A) ANTES E (B) DEPOIS DA CLARIFICAÇÃO.....	67
FIGURA 17	– DECOMPOSIÇÃO DO DESVIO EM RELAÇÃO À MÉDIA GLOBAL , $(y_i - \bar{y})$, NA SOMA DAS PARCELAS $(y_i - \hat{y}_i)$ E $(\hat{y}_i - \bar{y})$	72
FIGURA 18	– VOLUME DE CONTROLE TOTAL DO PROCESSAMENTO DA SOJA.....	76
FIGURA 19	– FLUXOGRAMA DO PROCESSAMENTO DA SOJA.....	77
FIGURA 20	– ESQUEMA DE COGERAÇÃO.....	79
FIGURA 21	– DISTRIBUIÇÃO DOS RESÍDUOS PARA A EQUAÇÃO (33), PERFORM 4000, COR AMARELA.....	88
FIGURA 22	– DISTRIBUIÇÃO DOS RESÍDUOS PARA A EQUAÇÃO (34), PERFORM 4000, COR AMARELA.....	88
FIGURA 23	– VALORES PREVISTOS X VALORES OBSERVADOS, PERFORM 4000, COR AMARELA.....	89
FIGURA 24	– VALORES PREVISTOS X VALORES OBSERVADOS, PERFORM 4000, COR VERMELHA.....	89
FIGURA 25	– DISTRIBUIÇÃO DOS RESÍDUOS PARA A EQUAÇÃO (35), SUPREME 180FF, COR AMARELA.....	91
FIGURA 26	– DISTRIBUIÇÃO DOS RESÍDUOS PARA A EQUAÇÃO (36), SUPREME 180FF, COR VERMELHA.....	91
FIGURA 27	– VALORES PREVISTOS X VALORES OBSERVADOS, SUPREME 180FF, COR AMARELA.....	92
FIGURA 28	– VALORES PREVISTOS X VALORES OBSERVADOS, SUPREME 180FF, COR VERMELHA.....	92
FIGURA 29	– DISTRIBUIÇÃO DOS RESÍDUOS PARA A EQUAÇÃO (37), B80 NATURAL, COR AMARELA.....	94
FIGURA 30	– DISTRIBUIÇÃO DOS RESÍDUOS PARA A EQUAÇÃO (38), B80 NATURAL, COR VERMELHA.....	94

FIGURA 31	–	VALORES PREVISTOS X VALORES OBSERVADOS, B80 NATURAL, COR AMARELA.....	95
FIGURA 32	–	VALORES PREVISTOS X VALORES OBSERVADOS B80 NATURAL, COR VERMELHA.....	95
FIGURA 33	–	REMOÇÃO DE COR AMARELA PARA T X M PARA O PERFORM 4000.....	97
FIGURA 34	–	GRÁFICO DE CONTORNO T X M PARA A COR AMARELA, PERFORM 4000.....	97
FIGURA 35	–	REMOÇÃO DE COR VERMELHA T X M PARA O PERFORM 4000.....	98
FIGURA 36	–	GRÁFICO DE CONTORNO T X M PARA A COR VERMELHA, PERFORM 4000.....	98
FIGURA 37	–	REMOÇÃO DE COR AMARELA T X M, SUPREME 180FF.....	99
FIGURA 38	–	GRÁFICO DE CONTORNO T X M PARA A COR AMARELA, SUPREME 180FF.....	100
FIGURA 39	–	REMOÇÃO DE COR VERMELHA PARA T X M, SUPREME 180FF.....	100
FIGURA 40	–	GRÁFICO DE CONTORNO T X M PARA A COR VERMELHA, SUPREME 180FF.....	101
FIGURA 41	–	REMOÇÃO DE COR AMARELA T X M, B80 NATURAL.....	102
FIGURA 42	–	GRÁFICO DE CONTORNO T X M PARA A COR AMARELA, B80 NATURAL.....	102
FIGURA 43	–	REMOÇÃO DE COR VERMELHA T X M, B80 NATURAL.....	103
FIGURA 44	–	GRÁFICO DE CONTORNO T X M PARA A COR VERMELHA, B80 NATURAL.....	103
FIGURA 45	–	COMPARAÇÃO DO CONSUMO DE ENERGIA E PRODUÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA ENTRE OS VOLUMES DE CONTROLE.....	107
FIGURA 46	–	COMPARAÇÃO DO CONSUMO DE GN PARA OS PROCESSOS COM E SEM COGERAÇÃO.....	108

LISTA DE TABELAS

TABELA 1	– DADOS DAS EXPORTAÇÕES DE SOJA E SEUS DERIVADOS.....	24
TABELA 2	– PROPRIEDADE DOS ADSORVENTES UTILIZADOS NA ETAPA DE CLARIFICAÇÃO DE ÓLEOS VEGETAIS.....	43
TABELA 3	– CARACTERÍSTICAS DOS ADSORVENTES UTILIZADOS.....	57
TABELA 4	– MATRIZ DE PLANEJAMENTO.....	65
TABELA 5	– CODIFICAÇÃO DAS VARIÁVEIS PARA O PROCESSO DE CLARIFICAÇÃO.....	65
TABELA 6	– QUANTIDADE DA MASSA DE ADSORVENTE E M GRAMAS (G).....	66
TABELA 7	– TABELA DE ANÁLISE DA VARIÂNCIA (ANOVA).....	74
TABELA 8	– RESULTADOS EM EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COR (%R):.....	82
TABELA 9	– RESULTADOS EM EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COR (%R):.....	82
TABELA 10	– RESULTADOS EM EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COR (%R):.....	83
TABELA 11	– PARÂMETROS ESTIMADOS PARA A EQUAÇÃO 31, PERFORM 4000, COR AMARELA.....	84
TABELA 12	– PARÂMETROS ESTIMADOS PARA A EQUAÇÃO 31, PERFORM 4000, COR VERMELHA.....	84
TABELA 13	– PARÂMETROS ESTIMADOS PARA A EQUAÇÃO 31, SUPREME 180FF, COR AMARELA.....	85
TABELA 14	– PARÂMETROS ESTIMADOS PARA A EQUAÇÃO 31, SUPREME 180FF, COR VERMELHA.....	85
TABELA 15	– PARÂMETROS ESTIMADOS PARA A EQUAÇÃO 31, B80 NATURAL, COR AMARELA.....	86
TABELA 16	– PARÂMETROS ESTIMADOS PARA A EQUAÇÃO 31, B80 NATURAL, COR VERMELHA.....	86
TABELA 17	– ANÁLISE DE VARIÂNCIA PARA O AJUSTE DA EQUAÇÃO (33).....	87
TABELA 18	– ANÁLISE DE VARIÂNCIA PARA O AJUSTE DA EQUAÇÃO (34).....	87
TABELA 19	– ANÁLISE DE VARIÂNCIA PARA O AJUSTE DA EQUAÇÃO (35).....	90
TABELA 20	– ANÁLISE DE VARIÂNCIA PARA O AJUSTE DA EQUAÇÃO (36).....	90
TABELA 21	– ANÁLISE DE VARIÂNCIA PARA O AJUSTE DA EQUAÇÃO (37).....	93
TABELA 22	– ANÁLISE DE VARIÂNCIA PARA O AJUSTE DA EQUAÇÃO (38).....	93
TABELA 23	– VAZÃO DE MATÉRIA-PRIMA E PRODUTOS.....	105
TABELA 24	– CONSUMO DE VAPOR.....	105
TABELA 25	– ENERGIA CONSUMIDA E MASSA DE GÁS NATURAL SEM COGERAÇÃO.....	106
TABELA 26	– CONSUMO DE GÁS NATURAL COM COGERAÇÃO.....	107

LISTA DE SIGLAS

ABIOVE	- Associação Brasileira das Indústrias de Óleos Vegetais
AGL	- Ácidos Graxos Livres
AGROGAS II	- Desenvolvimento de Soluções a Gás Natural para Geração Distribuída e Aumento de Eficiência Energética no Setor Agroindustrial
AOCS	- American Oil Chemists' Society
Bé	- Baumé
DT	- Dessolventizador-Tostador
EMBRAPA	- Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária
GN	- Gás Natural
HP	- Fosfolípidos Hidratáveis
MQO	- Método dos Mínimos Quadrados Ordinários
NHP	- Fosfolípidos Não Hidratáveis
OB	- Óleo Bruto
OC	- Óleo Clarificado
OD	- Óleo Degomado
ODE	- Óleo Desodorizado
ON	- Óleo Neutro
PCC	- Planejamento Composto Central
PCI	- Poder Calorífico Inferior
USDA	- United States Department of Agriculture
VC	- Volume de Controle

LISTA DE SÍMBOLOS

Ads	- Adsorvente
C_f	- Coloração do óleo neutro (escala Lovibond)
C_i	- Coloração do óleo clarificado (escala Lovibond)
C_p	- Calor específico
l	- Número de níveis
F	- Valor da estatística F (distribuição F de Snedecor)
F_c	- Valor da estatística F calculado
F_t	- Valor da estatística F tabelado
G	- Número de pontos do planejamento relativos ao fatorial completo
h	- Entalpia (kJ/kg)
H_0	- Hipótese nula
H_1	- Hipótese alternativa
k	- Número de fatores (variáveis utilizadas no PCC)
M	- Massa de adsorvente (% em massa)
M	- Demanda (kg/t de soja)
\dot{M}	- Vazão mássica (kg/h)
MQ	- Média Quadrática
MQ_R	- Média Quadrática devida ao modelo
MQ_{res}	- Média Quadrática devida aos resíduos
n	- Número de pontos experimentais
n_0	- Número de pontos centrais
p	- Número de parâmetros do modelo ajustado
PCI	- Poder calorífico inferior (kJ/kg)
MM	- Massa molecular (kg/kgmol)
P_u	- Potência útil
Q	- Demanda energética (kJ/t de soja)
\dot{Q}	- Calor por unidade de tempo (kJ/h)
\dot{Q}_H	- Calor total (kJ/h)

\dot{Q}_L	- Perda de calor (kJ/h)
\dot{Q}_S	- Calor transferido ao processo (kJ/h)
R	- Eficiência de remoção de cor
R^2	- Coeficiente de correlação múltipla
SQ_R	- Soma quadrática devida ao modelo
SQ_{res}	- Soma quadrática devida aos resíduos
SQ_T	- Soma quadrática total
t	- Estatística t de Student
t	- Tonelada
T	- Número de pontos adicionados ao planejamento de modo a estimar os coeficientes de 2ª. ordem
T	- Temperatura (°C)
\dot{W}_e	- Trabalho (kJ/h)
\dot{W}_{ele}	- Eletricidade gerada na planta
X	- Matriz das variáveis
X_i, X_j	- Valores das variáveis codificadas
X_e^i	- Fração mássica de entrada (e) para o componente i
X_s^i	- Fração mássica de saída (s) para o componente i
\underline{Y}	- Vetor das respostas dos ensaios experimentais
y_i	- Valor observado
\bar{y}	- Média de todas as observações
\hat{y}_i	- Valor predito

LETRAS GREGAS

α	- Valor codificado correspondente ao nível mais alto assumido pelas variáveis durante os experimentos
α	- Nível de significância, teste “t’
$\underline{\beta}$	- Vetor dos parâmetros do modelo
β_i	- Parâmetro do modelo correspondente a variável X_i na equação de ajuste

β_{ii}	- Parâmetro do modelo do termo de segunda ordem na equação de ajuste
β_{ij}	- Coeficiente do termo correspondente à interação entre as variáveis X_i e X_j
$\underline{\varepsilon}$	- Vetor do erro aleatório
η	- Eficiência do queimador
η_{CHP}	- Eficiência do efeito combinado
η_{ele}	- Eficiência do ciclo de potência
ν	- Graus de liberdade

SOBRESCRITO

A	- Água
Ads	- Adsorvente
AGL	- Ácidos graxos livres
AO	- Ácido oléico
Ar	- Ar
C	- Cascas
F	- Flocos
FA	- Farelo
G	- Goma
H	- Hexano
M	- Miscela
OB	- Óleo bruto
OC	- Óleo clarificado
OD	- Óleo degomado
ODE	- Óleo desodorizado
ON	- Óleo neutro
S	- Soja
Sa	- Sabões
t	- Transposta
T	- Torta

SUBSCRITO

amb	- ambiente
C	- Condensação
e	- Entrada
L	- Líquido
s	- Saída
V	- Vapor

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	19
1.1	MOTIVAÇÃO	23
1.2	APRESENTAÇÃO DA DISSERTAÇÃO	25
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	26
2.1	EXTRAÇÃO	26
2.1.1	Prensagem mecânica ou expeller	26
2.1.2	Extração com solventes	27
2.1.2.1	Preparação do grão	27
2.1.2.2	Extração	31
2.1.2.3	Destilação da miscela	33
2.1.2.4	Dessolventização do farelo	34
2.1.3	Processo misto	36
2.2	DEGOMAGEM	36
2.3	NEUTRALIZAÇÃO	37
2.3.1	Neutralização Descontínua	38
2.3.2	Processo Standard	39
2.3.3	Processo Zenith	39
2.4	BRANQUEAMENTO OU CLARIFICAÇÃO	40
2.4.1	Adsorventes	42
2.4.2	O processo da clarificação	43
2.4.3	Filtração	44
2.5	DESODORIZAÇÃO	45
2.5.1	Tecnologia do Processo de Desodorização	47
2.6	COGERAÇÃO	51
2.6.1	Sistemas de cogeração	53
3	MATERIAL E MÉTODOS	56
3.1	MATERIAIS	56

3.1.1	Adsorventes.....	56
3.2	EQUIPAMENTOS.....	57
3.2.1	Colorímetro	58
3.3	MÉTODOS.....	59
3.3.1	Planejamento	59
3.3.1.1	Planejamento Composto Central (PCC)	60
3.3.2	Preparo e realização experimentos de clarificação	66
3.3.3	Tratamento dos dados de clarificação	68
3.3.3.1	Tratamento preliminar dos dados.....	68
3.3.3.2	Estimativa dos Parâmetros dos Modelos Matemáticos.....	68
3.3.4	Tratamento dos dados do consumo energético	76
3.3.4.1	Balanço Mássico	78
3.3.4.2	Balanço Energético	78
3.3.4.3	Cálculo do consumo de Gás Natural.....	79
4	APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	81
4.1	TAXA DE REMOÇÃO OBTIDA NO PROCESSO DE CLARIFICAÇÃO	81
4.1.1	Resultados obtidos	81
4.1.2	Ajuste da eficiência de remoção como função das variáveis.....	83
4.1.2.1	Perform 4000.....	84
4.1.2.2	Tonsil Supreme 180FF	85
4.1.2.3	B80 Natural	86
4.1.3	Análise da variância e testes de significância para a remoção de cor.....	87
4.1.3.1	Perform 4000.....	87
4.1.3.2	Tonsil Supreme 180FF	90
4.1.3.3	B80 Natural	93
4.2	ANÁLISE DAS SUPERFÍCIES DE RESPOSTA.....	96
4.2.1	Análise do comportamento da taxa remoção (%R) de cor amarela e vermelha para o adsorvente Perform 4000.....	97

4.2.2	Análise do comportamento da taxa remoção (%R) de cor amarela e vermelha para o adsorvente Supreme 180FF	99
4.2.3	Análise do comportamento da taxa remoção (%R) de cor amarela e vermelha para o adsorvente B80 Natural	102
4.3	AVALIAÇÃO DO CONSUMO ENERGÉTICO DO PROCESSAMENTO DA SOJA PARA OBTENÇÃO DO ÓLEO REFINADO	105
5	CONCLUSÃO	109
6	RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	111
	REFERÊNCIAS	112
	APÊNDICES	116
	ANEXOS.....	146

1 INTRODUÇÃO

A cultura da soja apresenta destaque no cenário agrícola nacional. Cultivada em uma área de mais de 12 milhões de hectares, é responsável por mais de 30 milhões de toneladas de grãos, o que equivale à aproximadamente 37% do volume total de grãos produzidos no Brasil. A criação da cultivar Tropical pelos pesquisadores da Embrapa Soja levou a soja para as regiões de clima tropical no Brasil (Centro-Oeste, Nordeste e Norte). A partir daí, inúmeras outras cultivares nacionais foram criadas para dar estabilidade ao cultivo de soja nas chamadas regiões de fronteira agrícola onde a soja é utilizada como cultura desbravadora, deixando na terra, após sua colheita, nutrientes necessários para o cultivo de feijão e milho. Além disso, a soja viabilizou a implantação de indústrias de óleo, fomentou o mercado de sementes e deu estabilidade à exploração econômica das terras onde antes só existiam matas e cerrados.

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

A expansão da soja aconteceu nos anos 70, como uma produção tipicamente agroindustrial. Atingiu um pico em 1989, com 24 milhões de toneladas, caindo no início da década de 90, abaixo de 20 milhões t/ano, mas recuperando-se progressivamente, até superar a marca de 30 milhões de toneladas na safra 1997/98, marca que vem se mantendo com exceção do ano 2005, devido a problemas de estiagem ou de chuvas em demasia fora do período.

Apesar do surgimento de novos competidores, como a Argentina e o Paraguai, o Brasil continua detendo expressivas parcelas no mercado internacional. Na Figura 1, pode-se observar que o país ocupa o segundo lugar dentre os países que são os maiores produtores de grãos de soja sendo responsável por 27% da produção mundial.

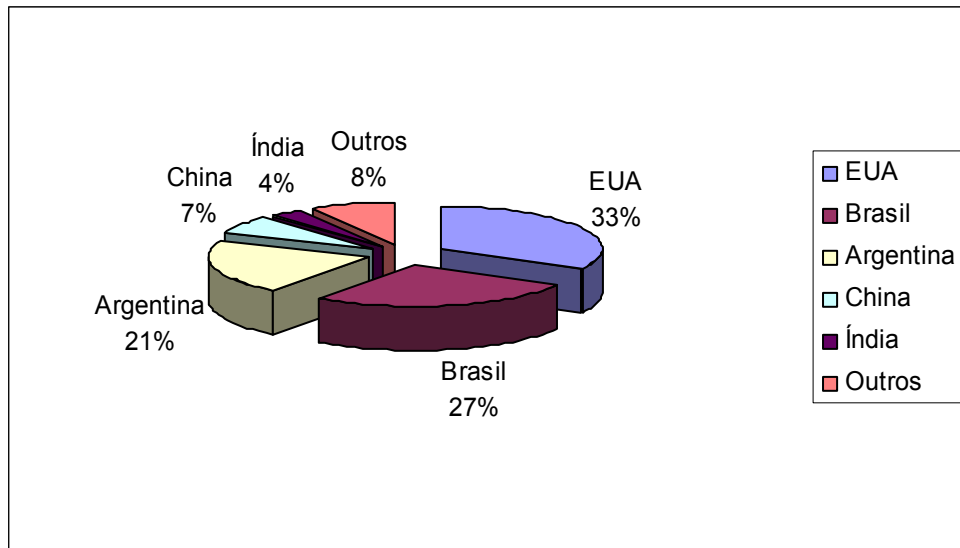


FIGURA 1 – PAÍSES PRINCIPAIS PRODUTORES DE GRÃOS SOJA DO MUNDO E SEUS PERCENTUAIS

FONTE: USDA¹

NOTA: PREVISÃO SAFRA 2007/2008

Com velocidade semelhante à da expansão do plantio foram criadas unidades industriais esmagadoras que transformam a soja em grão, em óleo e farelo bruto e, em menor proporção, indústrias para refino do óleo destinado à alimentação humana, que ainda é o mais consumido mundialmente e compete diretamente com o óleo de palma.

A expansão do uso de óleos vegetais no Brasil aconteceu também nos anos 70, principalmente com o óleo de soja, com o interesse crescente da indústria refinadora de óleos e demanda do mercado internacional. Desde então, as indústrias de óleos vegetais vêm se fortalecendo com tecnologias de processamento que conferem ao óleo características apropriadas para o consumo humano.

O Estado do Paraná detém a maior capacidade instalada de processamento de oleaginosas. Em 2006 tinha uma capacidade para processar até 32.950 t/dia de grãos (23% do total processado no país), como apresentada na Figura 2. Porém, o Estado de São Paulo é que detém a maior capacidade de refino 5850 t/dia (29,2% do total processado no país) frente à capacidade do Paraná de apenas 3.160 t/dia de óleo (15,8% do total processado no país), como mostrada na Figura 3.

¹ USDA – United States Department of Agriculture.

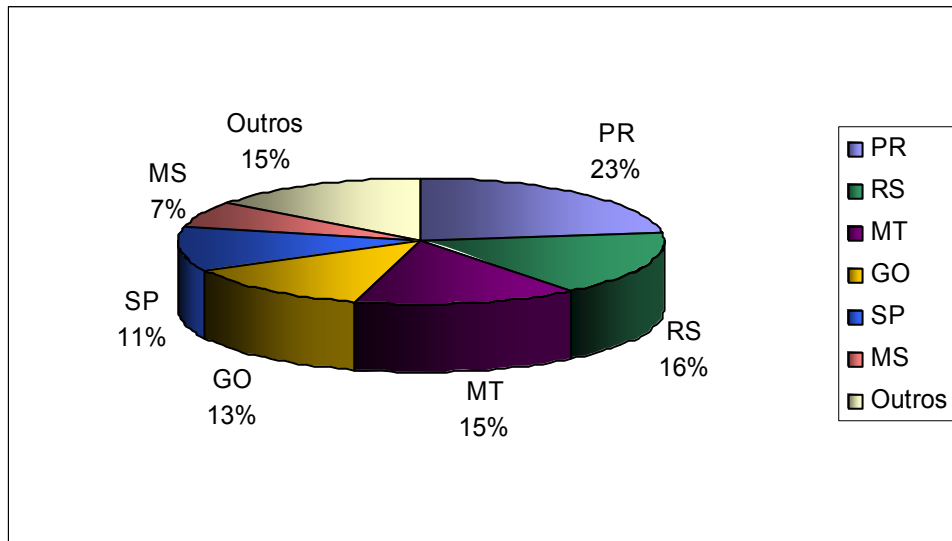


FIGURA 2 – CAPACIDADE INSTALADA DE PROCESSAMENTO DE SOJA DOS PRINCIPAIS ESTADOS PRODUTORES DO BRASIL NO ANO DE 2006
 FONTE: ABIOVE (2007).

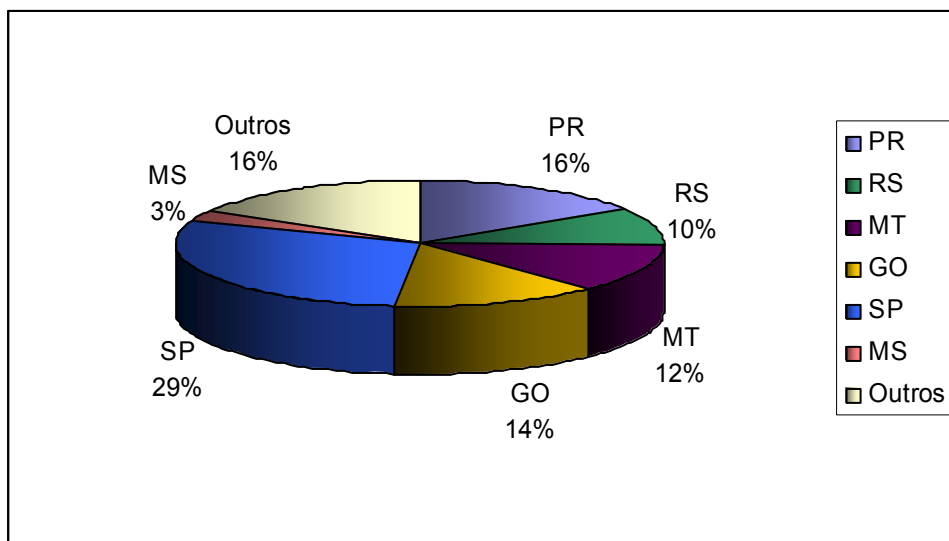


FIGURA 3 – CAPACIDADE INSTALADA DE REFINO DE ÓLEO DE SOJA DOS PRINCIPAIS ESTADOS PRODUTORES DO BRASIL NO ANO DE 2006
 FONTE: ABIOVE (2007).

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

O processo convencional contínuo para refino de óleos vegetais se divide em algumas etapas que dependem do tipo de óleo (variedade de oleaginosas) e qualidade

do óleo bruto. Os óleos vegetais brutos são extraídos mecanicamente por prensagem e/ou pelo contato com um solvente.

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

Neste caso, após a extração, o óleo forma com o solvente uma mistura denominada miscela, da qual recupera-se o solvente por evaporação seguida de esgotamento com vapor de arraste. Já a corrente de óleo bruto, ainda ligeiramente contaminado com o solvente, segue para o processo de refino.

O óleo bruto é composto de uma mistura de triglicérides (que é a forma básica do óleo de soja), ácidos graxos livres, fosfatídeos (entre eles lecitina), compostos oxigenados, pigmentos (caroteno, xantofilas, clorofilas), gossipol, quinomas, dicetonas, voláteis diversos, entre outros. A importância nutricional dos óleos vegetais se deve ao seu alto valor energético e à presença de vitaminas, ácidos graxos essenciais e antioxidantes naturais.

Para consumo humano o óleo deve ser composto essencialmente por triglicérides; o refinamento ou purificação do óleo é então necessário para remover as impurezas indesejáveis e a acidez, presentes naturalmente nos óleos, ou formadas nas etapas anteriores do processamento, que lhe imputam características indesejáveis e aceleram sua rancificação e oxidação. As etapas envolvidas neste processamento são: degomagem, desacidificação por via física (refino físico) ou por adição de soda cáustica (refino químico), clarificação e desodorização.

1.1 MOTIVAÇÃO

O crescimento da demanda por produtos com maior valor agregado e a oportunidade de obtenção de maior volume de divisas com a sua exportação exige grandes modificações na estrutura, no tamanho e na tecnologia de produção das empresas de processamento de soja no Brasil. Essas modificações visam atender à demanda crescente, a melhoria de rendimento e, principalmente, a redução dos custos no consumo de energia.

Na Figura 4, apresentam-se os valores de exportação da soja e derivados, em milhões de toneladas relativos aos anos de 2000-2007, pode-se observar que a exportação do óleo fica abaixo da exportação do farelo e dos grãos.

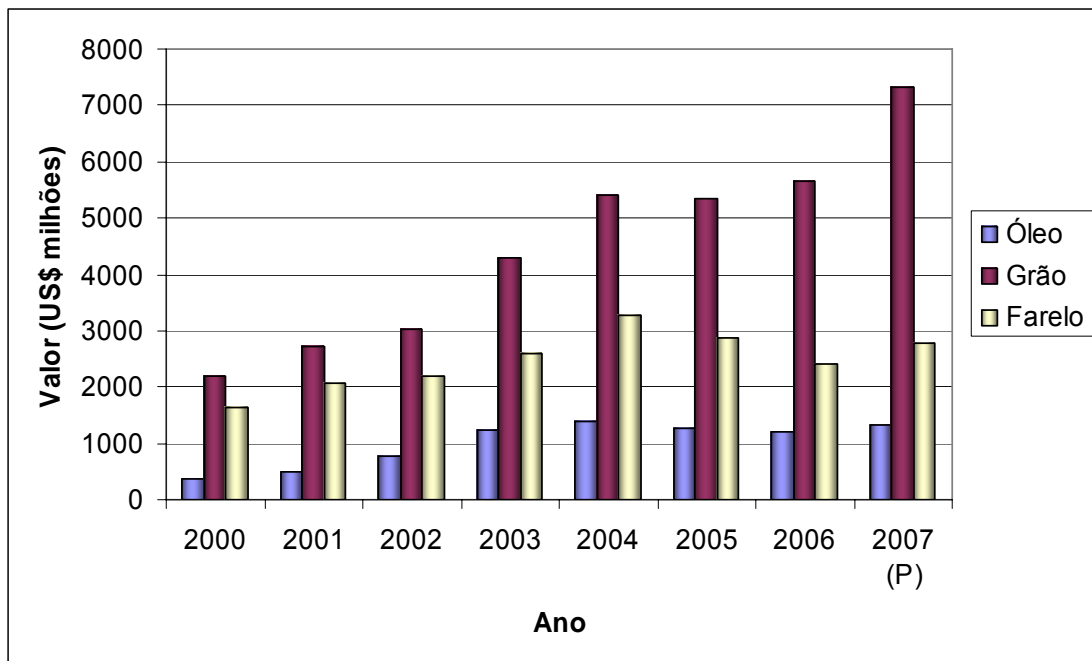


FIGURA 4 – VALORES DE EXPORTAÇÃO DA SOJA E SEUS DERIVADOS RELATIVOS AOS ANOS DE 2000 A 2007

FONTE ABIOVE (2007).

No entanto, a Tabela 1 apresenta que o maior valor pago por tonelada é justamente atribuído ao óleo, que por ser o mais industrializado traz mais divisas para o nosso país e também geram mais postos de trabalho. É grande o potencial de aplicação e geração de emprego na indústria de refino de óleo de soja.

TABELA 1 – DADOS DAS EXPORTAÇÕES DE SOJA E SEUS DERIVADOS

ANO 2006	VOLUME (1000 toneladas)	VALOR (US\$/tonelada)	VALOR (US\$ Milhões)
GRÃO	24956	227	5665
FARELO	12332	196	2418
ÓLEO	2419	496	1200
TOTAL	-	-	9283

FONTE: ABIOVE 2007

Além disso, a padronização é um item de exigência crescente do mercado consumidor de óleos vegetais, acentuada recentemente devido ao uso de embalagens transparentes, que implica na conseqüente uniformização de cor do produto. A cor dos óleos é conferida pelos pigmentos presentes e a despigmentação é realizada na etapa de clarificação.

A motivação deste trabalho é buscar uma correlação para o processo de clarificação, visto que não existem muitos modelos na literatura para esta etapa. Além disso, o processamento dos grãos de soja através da extração com solvente tem um alto consumo energético, sendo assim, o seu estudo é de grande importância.

1.2 APRESENTAÇÃO DA DISSERTAÇÃO

Esta dissertação está dividida em seis capítulos, descritos a seguir:

No Capítulo 2 é apresentada uma descrição da composição do óleo de soja, com o objetivo de ressaltar a importância do processo de refino, e uma revisão bibliográfica sobre todo o processamento da soja, desde sua chegada à indústria até a obtenção do óleo refinado.

No Capítulo 3 é apresentada a metodologia utilizada para as duas partes deste trabalho:

- Descrição das etapas da simulação do processo de clarificação em bancada, o aparato experimental empregado, o planejamento experimental e o tratamento preliminar dos dados.
- O fluxograma do processo de obtenção de óleo de soja, bem como, as equações utilizadas nos balanços de massa e energia, para a avaliação do consumo energético.

No Capítulo 4 são apresentados e discutidos os resultados obtidos.

No Capítulo 5 são feitas as conclusões sobre o trabalho, os comentários finais e as sugestões e recomendações para futuras pesquisas.

No Capítulo 6 são descritas as recomendações e sugestões para trabalhos futuros.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Este capítulo tem como objetivo geral apresentar uma breve revisão dos aspectos básicos do processo industrial típico de obtenção do óleo refinado de soja, e também focalizar a importância da etapa de clarificação. A indústria de refino de óleos tem um papel determinante, que reúne um conjunto de recursos operacionais, envolvendo reações e separações físicas, convertendo o óleo vegetal cru em produto comestível.

2.1 EXTRAÇÃO

A extração é o processo que retira o óleo do interior do grão obtendo como produtos o óleo e o farelo (torta). Os métodos comumente empregados nessa operação são: a prensagem, a extração por solvente ou a combinação desses dois processos, chamado de misto.

2.1.1 Prensagem mecânica ou expeller

É efetuada com prensas contínuas que operando sob alta pressão produzem uma torta com teor de óleo que varia de 3 a 4 %, em massa. A prensa consiste de um cesto formado por barras de aço retangulares distanciadas, por meio de lâminas, cuja espessura varia de acordo com a semente. O espaçamento das barras é regulado para permitir a saída do óleo e ao mesmo tempo agir como filtro para as partículas do resíduo de prensagem (torta). O óleo sai pelas laterais enquanto no centro do cesto gira uma rosca que movimenta o material para frente, comprimindo-o ao mesmo tempo (MORETTO e FETT, 1998).

Algumas desvantagens deste método são: a baixa capacidade de processamento de 50 a 80 t de soja/dia; o óleo bruto (OB) extraído apresenta odor e sabor mais forte do que o obtido no processo com solvente (SNYDER, 1987); além de consumir muita energia, em média 65 kWh para cada tonelada de soja.

2.1.2 Extração com solventes

O processo de extração por solventes é o mais eficiente em termos de consumo de energia e residual de torta. Este consome em torno de 20 a 25 kWh por tonelada de soja e gera um residual de torta em torno de 0,8%, sendo assim o processo mais utilizado pelas indústrias (PARAÍSO, 2001; CUSTÓDIO, 2003 e KARNOFSKY, 1986).

O solvente utilizado atualmente é o hexano que tem ponto de ebulição próximo de 70°C o que facilita sua posterior remoção. O processo pode recuperar até 98% do óleo, em comparação com os 80-90% provenientes da prensagem hidráulica (SHREVE, 1977).

O processo, no seu todo, é mais complexo do que a extração por meio de prensas, e abrange em detalhes:

2.1.2.1 Preparação do grão

A seguir serão descritas as operações para a preparação do grão, apresentadas na Figura 5, que têm como objetivo, obter uma matéria-prima em condições de se realizar uma extração rápida e econômica.

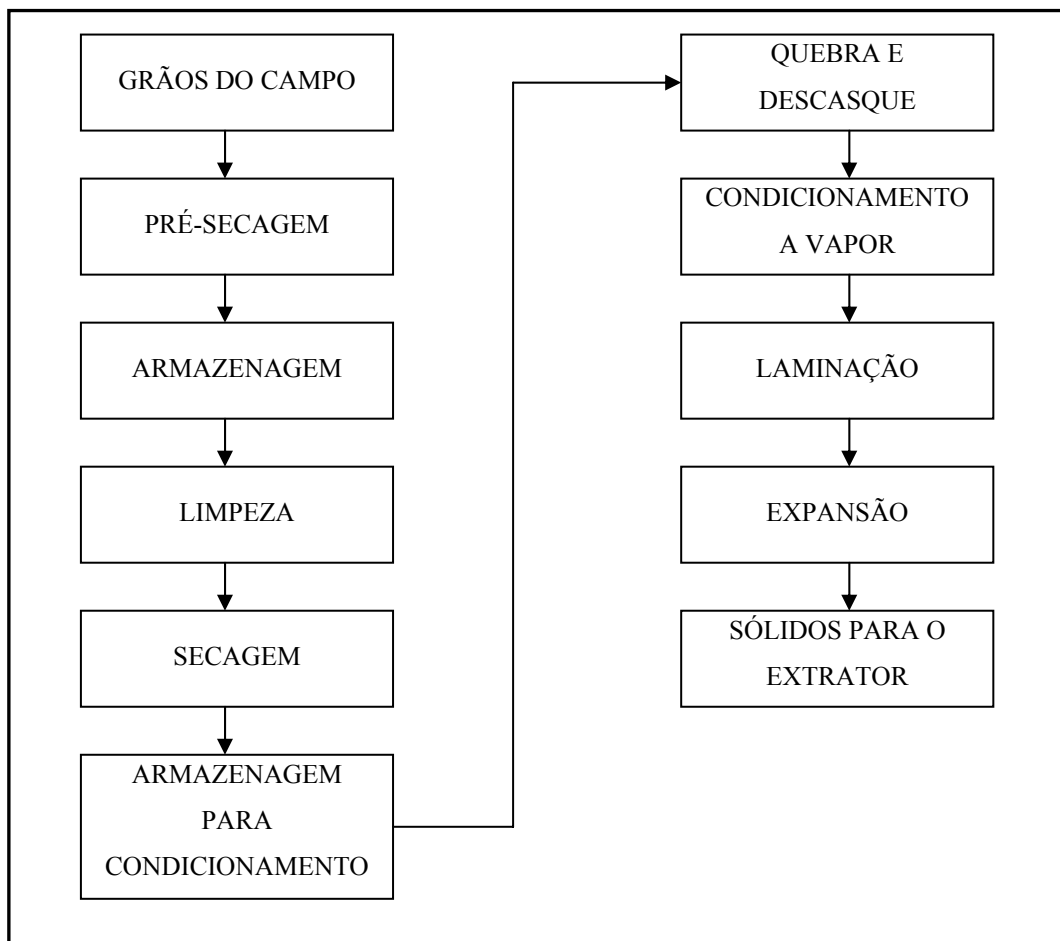


FIGURA 5 – ETAPAS DO PREPARO DOS GRÃOS PARA EXTRAÇÃO

FONTE: CUSTÓDIO (2003).

O processo de preparação do grão começa ainda no campo. Geralmente a soja é colhida quando atinge a umidade em torno de 18%, pois além de consumir menos energia para secagem, nessa faixa de umidade ela é considerada como “madura”. Isto quer dizer que a soja está com porcentagem de “ardidos” (índice de acidez) baixa, o que minimizará a quantidade de soda cáustica (NaOH) na etapa de neutralização.

A soja então passa pela etapa de pré-secagem, onde atinge a umidade de 13% (SILVA, 2005²; HEUERT³, 2004 citado por MARQUES, 2006), que é a ideal para seu

² SILVA, L. C. da. **Secagem de grãos**. Boletim Técnico: AG: 04/05. Departamento de Engenharia Rural, UFES. 2005.

³ HEUERT, K. **Grãos da semente ao consumo**. Ano III, nº15, jun., 2004. p. 29-31.

armazenamento e transporte até as indústrias de processamento.

Quando chega à indústria, o primeiro procedimento é o de limpeza dos grãos para a remoção de materiais que podem contaminar os produtos, reduzir a capacidade do extrator e danificar o equipamento de processamento. Os sólidos passam por duas peneiras vibratórias. Na primeira ficam materiais maiores que os grãos e materiais leves. Na segunda ficam os grãos de soja e passam materiais menores que estes (CUSTÓDIO, 2003).

A soja é, em geral, descascada antes do seu beneficiamento. Isto porque as cascas têm conteúdos inferiores de óleo e proteína, geralmente têm baixo teor de óleo, alto teor de fibras e são muito abrasivas, provocando desgaste dos equipamentos.

Para um descasque eficiente, os grãos são secos até um teor de cerca de 10% de umidade e armazenados durante 1 a 5 dias para que haja equilíbrio de umidade no interior do grão (SNYDER, 1987).

O objetivo da quebra é de reduzir as dimensões do material sólido para facilitar os processos subseqüentes de condicionamento e laminação, além de ainda permitir a separação das cascas. A quebra dos grãos se faz, em geral, em dois pares de rolos estriados e rotativos. Em cada par, a velocidade de cada rolo é diferente com o objetivo de provocar ação cisalhante nos grãos. As estrias são mais profundas e menos numerosas no primeiro par e em maior número no segundo par de rolos, promovendo a quebra dos grãos de forma ótima quando cada um deles é dividido em quatro a oito partes (ERICKSON, 1995).

Para o descascamento ou decortização da soja, existem atualmente três métodos que são mais utilizados:

- o *método convencional* em que as cascas são separadas após a quebra e antes do condicionamento e da laminação;
- o *método da decortização a quente*, os grãos recebem tratamento térmico inicial com ar quente para soltar as cascas. A separação é feita por impacto mecânico ou fricção durante a quebra dos grãos entre dois rolos corrugados. As cascas são removidas da massa por aspiração

(ERICKSON, 1995);

- o método “*Popping*” no qual as cascas são removidas após tratamento térmico com divisão das sementes em leito fluidizado, antes mesmo da quebra e da laminação.

No condicionamento faz-se a injeção direta de vapor nos grãos, de modo a se aumentar ao mesmo tempo sua umidade e temperatura. O condicionamento apresenta vários benefícios:

- controle da umidade e da coagulação parcial de proteínas;
- incremento na permeabilidade das células;
- aglomeração das gotículas de óleo;
- redução na viscosidade do óleo;
- melhora na plasticidade do material a ser flocculado (laminado);
- aquecimento para extração em temperatura ótima.

O objetivo da laminação é o de aumentar a superfície de contato sólido/solvente. Durante a laminação, o material sólido passa entre dois rolos que rompem e distorcem as células. Em consequência, melhora-se simultaneamente a permeabilidade no interior das partículas sólidas (que após a laminação recebem a denominação de flocos) e a percolabilidade do solvente num meio composto por camadas de flocos. Tem-se assim, maior contato entre as fases e melhor penetração e drenagem do solvente no leito (PARAÍSO, 2001).

Flocos muito finos apresentam elevada permeabilidade, mas produzem leitos com baixa percolabilidade. Por outro lado, flocos mais espessos apresentam menor permeabilidade, mas formam leitos com alta percolabilidade. Há, portanto, uma condição ótima de operação na qual se tem boa permeabilidade no floco e percolabilidade no leito (CUSTÓDIO, 2003).

A última etapa de preparação dos grãos é a expansão. O expansor consiste, na verdade, em um extrusor. As partículas após condicionamento e laminação são comprimidas a temperaturas bem superiores à do ponto de ebulição da água. Ao atingirem a saída do expansor, a redução abrupta da pressão, causa um aumento de

volume em consequência da expansão súbita da umidade sob a forma de vapor, modificando as propriedades do material extrusado. Este material é mais compacto, porém mais poroso que as lâminas, facilitando a extração do óleo por solvente.

As principais vantagens da expansão (ou extrusão) são:

- acréscimo da densidade em relação ao material laminado;
- a massa extrusada é mais porosa e não restringe a percolabilidade do solvente;
- melhor drenagem do material sólido ao final da extração, resultando em uma remoção de óleo mais completa, um menor arraste de solvente pelos sólidos e conseqüentemente menor consumo de energia durante a dessolventização (ERICKSON, 1995).

2.1.2.2 Extração

Extração semicontínua

A extração desse tipo é efetuada empregando-se uma bateria de 3 a 6 extratores que apresentam tanques com uma tela na parte inferior. O solvente novo entra em contra-corrente com o óleo, sendo descarregado no primeiro extrator. O sistema é simples, a construção e montagem são rápidas e os aparelhos exigem uma pequena área. Por outro lado, o rendimento de óleo é relativamente baixo e a mão-de-obra elevada (MORETTO e FETT, 1998).

Extração Contínua

Após a soja ser preparada em flocos, é então colocada no extrator junto com o solvente, de forma a ocorrer transferência do óleo da fase sólida para a fase líquida. O objetivo da extração é reduzir o teor de óleo no floco ao valor mais baixo possível com o uso mínimo de solvente.

A extração industrial do óleo de soja é normalmente realizada em extratores

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

Existem vários sistemas de extração contínua, porém, atualmente o mais utilizado é o De Smet, também conhecido como extrator de correias perfuradas, Figura 6.

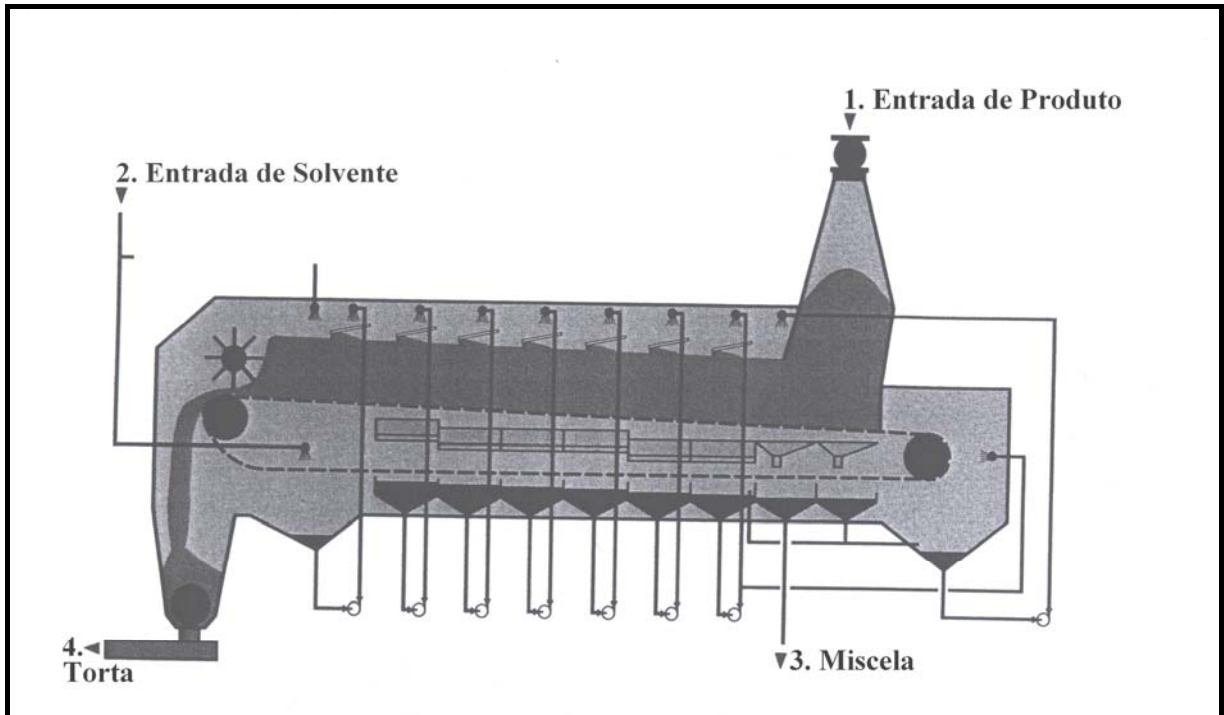


FIGURA 6 – EXTRATOR DE SMET

FONTE: ERICKSON (1995)

O extrator De Smet é do tipo longo, horizontal, e consta de um corpo de chapas de seção retangular, com uma tremonha de entrada e outra de saída. Não tem divisões ou canecas, de forma que a massa laminada é transportada em uma esteira de tela fina de aço inoxidável, suportada por roletes nas laterais. Assim, a massa desliza nas chapas laterais, diminuindo a zona de menor resistência, por ser somente as duas chapas do corpo do extrator. O material entra pelo funil e enche o corpo do extrator, limitado pela comporta, e ali permanece subindo na tremonha até uma altura aproximada de 2 m acima da superfície superior da massa do extrator. Dois controles elétricos, um abaixo do outro, mantêm o nível da massa. Se a altura atinge o nível inferior, é feito o contato com a esteira até que normalize; se atingir o nível superior, o

sistema elétrico para a preparação. Assim, com essa massa se consegue manter sempre a mesma altura e a vedação mais perfeita possível, podendo mantê-la estanque e ter uma boa depressão, evitando-se a entrada de ar. Essa depressão é feita com um injetor de vapor. Uma parte da miscela, mistura óleo-solvente, que vai para a destilação faz a limpeza da tela, melhor que solvente, porque contém óleo. Quando a massa entra no corpo do extrator, existe uma comporta que regula a altura da massa, podendo variar de 1,5 até 2,0 m ou mais, conforme o caso até 2,5 m. Isto faz com que a recirculação intensa de miscela forme um autofiltro, saindo uma miscela límpida para a destilação, sem necessidade de filtros adicionais.

Como não há divisões da massa no extrator, comportas ou canecas, são aplicados rastelos em cada seção, para permeabilizar a massa e permitir uma melhor percolação. A miscela da limpeza da tela é jogada no início do extrator, junto com os finos, não havendo necessidade de se fazer limpezas periódicas.

2.1.2.3 Destilação da miscela

A miscela é uma mistura líquida de óleo de soja e hexano que sai do extrator a concentração de 25 a 30% em massa de óleo, e de 70 a 75% em massa de hexano que deve ser removido para ser reutilizado na etapa de extração (SNYDER, 1987).

A destilação da miscela consiste na evaporação e *stripping* do hexano. A miscela passa por dois evaporadores onde o aquecimento é feito a vapor; o hexano puro é recuperado na forma de vapor e a miscela sai com uma concentração de 95 a 98% em massa de óleo.

Nessa faixa de concentração, a taxa de evaporação do hexano é muito pequena, mesmo com um grande aumento de temperatura. Portanto, para finalizar a destilação da miscela, ou seja, separar o baixo teor de hexano que ainda permanece no óleo após a operação de evaporação, é realizado o *stripping* do óleo que tem a função de promover a separação do hexano do óleo em estágios, utilizando para tanto o vapor d'água superaquecido, Figura 7. Este vapor entra em contato com a miscela em contracorrente provocando, assim, a eficiente separação do hexano. Esta separação

ocorre normalmente sob vácuo, a fim de manter uma temperatura de operação compatível com a qualidade do óleo (PARAÍSO 2001).

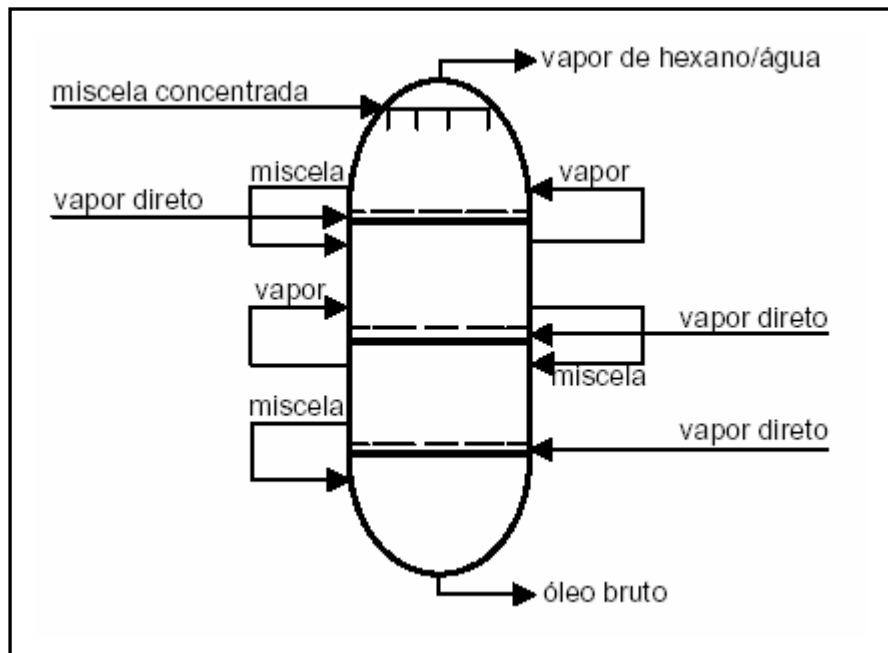


FIGURA 7 – ESQUEMA DO STRIPPER
FONTE: PARAÍSO (2001).

O óleo destilado no *stripper* é encaminhado para os depósitos de óleo bruto, e segue então para a próxima etapa, a degomagem que produz a lecitina.

2.1.2.4 Dessolventização do farelo

No meio industrial, “dessolventizar” significa retirar o solvente e “tostar” significa que, além da retirada do solvente residual, o farelo de soja recebe um tratamento de calor e de umidade visando o aumento da sua qualidade nutricional. A tostagem inativa as enzimas da tripsina e desnaturam proteínas da soja, tornando-a suscetível ao ataque das enzimas proteolíticas, ou seja, torna o farelo de soja, que é praticamente todo usado para ração animal, digerível pelos mesmos (CUSTÓDIO, 2003).

A torta é a mistura de farelo/hexano que sai do extrator com cerca de 30%, em massa, de solvente e segue para um equipamento denominado “dessolventizador /tostador” (DT), que é constituído de estágios ou pratos, opera continuamente e realiza

a sua tarefa em duas etapas. A primeira etapa é a dessolventização e ocorre nos três pratos superiores, e a segunda etapa é a tostagem que ocorre nos quatro pratos inferiores.

A torta entra na parte superior do DT fluindo de cima para baixo. Através de aquecimento com vapor direto e indireto, obtém-se o farelo dessolventizado e tostado, bem como uma corrente de vapores que será utilizada na evaporação da miscela no primeiro evaporador.

O hexano presente na torta evapora numa temperatura mais baixa que a temperatura de condensação do vapor. Portanto, o vapor ao ser injetado, condensa nas lâminas do farelo, já no primeiro estágio, fornecendo o calor necessário para vaporizar o solvente.

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

O farelo que sai do tostador é muito úmido e muito quente para ser armazenado, além disso, contém muitos torrões. Estes são separados por roscas-peneiras, triturados em moinhos de martelo e o produto moído reconduzido ao transportador. O farelo passa então pelo secador de farelo, onde a umidade é reduzida para 11-12%.

Os secadores de farelo são, na maioria das vezes, aparelhos rotativos horizontais, com um feixe de tubos em seu interior aquecidos por vapor indireto. Ventiladores ou chaminés propiciam um constante fluxo de ar para eliminação da umidade. Nos resfriadores de farelo - aparelhos rotativos horizontais, com corte circular, por onde passa o farelo, contra o fluxo de ar - o produto é resfriado à temperatura ambiente. Em seguida, ou ainda após uma moagem fina, é ensacado ou armazenado em silos.

2.1.3 Processo misto

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

2.2 DEGOMAGEM

A degomagem é o processo de remoção de fosfatídeos do óleo bruto (OB). Os fosfatídeos são também conhecidos como gomas ou lecitina. Esta pode ser considerada a primeira etapa do processo de refino do óleo de soja. Porém, está muito ligada com a extração uma vez 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 refinadora.

Pode-se dizer que as três principais razões para que seja feita a degomagem do óleo de soja são (ERICKSON, 1995; DUMONT e NARINE, 2007):

- produção de lecitina;
- produção de óleo degomado (OD) para longo tempo de transporte ou armazenagem;
- preparo do óleo para a neutralização ou refino físico.

Existem dois tipos de fosfolípidios segundo sua natureza:

- hidratáveis (HP): representam 90% dos fosfolípidios;
- não hidratáveis (NPH): causam problemas de coloração marrom irreversível (sais de Ca^{++} ; Mg^{++} e Fe^{++}).

No caso de presença de NPH, utiliza-se a degomagem ácida, que é feita por adição de 1 a 3%, em massa, de solução de ácido fosfórico, com concentração de 85%, em um misturador de linha para que se tenha uma boa homogeneização do óleo com a solução ácida. Geralmente nesta etapa o óleo está aquecido em aproximadamente

70°C. Este processo é bom, principalmente, para a remoção dos fosfatídeos não-hidratáveis (NPH), ceras e substâncias coloidais. Estas substâncias causam escurecimento no óleo na etapa de desodorização, porém a presença de NPH torna a lecitina impura, baixando sua qualidade (ERICKSON, 1995; DUMONT e NARINE, 2007).

O método mais utilizado para remoção de HP consiste na adição de 1-3% de água ao óleo aquecido a 60-70°C e agitação durante 20-30 minutos. Forma-se um precipitado que é removido do óleo por centrifugação a 5000-6000 rpm. As gomas, assim obtidas, contém cerca de 50% de umidade e são secas sob vácuo (aproximadamente 100 mmHg absoluto) à temperatura de 70-80°C. O produto comercial consiste em cerca de 60% de mistura de fosfatídeos (lecitina, cefalina e fosfatídil-inositol), 38% de óleo e 2% de umidade. Os NPH são então removidos durante a etapa de neutralização (MORETTO e FETT, 1998).

2.3 NEUTRALIZAÇÃO

A segunda etapa visa basicamente neutralizar os ácidos graxos livres (AGL), que provocam mau cheiro 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 fosfolípidos e seus complexos metálicos (Fe, Ca e Mg) e pode também remover pigmentos e esteróis.

Normalmente, trabalhando com soja relativamente nova, obtêm-se óleos com teores de acidez que variam de 0,2% a 1%. Os fatores antes citados podem dar óleos com acidez até 5%.

Além dos AGL, têm-se outras substâncias estranhas que necessitam de remoção, pois, do contrário, iriam permanecer no óleo, já que na desodorização sua eliminação é impossível. A sua permanência traria graves problemas na qualidade do produto final.

A soda cáustica diluída é a mais utilizada para o processo de neutralização. Sua concentração varia de 10 a 24°Bé, escala criada pelo farmacêutico francês Antoine

Baumé em 1768 para medição de densidade de líquidos. A escolha dessa concentração depende: do tipo de óleo, da quantidade de ácidos graxos livres, da cor e de outros elementos. Para soluções com densidade maior que a da água essa escala é calculada pela equação (1). No anexo I é apresentada uma tabela com a densidade e a quantidade de NaOH em solução para essa escala.

$$^{\circ}\text{Bé} = 145 - \left(\frac{145}{d} \right) \quad (1)$$

onde: $^{\circ}\text{Bé}$ = Graus Baumé;

d = densidade definida pela relação entre a massa de uma substância e a massa de igual volume de água a 4°C.

Geralmente é adicionada certa quantidade de ácido fosfórico ao óleo antes do uso da soda cáustica. O ácido permite a hidratação dos fosfatídeos não hidratáveis (NPH) quando estes não são removidos durante a degomagem, quebra as ligações de fósforo com magnésio e cálcio, oxida metais dissolvidos, como ferro e cobre, e age sobre os pigmentos em conjunto com a soda (ABOISSA, 2006).

A seguir serão apresentados alguns dos processos de neutralização mais comumente utilizados pela indústria.

2.3.1 Neutralização Descontínua

O óleo é colocado em um tanque que possui um distribuidor em *spray* para adicionar a solução alcalina de hidróxido de sódio (NaOH) e um agitador mecânico para promover o contato entre óleo-solução. A reação se processa em torno de 75-80°C proporcionado por uma camisa de aquecimento. Ao término da reação a agitação é suspensa e diminui-se a temperatura até 50°C. A mistura ainda permanece no tanque por aproximadamente 2h que é o tempo necessário para a decantação dos sabões que são removidos por uma válvula no fundo do equipamento (MARTINENGHI, 1950).

Após a retirada da borra (sabões) o óleo é lavado, duas vezes com porções de água de 10-20% do volume total. A água entra no tanque a 80°C e é removida também por decantação.

A neutralização descontínua hoje em dia é pouco utilizada pelas indústrias devido à demora no processo.

2.3.2 Processo Standard

É o processo contínuo, o tratamento é adequado para a neutralização de óleos comestíveis pré-degomados ou óleos que possuem um baixo teor de fosfatídeos devido a sua origem. Neste processo contínuo, os ácidos graxos livres do óleo ou gordura são convertidos em sabões sódicos por reação com soda cáustica, sendo então separados.

O óleo é inicialmente aquecido até a temperatura de processo e condicionado com ácido fosfórico. O ácido fosfórico tem a função de auxiliar na precipitação de substâncias não hidratáveis no processo simplificado da degomagem, possibilitando purificar o óleo de fosfatídeos, corantes adsorvidos, cálcio e magnésio. Estas impurezas prejudicam as etapas subseqüentes do processo ou alteram a qualidade do produto final. O ácido fosfórico, com uma concentração de 85%, é utilizado na base de 0,1 a 0,4%, em massa em relação ao óleo, a temperatura média de 40°C. Esta etapa é processada a vácuo de 20 mmHg. O tempo de reação é calculado em 20 minutos.

Após esse processo, recebe soda cáustica diluída em um tanque com agitação e temperatura em torno de 70°C. O sabão produzido é continuamente separado em um separador centrífugo. O óleo neutro possui ainda alto conteúdo de sabões que devem ser removidos. Dependendo do conteúdo residual de sabões requerido, o óleo é submetido a um ou dois estágios de lavagem, com 10-20% de água aquecida à temperatura de 80-90°C e novamente centrifugado, para remover o sabão residual (MORETTO e FETT, 1998).

O processo contínuo de neutralização é cerca de aproximadamente 15-20 vezes mais rápido que o de batelada, reduz a perda de óleo neutro e melhora o produto da neutralização (GAROGLIO, 1950).

2.3.3 Processo Zenith

O óleo a ser neutralizado, isento de gomas, é introduzido em forma de gotículas no fundo do neutralizador, entrando em contato, com uma solução alcalina diluída, normalmente soda cáustica fraca para evitar a saponificação do óleo neutro (ON), ocasionando perdas na neutralização. Geralmente, as soluções são de até 8° Bé. O processo ocorre a 95°C (MORETTO e FETT, 1998).

O tamanho das gotículas de óleo é fundamental, em torno de 1 a 2 mm de diâmetro. Gotículas pequenas demais significam aumento na superfície, perdas e tendências de formação de emulsões. Gotículas grandes não são estáveis durante a passagem pela soda, mas dispersam-se em gotas menores, o que causa grande variação no tamanho das gotículas, o que promoveria a formação de emulsão (MORETTO e FETT, 1998).

O sistema consiste de três unidades, das quais: a primeira serve para o tratamento do óleo com ácido fosfórico; a segunda é o neutralizador propriamente dito, no qual o óleo transformado em gotículas por um dispositivo de aletas entra em contato com a solução de hidróxido de sódio e a terceira elimina os traços dos sabões no óleo neutralizado, por meio de adição de ácido cítrico.

No sistema Zenith supõe-se que a neutralização dos óleos é realizada com perdas quase teóricas, apesar do fato que a separação do óleo e da solução dos sabões é efetuada por força da gravidade sem uso das centrífugas (MORETTO e FETT, 1998).

2.4 BRANQUEAMENTO OU CLARIFICAÇÃO

O branqueamento é a terceira etapa do refino. Este processo tem a finalidade de diminuir a quantidade de impurezas e substâncias que conferem cor ao óleo. Algumas dessas substâncias agem como agentes catalíticos que podem ser prejudiciais à sua estabilidade (OLIVEIRA, 2001). Além disso, a clarificação pode corrigir eventuais falhas que ocorram durante os processos de degomagem e neutralização, e facilitar a desodorização (ABOISSA, 2006).

As principais impurezas retiradas do óleo são:

- pigmentos: clorofila e seus derivados, caroteno, etc;

- fosfolípidos;
- sabões;
- produtos de oxidação: peróxidos;
- metais e
- umidade (ERICKSON, 1995).

A clarificação do óleo de soja é efetuada mediante o fenômeno de adsorção dos pigmentos ou impurezas pelos agentes clarificantes. Substâncias polares, que estão dissolvidas ou suspensas no óleo em concentrações relativamente baixas, são adsorvidas nas superfícies das partículas de um material adsorvente, que também pode ser chamado de agente clarificante.

Segundo Brimberg⁴ (1982) citado por Oliveira (2001) e Zanotta (1999), a concentração da clorofila ou caroteno no óleo de colza durante o processo de clarificação segue o modelo da equação (2):

$$\log\left(\frac{C}{C_0}\right) = -k\sqrt{t} \quad (2)$$

onde: C = concentração de pigmento no tempo t (mol/m³);

C_0 = concentração de pigmento em $t = 0$ (mol/m³);

t = tempo de descoramento (min);

k = constante de velocidade de adsorção (min^{-1/2}).

Topallar (1998b) usou o mesmo modelo para o óleo de girassol e concluiu que esse processo tem uma energia de ativação de 3 kJ, sendo um processo não-espontâneo e apresentando entalpia de -31,2 J mol⁻¹, mostrando que a reação é exotérmica. Zanotta (1999) e Oliveira (2001), utilizaram o modelo de Brimberg para descrever a cinética de clarificação de óleo de soja.

⁴ BRIMBERG, U. I. **Kinetics of Bleaching of Vegetable Oils**, J. Am. Oil Chem. Soc., v. 59, n. 74, 1982.

2.4.1 Adsorventes

A busca por um adsorvente adequado é geralmente o primeiro passo no desenvolvimento de um processo de separação por adsorção. Uma vez que o fator de separação geralmente varia com a temperatura, e normalmente também com a composição, a escolha de condições adequadas para maximizar o fator de separação é a maior consideração no planejamento do processo.

Os agentes clarificantes usados para o branqueamento do óleo de soja são: a terra neutra, a terra ativada, o carvão ativado e a mais recentemente a sílica sintética.

Os termos “argila descorante”, “argila clarificante” ou “argila adsorvente”, são utilizados nas indústrias de óleo para designar argilas que, no estado natural ou após ativação química ou térmica, apresentam a propriedade de adsorver as matérias corantes dissolvidas de óleos minerais, vegetais e animais (ALVES, 2005). Essas terras neutras ou naturais têm um poder clarificante bem inferior ao das ativadas, no entanto, seu preço é mais baixo e elas retêm menos óleo. Elas são constituídas basicamente de silicatos hidratados de alumínio.

As terras ativadas são as mais utilizadas pela indústria, são preparadas de silicatos de alumínio, bentonitas ou montmorillonitas, por meio de aquecimento com ácido clorídrico ou sulfúrico que remove quase todo o cálcio e magnésio e parcialmente o ferro e alumínio, seguido por lavagem com água, secagem e moagem (MORETTO e FETT, 1998).

O carvão ativado é eficiente na remoção de sabões e pigmentos, especialmente a clorofila, porém ele é bem mais caro e retém mais óleo que as terras clarificantes. Geralmente seu uso é feito em conjunto com outras terras, numa proporção de 5 a 10% de carvão ativado em massa. Uma de suas aplicações é na adsorção de hidrocarbonetos poli-aromáticos de alguns óleos, especialmente óleo de peixe e de coco (ERICKSON, 2000).

Atualmente, 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.

A seguir, na Tabela 2, uma comparação entre as propriedades de alguns adsorventes.

TABELA 2 – PROPRIEDADE DOS ADSORVENTES UTILIZADOS NA ETAPA DE CLARIFICAÇÃO DE ÓLEOS VEGETAIS

PROPRIEDADES	ARGILA NATURAL	ARGILA ATIVADA	CARVÃO ATIVADO
Densidade (g/cm ³)	0,66	0,59	0,5
Retenção de óleo (g de óleo/g de adsorvente)	0,2-0,3	0,3-0,5	1,0-1,5
Retenção de sabões	Boa	Melhor	Superior
Área (m ² /g)	68	165-310	500-900
pH	8	2,8-6,0	6,0-10

FONTE: BARRERA e ARRELANO⁵, 2000 citado por OLIVEIRA, 2001

Segundo Souza (2002), uma boa argila deve:

- eliminar o mínimo possível de corantes vermelhos, azuis e amarelos;
- reter um mínimo de óleo;
- filtrar bem e, por conseqüência, necessitar de pequena quantidade para descorar;
- não agir quimicamente sobre o óleo e não mudar odor ou sabor;
- ser de fácil obtenção e de baixo custo.

2.4.2 O processo da clarificação

Após a neutralização e lavagem, o óleo contém umidade mesmo quando submetido à centrifugação. O óleo não pode ir para a etapa da desodorização com resíduo de água para evitar reações de oxidação e, além disso, a ação da terra clarificante é mais eficiente em meio anidro. Geralmente o óleo neutralizado é seco no clarificador a temperatura de 80-90°C e sob vácuo de 30 mmHg durante 30 minutos.

⁵ BARRERA-ARELLANO, D. **Curso de Química de Lipídeos e Refino de Óleos Vegetais**

(apostila). Laboratório de Óleos e Gorduras – DTA-FEA-UNICAMP, 2000.

Esse processo de secagem é considerado como a primeira etapa do processo de clarificação.

Geralmente, nas unidades de refino de óleos vegetais, o branqueamento ocorre em tanques de aço inox⁶, munidos de camisa de aquecimento e mediante agitação.

O óleo entra no vaso adsorvedor a uma temperatura previamente estabelecida, que é a mesma temperatura em que permanece durante o processo de clarificação (sistema isotérmico). Em algumas refinarias, a mistura entre o óleo e a terra ocorre em uma linha principal que conduz a mistura ao tanque; em outras, a mistura ocorre dentro do tanque por sucção do adsorvente.

Adicionada a quantidade apropriada de terra clarificante, geralmente em torno de 1 a 5%, em massa, o óleo é agitado à temperatura de 75-95°C, por um período de 20 a 30 minutos. Segundo Zanotta (1999), o tempo de clarificação não deve exceder 30 minutos, pois após este período, a redução na concentração de pigmentos é muito pequena. E ainda, se o tempo de contato com a terra for muito prolongado, verifica-se um escurecimento do óleo devido à oxidação e alteração da estrutura do pigmento. Subseqüentemente o óleo é resfriado a 60-70°C e filtrado no filtro prensa (MORETTO e FETT, 1998).

Depois da filtração, o bolo no filtro contém de 30-50% de óleo (MARTINENGHI, 1950). A aplicação de ar comprimido reduz esse conteúdo a 30-35%.

2.4.3 Filtração

A filtração é um processo pelo qual um sólido é separado de um fluido líquido ou gasoso, utilizando um meio poroso que retenha o sólido mais deixe passar o fluido. Nos processos de filtração de óleo separam-se os sólidos do líquido fazendo passar a polpa através de um meio filtrante poroso. A filtração é um processo de separação

⁶ Devido o uso de terras ácidas e altas temperaturas, o aço inox é o mais recomendável para evitar a corrosão do equipamento.

muito usado nas indústrias de processamento. O meio filtrante mais correntemente usado é o tecido de pano, mas usa-se também uma grande variedade de outros materiais.

Os filtros industriais usam o vácuo, pressão ou força centrífuga para mover o líquido (filtrado) através do bolo de sólidos depositados. A filtração é um processo essencialmente descontínuo. Com filtros descontínuos, filtros prensa, durante a operação é necessário parar o equipamento para descarregar o bolo; e mesmo com os filtros que são projetados para funcionar em modo contínuo, como os filtros de tambor rotativo, são necessárias paradas periódicas para mudar os panos filtrantes.

Os principais fatores a considerar ao escolher um equipamento de filtração são:

- a natureza da polpa e do bolo formado;
- a concentração de sólidos na alimentação;
- o fluxo requerido;
- a natureza e as propriedades físicas da fase líquida: viscosidade, inflamabilidade, toxicidade e corrosão;
- haver ou não necessidade de lavar o bolo;
- o grau de compactação requerido para o bolo;
- ser ou não aceitável a contaminação do sólido por um auxiliar de filtração;
- se o produto valioso é o sólido ou o fluido.

O fator predominante será o conjunto das características de filtração da polpa; se ela é de filtração rápida ou lenta, isto é, se tem baixa ou alta resistência específica do bolo. As características de filtração podem determinar-se mediante ensaios laboratoriais ou de instalação piloto.

2.5 DESODORIZAÇÃO

A quarta e última etapa da purificação do óleo é a desodorização. Visa eliminar substâncias que provocam odores ou sabores indesejáveis ao óleo, que surgem em geral quando de seu aquecimento.

A desodorização baseia-se na destilação, em corrente de vapor, no qual as substâncias voláteis se separam do óleo, não-volátil. O processo se dá pela combinação de alta temperatura com baixa pressão absoluta, o que favorece a aceleração da destilação, protege o óleo contra a oxidação, impede a hidrólise do óleo pela ação do vapor e diminui a quantidade necessária de vapor.

As substâncias eliminadas pela desodorização são: os ácidos graxos livres, os peróxidos, que são instáveis, produtos de oxidação do óleo, e que se transformam em substâncias estáveis que provocam alteração no gosto e odor do óleo; cetonas e aldeídos; terpenos; ácidos graxos de baixa massa molecular como o butírico e o caprótico, que transmitem fortes odores; além dos pigmentos naturais, cuja eliminação durante a desodorização indica uma relativa eficiência nesta etapa do processo. Junto a este grupo de substâncias, também são arrastados hidrocarbonetos, esteróis e tocoferóis, cuja presença no óleo não é prejudicial, pelo contrário, já que estes últimos são antioxidantes naturais; um pouco de óleo neutro também é eliminado por arraste. A concentração total destes compostos menores, excluindo os AGL, varia entre 0,02 e 0,2%. Em geral, a maior parte dos compostos odoríferos é eliminada quando o teor de AGL é reduzido abaixo de 0,03% (CERIANI, 2005).

Portanto, o gosto, o odor, a cor e a estabilidade, o que significa uma duração maior no óleo antes de iniciar-se a rancificação, são fatores afetados pela desodorização. A alteração destes fatores não depende somente das substâncias que estão presentes ao natural no óleo, como também daquelas que se formam durante o armazenamento e do próprio processamento.

A remoção dos materiais indesejáveis depende:

- da pressão de vapor dos materiais a serem removidos;
- da pressão absoluta reduzida do processo;
- da temperatura;
- do tempo de desodorização;
- da quantidade de vapor direto em relação ao óleo e
- da eficiência do aparelho.

2.5.1 Tecnologia do Processo de Desodorização

O processo de desodorização pode ser efetuado em equipamentos contínuos, semicontínuos ou em batelada.

O processo em batelada foi o primeiro a ser desenvolvido para realizar a desodorização de óleos vegetais e, em geral, é indicado para processar até 60 m³ de óleo em 24 horas. Consiste de um tacho vertical munido com uma serpentina para o vapor indireto e um dispositivo para insuflação do vapor direto. O tempo de desodorização é de 6 a 8 horas (MORETTO e FETT, 1998).

Em um desodorizador contínuo, devido ao alto vácuo de 2-6 mmHg e temperatura de 240- 260°C, o tempo de desodorização é reduzido a 1,5-2,5 horas. 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 cada estágio, ou piso, é mantido um nível constante de óleo cujo excesso, regulado pela vazão contínua de alimentação, cai através de um dispositivo que retira o óleo do fundo de um estágio, jogando-o para a superfície do outro imediatamente inferior, e assim continuamente, até atingir os últimos estágios. Geralmente, os primeiros estágios é que recebem aquecimento de vapor e óleo térmico, quando se trabalha com temperaturas na faixa dos 250°C. O último estágio fica para pré-resfriamento, com ou sem recuperação de calor para o óleo de alimentação do desodorizador, conforme interesse do projetista e do cliente.

Em todos os estágios, há injeção de vapor direto para provocar turbulência no óleo e permitir a destilação de voláteis por arraste de vapor. Em desodorizadores contínuos comerciais, duas configurações são utilizadas: (i) corrente cruzada, na qual as direções das correntes se cruzam dentro do equipamento, e (ii) contracorrente, na qual a entrada de vapor é feita junto à saída de líquido, e vice-versa (CERIANI, 2005).

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.

Aparelho deste tipo deve ser totalmente automatizado, já que se trata de um processo que trabalha com níveis constantes, que regulam a vazão de alimentação. Além disso, necessitam de uma série de alarmes para sinalizar alguma irregularidade no processo, como exemplo, alta ou baixa temperatura, nível acima do desejado e queda de pressão de vapor.

Para simplificar, pode-se caracterizar cada estágio, ou conjunto de alguns estágios, como influenciando no tratamento de desodorização de forma diferente dos demais. Os primeiros estágios servem para pré-aquecimento e desaeração; depois tem-se o estágio de aquecimento, onde o óleo atinge a temperatura máxima de desodorização, variável conforme o processo; depois, dá-se o início da pré-destilação dos voláteis, inclusive dos ácidos graxos; a destilação-desodorização vem logo em seguida; finalmente, tem-se as seções de pré-resfriamento, ou resfriamento total, dentro do próprio desodorizador. Alguns processos podem fazer a desaeração do óleo em um tanque separado, como apresentada na Figura 8; assim os primeiros estágios do equipamento contínuo servem somente para pré-aquecimento.

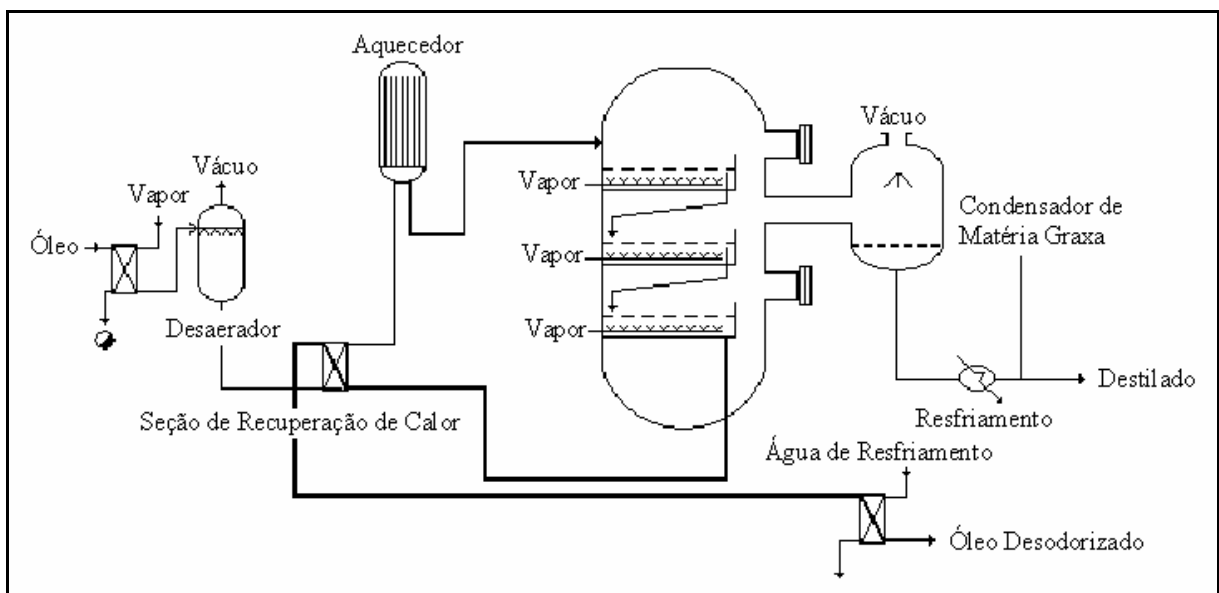


FIGURA 8 – DESODORIZAÇÃO CONTÍNUA COM RECUPERAÇÃO INTERNA DE CALOR
FONTE: CERIANI, 2005

Contudo, o aparelho mais usado pelas indústrias de médio e grande porte (MORETTO e FETT, 1998), é semicontínuo, do tipo Girdler, Figura 9. O aparelho

consta de um cilindro de aço carbono, onde internamente estão dispostas, em posição vertical, algumas bandejas, normalmente em número de cinco. As bandejas são apoiadas em elementos de ferro, de tal forma que o óleo fica retido dentro das bandejas, e no seu lado externo, em qualquer ponto, a pressão a que estão submetidas é a mesma. Existe um espaço vazio entre as bandejas, e entre o cilindro e as bandejas, de tal forma que a entrada de ar externo não alcance o óleo. As bandejas são constituídas de aço inoxidável devido à alta temperatura. Sobre as bandejas existe uma cobertura em forma de veneziana para aparar prováveis respingos de óleo que porventura possam ser arrastados pelo vapor direto.

Um sistema de válvulas colocadas no fundo de cada bandeja serve para a descarga do óleo retido para a bandeja situada abaixo. O sistema de vácuo, pressão em torno de 6 mmHg, é ligado no meio do cilindro. Em cada bandeja o aquecimento e a injeção de vapor direto são realizados através de serpentinas e trocadores de calor externos.

Seu funcionamento se processa da seguinte forma: carrega-se o primeiro estágio até completar a carga. Esta é submetida a aquecimento com vapor d'água, de média pressão, até 180°C para a desaeração. Após um tempo de retenção, a carga é descarregada para o segundo estágio, onde sofre aquecimento por fluido térmico, que eleva a temperatura até 260°C, ao ficar vazio o estágio superior, repete-se a operação. Têm-se então dois estágios carregados. Passado o mesmo tempo de retenção estabelecido para a operação, por estágio, descarrega-se para o terceiro estágio, onde ocorre a destilação, a carga na temperatura acima estabelecida. Tendo-se o terceiro estágio carregado, descarrega-se do primeiro para o segundo e novamente alimenta-se o primeiro, e assim sucessivamente até o quinto estágio, onde o óleo é resfriado até a temperatura adequada para filtração.

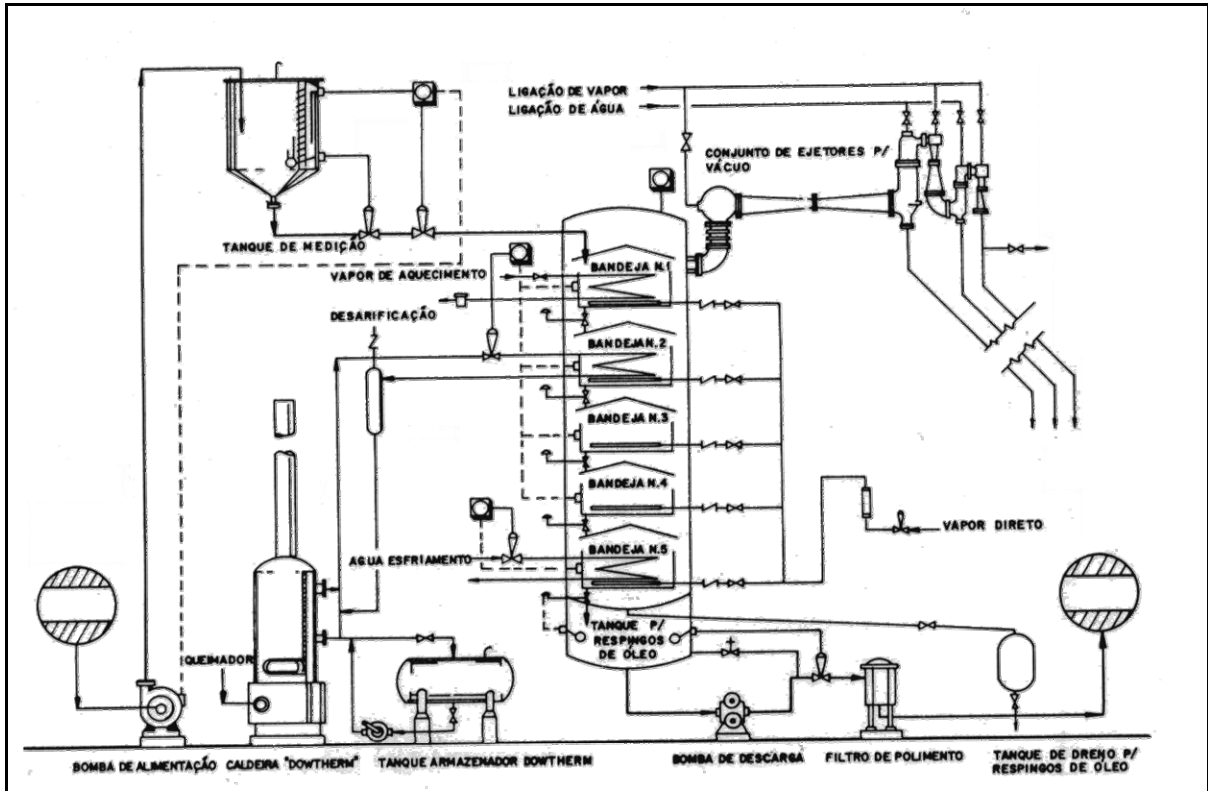


FIGURA 9 – DESODORIZADOR SEMICONTÍNUO - TIPO GIRDLER
 FONTE: MORETTO e FETT (1998).

O desodorizador *thin-film* ou *Softcolumn* é constituído de uma coluna com recheio estruturado de aço inoxidável. Estes equipamentos operam na configuração contracorrente: o óleo entra no topo e flui por gravidade através do recheio, enquanto o vapor de *stripping* é injetado no fundo da coluna. O recheio estruturado e corrugado aumenta a área de transferência de massa entre o óleo e o vapor, aumentando a eficiência do processo e reduzindo o consumo de vapor em até 1/3 do total requerido nos desodorizadores convencionais (AHRENS⁷, 1999 citado por CERIANI, 2005).

O *Softcolumn* tem sido empregado com sucesso também nos processos de desacidificação ou de refino físico, onde óleos com altos teores de ácidos graxos livres e baixos teores de fósforo, são desacidificados, ao mesmo tempo em que são desodorizados, não sendo neutralizados com soda cáustica em sua etapa de refino inicial (ABOISSA, 2006). Usualmente para o refino físico o desodorizador é um pouco

⁷ AHRENS, D. **Industrial thin-film deodorization of seed oils with Soft Column technology.**

mais alto para aumentar o tempo de retenção (ERICKSON, 1995).

2.6 COGERAÇÃO

Segundo Balestieri (2002), cogeração corresponde à produção simultânea de diferentes formas de energia útil, como as energias eletromecânica e térmica a partir do uso de um combustível convencional (gás natural, óleo combustível, diesel e carvão) ou algum tipo de resíduo industrial (madeira, bagaço de cana, casca de arroz, entre outros).

A energia mecânica pode ser utilizada na forma de trabalho, por exemplo, no acionamento de moendas numa usina de álcool e açúcar, ou transformada em energia elétrica através de gerador de eletricidade; a energia térmica é utilizada como fonte de calor para um processo, como uma indústria, hospitais, entre outros (COELHO, 1999).

Na Figura 10 são apresentados os insumos e produtos de um sistema de cogeração.



FIGURA 10 – INSUMOS E PRODUTOS EM UM SISTEMA DE COGERAÇÃO
FONTE: O autor (2007).

A Agroindústria demanda um alto consumo de energia térmica para a secagem de grãos e para a extração de óleo vegetal, podendo ser uma beneficiária da cogeração. Como exemplo, após a queima do combustível, o calor gerado segue para um ciclo de cogeração onde ocorre a geração de eletricidade e, os rejeitos térmicos do ciclo de potência, são aproveitados para a secagem de grãos ou para a extração.

Na indústria de produção de óleo de soja refinado os custos com energia na etapa de extração ficam em torno de 2/3 do seu custo operacional, e grande parte dessa energia é consumida nas operações de separação do solvente.

Na questão ambiental nos últimos anos há uma tendência de mercado em direção ao desenvolvimento e implantação de tecnologias e processos menos agressivos ao meio ambiente, tendências muitas vezes motivadas por leis de proteção ambiental. A cogeração é uma alternativa para cumprir estas leis, já que reduz as emissões de gases de efeito estufa e contribui para alcançar os objetivos do Protocolo de Quioto (GONZALES, 2004).

Os sistemas de cogeração tanto de biomassa quanto de gás natural são ambientalmente sustentáveis, pois produzem baixos níveis de emissão. A sua principal vantagem é a economia de investimentos em transmissão e distribuição de energia, e a sua elevada eficiência energética, quando comparados aos sistemas tradicionais de geração de eletricidade através de termelétricas, além da melhor qualidade de energia produzida e maior confiabilidade de fornecimento de energia.

O gás natural tem sido o combustível mais utilizado nos diversos sistemas de cogeração devido às suas características físico-químicas, bastante favoráveis quando comparadas com outros combustíveis fósseis. Como benefícios mais significativos na sua utilização têm-se:

- utilização direta do combustível, sem necessidade de processos intermediários de tratamento e refino.
- abastecimento de combustível através de gasodutos, o que evita a construção de depósitos de armazenamento na instalação consumidora.
- redução significativa nas emissões de poluentes atmosféricos. A combustão do gás natural permite uma redução importante nas emissões de CO₂ quando comparado com outros combustíveis fósseis, obtendo-se reduções de até 20% em relação ao óleo combustível e de até 50% em relação ao carvão. Além disso, são praticamente nulas as emissões de partículas e de óxidos de enxofre.
- redução significativa nos custos de manutenção dos equipamentos devido à menor deposição de resíduos carbonosos nas partes internas do motor e à elevada manuseabilidade e limpeza do combustível.
- redução até 70% no consumo de óleo de lubrificação relativamente aos sistemas de cogeração a óleo combustível.
- preço bastante competitivo comparando com os combustíveis provenientes das

frações pesadas da nafta.

Como desvantagens da cogeração (GOMES, 2001) pode-se citar:

- a instalação de uma planta de cogeração requer um alto investimento, devendo-se considerar as demandas energéticas futuras, preços dos combustíveis, impostos e custos de operação e manutenção;
- possível adequação da instalação cogeneradora ao perfil da demandas futuras de calor e potência, afetando diretamente a viabilidade econômica do investimento;
- falta de flexibilidade entre o sistema de fornecimento de calor industrial e o sistema de fornecimento de energia elétrica.

2.6.1 Sistemas de cogeração

Os ciclos de cogeração podem ser classificados como: superiores ou “*topping*” e inferiores ou “*bottoming*”. Esta classificação leva em consideração a ordem relativa do fluxo de calor e sua conversão em energia mecânica nos sistemas (PAULA, 2004).

Os ciclos superiores, que são mais frequentes, ocorrem quando uma fonte de energia (como o gás natural, diesel, carvão ou outro combustível) é diretamente usada para a geração de energia elétrica no primeiro passo. A partir da energia química do combustível se obtém um fluido quente que é usado para gerar energia mecânica. A energia térmica resultante ou calor residual seja como vapor ou gases quentes, é utilizada em outros processos, que é o segundo passo (GONZALEZ, 2004).

Nos ciclos inferiores, a energia primária é diretamente usada para satisfazer as exigências térmicas do processo. A energia térmica residual ou de desperdício será usada para a geração de energia elétrica no segundo passo.

Outra classificação geralmente empregada para os sistemas de cogeração é a que está baseada no tipo de equipamento gerador da energia elétrica, apresentada na Figura 11, ou seja:

- ciclo Rankine ou a vapor: Neste sistema a energia mecânica é obtida através da turbina por meio da expansão de vapor a alta pressão, gerado em uma caldeira convencional. É o ciclo mais empregado atualmente no país, o que representa uma maior disponibilidade de peças e serviços de assistência para os

equipamentos que o compõe (BALESTIERI, 2002, CUNHA⁸, 2000 citado por CORREA NETO, 2001).

- ciclo Brayton ou a gás: Neste ciclo o combustível é queimado em uma câmara de combustão, da qual os gases gerados são introduzidos na turbina, para converterem-se em energia mecânica, que poderá se transformada em energia elétrica por meio de um gerador. Os gases de escape têm uma temperatura de 400 a 650°C. Estes gases são relativamente limpos e podem ser utilizados diretamente nos processos posteriores (no caso, por exemplo, da secagem grãos) ou na troca de energia com água, para gerar vapor em caldeiras de recuperação de processos.
- ciclo combinado: é a associação de dois ciclos de potência em série térmica, onde o rejeito térmico de um deles é o insumo energético do outro (GOMES, 2001). O ciclo combinado mais utilizado no momento é o que acopla turbinas a gás com caldeiras de recuperação como unidade superior (*topping*) e turbinas a vapor como unidade inferior (*bottoming*), ainda que possa admitir outros geradores; segundo Balestieri (2002), tem por vantagem o duplo conjunto para produção de energia eletromecânica, o que pode garantir maiores níveis de excedente de energia elétrica.
- Ciclo Diesel: são utilizados motores de combustão interna, em cujos cilindros têm lugar a queima de um combustível e por conseqüência a transformação de calor em potência de eixo que, em unidades estacionárias, varia no amplo leque de 20 a 25000 kW.

⁸ CUNHA, F., 2000, *Co-Geração e Ciclos Combinados*. 1 ed. CEFET/RJ, Rio de Janeiro.

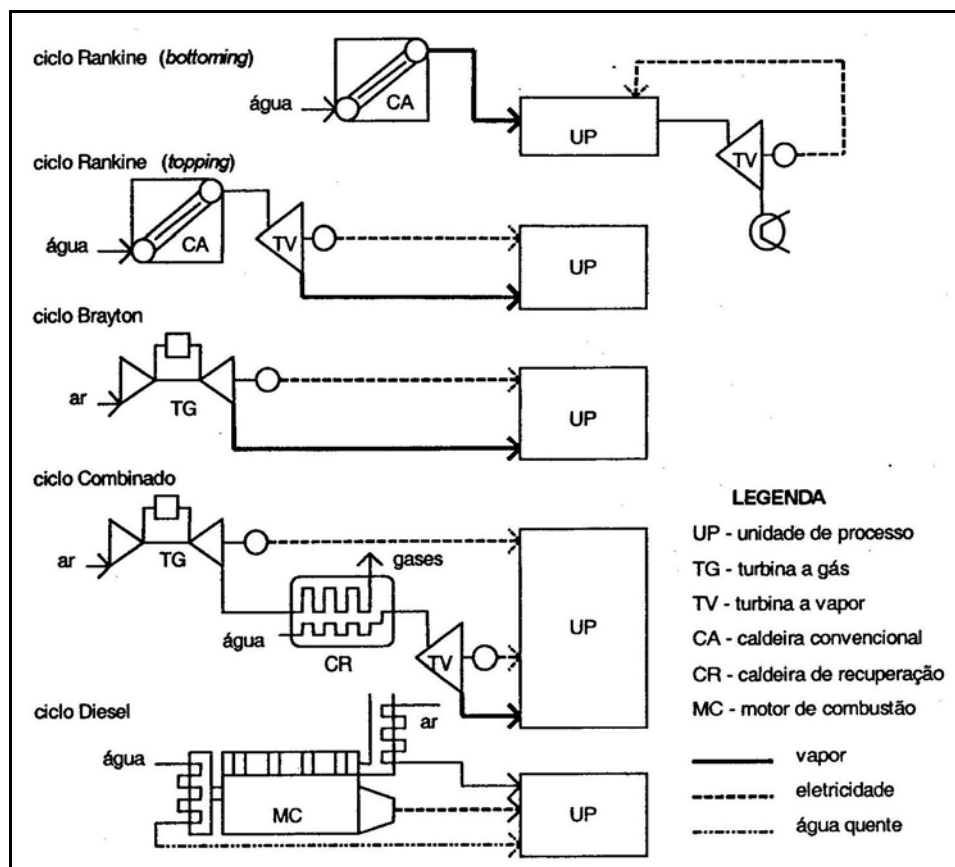


FIGURA 11 – CICLOS TÉRMICOS DE COGERAÇÃO
 FONTE: BALESTIERI (2002).

3 MATERIAL E MÉTODOS

Neste capítulo serão apresentados os materiais que foram utilizados no trabalho experimental e a metodologia empregada para avaliar a etapa de clarificação do óleo e o consumo energético no processamento da soja.

3.1 MATERIAIS

Para realizar o processo da clarificação foram utilizados no total 4,6 L de óleo neutralizado com pH de 6,5, para todas os ensaios experimentais, e também os agentes clarificantes que serão descritos a seguir:

3.1.1 Adsorventes

Foram utilizados três tipos de adsorventes, dois da linha Pure-Flo cedidos pela empresa Almad e um da linha Tonsil da Süd Chemie que são os adsorventes mais utilizados na indústria de refino de óleo vegetal.

O Perform 4000 é um adsorvente com excepcional remoção de cor, clorofila e uma boa filtração em óleos vegetais onde as especificações finais de cor são muito exigentes.

O B80 Natural é um clarificante ativado naturalmente através de processos físicos, é indicado para diferentes tipos de óleos, sem causar os efeitos prejudiciais dos ácidos minerais.

O Supreme 180FF, da linha Tonsil é uma terra altamente ativada usada em um grande número de aplicações. É muito utilizada para o refino tanto de óleos vegetais quanto de animais.

Algumas características destes adsorventes são apresentadas na Tabela 3, outras características encontram-se no anexo II.

TABELA 3 – CARACTERÍSTICAS DOS ADSORVENTES UTILIZADOS

ADSORVENTE	PERFORM 4000	SUPREME 180FF	B80 NATURAL
UMIDADE LIVRE (% PESO 105°C)	9,0 - 12,0	8,0 - 12,0 ⁽¹⁾	14,0 - 18,0
pH (5% SÓLIDOS EM D.I. H ₂ O)	2,4 - 3,0	2,0 - 4,0	Máx. 8,0
DENSIDADE (g/L) PENEIRA (TYLER)	576,0 - 735,0	500,0 - 600,0	576,0 - 705,0
150µm (%)	100	93	100
45 µm(%)	72,0 - 79,0	53	82,0 - 88,0
CONDIÇÕES TÍPICAS DE LABORATÓRIO			
DOSIFICAÇÃO (%)	0,5	0,5	0,5
T (°C)	120	110	110
t (min)	30	30	30

FONTE: CÁTALOGOS DO FABRICANTE, (2006)

NOTA: ⁽¹⁾ A determinação de umidade do Supreme 180FF é realizada a 110°C.

3.2 EQUIPAMENTOS

Com o objetivo de simular em laboratório a clarificação do óleo de soja nas condições de operação industrial, ensaios foram realizados em batelada para a coleta de dados. Para este propósito, foram utilizados os seguintes equipamentos:

- balão de fundo redondo com três juntas;
- agitador Mecânico: marca NOVA ÉTICA, modelo 103, hélice padrão 2 pás de aço inox AISI 304;
- banho ultratermostático com circulador de líquido e rampas e patamares de temperatura programáveis : marca Quimis aparelhos científicos Ltda;
- nitrogênio comercial: cilindro 1m³;
- bomba de vácuo da marca Primatec, modelo 131;
- selo mecânico;
- balança analítica, marca Bioprecisa, modelo 2140 N, precisão de 0,1 mg;
- estufa a ar, marca Nova Ética, série 400 ND;

- dessecador de vidro com silicagel;
- colorímetro: Lovibond Tintometer AF 710-3;

Uma representação esquemática do sistema utilizado na etapa de clarificação do óleo é apresentada na Figura 12.

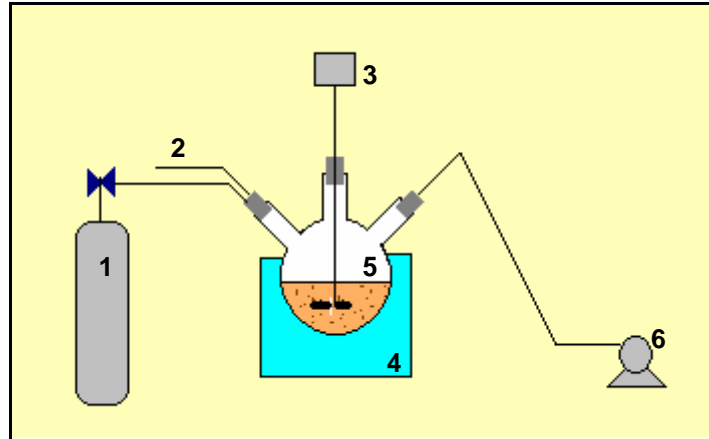


FIGURA 12 – ESQUEMA DOS EQUIPAMENTOS UTILIZADOS NOS ENSAIOS EXPERIMENTAIS (1) CILINDRO DE NITROGÊNIO; (2) ENTRADA DE ADSORVENTE; (3) AGITADOR MECÂNICO; (4) BANHO TÉRMICO; (5) BALÃO DE VIDRO; (6) BOMBA DE VÁCUO

FONTE: O autor (2006).

3.2.1 Colorímetro

A medida de cor foi realizada de acordo com a norma da *American Oil Chemists' Society* (AOCS 13b-45), utilizando o Lovibond Tintometer AF 710-3 que pode ser visto na Figura 13.



FIGURA 13 – LOVIBOND TINTOMETER AF 710-3

A determinação da cor é feita pela comparação da luz transmitida através de uma cubeta de 1" ou 5 ¼" preenchida com óleo com a luz transmitida através de uma

série de vidros amarelos e vermelhos calibrados de acordo com uma escala chamada AOCS-Tintometer. Os vidros deslocam-se até que as cores sejam igualadas, sendo estas então expressas em unidades: vermelha (R) e amarela (Y).

Embora seja um método subjetivo, os padrões de cor Lovibond são aceitos em quase todo o mundo como meio seguro de se chegar a valores precisos de cores de óleos e gorduras comestíveis e, em consequência disto é o método utilizado nas indústrias de refino (A&G TÉCNICA⁹, 1994 citado por OLIVEIRA, 2001).

3.3 MÉTODOS

3.3.1 Planejamento

O planejamento de experimentos é uma metodologia estatística usada com o objetivo de descobrir experimentalmente alguma propriedade particular a um fenômeno ou para comparar o efeito de diversas condições no fenômeno. É um método poderoso no estudo do efeito conjunto de vários fatores sobre uma variável resposta de interesse, ou seja, para definir quais dados, em que quantidade e em que condições devem ser coletados durante um determinado experimento. Buscando, basicamente alcançar dois grandes objetivos: a maior precisão estatística possível na resposta e o menor custo. Um dos objetivos do planejamento experimental é a otimização do número de ensaios a ser realizado (COLEMAN e MONTGOMERY, 1993; BOX *et al.*, 1978).

Uma dos delineamentos mais conhecidos é o experimento fatorial, no qual estão envolvidos k fatores, ou variáveis, cada um deles presente em l diferentes níveis. Assim, na existência de k fatores, cada um com e níveis tem-se l^k ensaios a serem realizados.

⁹ A&G Técnica, El Color en los Aceites, *Aceites y Graxas*, setembro, 1994.

O planejamento fatorial é indicado quando se deseja estudar os efeitos de poucas variáveis de influência, pois o número de experimentos é alto quando se têm muitos fatores. Em cada tentativa ou réplica, todas as combinações possíveis dos níveis de cada variável, l^k , são investigadas. Quando o efeito de um fator depende do nível de outro fator, diz-se que há interação entre estes fatores.

No experimento fatorial completo cada possível combinação dos níveis dos fatores precisa ser testada para se determinar o quanto o fenômeno em estudo é afetado por cada fator. Desta forma o número de experimentos aumenta exponencialmente com o número de fatores (l^k), de modo que este delineamento não é usualmente prático quando está envolvido um número grande de fatores. Para evitar o custo financeiro e também o tempo na realização do grande número de experimentos necessários no fatorial completo, usam-se outros delineamentos experimentais, tais como o fatorial fracionado (frações de experimentos completos), os delineamentos ortogonais de *Taguchi* e os delineamentos de *Plackett e Burman* (NEVES *et al.*, 2002).

Fazendo a escolha adequada, é então possível determinar, não somente o efeito de cada fator, mas também o modo que cada um deles interage com os demais. Isto proporciona um experimento mais eficiente em relação ao que seria obtido pelo delineamento fatorial completo. A utilização dos fatoriais fracionados permite a redução do número de observação do experimento obtendo informações relevantes e confiáveis (SCHULTZ, 2003).

Neste trabalho foi utilizado o delineamento, conhecido como planejamento composto central que será apresentado a seguir.

3.3.1.1 Planejamento Composto Central (PCC)

O caso mais simples do experimento fatorial é o 2^k , onde cada um desses fatores está presente em apenas $l = 2$ níveis. Na realização de um experimento com k fatores em dois níveis, são feitas $2 \times 2 \times \dots \times 2$ (k vezes) $= 2^k$ observações da variável resposta.

O planejamento fatorial clássico em 3 níveis (3^k) é ainda conveniente se o

número de fatores (k) for igual a 2 ou a 3, mas se k for muito grande, há a necessidade de um grande número de pontos experimentais o que aumenta o custo de execução dos ensaios. No caso particular, com $k = 4$ e $l = 3$, são necessários $3^4 = 81$ pontos experimentais para estimar os 15 parâmetros de um modelo proposto em Kaminari, 2002.

Já um planejamento experimental para ajustar um modelo de segunda ordem deve conter pelo menos 3 níveis para cada fator (variáveis independentes) para que os parâmetros do modelo sejam estimados (LUNDSTEDT et al. 1998, ACHCAR, 1995).

Neste caso, a série de experimentos que pode ser utilizada no planejamento de uma superfície de resposta de segunda ordem é o planejamento rotável (BOX e HUNTER, 1957).

Um planejamento rotável tem uma importante propriedade na seleção do delineamento de uma superfície de resposta. Como se sabe o objetivo da metodologia de uma superfície de resposta é a otimização e a localização do ponto ótimo desconhecido. Então é interessante usar-se um delineamento que providencie precisão igual de estimação em todas as direções.

A classe de delineamento rotável mais usada para ajustar o modelo de segunda ordem é o planejamento composto central, que possui a configuração de cubo + estrela, Figura 14, e consiste de um experimento fatorial clássico em dois níveis (2^k) mais $2k$ pontos axiais (estrelas) a uma distância $\pm \alpha$ do ponto central e n_0 pontos centrais (BOX e WILSON 1951, GALDÁMEZ, 2002). Os $2k$ pontos axiais são localizados em $(\pm \alpha, 0, 0, \dots, 0)$, $(0, \pm \alpha, 0, \dots, 0)$, $(0, 0, \pm \alpha, \dots, 0)$, ..., $(0, 0, 0, \dots, \pm \alpha)$ e n_0 pontos centrais $(0, 0, 0, \dots, 0)$, onde α é dado pela expressão desenvolvida por BOX e WILSON (1951), equação (3):

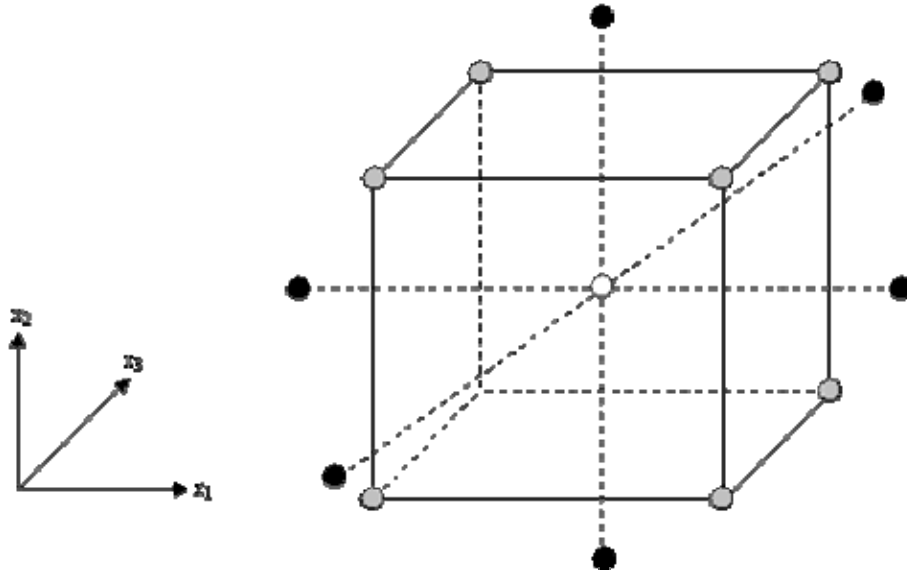


FIGURA 14 – PLANEJAMENTO COMPOSTO CENTRAL PARA TRÊS FATORES. AS BOLAS CINZAS SÃO A PARTE CÚBICA. AS BOLAS PRETAS REPRESENTAM A PARTE AXIAL. A BOLA BRANCA REPRESENTA OS PONTOS CENTRAIS

FONTE: Barros Neto et al, (2002).

$$\alpha = (2^k)^{1/4} \quad (3)$$

Em que, k é o número de fatores e os pontos axiais no planejamento são utilizados para garantir que o experimento seja rotável. Segundo Box e Draper (1987), com esses pontos é possível estimar os parâmetros do modelo da superfície de respostas.

Wu e Ding (1998) afirmam que um planejamento de composição central será rotável pela escolha de α e este valor para a rotabilidade depende do número de pontos na porção fatorial do experimento, ou seja, 2^k .

Uma propriedade deste delineamento é que pode ser construído a partir de um planejamento de primeira ordem (2^k) adicionando os pontos axiais (estrelas) e vários pontos centrais. Com uma apropriada escolha do número de pontos centrais, o planejamento torna-se ortogonal e pode ser de precisão uniforme.

Os delineamentos de 1ª. Ordem são todos ortogonais, isto significa que minimizam a variância dos coeficientes de regressão, $\hat{\beta}_j$. Nesse caso os elementos fora da diagonal da matriz X^tX são todos nulos e conseqüentemente todos os produtos cruzados são nulos. A escolha adequada do número de pontos centrais, n_0 , no PCC faz

com que ele seja ortogonal, ou ainda, tenha precisão uniforme, o que significa que a variância da resposta estimada \hat{y} na origem é igual a variância de \hat{y} em distâncias unitárias da origem.

O modelo utilizado para ajustar a superfície de resposta desejada é apresentado pela equação (4):

$$Y = \beta_0 + \sum_{i=1}^k \beta_i X_i + \sum_{i=1}^k \beta_{ii} X_i^2 + \sum_{i < j} \beta_{ij} X_i X_j + \varepsilon \quad (4)$$

Sendo que:

$\beta_0, \beta_i, \beta_j, \dots, \beta_k$ representam os parâmetros do modelo;

X_i, X_j, \dots, X_k são os fatores experimentais ou variáveis do modelo;

ε é o erro experimental, sendo $\varepsilon \sim N(0, \sigma^2)$.

A equação (4) pode ser escrita na forma matricial apresentada a seguir na equação (5):

$$\underline{Y} = X\underline{\beta} + \underline{\varepsilon} \quad (5)$$

onde: \underline{Y} = vetor das respostas de dimensão n ;

$\underline{\beta}$ = vetor dos parâmetros de dimensão $k+1$;

X = matriz do modelo de ordem $[n \times (k+1)]$;

$\underline{\varepsilon}$ = vetor dos erros de dimensão n .

O objetivo da técnica do PCC é a obtenção do vetor $\underline{\beta}$ a partir da matriz X e do vetor \underline{Y} . Para tal, a matriz X deve ser adequadamente planejada e executando-se o planejamento obtém-se o vetor de respostas \underline{Y} . Neste delineamento é comum codificar os níveis das variáveis. Geralmente, assumem-se três valores igualmente espaçados, de forma que se têm: $-1, 0$ e 1 , respectivamente para os valores inferior, intermediário e superior.

O uso de valores codificados, ao invés dos valores naturais, facilita a construção da matriz de planejamento. A codificação remove as unidades de medida dos fatores do experimento e as distâncias ao longo dos eixos. Os fatores codificados no espaço k -dimensional são padronizados ou definidos na mesma métrica

(KAMINARI, 2002).

A atribuição dos sinais de codificação aos níveis superiores ou inferiores é feita de forma arbitrária e não interfere na realização dos experimentos ou na interpretação dos resultados, além de permitir esquematizar o planejamento na forma de matrizes de planejamento.

A codificação das variáveis independentes permite a comparação do efeito destas na resposta em estudo, diretamente a partir dos coeficientes do modelo em questão, e ela é feita usando as equações (6) e (7):

$$X = \frac{x - x_{PC}}{\frac{\Delta x}{2}} \quad (6)$$

$$\Delta x = x_{+1} - x_{-1} \quad (7)$$

onde: X é a variável na unidade codificada;

x é a variável na unidade original;

x_{PC} é a variável na unidade original no ponto central;

x_{+1} e x_{-1} são as variáveis na unidade original nos respectivos níveis +1 e -1.

Em resumo, o planejamento experimental envolve as seguintes fases:

- escolha dos k fatores;
- escolha dos l níveis igualmente espaçados para cada fator (codificados em $-1, 0$ e 1 se $l = 3$);
- determinação de α ;
- montagem da matriz do planejamento (X);
- codificação das variáveis;
- com os fatores assumindo os valores fixados na matriz de planejamento (X), obtém-se o vetor de respostas (\underline{Y}) dos resultados experimentais;
- com a matriz X e o vetor \underline{Y} estima-se o vetor $\underline{\beta}$.

Na realização desse trabalho, para cada um dos adsorventes, foram selecionados $k = 2$ fatores para avaliar a influência na resposta (\underline{Y}): eficiência de remoção de cor. Esses fatores são:

- temperatura (T);
- massa do adsorvente (M).

Calculando o valor de α a partir da equação (1) $\alpha = (2^2)^{1/4} = \pm 1,41$ e escolhendo-se os níveis -1, 0 e 1 obteve-se, com a utilização do programa *STATISTICA* (STATSOFT, 2001), a matriz de planejamento descrita na Tabela 4.

TABELA 4 – MATRIZ DE PLANEJAMENTO

EXPERIMENTO	T	M
1	-1,0	-1,0
2	-1,0	1,0
3	1,0	-1,0
4	1,0	1,0
5	-1,41	0,0
6	1,41	0,0
7	0,0	-1,41
8	0,0	1,41
9 (C)	0,0	0,0
10 (C)	0,0	0,0
11 (C)	0,0	0,0
12 (C)	0,0	0,0
13 (C)	0,0	0,0
14 (C)	0,0	0,0
15 (C)	0,0	0,0
16 (C)	0,0	0,0

Cada linha da matriz de planejamento corresponde a um experimento específico, que foi realizado para obtenção da respostas correspondente. Então tem-se o vetor de respostas \underline{Y} de dimensão 16.

Os valores codificados referentes aos níveis -1, 0, 1, $-\alpha$ e α escolhidos para o processo de clarificação, estão apresentados na Tabela 5. As temperaturas e as massas do adsorvente, valores em percentuais da massa de óleo total, foram escolhidas segundo dados coletados em indústrias de refino de óleo de soja.

TABELA 5 – CODIFICAÇÃO DAS VARIÁVEIS PARA O PROCESSO DE CLARIFICAÇÃO

VARIÁVEL	NÍVEL				
	-1,41	-1	0	1	1,41
TEMPERATURA	70,9°C	75°C	85°C	95°C	99,1°C
MASSA	0,2%	1,0%	3,0%	5,0%	5,8%

Os valores correspondentes em gramas (g) da massa da adsorvente são apresentados na tabela 5. Para o cálculo desses valores considerou-se densidade do óleo igual a 920 kg/m^3 . Então para o volume de 200 ml, utilizado em cada um dos ensaios, tem-se uma massa de 184 g de óleo.

TABELA 6 – QUANTIDADE DA MASSA DE ADSORVENTE E M GRAMAS (G)

M (%)	M (g)
0,2	0,3680
1,0	1,8400
3,0	5,5200
5,0	9,2000
5,8	10,672

3.3.2 Preparo e realização experimentos de clarificação

O procedimento utilizado na realização dos experimentos foi o seguinte: em uma proveta foi coletado o volume de 200 ml de óleo de soja neutro que em seguida foi transferido para o balão de vidro de fundo redondo de três juntas. O balão foi acoplado a uma garra metálica, presa a um suporte e mergulhado no fluido utilizado para aquecimento no banho térmico, conforme mostra a Figura 15.



FIGURA 15 – MONTAGEM DOS EQUIPAMENTOS
 FONTE: O autor (2007).

A fim de remover toda a umidade, que poderia provocar reações de oxidação indesejadas ao processo de clarificação, o óleo e a terra clarificante devem ser previamente secos.

O óleo foi seco sob agitação de 1740 rpm, vácuo de aproximadamente 640 mmHg e temperatura de 95°C por um tempo de 25 minutos contado a partir da estabilização da temperatura, segundo Oliveira, 2001.

O adsorvente foi seco em estufa, a 110°C por 3 horas e após a secagem foi mantido em dessecador com sílica-gel (ZANOTTA, 1999). O adsorvente foi pesado em balança analítica de precisão, seguindo a proporção pré-estabelecida na Tabela 5.

Após o período de secagem do óleo, manteve-se o vácuo e a agitação. O banho térmico foi então programado para a temperatura de operação conforme a Tabela 5. Atingida essa temperatura o vácuo foi interrompido para a adição do adsorvente e imediatamente foi iniciada a injeção de nitrogênio.

Após um período de 25 minutos o aquecimento e a agitação foram cessados e a mistura foi então resfriada, até a temperatura ambiente para interromper o fenômeno de adsorção. A mistura óleo-adsorvente foi filtrada para a retirada do adsorvente e depois foi armazenada em frascos âmbar e mantida sob refrigeração. Na Figura 16 é apresentada uma foto para uma comparação visual do óleo antes de ser clarificado e após a clarificação ainda com o adsorvente. A amostra foi novamente filtrada para a realização da leitura de cor no Lovibond Tintometer AF 710-3.

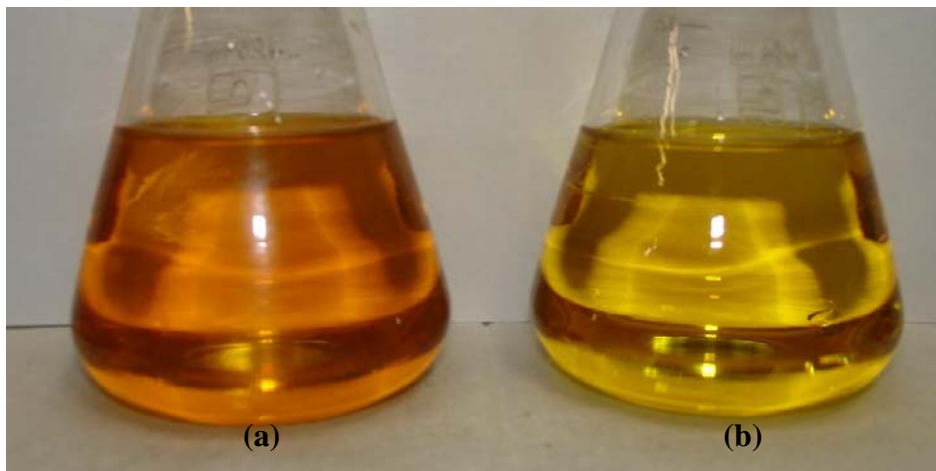


FIGURA 16 – COMPARAÇÃO ENTRE O ÓLEO (a) ANTES E (b) DEPOIS DA CLARIFICAÇÃO
FONTE: O autor (2007).

3.3.3 Tratamento dos dados de clarificação

3.3.3.1 Tratamento preliminar dos dados

Os resultados de coloração final obtidos foram utilizados para calcular eficiência de remoção da cor, utilizando-se a equação (8), com relação à coloração do óleo neutro e do óleo clarificado de acordo com o procedimento experimental.

$$R = \frac{C_i - C_f}{C_i} \times 100\% \quad (8)$$

onde: R = eficiência de remoção da cor (%);

C_i = Coloração do óleo neutro, utilizando escala Lovibond;

C_f = Coloração do óleo clarificado, utilizando escala Lovibond.

3.3.3.2 Estimativa dos Parâmetros dos Modelos Matemáticos

Na descrição do PCC mostrou-se como são definidos a matriz X (parâmetros ou valores experimentais codificados) e o vetor Y (resultados experimentais).

Com o tratamento dos dados experimentais estimam-se os coeficientes da equação de ajuste proposta (vetor β) e avalia-se sua significância estatística, bem como a qualidade do ajuste. Para estimar os coeficientes (vetor β) dos modelos de primeira e segunda ordem, é comum usar o método dos mínimos quadrados ordinários (MQO), na análise de regressão (BARROS NETO et al., 2002; GALDÁMEZ, 2002).

A técnica estatística de análise de variância, ANOVA, foi utilizada para testar a hipótese nula de que os parâmetros sejam nulos, ou seja, $H_0: \beta_1 = \beta_2 = \dots = \beta_k = 0$ contra a hipótese alternativa de que pelo menos um dos coeficientes seja diferente de zero. Para isto fez-se um teste F.

A significância de cada coeficiente é dada pelo valor-p em um teste "t" de *Student*. E, finalmente, a qualidade do ajuste é avaliada pelo coeficiente de

determinação R^2 .

Uma breve descrição do método dos mínimos quadrados ordinários é realizada na seqüência, bem como dos testes estatísticos usados para avaliar a significância.

Método dos Mínimos Quadrados Ordinários

O método de mínimos quadrados ordinários é usado na regressão para estimar os coeficientes ($\beta_0, \beta_1, \beta_2, \dots, \beta_k$) do modelo usado na modelagem da resposta \underline{Y} , de tal maneira que a soma dos quadrados dos resíduos seja o mínimo possível. Qualquer um dos modelos estatísticos pode ser tratado matricialmente. O procedimento é baseado nos conceitos apresentados pela literatura de projetos experimentais (GALDÁMEZ, 2002; KAMINARI, 2002).

Da equação (5) tem-se que:

$$\underline{\varepsilon} = \underline{Y} - \underline{X}\underline{\beta} \quad (9)$$

A equação (10) representa a forma matricial de um modelo com n observações disponíveis (n representa os pares de informações $(y_1, x_1), (y_2, x_2), (y_3, x_3), \dots, (y_n, x_n)$).

$$\underline{\varepsilon} = \begin{bmatrix} \varepsilon_0 \\ \varepsilon_1 \\ \vdots \\ \varepsilon_n \end{bmatrix} \quad \underline{Y} = \begin{bmatrix} Y_1 \\ Y_2 \\ \vdots \\ Y_n \end{bmatrix} \quad \underline{X} = \begin{bmatrix} 1 & x_{11} & x_{12} & \cdots & x_{1k} \\ 1 & x_{21} & x_{22} & \cdots & x_{2k} \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ 1 & x_{n1} & x_{n2} & \cdots & x_{nk} \end{bmatrix} \quad \underline{\beta} = \begin{bmatrix} \beta_0 \\ \beta_1 \\ \vdots \\ \beta_k \end{bmatrix} \quad (10)$$

Nesse caso, \underline{Y} é o vetor das respostas observadas de dimensão n , \underline{X} é a matriz de planejamento de ordem $n \times (k+1)$ formada com os valores experimentais dos fatores, $\underline{\beta}$ é o vetor dos coeficientes de dimensão k e $\underline{\varepsilon}$ é um vetor de dimensão n que representa os erros aleatórios dos experimentos. O resíduo ε_i deve seguir, aproximadamente, a distribuição de probabilidade normal com média zero e variância σ^2 , $N(0, \sigma^2)$ (GALDÁMEZ, 2002).

O objetivo principal é determinar o vetor $\underline{\beta}$ que minimiza a função de mínimos quadrados. O resultado é dado pela equação (11).

$$\underline{\hat{\beta}} = \left(X^t X \right)^{-1} X^t Y \quad (11)$$

onde: X^t é a matriz transposta de X

A equação (11) fornece a solução geral para o ajuste de um modelo por mínimos quadrados ordinários, não importando quantos sejam as observações ou quantos parâmetros sejam necessários para caracterizar o modelo, desde que as matrizes X e Y sejam ampliadas de forma adequada (BARROS NETO et al¹⁰ 2002, citado por KAMINARI, 2002).

Cálculo do número de pontos centrais

Para facilitar os cálculos e para que não haja covariância entre os coeficientes estimados é preciso fazer com que o planejamento composto central seja ortogonal, para isso matriz $X^t X$ tem que ser uma matriz ortogonal, ou seja, $(X^t X) \cdot (X^t X) = I$.

Como a matriz X tem a forma descrita na equação (10), a matriz $X^t X$ possui q elementos não nulos fora da diagonal principal de forma que:

$$q = \frac{GT - 4G\alpha^2 - 4\alpha^4}{G + T} \quad (12)$$

onde: $G = 2^k$, número de pontos do planejamento relativos ao fatorial completo;

$T = 2k + n_0$, número de pontos adicionados ao planejamento de modo a estimar os coeficientes de 2^a ordem;

n_0 = número de pontos centrais.

Para que a matriz $X^t X$ se torne diagonal, condição necessária para aplicação

¹⁰ BARROS NETO, B.; SCARMINIO, I. S. & BRUNS, R. E. **Como fazer experimentos: pesquisa e desenvolvimento na ciência e na indústria**. 2. ed. Campinas: Editora da UNICAMP, 2002.

de MQO, é necessário considerar q igual a zero, isto é, os elementos fora da diagonal da matriz $X^t X$ são iguais a zero, então:

$$\frac{GT - 4G\alpha^2 - 4\alpha^4}{G + T} = 0 \quad (13)$$

Substituindo G e T na equação (13), e sabendo-se que $k = 2$ e $\alpha = 1,41$ tem-se que $n_0 = 8$.

Dessa forma são necessários 8 pontos centrais e portanto tem-se um total de 16 experimentos para cada adsorvente, conforme já foi mostrado na matriz planejamento, Tabela 4.

Análise de variância e teste de significância

O exame dos resíduos é fundamental na avaliação da qualidade do ajuste de qualquer modelo. Um modelo que deixe resíduos consideráveis é obviamente um modelo ruim. O modelo ideal não deixaria resíduo algum, ou seja, todas as suas previsões (ou predições) coincidiriam com os resultados observados (BARROS NETO *et al.*, 2002).

O procedimento usual de avaliação do desempenho de um modelo começa pela análise dos desvios das observações em relação à média global, como mostra a Figura 17. O desvio de um valor observado em relação à média de todas as observações, $(y_i - \bar{y})$, pode ser decomposto em duas parcelas, equação (14):

$$(y_i - \bar{y}) = (\hat{y}_i - \bar{y}) + (y_i - \hat{y}_i) \quad (14)$$

A primeira parcela $(\hat{y}_i - \bar{y})$, representa o afastamento da previsão do modelo para o ponto em questão, \hat{y}_i , em relação à média global, (\bar{y}) . A segunda parcela é a diferença entre o valor observado e o valor previsto. Num modelo bem ajustado essa diferença deve ser pequena, o que significa dizer, em termos da equação (14), que o desvio $(y_i - \bar{y})$ deve ser aproximadamente igual ao desvio $(\hat{y}_i - \bar{y})$. Isso é outra

maneira de dizer que as previsões estão em boa concordância com as observações.

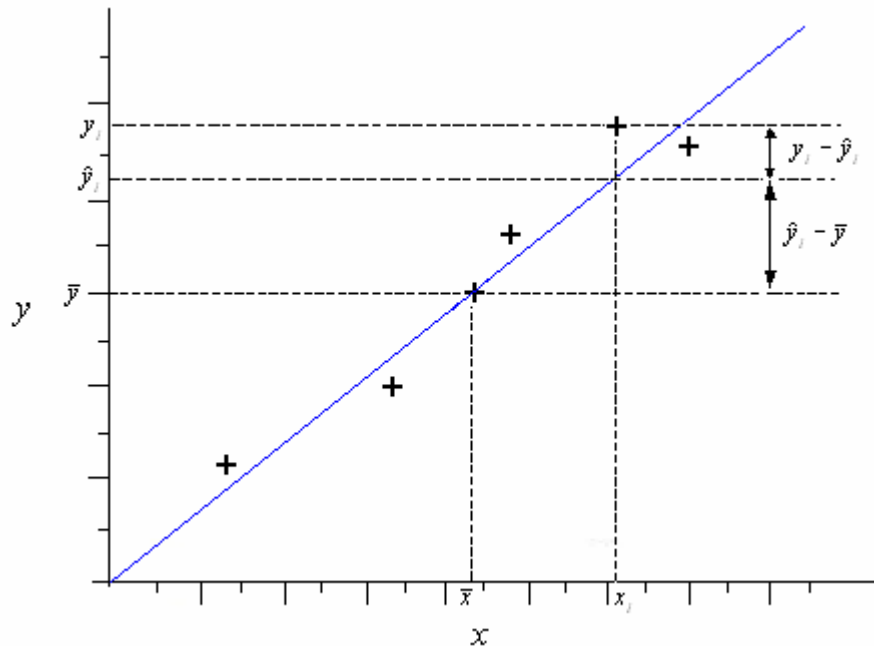


FIGURA 17 – DECOMPOSIÇÃO DO DESVIO EM RELAÇÃO À MÉDIA GLOBAL, $(y_i - \bar{y})$, NA SOMA DAS PARCELAS $(y_i - \hat{y}_i)$ E $(\hat{y}_i - \bar{y})$
 FONTE: BARROS NETO et al (2002).

Esta comparação de desvios pode ser apresentada em termos quantitativos, elevando a equação (14) ao quadrado e em seguida fazendo o somatório de todos os pontos, obtém-se a equação (15):

$$\sum_{i=1}^n (y_i - \bar{y})^2 = \sum_{i=1}^n [(\hat{y}_i - \bar{y}) + (y_i - \hat{y}_i)]^2 \tag{15}$$

$$\sum_{i=1}^n (y_i - \bar{y})^2 = \sum_{i=1}^n (\hat{y}_i - \bar{y})^2 + 2 \sum_{i=1}^n (\hat{y}_i - \bar{y})(y_i - \hat{y}_i) + \sum_{i=1}^n (y_i - \hat{y}_i)^2$$

Como o somatório dos produtos $(\hat{y}_i - \bar{y})(y_i - \hat{y}_i)$ é igual a zero, porque a soma dos desvios é nula, reduz-se a equação (15) à equação (16):

$$\sum_{i=1}^n (y_i - \bar{y})^2 = \sum_{i=1}^n (\hat{y}_i - \bar{y})^2 + \sum_{i=1}^n (y_i - \hat{y}_i)^2 \tag{16}$$

As parcelas são somas de quadrados de desvios e costumam ser chamadas de somas quadráticas, ou, abreviadamente, SQ. Exposto isto, a equação (16) pode ser

descrita numa notação mais simples, conforme mostra a equação (17):

$$SQ_T = SQ_R + SQ_{res} \quad (17)$$

onde: SQ_T = Soma quadrática total;

SQ_R = Soma quadrática devida à regressão (explicada pelo modelo ajustado);

SQ_{res} = Soma quadrática devida aos resíduos (não explicada pelo modelo).

Uma parte da variação total das observações y_i em torno da média é descrita pelo modelo ajustado, e o restante fica por conta dos resíduos. Quanto maior for a fração SQ_R , melhor será o ajuste do modelo. Isso pode ser quantificado por meio da razão, apresentada na equação (18):

$$R^2 = \frac{SQ_R}{SQ_T} = \frac{\sum_{i=1}^n (\hat{y}_i - \bar{y})^2}{\sum_{i=1}^n (y_i - \bar{y})^2} \quad (18)$$

O maior valor possível para o R^2 (coeficiente de correlação múltipla ao quadrado) é 1 ($0 < R^2 < 1$), e ele só ocorrerá se não houver resíduo algum e, portanto se toda a variação em torno da média for explicada pelo modelo. Quanto mais perto de 1 estiver o valor de R^2 , melhor terá sido o ajuste do modelo aos dados observados, R^2 indica a qualidade do ajuste.

O número de graus de liberdade da soma quadrática residual (v_r) é a diferença entre o número de observações e o número de parâmetros estimados (p), isto é, $(n - p)$. O número de graus de liberdade da soma quadrática devida à regressão é o número de parâmetros menos 1, $v_R = (p - 1)$.

Dividindo as somas quadráticas pelos seus respectivos números de graus de liberdade obtêm-se as médias quadráticas (MQ). A seguir apresenta-se a Tabela 7 com uma análise ANOVA típica:

TABELA 7 – TABELA DE ANÁLISE DA VARIÂNCIA (ANOVA)

FONTE DE VARIAÇÃO	SOMA QUADRÁTICA	NÚMERO DE GRAUS DE LIBERDADE	MÉDIA QUADRÁTICA
REGRESSÃO	$\sum_{i=1}^n (\hat{y}_i - \bar{y})^2$	p - 1	$MQ_R = \frac{SQ_R}{(p-1)}$
RESÍDUOS	$\sum_{i=1}^n (y_i - \hat{y}_i)^2$	n - p	$MQ_{res} = \frac{SQ_{res}}{(n-p)}$
TOTAL	$\sum_{i=1}^n (y_i - \bar{y})^2$	n - 1	

FONTE: BARROS NETO *et al.*, 2002.

Agora é possível utilizar as médias quadráticas para testar se a equação de regressão é estatisticamente significativa.

O teste usual de significância do modelo verifica se hipótese nula é verdadeira:

- H_0 : todos os β_i , são iguais a zero, ou seja, $H_0: \beta_1, \beta_2, \dots, \beta_k = 0$;
- H_1 : pelo menos um β_i é diferente de zero.

Então, calcula-se o valor da estatística F pela equação (19):

$$F = \frac{\frac{SQ_R}{(p-1)}}{\frac{SQ_{res}}{(n-p)}} = \frac{MQ_R}{MQ_{res}} \quad (19)$$

Essa estatística tem distribuição F de Snedecor. Para determinar se um valor F está suficientemente grande (estatisticamente significativo), três aspectos dos dados devem ser considerados: o nível de significância necessário, os graus de liberdade associados à variância do numerador e os graus de liberdade associados à variância do denominador.

Se o valor calculado (MQ_R/MQ_{res}) é maior que o valor de F tabelado ($F_{p-1, n-p}$), então a hipótese nula (H_0) é rejeitada, com isto tem-se a evidência estatística suficiente que existe uma relação linear entre as variáveis Y e X e admite-se que o fator seja significativo. Quanto maior o valor de MQ_R/MQ_{res} , melhor (BARROS NETO *et al.*, 2002).

Pode-se concluir, também, que a porção de variabilidade explicada pelo

modelo é muito maior que a não explicada, com isto se percebe a utilidade do teste F para testar a significância do modelo ajustado.

Fatores que possuem razão de variância F menor que a crítica não causa efeito algum sobre a média, ou seja, não afetam a resposta.

Pode acontecer, porém, que uma regressão, embora significativa do ponto de vista do teste F, não seja útil para realizar previsões, por cobrir uma faixa de variação pequena dos fatores estudados.

Sugeriu-se que para isso não ocorrer, isto é, para que uma regressão seja não apenas estatisticamente significativa, mas também útil para fins preditivos, o valor da razão MQ_R/MQ_{res} deve ser no mínimo de quatro a cinco vezes o valor de $F_{p-1, n-p}$ (BARROS NETO *et al.*, 2002).

Em muitas áreas de pesquisa o valor-p de 0,05 é habitualmente tratado como margem de erro aceitável. Quando os valores-p dos testes de significância são menores que 0,05 têm-se efeitos significativos desses fatores e, neste caso, rejeita-se a hipótese H_0 (BARROS NETO, 2002).

Para determinar a importância de um coeficiente individual (β_i) num modelo de regressão, usa-se um teste baseado na estatística “t” de *Student*.

Um teste usual é testar a seguinte hipótese nula e alternativa:

$$H_0: \beta_i = 0, \text{ se } |t_i| \leq t_{(\alpha/2; n-p)}$$

$$H_1: \beta_i \neq 0, \text{ se } |t_i| > t_{(\alpha/2; n-p)}$$

Em que:

p = parâmetros do modelo ajustado;

n = tamanho da amostra;

α = nível de significância.

Para tal, calcula-se o valor da estatística “t” de *Student* dada pela equação (20):

$$t = \frac{\hat{\beta}_i}{S_{\hat{\beta}_i}} \quad (20)$$

onde: $S_{\hat{\beta}_i}$ é o desvio padrão da estatística $\hat{\beta}_i$.

Comparando-se o valor calculado com o valor da variável aleatória “t” de *Student* (tabelado), t_{α} , onde este valor é tirado da coluna correspondente a $t_{\alpha/2}$ associado a $(n-p)$ graus de liberdade, rejeita-se ou se aceita a hipótese nula.

3.3.4 Tratamento dos dados do consumo energético

Para a avaliação do consumo de Gás Natural (GN) utilizado no processamento da soja foi realizado um balanço mássico e energético, onde os dados como (vazão, composição, entalpia, calor específico, etc) foram retirados da literatura (SNYDER, 1987; ERICKSON, 1995) e também de pesquisa de campo (AGROGAS II). Estes dados foram combinados e utilizando o método de análise termodinâmica de volumes de controle, foi determinado o consumo energético de toda a operação.

Para a análise termodinâmica são admitidas neste trabalho como hipóteses gerais (BRANCO, 2005):

- operação em regime permanente, na condição de operação da instalação;
- ar atmosférico, combustível e produtos de combustão são tratados como uma mistura de gases ideais;
- energias cinética e potencial dos gases são desprezadas;

O esquema do volume de controle total utilizado é apresentado na Figura 18. Na Figura 19, este volume foi dividido nas várias etapas do processo, onde é necessário destacar que as etapas de utilização de energia são: a secagem, condicionamento a vapor, expansão, extração, dessolventização da torta, secagem do farelo, destilação da miscela e no refino do óleo.

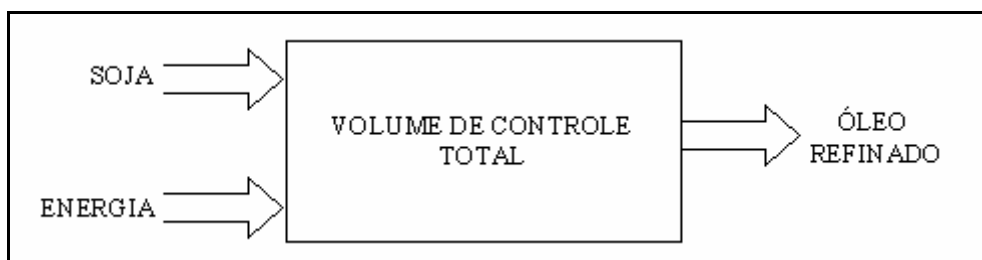


FIGURA 18 – VOLUME DE CONTROLE TOTAL DO PROCESSAMENTO DA SOJA
 FONTE: O autor (2007).

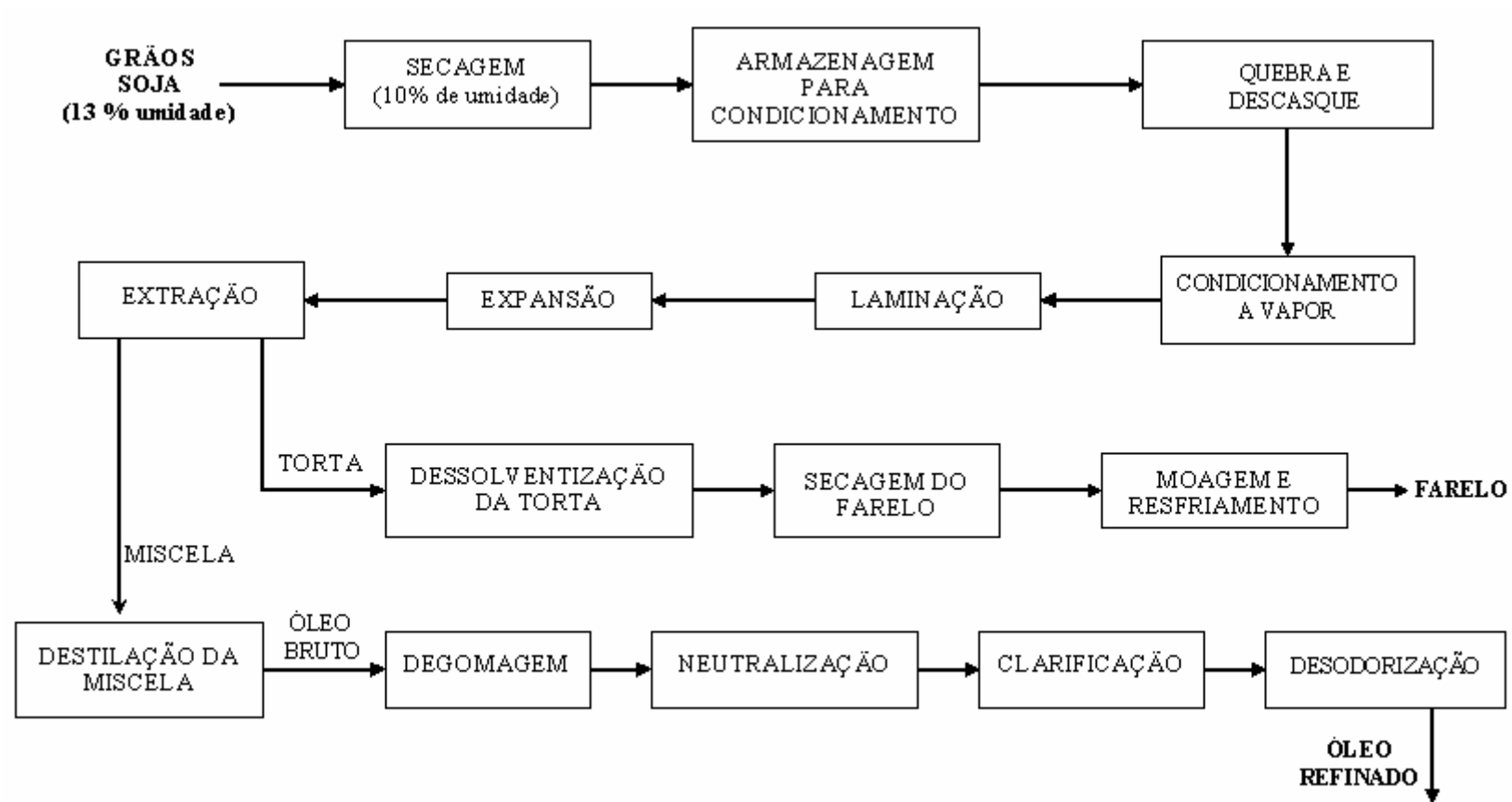


FIGURA 19 – FLUXOGRAMA DO PROCESSAMENTO DA SOJA
 FONTE: O autor (2007).

3.3.4.1 Balanço Mássico

Para cada um dos volumes de controle mostrados anteriormente foi realizado o seguinte balanço de massa:

Global:

$$\frac{dM}{dt} = \dot{M}_e - \dot{M}_s \quad (21)$$

onde: \dot{M}_e = vazão mássica que entra no processo (kg/h);

\dot{M}_s = vazão mássica que sai no processo (kg/h);

Considerando-se estado estacionário (regime permanente) e várias entradas e saídas, a equação (21) pode ser simplificada para a equação (22):

$$\sum \dot{M}_e - \sum \dot{M}_s = 0 \quad (22)$$

O balanço de massa por componente pode ser obtido a partir da equação (23):

$$\sum \dot{M}_e X_e^i - \sum \dot{M}_s X_s^i = 0 \quad (23)$$

onde: X_e^i = fração mássica de entrada (e) para o componente i

X_s^i = fração mássica de saída (s) para o componente i

3.3.4.2 Balanço Energético

O balanço de energia também foi realizado para cada um dos volumes de controle apresentados, seguindo a equação (24):

$$\sum_e \dot{M}_e h_e - \sum_s \dot{M}_s h_s = \dot{Q}_S - \dot{W}_e \quad (24)$$

onde: \dot{Q}_S = calor transferido (kJ/h)

h_e = entalpia de entrada (kJ/kg)

h_s = entalpia de saída (kJ/kg)

\dot{W}_e = trabalho (kJ/h)

3.3.4.3 Cálculo do consumo de Gás Natural

O balanço energético foi posteriormente associado a uma configuração de cogeração considerando alguns ciclos típicos com paridade térmica (BALESTIERI, 2002), sendo então construído o seguinte esquema de cogeração, Figura 20:

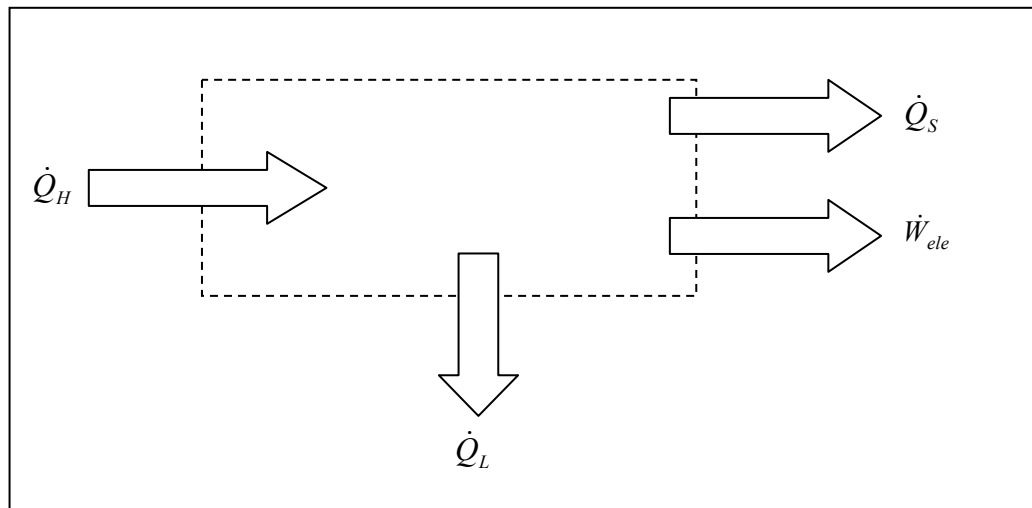


FIGURA 20 – ESQUEMA DE COGERAÇÃO
 FONTE: O autor (2007).

O balanço para o sistema de cogeração é descrito na equação (25):

$$\dot{Q}_H = \dot{Q}_S + \dot{W}_{ele} + \dot{Q}_L \quad (25)$$

onde: \dot{Q}_H = calor total

\dot{Q}_L = perdas

\dot{Q}_S = calor transferido

\dot{W}_{ele} = eletricidade gerada na planta

Além disto, utilizam-se duas eficiências para relacionar energia elétrica e energia total aproveitada num processo, eficiência do ciclo de potência η_{ele} e eficiência do efeito combinado, η_{CHP} , apresentadas nas equações (26) e (27) respectivamente.

$$\eta_{ele} = \frac{\dot{W}_{ele}}{\dot{Q}_H} \quad (26)$$

$$\eta_{CHP} = \frac{P_u}{\dot{Q}_H} \quad (27)$$

Sendo que:

$$P_u = \dot{Q}_S + \dot{W}_{ele} \quad (28)$$

onde: P_u = potência útil

Para o cálculo do consumo de GN sem cogeração, foi utilizada a seguinte equação:

$$M_{GN} = \frac{\dot{Q}_S}{\eta PCI} \quad (29)$$

onde: M_{GN} = massa de gás natural (kg de gás / t de soja processada)

η = eficiência do queimador

PCI = poder calorífico inferior (kJ / kg de gás natural)

O cálculo da massa de GN com o processo cogeração é feito de forma análoga a anterior, porém agora é utilizado o consumo de calor total (\dot{Q}_H).

$$M_{GN} = \frac{\dot{Q}_H}{\eta PCI} \quad (30)$$

4 APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo são apresentados e discutidos os resultados obtidos para todos os ensaios realizados, através de um comparativo entre as superfícies de resposta obtidas para as diferentes condições experimentais. A partir da determinação das condições experimentais chega-se a uma correlação entre os parâmetros escolhidos obtida por análise do PCC (Planejamento Composto Central). Também é realizado todo o balanço energético do processamento da soja para a obtenção de óleo refinado.

4.1 TAXA DE REMOÇÃO OBTIDA NO PROCESSO DE CLARIFICAÇÃO

4.1.1 Resultados obtidos

Como foi descrito na seção 3.2.1 a cor é medida em termos de escala Lovibond, para o óleo neutro os resultados de coloração inicial (C_i) foram os seguintes:

$C_i = 35$ unidades para o amarelo;

$C_i = 8$ unidades para o vermelho.

As tabelas onde estão apresentados os resultados de coloração final (C_f), em unidades de cor Lovibond para o amarelo e o vermelho, de cada um dos adsorventes, encontram-se nos Apêndices I, II e III.

A partir dos resultados obtidos, em unidades de cor Lovibond, para o adsorvente Perform 4000, Apêndice I, calculou-se a eficiência da remoção de cor (%R) pela equação (8) e obteve-se a tabela 8. O mesmo foi obtido para os outros dois adsorventes, Supreme 180 FF e B80 Natural, nas tabelas 9 e 10, respectivamente e as suas unidades em cor Lovibond estão nos Apêndice II e III.

TABELA 8 – RESULTADOS EM EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COR (%R):

ADSORVENTE PERFORM 4000				
EXPERIMENTO	T	M	%R _A	%R _V
1	-1,0	-1,0	34,29	71,25
2	-1,0	1,0	62,86	83,75
3	1,0	-1,0	57,14	81,25
4	1,0	1,0	31,43	70,00
5	-1,41	0,0	42,86	75,00
6	1,41	0,0	42,86	75,00
7	0,0	-1,41	42,86	75,00
8	0,0	1,41	57,14	81,25
9 (C)	0,0	0,0	28,57	68,75
10 (C)	0,0	0,0	34,29	71,25
11 (C)	0,0	0,0	28,57	68,75
12 (C)	0,0	0,0	31,43	70,00
13 (C)	0,0	0,0	34,29	71,25
14 (C)	0,0	0,0	34,29	71,25
15 (C)	0,0	0,0	31,43	70,00
16 (C)	0,0	0,0	28,57	68,75

TABELA 9 – RESULTADOS EM EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COR (%R):

ADSORVENTE SUPREME 180 FF				
EXPERIMENTO	T	M	%R _A	%R _V
1	-1,0	-1,0	48,57	77,50
2	-1,0	1,0	28,57	68,75
3	1,0	-1,0	65,71	85,00
4	1,0	1,0	62,86	83,75
5	-1,41	0,0	31,43	70,00
6	1,41	0,0	62,86	83,75
7	0,0	-1,41	57,14	81,25
8	0,0	1,41	54,29	80,00
9 (C)	0,0	0,0	60,00	82,50
10 (C)	0,0	0,0	62,86	83,75
11 (C)	0,0	0,0	65,71	85,00
12 (C)	0,0	0,0	65,71	85,00
13 (C)	0,0	0,0	62,86	83,75
14 (C)	0,0	0,0	62,86	83,75
15 (C)	0,0	0,0	65,71	85,00
16 (C)	0,0	0,0	60,00	82,50

TABELA 10 – RESULTADOS EM EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE COR (%R):

ADSORVENTE B80 NATURAL				
EXPERIMENTO	T	M	%R _A	%R _V
1	-1,0	-1,0	37,14	72,50
2	-1,0	1,0	62,86	83,75
3	1,0	-1,0	42,86	75,00
4	1,0	1,0	65,71	85,00
5	-1,41	0,0	42,86	75,00
6	1,41	0,0	57,14	81,25
7	0,0	-1,41	31,43	70,00
8	0,0	1,41	65,71	85,00
9 (C)	0,0	0,0	60,00	82,50
10 (C)	0,0	0,0	57,14	81,25
11 (C)	0,0	0,0	57,14	81,25
12 (C)	0,0	0,0	60,00	82,50
13 (C)	0,0	0,0	62,86	83,75
14 (C)	0,0	0,0	62,86	83,75
15 (C)	0,0	0,0	57,14	81,25
16 (C)	0,0	0,0	62,86	83,75

4.1.2 Ajuste da eficiência de remoção como função das variáveis

A avaliação da eficiência de remoção foi feita separadamente para as cores amarela e vermelha, no entanto, a equação (4) pode ser ajustada de uma forma geral, equação (31), que se aplica as duas colorações:

$$\%R = \beta_0 + \beta_1 T + \beta_2 M + \beta_{11} T^2 + \beta_{22} M^2 + \beta_{12} T \cdot M \quad (31)$$

Nas seções 4.1.2.1, 4.1.2.2 e 4.1.2.3 são apresentadas os parâmetros β , o desvio padrão, os testes “t” de *Student*, os níveis de significância e as correlações para a remoção de cor de cada um dos adsorventes utilizados, gerados com a ajuda do programa STATISTICA (STATSOFT, 2001®).

4.1.2.1 Perform 4000

As Tabelas 11 e 12 apresentam os parâmetros estimados para a equação 31, utilizando o adsorvente Perform 4000, para as cores amarela e vermelha, respectivamente.

TABELA 11 – PARÂMETROS ESTIMADOS PARA A EQUAÇÃO 31, PERFORM 4000, COR AMARELA

PARÂMETRO	VALOR ESTIMADO	DESVIO PADRÃO	<i>t</i> de Student	p
β_0	31,43	1,09	28,73	0,00
β_1	-1,07	2,19	-0,98	0,35
β_2	2,88	2,19	2,63	0,02
β_{11}	5,72	2,19	5,22	0,00
β_{22}	9,28	2,19	8,49	0,00
β_{12}	-13,57	3,09	-8,77	0,00

TABELA 12 – PARÂMETROS ESTIMADOS PARA A EQUAÇÃO 31, PERFORM 4000, COR VERMELHA

PARÂMETRO	VALOR ESTIMADO	DESVIO PADRÃO	<i>t</i> de Student	p
β_0	70,00	0,48	146,22	0,00
β_1	-0,47	0,96	-0,98	0,35
β_2	1,26	0,96	2,63	0,02
β_{11}	2,50	0,96	5,22	0,00
β_{22}	4,06	0,96	8,48	0,00
β_{12}	-5,94	1,35	-8,77	0,00

Adotando-se um nível de significância de 5%, pode-se observar que o parâmetro β_1 , para ambas as cores apresenta valor-p maior que o estipulado, não sendo, portanto, considerado estatisticamente significativo, podendo ser retirado da equação (31).

As correlações para as colorações amarela e vermelha, equação (32), apresenta a seguinte forma:

$$\%R = \beta_0 + \beta_2 M + \beta_{11} T^2 + \beta_{22} M^2 + \beta_{12} T \cdot M \quad (32)$$

Assim, os modelos ajustados que relacionam a remoção de cor amarela e vermelha às variáveis são as seguintes, equações (33) e (34):

$$\%R_A = 31,43 + 2,88M + 5,72T^2 + 9,28M^2 - 13,57T \cdot M \quad (33)$$

$$\%R_V = 70,00 + 1,26M + 2,50T^2 + 4,06M^2 - 5,94T \cdot M \quad (34)$$

Através dessas equações pode ser observada a influência direta dos parâmetros utilizados como a massa e a temperatura, através do termo quadrático, além da existência de uma dependência destes termos já que as equações apresentam os produtos das variáveis.

4.1.2.2 Tonsil Supreme 180FF

As Tabela 13 e 14 apresentam os parâmetros estimados para a equação 31, utilizando o adsorvente Supreme 180FF, para as cores amarela e vermelha, respectivamente.

TABELA 13 – PARÂMETROS ESTIMADOS PARA A EQUAÇÃO 31, SUPREME 180FF, COR AMARELA

PARÂMETRO	VALOR ESTIMADO	DESVIO PADRÃO	<i>t</i> de Student	p
β_0	63,21	1,06	59,67	0,00
β_1	11,98	2,12	11,29	0,00
β_2	-3,36	2,12	-3,17	0,01
β_{11}	-8,04	2,12	-7,57	0,00
β_{22}	-3,75	2,12	-3,53	0,01
β_{12}	4,29	3,00	2,86	0,01

TABELA 14 – PARÂMETROS ESTIMADOS PARA A EQUAÇÃO 31, SUPREME 180FF, COR VERMELHA

PARÂMETRO	VALOR ESTIMADO	DESVIO PADRÃO	<i>t</i> de Student	p
β_0	83,91	0,46	180,67	0,00
β_1	5,24	0,93	11,29	0,00
β_2	-1,47	0,93	-3,17	0,01
β_{11}	-3,52	0,93	-7,57	0,00
β_{22}	-1,64	0,93	-3,53	0,00
β_{12}	1,88	1,31	2,85	0,02

Adotando-se um nível de significância de 5%, pode-se observar que todos os parâmetros apresentam valor-p menor que o estipulado sendo, portanto, considerados estatisticamente significativos, assim a equações empíricas que relacionam a remoção de cor, amarela e vermelha, às variáveis são as equações (35) e (36):

$$\%R_A = 63,21 + 11,98T - 3,36M - 8,04T^2 + 3,75M^2 + 4,29T \cdot M \quad (35)$$

$$\%R_V = 83,91 + 5,24T - 1,47M - 3,52T^2 - 1,64M^2 + 1,88T \cdot M \quad (36)$$

A influência direta dos parâmetros utilizados: massa e temperatura, e a dependência entre esses termos, para o Supreme 180FF, também pode ser observada através das correlações obtidas, equações (35) e (36).

4.1.2.3 B80 Natural

As Tabelas 15 e 16 apresentam os parâmetros estimados para a equação 31, utilizando o adsorvente B80 Natural, para as cores amarela e vermelha, respectivamente

TABELA 15 – PARÂMETROS ESTIMADOS PARA A EQUAÇÃO 31, B80 NATURAL, COR AMARELA

PARÂMETRO	VALOR ESTIMADO	DESVIO PADRÃO	<i>t</i> de Student	p
β_0	60,00	1,01	59,15	0,00
β_1	3,60	2,03	3,54	0,00
β_2	12,13	2,03	11,96	0,00
β_{11}	-4,29	2,03	-4,22	0,00
β_{22}	5,00	2,03	-4,93	0,00
β_{12}	-0,72	2,87	-0,50	0,63

TABELA 16 – PARÂMETROS ESTIMADOS PARA A EQUAÇÃO 31, B80 NATURAL, COR VERMELHA

PARÂMETRO	VALOR ESTIMADO	DESVIO PADRÃO	<i>t</i> de Student	p
β_0	82,50	0,44	186,01	0,00
β_1	1,57	0,89	3,55	0,00
β_2	5,31	0,89	11,97	0,00
β_{11}	-1,88	0,89	-4,23	0,00
β_{22}	-2,19	0,89	-4,93	0,00
β_{12}	-0,31	1,25	-0,50	0,63

Adotando-se um nível de significância de 5%, pode-se observar que o parâmetro β_{12} apresenta valor-p maior que o estipulado não sendo, portanto, considerado estatisticamente significativo, podendo ser retirado da equação (31).

$$\%R_A = 60,00 + 3,60T + 12,13M - 4,29T^2 - 5,00M^2 \quad (37)$$

$$\%R_V = 82,50 + 1,57T + 5,31M - 1,88T^2 - 2,19M^2 \quad (38)$$

As equações (37) e (38) relacionam a remoção de cor amarela e vermelha às variáveis. Através desses modelos pode-se observar a influência direta dos parâmetros

utilizados: massa e adsorvente; porém estas correlações não apresentam dependência entre estes termos, já que as equações não possuem o termo dos produtos das variáveis.

4.1.3 Análise da variância e testes de significância para a remoção de cor

4.1.3.1 Perform 4000

As Tabelas 17 e 18 trazem os quadros de análise de variância para o ajuste das equações (33) e (34), juntamente com os valores calculados da distribuição F (F_c).

TABELA 17 – ANÁLISE DE VARIÂNCIA PARA O AJUSTE DA EQUAÇÃO (33)

FONTES DE VARIÂÇÃO	SOMA QUADRÁTICA	Nº DE GRAUS DE LIBERDADE	MÉDIA QUADRÁTICA	F_c
REGRESSÃO	1763,37	5	352,67	36,85
RESÍDUO	95,74	10	9,57	
TOTAL	1859,12	15		

TABELA 18 – ANÁLISE DE VARIÂNCIA PARA O AJUSTE DA EQUAÇÃO (34)

FONTES DE VARIÂÇÃO	SOMA QUADRÁTICA	Nº DE GRAUS DE LIBERDADE	MÉDIA QUADRÁTICA	TESTE F
REGRESSÃO	337,52	5	67,50	36,89
RESÍDUO	18,33	10	1,83	
TOTAL	355,85	15		

A partir dos dados das Tabelas 15 e 16 e com as equações (18) e (19), apresentadas no Capítulo 3, obtém-se valores iguais para os coeficientes de correlação múltipla ao quadrado $R^2 = 0,95$ e o valor da estatística F tabelado $F_t = 3,33$ a um nível de significância de 0,05% do modelo, para as duas correlações.

Para ambas as correlações obtidas, o valor da distribuição F calculado é maior que o tabelado ($F_c > F_t$), logo as equações (33) e (34) são consideradas estatisticamente significativas.

A distribuição aleatória dos resíduos valida o ajuste, pois os resíduos estão distribuídos aleatoriamente em torno do zero, sem nenhuma observação muito discrepante, como se pode observar nas Figuras 21 e 22.

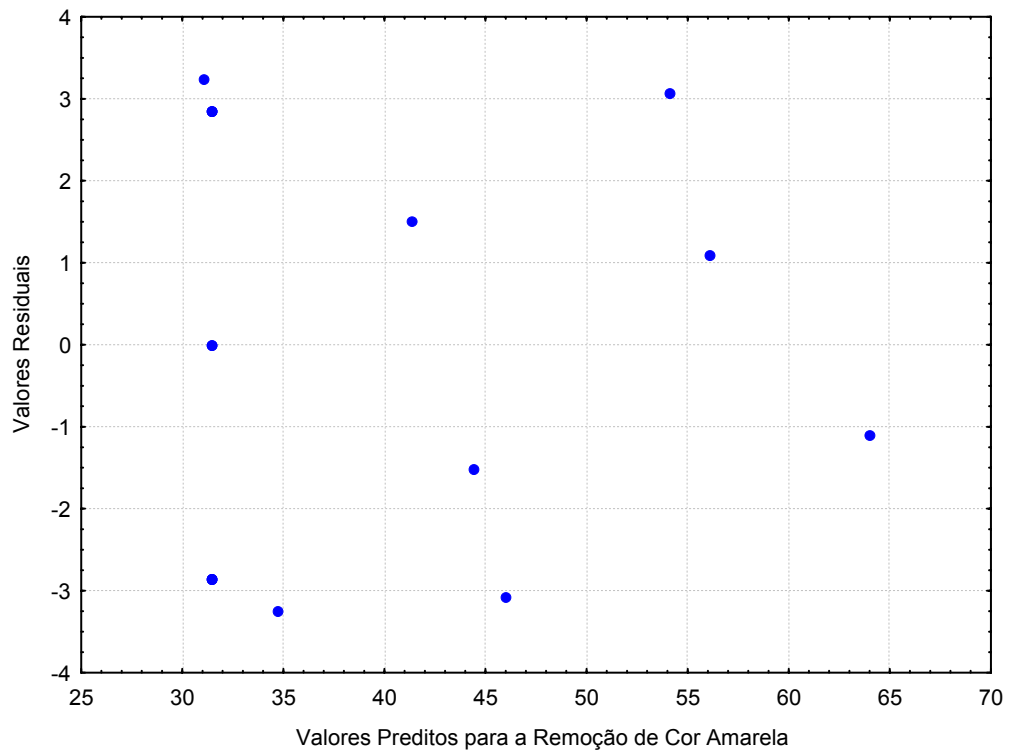


FIGURA 21 – DISTRIBUIÇÃO DOS RESÍDUOS PARA A EQUAÇÃO (33), PERFORM 4000, COR AMARELA
 FONTE: O autor (2007).

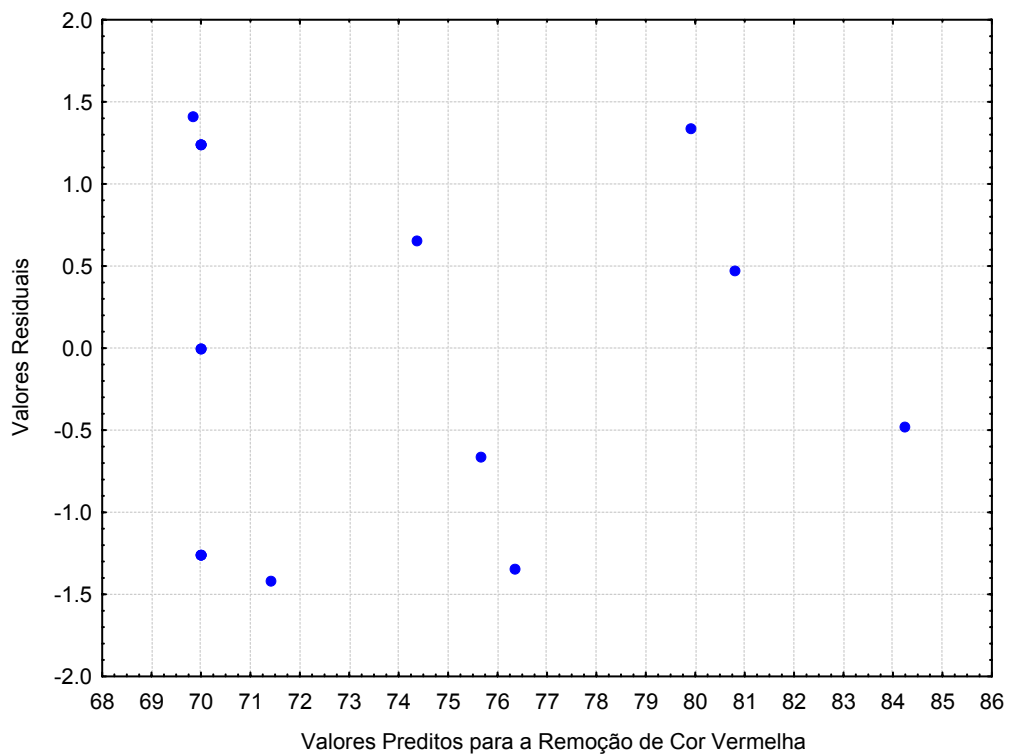


FIGURA 22 – DISTRIBUIÇÃO DOS RESÍDUOS PARA A EQUAÇÃO (34), PERFORM 4000, COR VERMELHA
 FONTE: O autor (2007).

As Figura 23 e 24 apresentam os gráficos dos valores previstos pelos valores

observados, embora a correspondência entre os valores experimentais obtidos e os preditos pelas equações (33) e (34) não sejam idênticos, a maior diferença apresentada entre eles é pequena.

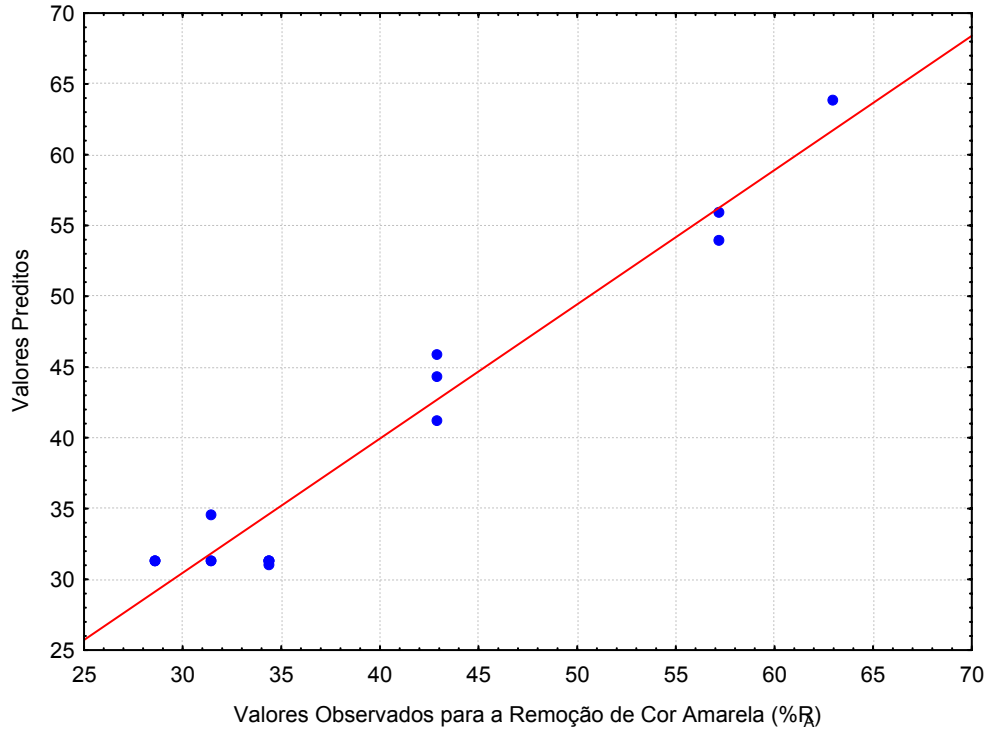


FIGURA 23 – VALORES PREVISTOS X VALORES OBSERVADOS, PERFORM 4000, COR AMARELA
 FONTE: O autor (2007).

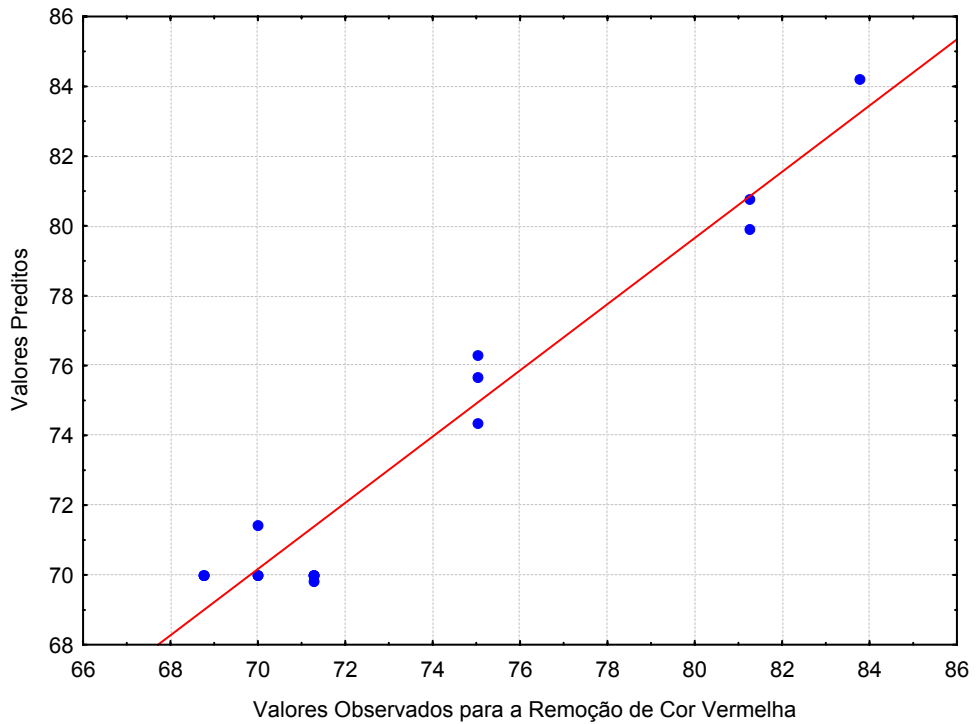


FIGURA 24 – VALORES PREVISTOS X VALORES OBSERVADOS, PERFORM 4000, COR VERMELHA
 FONTE: O autor (2007).

4.1.3.2 Tonsil Supreme 180FF

As Tabelas 19 e 20 apresentam os quadros de análise de variância para o ajuste das equações (35) e (36), juntamente com os valores calculados da estatística F (F_c).

TABELA 19 – ANÁLISE DE VARIÂNCIA PARA O AJUSTE DA EQUAÇÃO (35)

FONTE DE VARIACÃO	SOMA QUADRÁTICA	Nº DE GRAUS DE LIBERDADE	MÉDIA QUADRÁTICA	F_c
REGRESSÃO	1941,93	5	388,39	43,11
RESÍDUO	90,09	10	9,01	
TOTAL	2032,02	15		

TABELA 20 – ANÁLISE DE VARIÂNCIA PARA O AJUSTE DA EQUAÇÃO (36)

FONTE DE VARIACÃO	SOMA QUADRÁTICA	Nº DE GRAUS DE LIBERDADE	MÉDIA QUADRÁTICA	TESTE F
REGRESSÃO	371,71	5	74,34	43,10
RESÍDUO	17,25	10	1,72	
TOTAL	388,96	15		

A partir dos dados das Tabelas 17 e 18 e com as equações (18) e (19), apresentadas no Capítulo 3, obtém-se valores iguais para os coeficientes de correlação múltipla ao quadrado $R^2 = 0,96$ e o valor da estatística F tabelado $F_t = 3,33$ a um nível de significância de 0,05% do modelo, para as duas correlações.

Para ambas as correlações obtidas, o valor da estatística F calculado é maior que o tabelado ($F_c > F_t$), logo os modelos (35) e (36) são considerados estatisticamente significativos.

A distribuição aleatória dos resíduos valida os modelos, pois os resíduos estão distribuídos aleatoriamente em torno do zero, sem nenhuma observação muito discrepante, como se pode observar nas Figuras 25 e 26.

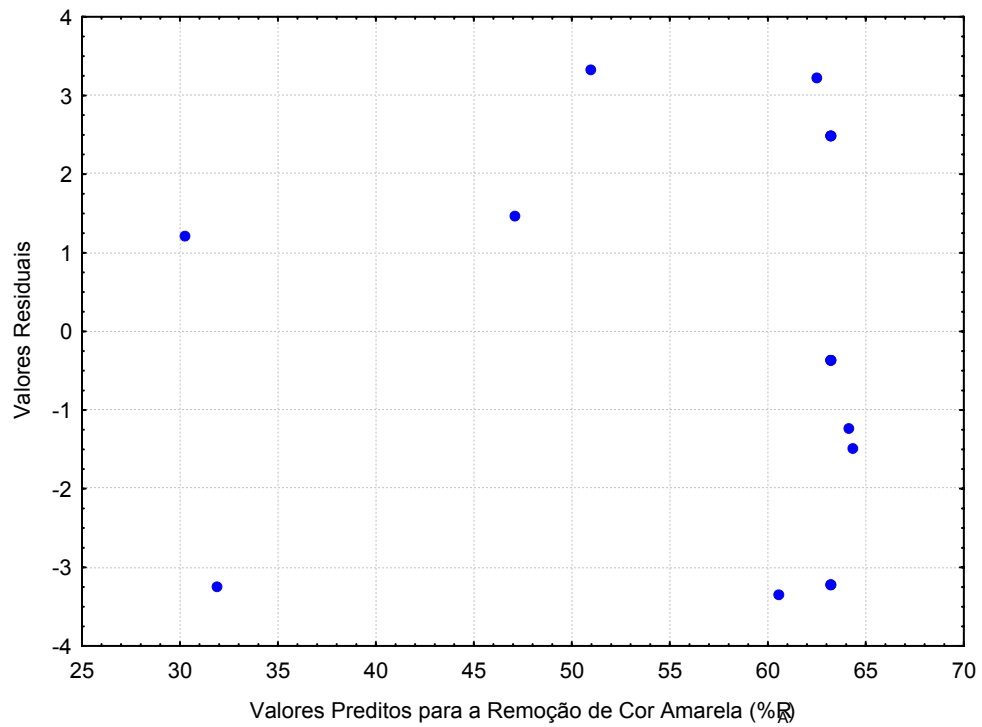


FIGURA 25 – DISTRIBUIÇÃO DOS RESÍDUOS PARA A EQUAÇÃO (35), SUPREME 180FF, COR AMARELA
 FONTE: O autor (2007).

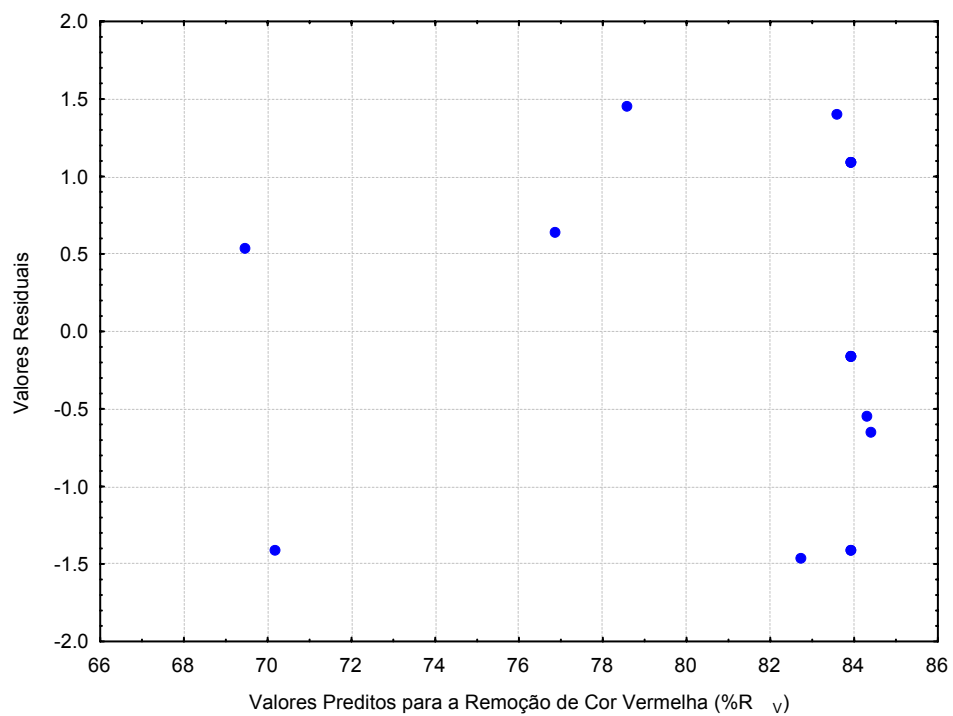


FIGURA 26 – DISTRIBUIÇÃO DOS RESÍDUOS PARA A EQUAÇÃO (36), SUPREME 180FF, COR VERMELHA
 FONTE: O autor (2007).

As Figura 27 e 28 apresentam os gráficos dos valores previstos pelos valores observados, embora a correspondência entre os valores experimentais obtidos e os

preditos pelas equações (35) e (36) não sejam idênticos, a maior diferença apresentada entre eles é menor do que 5%.

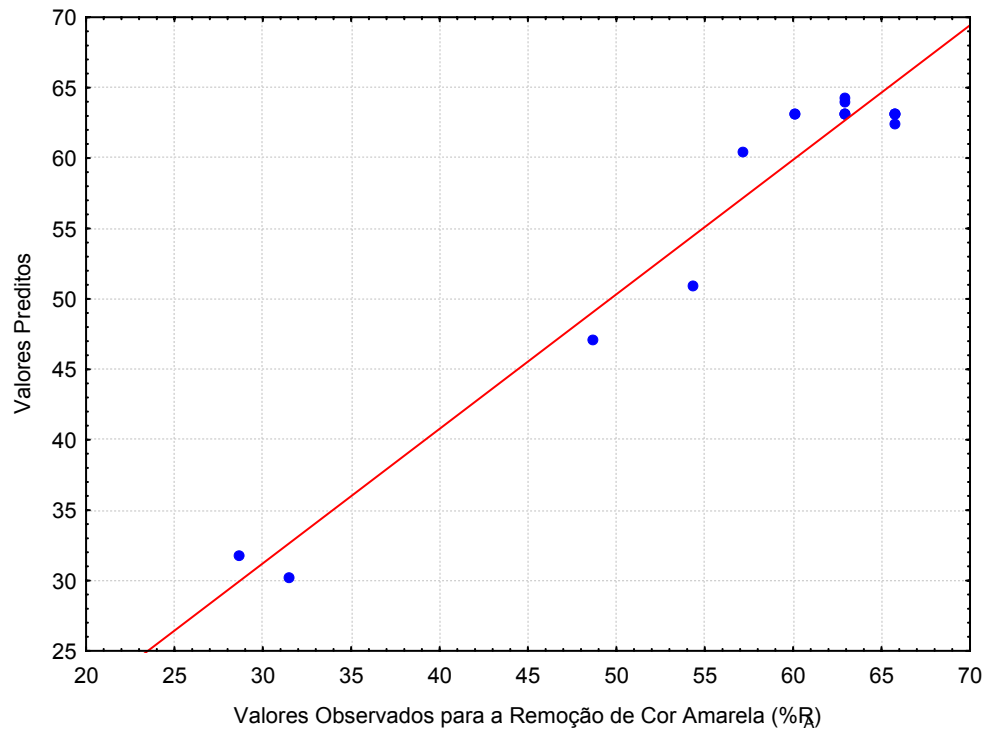


FIGURA 27 – VALORES PREVISTOS X VALORES OBSERVADOS, SUPREME 180FF, COR AMARELA
FONTE: O autor (2007).

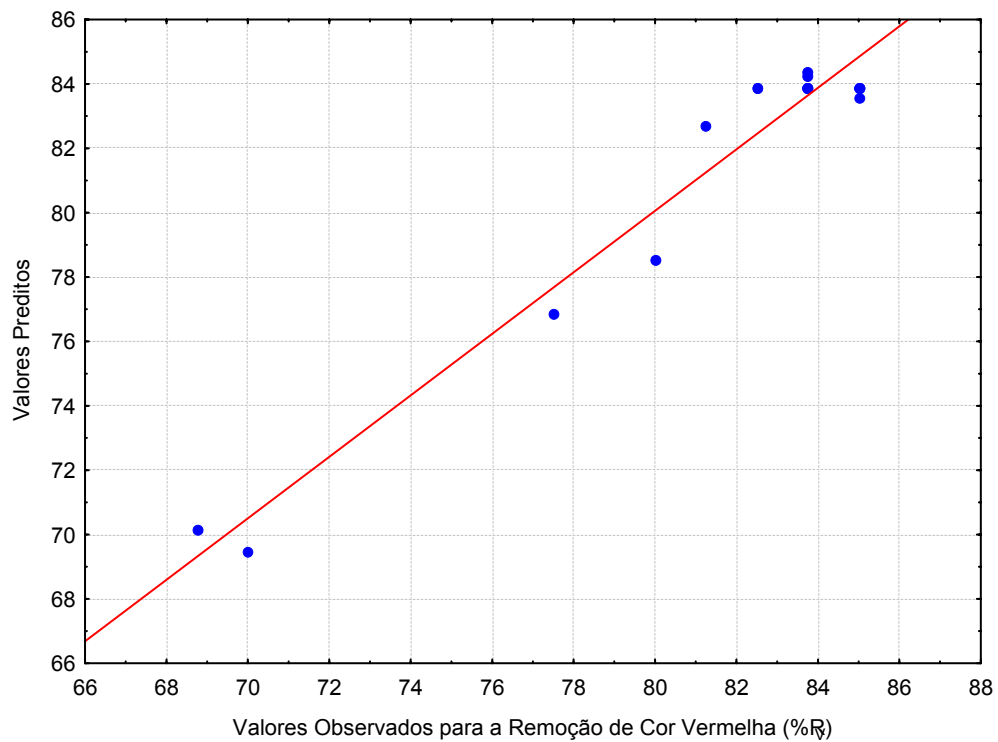


FIGURA 28 – VALORES PREVISTOS X VALORES OBSERVADOS, SUPREME 180FF, COR VERMELHA
FONTE: O autor (2007).

4.1.3.3 B80 Natural

As Tabelas 21 e 22 trazem os quadros de análise de variância para o ajuste das equações (37) e (38), juntamente com os valores calculados da estatística F (F_c).

TABELA 21 – ANÁLISE DE VARIÂNCIA PARA O AJUSTE DA EQUAÇÃO (37)

FONTE DE VARIÇÃO	SOMA QUADRÁTICA	Nº DE GRAUS DE LIBERDADE	MÉDIA QUADRÁTICA	F_c
REGRESSÃO	1628,86	5	325,77	39,58
RESÍDUO	82,30	10	8,23	
TOTAL	1712,16	15		

TABELA 22 – ANÁLISE DE VARIÂNCIA PARA O AJUSTE DA EQUAÇÃO (38)

FONTE DE VARIÇÃO	SOMA QUADRÁTICA	Nº DE GRAUS DE LIBERDADE	MÉDIA QUADRÁTICA	TESTE F
REGRESSÃO	311,99	5	62,40	39,74
RESÍDUO	15,74	10	1,57	
TOTAL	327,73	15		

A partir dos dados das Tabelas 19 e 20 e com as equações (18) e (19), apresentadas no Capítulo 3, obtém-se valores iguais para os coeficientes de correlação múltipla ao quadrado $R^2 = 0,95$ e o valor da estatística F tabelado $F_t = 3,33$ a um nível de significância de 0,05% do modelo, para as duas correlações.

Para ambas as correlações obtidas, o valor da estatística F calculado é maior que o tabelado ($F_c > F_t$), logo as equações (37) e (38) são consideradas estatisticamente significativas.

A distribuição aleatória dos resíduos valida os modelos, pois os resíduos estão distribuídos aleatoriamente em torno do zero, sem nenhuma observação muito discrepante, como se pode observar nas Figuras 29 e 30.

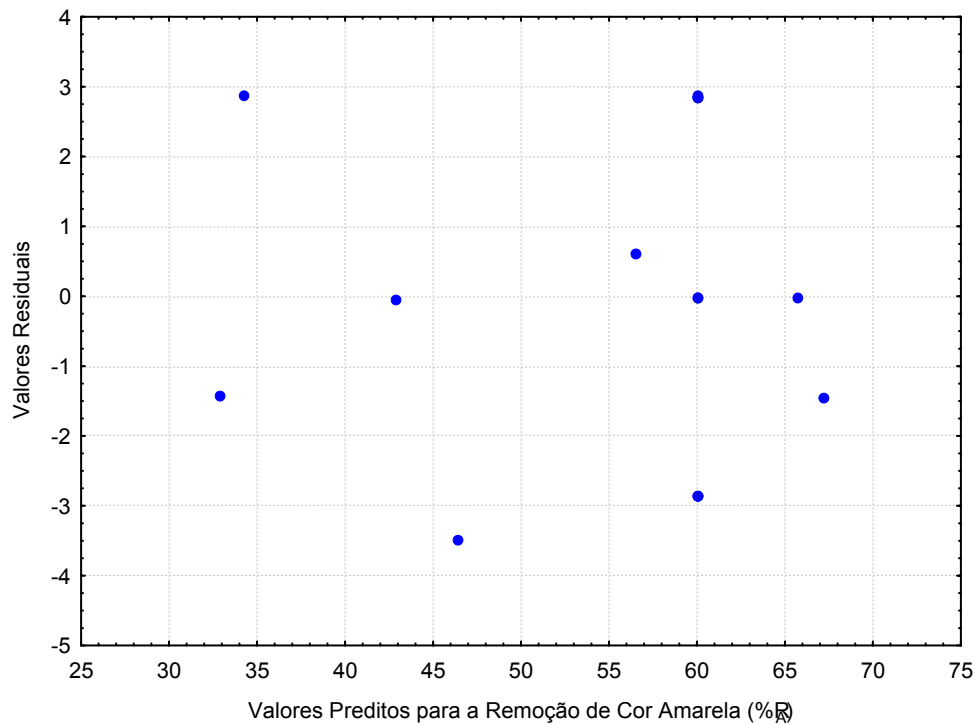


FIGURA 29 – DISTRIBUIÇÃO DOS RESÍDUOS PARA A EQUAÇÃO (37), B80 NATURAL, COR AMARELA
 FONTE: O autor (2007).

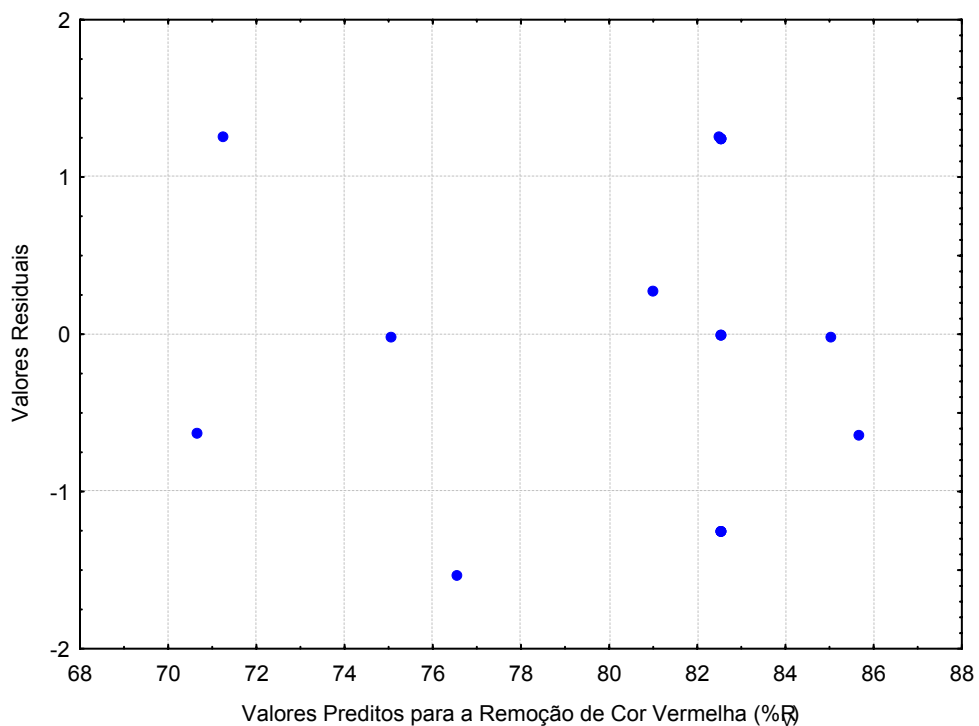


FIGURA 30 – DISTRIBUIÇÃO DOS RESÍDUOS PARA A EQUAÇÃO (38), B80 NATURAL, COR VERMELHA
 FONTE: O autor (2007).

As Figura 31 e 32 apresentam os gráficos dos valores previstos pelos valores observados, embora a correspondência entre os valores experimentais obtidos e os

preditos pelas equações (37) e (38) não sejam idênticos, a maior diferença apresentada entre eles é pequena.

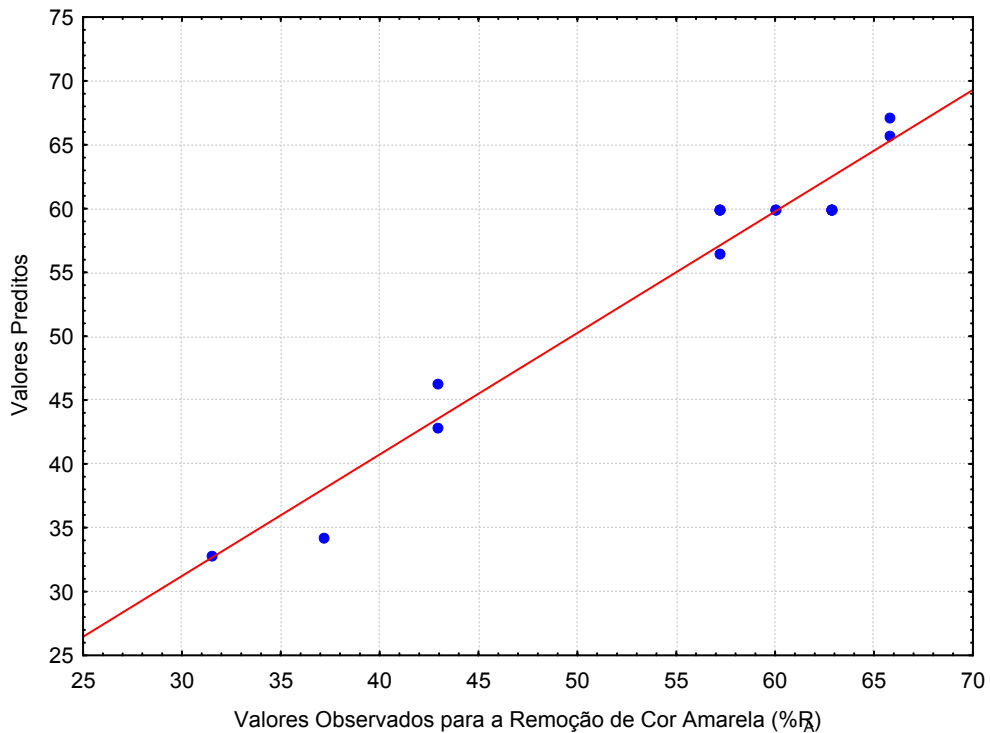


FIGURA 31 – VALORES PREVISTOS X VALORES OBSERVADOS, B80 NATURAL, COR AMARELA
 FONTE: O autor (2007).

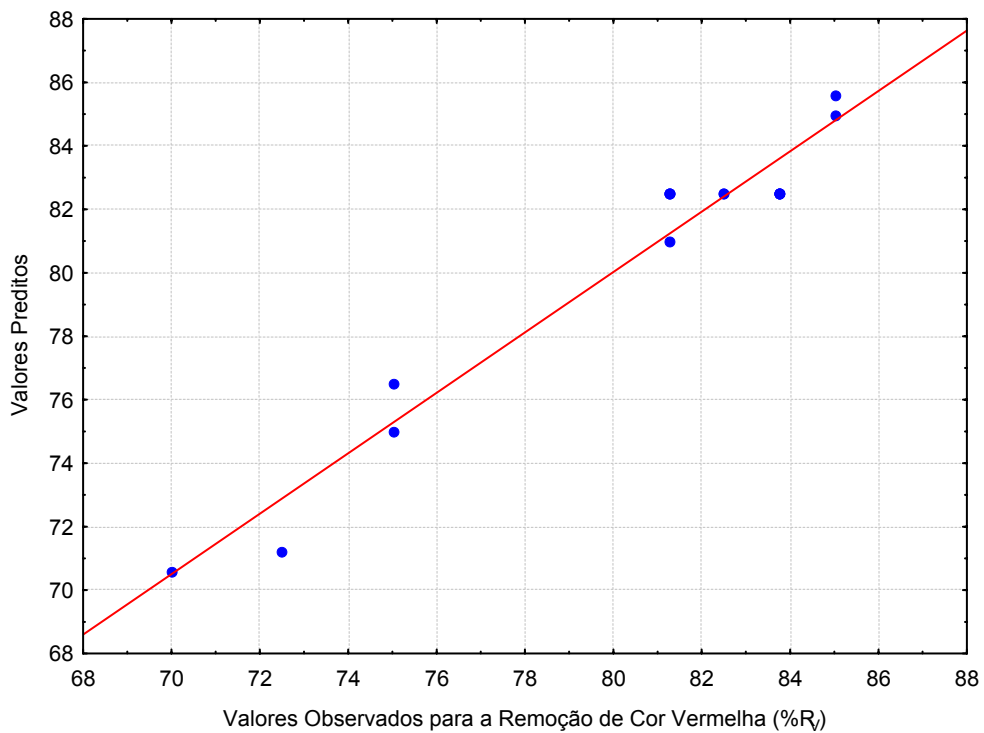


FIGURA 32 – VALORES PREVISTOS X VALORES OBSERVADOS B80 NATURAL, COR VERMELHA
 FONTE: O autor (2007).

Pode-se observar nos modelos obtidos para as cores amarela e vermelha, equações (33) a (38), que não é possível analisar a influência direta das variáveis na remoção de cor, uma vez que alguns dos termos destas equações estão inter-relacionados. Em função dessas interações, as influências diretas serão observadas através das superfícies de resposta.

4.2 ANÁLISE DAS SUPERFÍCIES DE RESPOSTA

A metodologia de superfície de resposta é uma técnica de otimização baseada no emprego de planejamentos fatoriais que vem sendo usada com grande sucesso na modelagem de diversos processos industriais. É constituída de duas etapas distintas: modelagem e deslocamento. Essas etapas são repetidas tantas vezes quantas forem necessárias e têm como objetivo atingir uma região ótima (máxima ou mínima) da superfície investigada. A modelagem é feita ajustando-se modelos lineares ou quadráticos a resultados experimentais obtidos a partir de planejamento fatorial. O deslocamento se dá sempre ao longo do caminho de máxima inclinação de um determinado modelo, que é a trajetória na qual a resposta varia de forma mais pronunciada, (BARROS NETO, 2002).

As superfícies de resposta foram traçadas para as correlações de remoção de cor amarela e vermelha obtidas. As equações relativas a cada superfície podem ser encontradas no Apêndice IV. Para ambas as cores, amarela e vermelha, as superfícies de resposta apresentaram as mesmas características para cada tipo de adsorvente, portanto, serão discutidas igualmente a seguir.

4.2.1 Análise do comportamento da taxa remoção (%R) de cor amarela e vermelha para o adsorvente Perform 4000

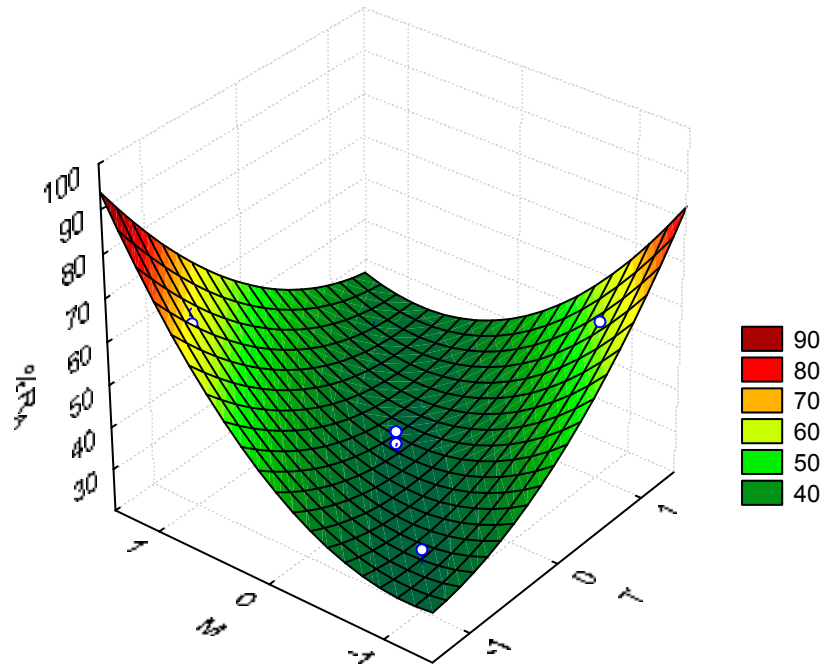


FIGURA 33 – REMOÇÃO DE COR AMARELA PARA T X M PARA O PERFORM 4000

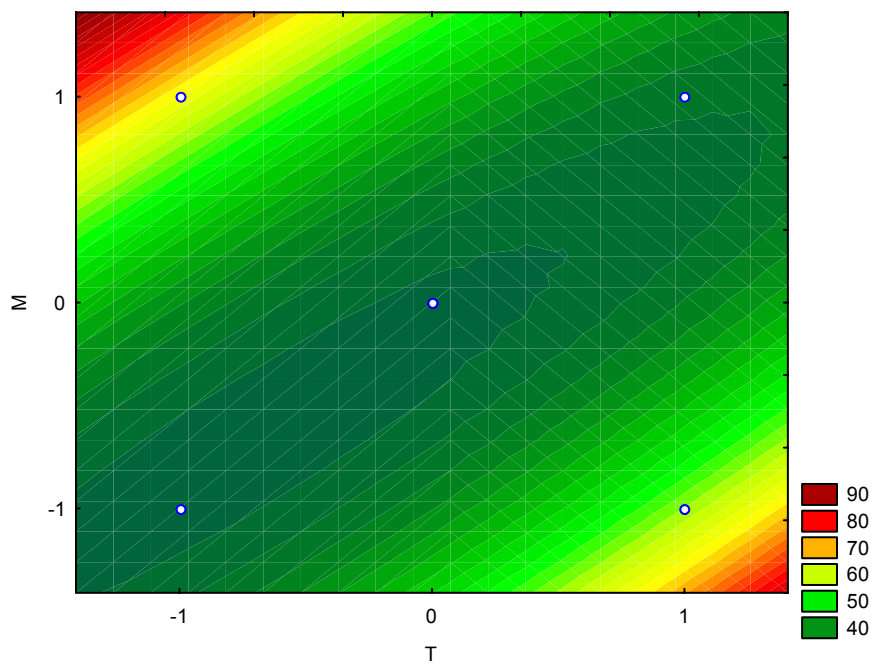


FIGURA 34 – GRÁFICO DE CONTORNO T X M PARA A COR AMARELA, PERFORM 4000

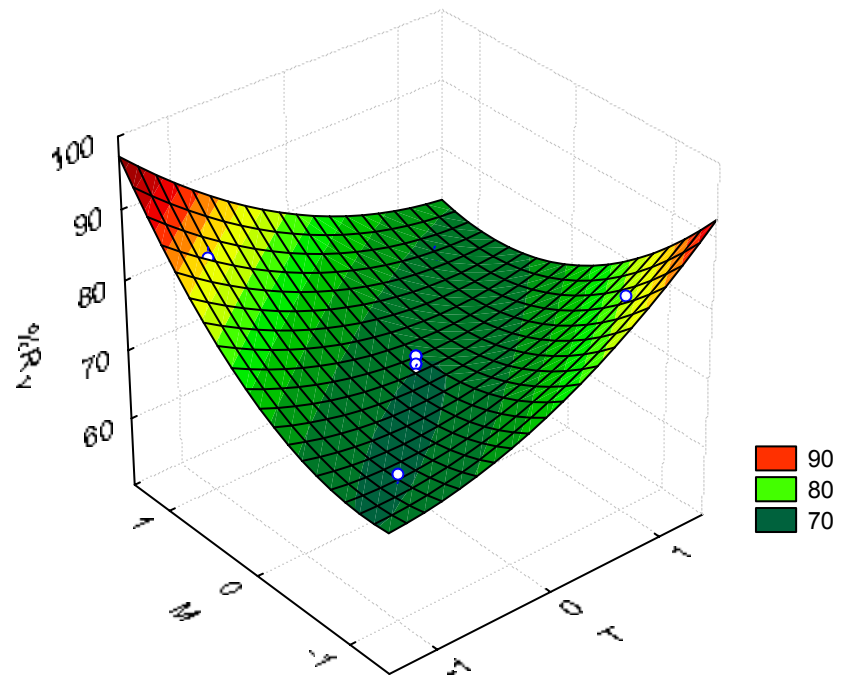


FIGURA 35 – REMOÇÃO DE COR VERMELHA T X M PARA O PERFORM 4000

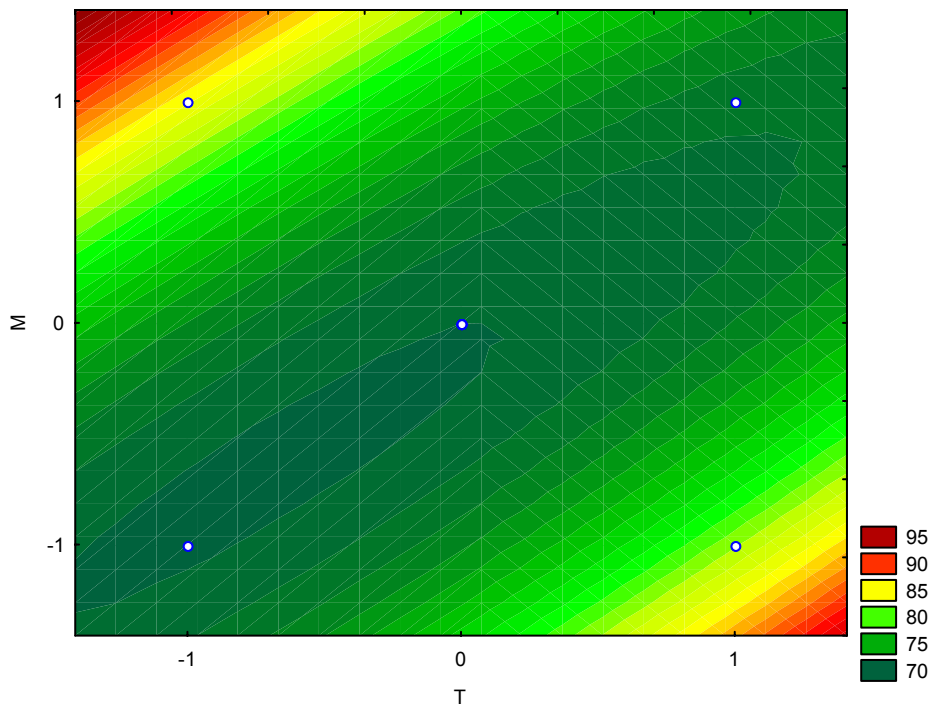


FIGURA 36 – GRÁFICO DE CONTORNO T X M PARA A COR VERMELHA, PERFORM 4000

O Perform 4000 apresenta como condições ótimas de branqueamento: 0,5%, em massa em relação ao óleo e temperatura de 120°C. Nas figuras 33 a 36 pode-se observar a tendência das melhores taxas de remoção ocorrer para o menor nível de massa associado a maior temperatura, o que está de acordo com suas especificações, já que este ensaio é o que mais se aproxima do citado como ótimo pelo fabricante. Também se observa que para os menores níveis de temperatura, entre 70,9°C e 75,0°C obtêm-se bons resultados de remoção se utilizada maior porcentagem de massa de adsorvente. Uma melhor explicação desse fenômeno será um estudo da cinética deste adsorvente.

4.2.2 Análise do comportamento da taxa remoção (%R) de cor amarela e vermelha para o adsorvente Supreme 180FF

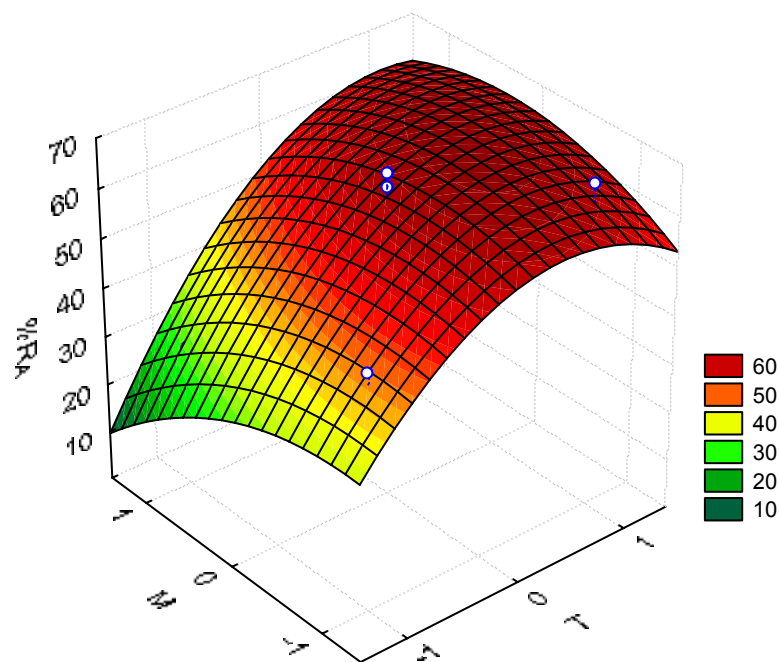


FIGURA 37 – REMOÇÃO DE COR AMARELA T x M, SUPREME 180FF

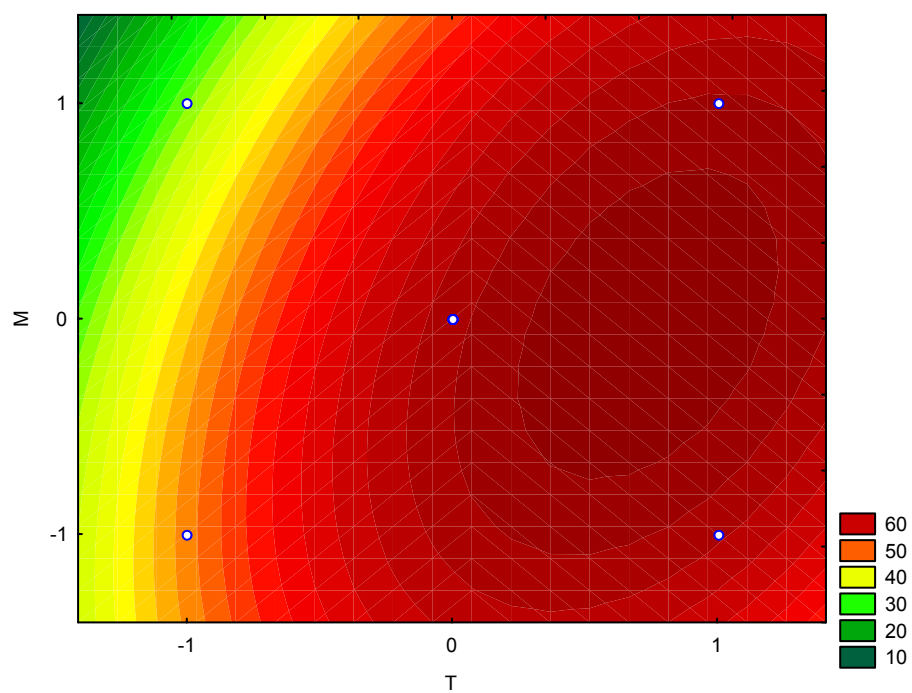


FIGURA 38 – GRÁFICO DE CONTORNO T x M PARA A COR AMARELA, SUPREME 180FF

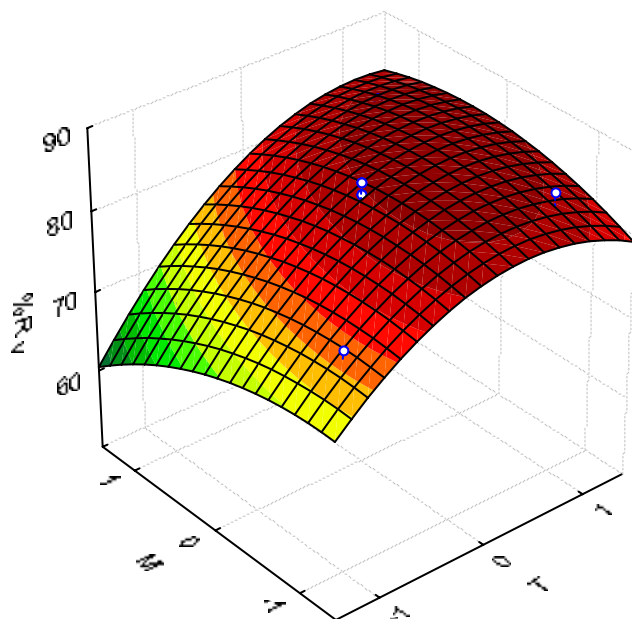


FIGURA 39 – REMOÇÃO DE COR VERMELHA PARA T x M, SUPREME 180FF

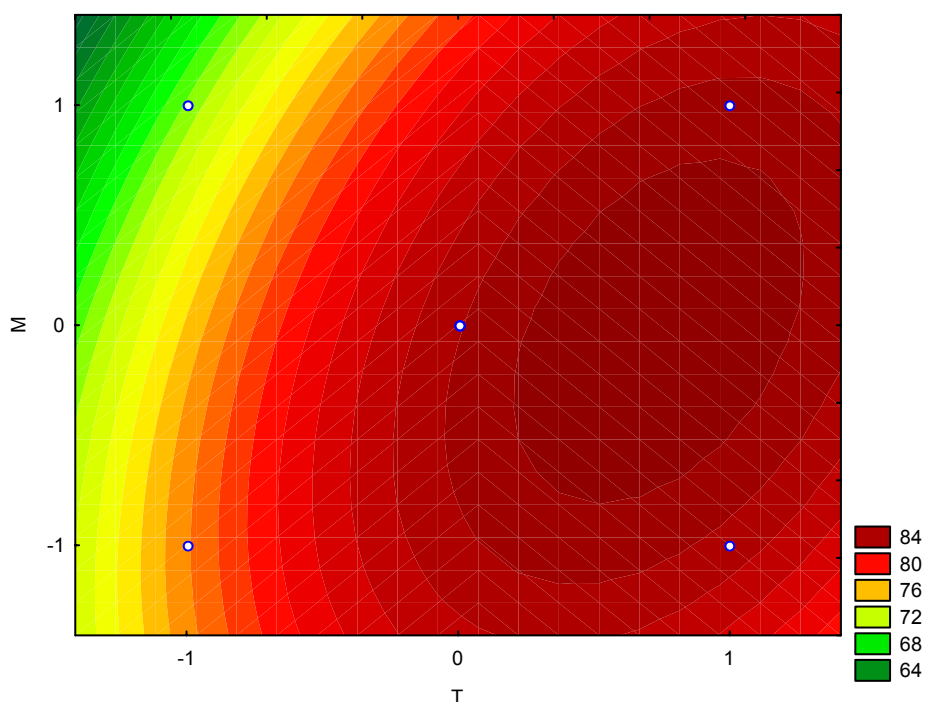


FIGURA 40 – GRÁFICO DE CONTORNO T X M PARA A COR VERMELHA, SUPREME 180FF

Nas Figuras 37 a 40 pode-se observar que o aumento da temperatura melhora a taxa de remoção para qualquer um dos níveis de massa. O adsorvente Tonsil Supreme 180FF tem condição ótima de temperatura em torno de 110°C , portanto o aumento da temperatura favorecer a remoção de cor.

A menor taxa de remoção ocorreu para o maior nível de massa ($1,41 = 5,8\%$), o Supreme 180FF, segundo o fabricante, tem como condição ótima de operação a dosagem de 0,5% de adsorvente, um aumento significativo dessa massa pode então prejudicar a remoção. No entanto, mesmo para as menores taxas de remoção, entre 64% e 72%, para o vermelho. E entre 20 e 30% para o amarelo, o óleo está bem próximo das especificações de cor Lovibond exigida pelo mercado internacional, que é de 20 unidades de cor Lovibond para o amarelo e 2 unidades de cor Lovibond para o vermelho.

4.2.3 Análise do comportamento da taxa remoção (%R) de cor amarela e vermelha para o adsorvente B80 Natural

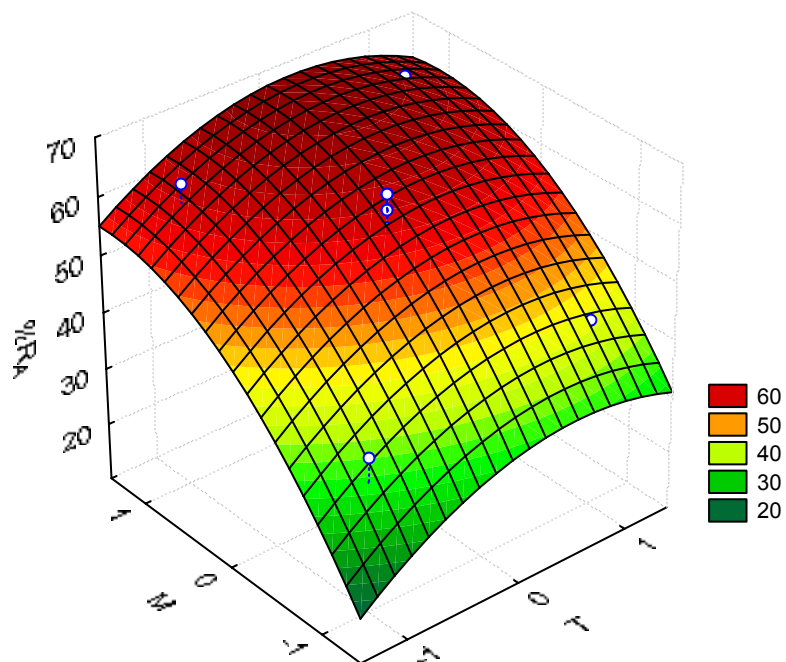


FIGURA 41 – REMOÇÃO DE COR AMARELA T x M, B80 NATURAL

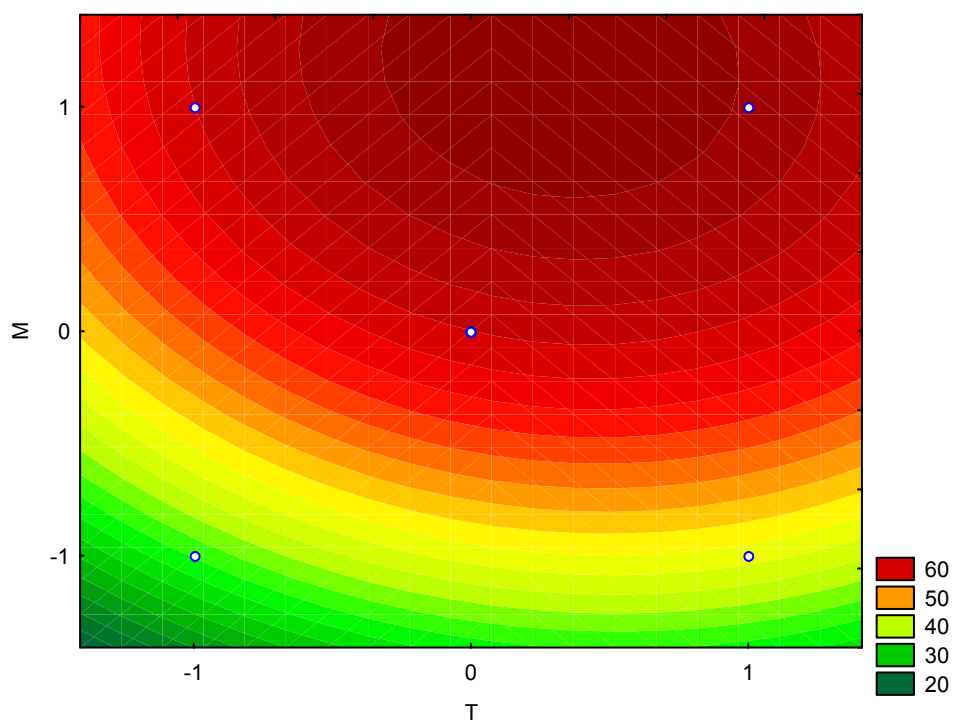


FIGURA 42 – GRÁFICO DE CONTORNO T x M PARA A COR AMARELA, B80 NATURAL

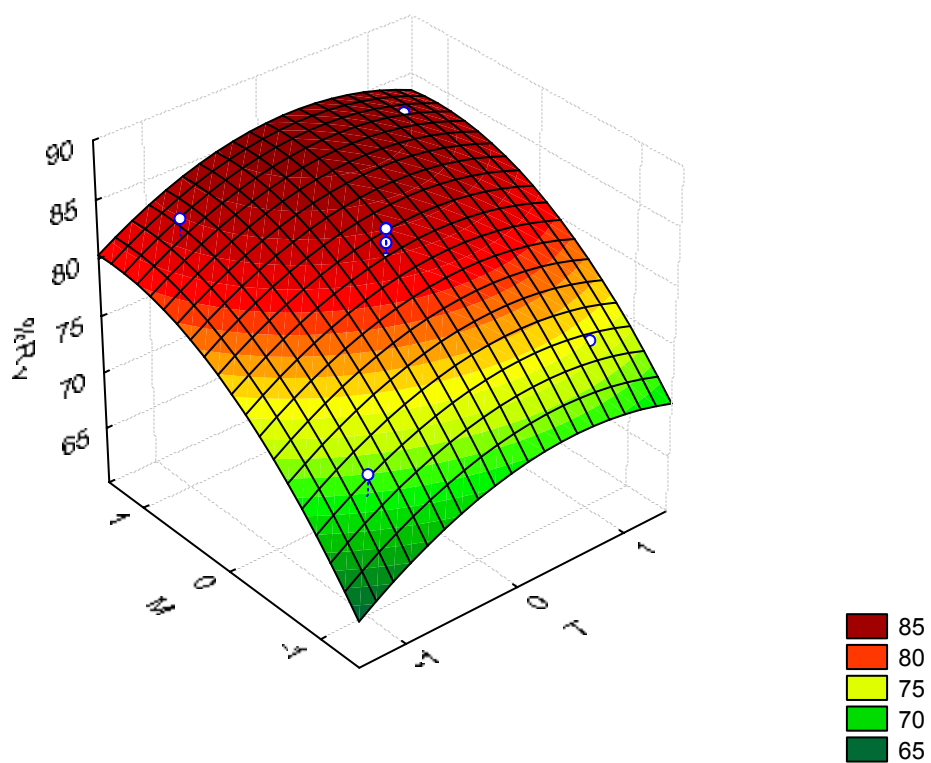


FIGURA 43 – REMOÇÃO DE COR VERMELHA T x M, B80 NATURAL

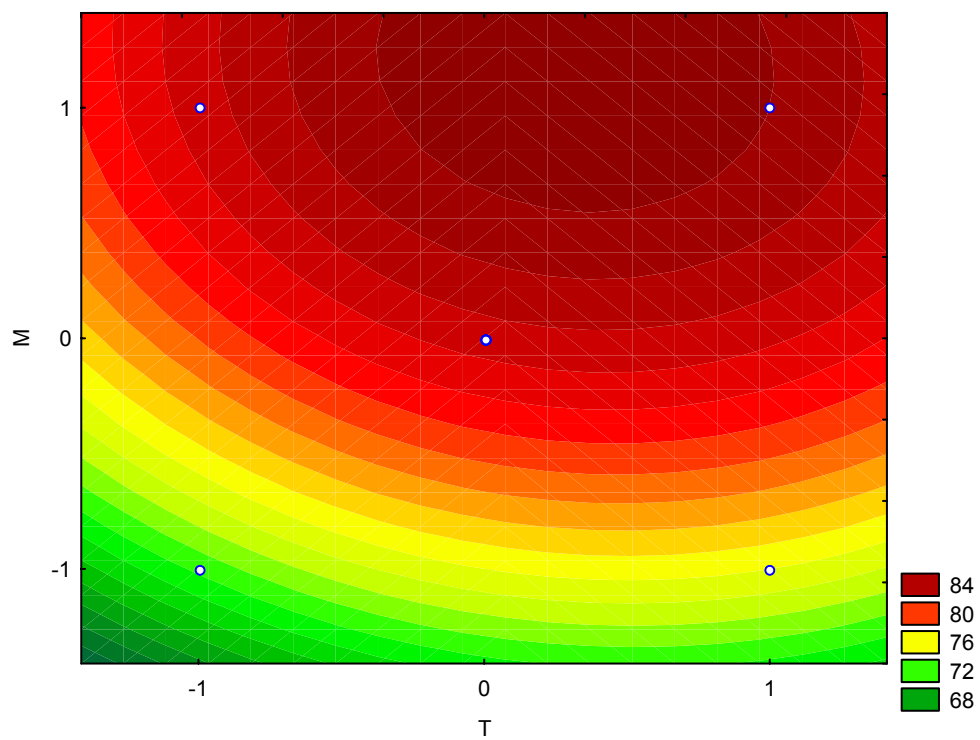


FIGURA 44 – GRÁFICO DE CONTORNO T x M PARA A COR VERMELHA, B80 NATURAL

O B80 Natural mostrou-se tão eficiente quanto às outras argilas ativadas, para a remoção de cores amarela e vermelha.

Nas Figuras 41 a 44 observam-se altas taxas de remoção para a maior quantidade de massa em qualquer uma das temperaturas, sendo que o ótimo localiza-se entre as temperaturas de 85°C e 95°C. Esse adsorvente apresenta pontos ótimos de operação de branqueamento a 0,5% em massa em relação ao óleo e 110°C de temperatura, segundo o fabricante. No entanto, através dos resultados obtidos com as superfícies de resposta nota-se que mesmo a baixas temperaturas é possível obter-se boas taxas quando utilizada maior quantidade de massa, seria então necessário um estudo das condições econômicas do processo para verificar qual o ponto ótimo de remoção.

4.3 AVALIAÇÃO DO CONSUMO ENERGÉTICO DO PROCESSAMENTO DA SOJA PARA OBTENÇÃO DO ÓLEO REFINADO

A avaliação do consumo energético do processamento da soja foi realizada para uma unidade industrial com produção de 100 kg/h de óleo de soja refinado. Na Tabela 23 encontram-se os valores da matéria-prima e principais produtos gerados durante o processo.

TABELA 23 – VAZÃO DE MATÉRIA-PRIMA E PRODUTOS

MATÉRIA-PRIMA/PRODUTO	VAZÃO (kg/h)
GRÃOS DE SOJA	706,0
FARELO	537,0
ÓLEO REFINADO	100,0

Para analisar qual a área do processo consome maior quantidade de energia, esse foi dividido em três volumes de controle (VC):

1) preparação do grão e extração, que engloba as etapas: secagem, armazenagem, quebra e descasque, condicionamento a vapor, laminação, expansão e extração;

2) recuperação do solvente, que envolve as etapas: destilação da miscela, dessolventização da torta, secagem do farelo, moagem e resfriamento;

3) refino do óleo, dividida nas etapas de degomagem, neutralização, clarificação e desodorização.

Com o auxílio das equações já apresentadas no Capítulo 3 foi possível realizar os balanços de massa e energia para todo o processo e obter o consumo de vapor para cada tonelada de soja, Tabela 24. As equações detalhadas para cada etapa são apresentadas no Apêndice V.

TABELA 24 – CONSUMO DE VAPOR

VOLUME DE CONTROLE	M_V (kg / t soja)
PREPARAÇÃO E EXTRAÇÃO	45,00
RECUPERAÇÃO DO SOLVENTE	149,00
REFINO DO ÓLEO	20,00
TOTAL	214,00

O processo consome vapor de 200 kPa e 400 kPa saturados, para calcular o consumo energético considera-se que a caldeira produz vapor a 600 kPa saturado e recebe água a 25°C, para essas condições têm-se os seguintes dados: $h_S = 2757,0 \text{ kJ/kg}$ e $h_E = 104,86 \text{ kJ/kg}$, onde h_E e h_S são as entalpias de entrada e saída da caldeira, respectivamente.

Através da equação (39) calcula-se a energia consumida (\dot{Q}_S) para cada volume de controle, Tabela 25.

$$\dot{Q}_S = M_V (h_S - h_E) \quad (39)$$

onde: M_V é a massa de vapor (kg) / tonelada de soja.

O primeiro volume de controle, referente ao processo de preparo dos grãos e extração, consome gás natural através do vapor utilizado nas etapas de condicionamento e expansão como também no aquecimento do ar para a secagem dos grãos. Portanto o valor de \dot{Q}_S , apresentado na Tabela 25, para este VC é formado pelo calor necessário para a formação do vapor, calculado pela equação (39), e pelo calor necessário para aquecer o ar de secagem.

Considerando-se a eficiência do queimador (η) igual a 90% e o valor de PCI = 47729 kJ / kg de GN (WYLEN, 1994), através da equação (29) foi calculada a massa de gás natural para o processo sem cogeração, Tabela 25:

TABELA 25 – ENERGIA CONSUMIDA E MASSA DE GÁS NATURAL SEM COGERAÇÃO

VOLUME DE CONTROLE	\dot{Q}_S (kJ / t soja)	M_{GN} (kg / t soja)
PREPARAÇÃO E EXTRAÇÃO	209061	4,87
RECUPERAÇÃO DO SOLVENTE	394933	9,19
REFINO DO ÓLEO	52642	1,23
TOTAL	656636	15,29

Adotando a eficiência do ciclo de potência $\eta_{ele} = 40\%$ e a eficiência combinada de $\eta_{CHP} = 85\%$ (ERRERA, 2005), e com o calor transferido ao processo (\dot{Q}_S), apresentado na Tabela 25, foram calculados os valores de \dot{Q}_H , \dot{W}_{ele} e o valor da massa de gás natural para o processamento da soja com cogeração, apresentados na Tabela 26.

TABELA 26 – CONSUMO DE GÁS NATURAL COM COGERAÇÃO

VOLUME DE CONTROLE	\dot{Q}_H (kJ / t soja)	\dot{W}_{ele} (kWh / t soja)	M_{GN} (kg / t soja)
PREPARAÇÃO E EXTRAÇÃO	464581	51,62	10,82
RECUPERAÇÃO DO SOLVENTE	877630	97,51	20,43
REFINO DO ÓLEO	116982	13,00	2,72
TOTAL	1459193	162,13	33,97

Nas Tabelas 24, 25 e 26, e na Figura 45 pode-se observar que a área do processo que consome maior quantidade de energia é a de Recuperação do Solvente. O hexano é um solvente tóxico tendo que ser eliminado das frações de óleo e de farelo. As etapas de dessolventização e destilação da miscela têm vários estágios para remoção do hexano, uma vez que quanto menor a quantidade de solvente na miscela mais difícil é sua remoção. Todos estes estágios precisam de aquecimento realizado por emprego de vapor indireto e, em alguns, também do uso de vapor direto para evaporar o solvente, por este motivo a recuperação do hexano tem o maior consumo de energia dentre os volumes de controle especificados.

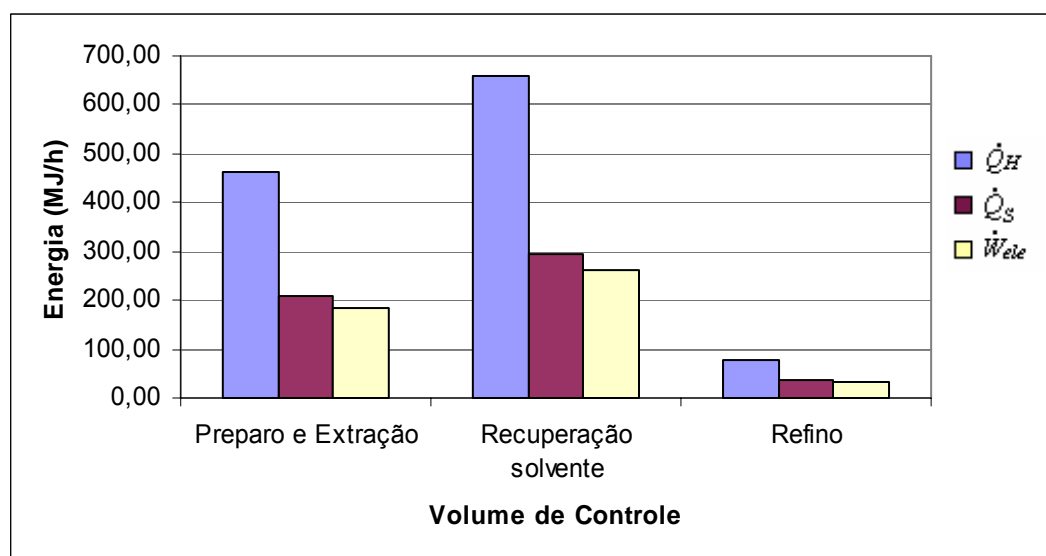


FIGURA 45 – COMPARAÇÃO DO CONSUMO DE ENERGIA E PRODUÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA ENTRE OS VOLUMES DE CONTROLE

A Figura 46 faz uma comparação da massa de GN consumida com e sem cogeração, observa-se em todos os VC um aumento da ordem de 120% no consumo de GN no processo com cogeração. No entanto, há também uma grande produção de energia elétrica, no total são produzidos 162 kWh/t de soja. Segundo PARAÍSO (2001), a etapa de extração consome cerca de 20 a 25 kWh de energia elétrica/t de

soja, somente a energia produzida no processo de preparo dos grãos e extração produziria cerca de 52 kWh de energia elétrica/t de soja, energia suficiente para atender toda a demanda da extração e de outras etapas do processo.

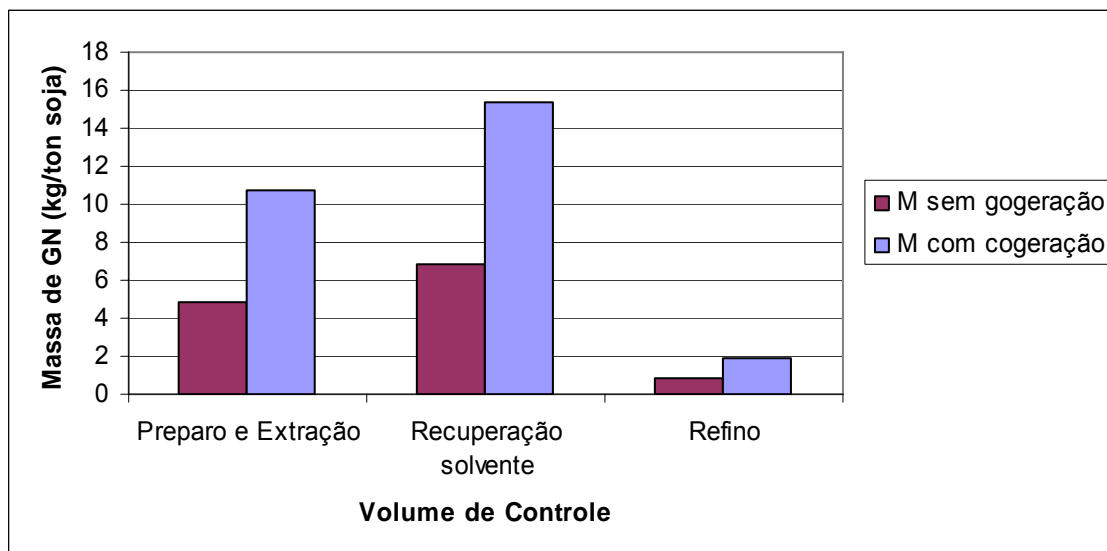


FIGURA 46 – COMPARAÇÃO DO CONSUMO DE GN PARA OS PROCESSOS COM E SEM COGERAÇÃO

A etapa do refino é a que apresenta menor consumo de GN, isto pode ser explicado pelo fato de que o processo é contínuo e, portanto, o óleo já segue aquecido de uma etapa para outra tornando o consumo de vapor muito baixo, para aquecimento, nas etapas de neutralização e clarificação. Além disso, nesse VC é considerada a utilização de um desodorizador do tipo *Softcolumn*. Este tipo de equipamento consome cerca de 50% menos vapor de *stripping*, vapor direto, (ALFA LAVAL, 2006) do que os antigos equipamentos que utilizavam colunas de pratos. Também foi considerado que o aquecimento do óleo é feito por meio de uma resistência elétrica, o que diminui ainda mais o consumo de gás.

Caso o aquecimento do óleo fosse realizado por algum tipo de fluido térmico aquecido com o uso de gás natural o consumo energético do refino (\dot{Q}_s) seria de **128135 kJ/t** de soja e o consumo de GN aumentaria para: **2,98 kg/t** de soja para o processo sem cogeração e **6,63 kg/t** para o processo com cogeração. O consumo de GN com cogeração aumentaria em quase três vezes, no entanto ainda ficaria abaixo do consumo dos outros volumes de controle.

5 CONCLUSÃO

A metodologia do planejamento composto central mostrou-se bastante útil na avaliação do comportamento de cada adsorvente utilizado. Apesar, da quantidade relativamente pequena de pontos experimentais o método de superfícies de resposta apresentou várias informações importantes.

As correlações obtidas para a eficiência de remoção de cor, tanto amarela quanto vermelha, foram consideradas estatisticamente significativas. Obteve-se uma concordância satisfatória entre os valores preditos e observados e a distribuição dos resíduos, para ambas correlações, flutuou aleatoriamente em torno do valor zero.

Os três adsorventes estudados apresentaram bons resultados de remoção de cor, tanto para o amarelo, quanto para o vermelho. Os melhores resultados apresentados foram: para o Perform 4000, o ensaio com temperatura de 75°C e massa de 5%, para o Supreme 180FF, a temperatura de 95°C e massa igual a 1% e para o B80 Natural o ensaio de 95°C e 5% de massa.

Os resultados obtidos estão de acordo com as especificações dos fabricantes das terras clarificantes, isto é, dentro das faixas de temperatura e dosagem de adsorvente fornecidas como pontos ótimos de clarificação. A única terra natural utilizada, B80 Natural, apresentou resultados tão bons quanto das argilas ativadas.

Através das correlações obtidas e superfícies geradas, verifica-se a importância de estudar porcentagem de massa e temperatura em conjunto. No entanto, além das taxas de remoção deve-se levar em conta também, na escolha do ponto ótimo de operação, um estudo econômico, para avaliar os custos com massa de adsorvente e energia utilizados no processo.

É importante ainda destacar que os adsorventes foram avaliados somente com relação a sua capacidade de remoção de cores amarela e vermelha, a sua escolha deve considerar também fatores como: boas características de filtração, remoção da clorofila, remoção de sabões e fosfolípidos entre outros.

Na avaliação do consumo energético do processamento da soja, conclui-se que a área de recuperação do solvente é a que tem maior consumo energético, devido a dificuldade do processo de separação do hexano do óleo.

A área do refino é a que tem o menor consumo de gás natural mesmo que o aquecimento do óleo na etapa de desodorização fosse realizado com GN.

Adotando-se o processo com cogeração o consumo de gás natural aumenta cerca de 120%, porém, é gerada grande quantidade de energia elétrica que poderia suprir a demanda dessa energia no processamento da soja, demonstrando assim a importância do estudo da cogeração nos processos industriais.

6 RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Propõe-se como sugestões para trabalhos futuros os seguintes itens:

- Estudar outros parâmetros de processo como: tempo e umidade.
- Avaliar a influência da temperatura através de um estudo da cinética dos adsorventes.
- Realizar um estudo mais aprofundado da recuperação de solventes, para otimização do processo e recuperação do calor.
- Fazer um estudo mais detalhado da cogeração no processo de recuperação do solvente, empregando outros combustíveis.

REFERÊNCIAS

- ABIOVE (Associação Brasileira da Indústria de Óleos Vegetais). **Complexo Soja - Estatística Mensal Ano Safra 2006/07** [março, 2003], disponível em: <http://www.abiove.com.br>, Acesso em: 29 de maio de 2007.
- ABOISSA - Óleos Vegetais. **Soja - Refino de Óleos**. 2002. Disponível em: <http://www.aboissa.com.br> . Acesso em: 06 fevereiro 2006.
- ACHCAR, J. A. **Planejamento de experimentos em engenharia e indústria**. São Carlos: ICMSC – USP, 1995.
- A&G Técnica, **El Color en los Aceites, Aceites y Graxas**, setembro, 1994.
- AHRENS, D. **Industrial thin-film deodorization of seed oils with SoftColumn technology**. *Fett/Lipid*. v.101, no. 7, p. 230-234, 1999.
- ALFA LAVAL. **Planta Alfa Laval de refino de óleo de soja. Proposta comercial**. São Paulo. 2006.
- ALVES, R. W. **Extração de corantes de urucum por processo adsorptivos utilizando argilas comerciais e colloidal gas aphyrons**. 173 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de Santa Catarina. 2005.
- AMERICAN OIL CHEMISTS' SOCIETY (AOCS). **Official Methods and Recommended Practices of the AOCS**. 5th ed. Disponível em: <http://www.aocs.org/tech/sectionc.htm> . Acesso em: 06 fevereiro 2006.
- ANDERSEN, A. J. C. **Refining of Oils and Fats Edible Purposes**, 2a ed., Pergamon Press, 1962.
- BALESTIERI, J. A. P. **Cogeração - geração combinada de eletricidade e calor**. Florianópolis: Editora da UFSC, 2002. 279 p.
- BARROS NETO, B.; SCARMINIO, I. S. & BRUNS, R. E. **Como fazer experimentos: pesquisa e desenvolvimento na ciência e na indústria**. 2. ed. Campinas: Editora da UNICAMP, 2002.
- BARRERA-ARELLANO, D. **Curso de Química de Lipídeos e Refino de Óleos Vegetais** (apostila). Laboratório de Óleos e Gorduras – DTA-FEA-UNICAMP, 2000.
- BOX, G. E. P.; HUNTER, W. G. & HUNTER, J. S. **Statistics for experimenters: An introduction to design, data analysis and model building**. New York: John Wiley & Sons, 1978.
- BOX, G. E. P. & DRAPER, N. R. **Empirical model-building and response surfaces**. New York: Wiley Series in Probability and Mathematical Statistics, 1987.
- BOX, G. E. P. & HUNTER, J. S. **Experimental design for the exploration and exploitation of response surfaces**. New York: John Wiley & Sons, p. 138-190, 1957.
- BOX, G. E. P.; WILSON, K. B. **On the experimental attainment of optimum conditions**. *Journal Royal Statistics Society*, B13, 38p., 1951.

- BRANCO, F. P. **Análise termoeconômica de uma usina termelétrica a gás natural operando em ciclo aberto e ciclo combinado.** 179 f. Dissertação (Mestrado) - Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Universidade Estadual Paulista. 2005.
- BRIMBERG, U. I. **Kinetics of Bleaching of Vegetable Oils,** J. Am. Oil Chem. Soc., v. 59, n. 74, 1982.
- CERIANI, R. **Simulação Computacional de Processos de Desodorização e Desacidificação de Óleos Vegetais.** 248 f. Tese (Doutorado em Engenharia de Alimentos) - Faculdade de Engenharia de Alimentos, Universidade Estadual de Campinas, Campinas. 2005.
- COELHO, S. T. **Mecanismo para implementação da cogeração de eletricidade a partir de biomassa. Um modelo para o estado de São Paulo.** 278 f. Tese (Doutorado em energia) - Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia, Universidade de São Paulo, São Paulo. 1999.
- COLEMAN, D. E. & MONTGOMERY, D. C. **A systematic approach to planning for a designed industrial experiment.** Technometrics, v. 35, n. 1, p. 1-12, 1993.
- CORRÊA NETO, V. **Análise de viabilidade da cogeração de energia elétrica em ciclo combinado com gaseificação de biomassa de cana-de-açúcar e gás natural.** 174 f. Dissertação (Mestrado) - Programa de Pós-Graduação de Engenharia, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro. 2001.
- CUSTÓDIO, Aline F., **Modelagem e Simulação do Processo de Separação de Óleo de Soja-Hexano por Evaporação.** 247f. Dissertação (Mestrado) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas. 2003.
- DUMONT, MJ. & NARINE S.S. **Soapstock and Deodorizer Distillates from North American Vegetable Oils: Review on their Characterization, Extraction and Utilization,** Food Research International, v. 40, p. 957-974, 2007.
- ERICKSON, David R., **Practical Handbook of Soybean Processing and Utilization,** St. Louis – Missouri, 1995. 564 p.
- ERICKSON, D. R. **Optimum and adjusted refining Practices for soybean oil.** AOCS Meeting Presentation. 2000.
- ERRERA, Marcelo.R., STANESCU, G., PONTE, M.J.J.S, BARBOSA, W.A, **Relatório final, conclusivo, contendo as análises de viabilidade técnico-econômica da conversão dos equipamentos existentes para uso de GN, e com o relato completo da implementação do laboratório de Eficiência Exergética na Indústria da Soja (LEIS).** n. 01/2005 do convênio Agrogás I Petrobras/TBG/Compagas. 2005.
- FILIPINI, F. A.; STANESCU, G.; ERRERA, M. R., **Exergy analysis of soybeans drying plants with cogeneration or trigeneration.** In: International Congress of Mechanical Engineering, 17. 2003, São Paulo/Brazil, Anais, São Paulo.
- GALDÁMEZ, E. V. C. **Aplicação das técnicas de planejamento e análise de experimentos na melhoria da qualidade de um processo de fabricação de produtos plásticos.** 121f. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Produção) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos. 2002.
- GAROGLIO, Píer G., **Tecnología de los Aceites Vegetables – Generalidades y Tecnología de los aceites y Grasas Vegetables.** v. I. Ministerio de Educación. Universidad Nacional de Cuyo. 1950.

GOMES, C. M. **Análise termodinâmica, exergética e termoeconômica de uma instalação termelétrica de ciclo combinado, com cogeração a vapor.** 174 f. Dissertação (Mestrado) - Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas. 2001.

GONZALES PALOMINO, R. **Cogeração a partir de gás natural: uma abordagem política, econômica, energética, exergética e termoeconômica.** 163 f. Dissertação (Mestrado) - Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Campinas, Campinas. 2004.

GÜLLER, Ç. & Tunç, F. **Chlorophyll Adsorption on Acid-actived Clay,** J. Am. Oil Chem. Soc., 69, p. 948-950, 1992.

HEUERT, K. **Grãos da semente ao consumo.** Ano III, nº15, jun., 2004. p. 29-31.

KAMINARI, N. M. S. **Estudo de parâmetros de um projeto de reator de leito particulado para recuperação de chumbo de efluentes industriais.** Curitiba, 2002. 131f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Setor de Tecnologia, Universidade Federal do Paraná.

KARNOFSKY, G. **Design of oilseed extractors I. Oil Extraction.** Journal of the Americas Oil Chemists' Society, Pittsburgh, v. 63, n. 8, p. 1111-1114, Aug. 1986.

LUNDSTEDT, T., SEIFERT, E., ABRAMO, L., THELIN, B., NYSTROM, A., PETTERSEN, J. & BERGMAN, R. **Experimental design and optimization.** Chemometrics and Intelligent Laboratory Systems, v. 42, p. 3-40, 1998.

MAG, T. K. **Blanqueo: Teoría y Práctica,** Aceites y Graxas, p. 49-60, 1994.

MARQUES, B. de A. **Considerações ambientais e exergéticas na fase de pós-colheita de grão: Estudo de caso do estado do Paraná.** 131 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Pós-Graduação de Recursos Hídricos e Ambiental, Universidade Federal do Paraná, Curitiba. 2006.

MARTINENGI, G. B., **Química y Tecnología de los Aceites, Grasas y Derivados.** Barcelona. 1950.

MORETTO, E., FETT, R., **Óleos e Gorduras Vegetais - Processamento e Análises.** 2ª edição revisada. Editora da UFSC. Florianópolis. 1998. 153 p.

NEVES, C. F. C., SCHVARTZMAN, M. M. A. M. & JORDÃO, E. **Técnica para seleção de variáveis.** Revista Química Nova, v. 25, n. 2, p. 327-329, 2002.

NORRIS, F. A., ALLEN, R. R., FORMO, M. W., KRISHNAMURTHY, R. G., MCDERMOTT, G. N. & SONNTAG, N. O. V. **Bailey's Industrial Oil and Fat Products,** v. 2, 4a ed., John Wiley & Sons, 1982.

OLIVEIRA, C. G. **Proposta de modelagem para a clarificação de óleos vegetais – experimentos cinéticos e simulação do processo indústria.** 164f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis. 2001.

PARAÍSO, Paulo R. **Modelagem e Análise do Processo de Obtenção de Óleo de Soja.** 220f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas. 2001.

PAULA, C. de P. **Geração distribuída e cogeração no setor elétrico: Avaliação sistêmica de um plano de Inserção Incentivada.** 345 f. Tese (Doutorado em Energia) - Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia, Universidade de São Paulo, São Paulo. 2004.

PATTERSON, H.B.W. **Bleaching and Purifying Fats and Oils: Theory and Practice**, American Oil Chemists' Society Press, 1992.

PERRY, Robert H., GREEN, Don W., MALONEY, James O., **Perry's Chemical Engineers Handbook**. 7th edition. McGraw-Hill. 1997.

RICHARDSON, L. L. **Use of Bleaching, Clays, in Processing Edible Oils**, J. Am. Oil Chem. Soc., v. 55. n. 11, p. 777-780, 1978.

SAGREDOS, A.N. Sinha-Roy, D. & Thomas, A., **Fat Science, Technology**. 90:2, 76 (1988).

SARIKAYA, Y. **Blanqueo de Aceites Vegetables y Tierras de Blanqueo, Aceites y Graxas**, p. 69-72, 1994.

SCHULTZ, D. R. **Recuperação de metais pesados (Pb, Cu e Ni) de efluentes industriais utilizando reator eletroquímico de leito particulado**. 146f. Dissertação (Mestrado em Engenharia) - Setor de Tecnologia, Universidade Federal do Paraná, Curitiba, 2003.

SHREVE, R. N., BRINK JR, Joseph A., **Indústria de Processos Químicos**. 4^a edição. Editora Guanabara. 1977.

SILVA, L. C. da. **Secagem de grãos**. Boletim Técnico: AG: 04/05. Departamento de Engenharia Rural, UFES. 2005.

SOUZA, C. D. D. De. **Regeneração térmica de argilas comerciais para reutilização na clarificação de óleo de soja**. 99f. Dissertação de mestrado - Curso de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis. 2002.

SNYDER, H. E., KNOWN, T. W. **Soybean Utilization**. New York: Published by Van Nostrand Reinhold Company, 1987. 345 p.

SONNTAG, N. O. V., FORMO, M. W., JUNGERMANN, E. & NORRIS, F. A., **Bailey's industrial oil and fat products**, v.1, 4a ed., John Wiley & Sons, 1979.

TAYLOR, D.R., JENKINS, D.B. & UNGERMANN, C. B. **Bleaching with Alternative Layered Minerals: A Comparison with Acid-activated Montmorillonite for Bleaching Soybean Oil**, J. Am. Oil Chem. Soc., v. 66, n. 3, p. 45-49, 1989.

ZANOTTA, P. A. **Ensaio Cinéticos de Clarificação do Óleo de Soja**. 118f. Dissertação de mestrado - Curso de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de Santa Catarina, 1999.

TOPALLAR, H. **The Adsorption Isotherms of the Bleaching of Sunflower-seed Oil**, Turkish Journal of Chemistry, v. 22, n. 2, p. 143-148, 1998a.

TOPALLAR, H. **Bleaching Kinetics of Sunflowerseed Oil**, J. Am. Oil Chem. Soc, v. 75, n. 4, p. 531-533, 1998b.

WYLEN, G. J. V., SONNTAG, R. E., Borgnakke, C., **Fundamentals of Classical Thermodynamics**, John Wiley e Sons, Inc., 1994.

WU, C. F. J.; DING, Y. **Construction of response surface designs for qualitative and quantitative factors**. Journal of Statistical Planning and Inference, v. 71, p. 331-348, 1998.

APÊNDICES

APÊNDICE I – TABELA DE RESULTADOS EM COR LOVIBOND AMARELA E VERMELHA PARA O ADSORVENTE PERFORM 4000

APÊNDICE II - TABELA DE RESULTADOS EM COR LOVIBOND AMARELA E VERMELHA PARA O ADSORVENTE SUPREME 180FF

APÊNDICE III - TABELA DE RESULTADOS EM COR LOVIBOND AMARELA E VERMELHA PARA O ADSORVENTE B80 NATURAL

APÊNDICE IV – EQUAÇÕES CORRESPONDENTES ÀS SUPERFÍCIES DE RESPOSTA

APÊNDICE V – BALANÇO DE MASSA E ENERGIA POR VOLUME DE CONTROLE

**APÊNDICE I - TABELA DE RESULTADOS EM COR LOVIBOND
AMARELA E VERMELHA PARA O ADSORVENTE PERFORM 4000**

ENSAIO	T	M	C_f AMARELO	C_f VERMELHO
1	-1,00	-1,00	23	2,3
2	-1,00	1,00	13	1,3
3	1,00	-1,00	15	1,5
4	1,00	1,00	24	2,4
5	-1,41	0,00	20	2,0
6	1,41	0,00	20	2,0
7	0,00	-1,41	20	2,0
8	0,00	1,41	15	1,5
9 (C)	0,00	0,00	25	2,5
10 (C)	0,00	0,00	23	2,3
11 (C)	0,00	0,00	25	2,5
12 (C)	0,00	0,00	24	2,4
13 (C)	0,00	0,00	23	2,3
14 (C)	0,00	0,00	23	2,3
15 (C)	0,00	0,00	24	2,4
16 (C)	0,00	0,00	25	2,5

**APÊNDICE II - TABELA DE RESULTADOS EM COR LOVIBOND
AMARELA E VERMELHA PARA O ADSORVENTE SUPREME 180FF**

ENSAIO	T	M	C_f AMARELO	C_f VERMELHO
1	-1,00	-1,00	18	1,8
2	-1,00	1,00	25	2,5
3	1,00	-1,00	12	1,2
4	1,00	1,00	13	1,3
5	-1,41	0,00	24	2,4
6	1,41	0,00	13	1,3
7	0,00	-1,41	15	1,5
8	0,00	1,41	16	1,6
9 (C)	0,00	0,00	14	1,4
10 (C)	0,00	0,00	13	1,3
11 (C)	0,00	0,00	12	1,2
12 (C)	0,00	0,00	12	1,2
13 (C)	0,00	0,00	13	1,3
14 (C)	0,00	0,00	13	1,3
15 (C)	0,00	0,00	12	1,2
16 (C)	0,00	0,00	14	1,4

**APÊNDICE III - TABELA DE RESULTADOS EM COR LOVIBOND
AMARELA E VERMELHA PARA O ADSORVENTE B80 NATURAL**

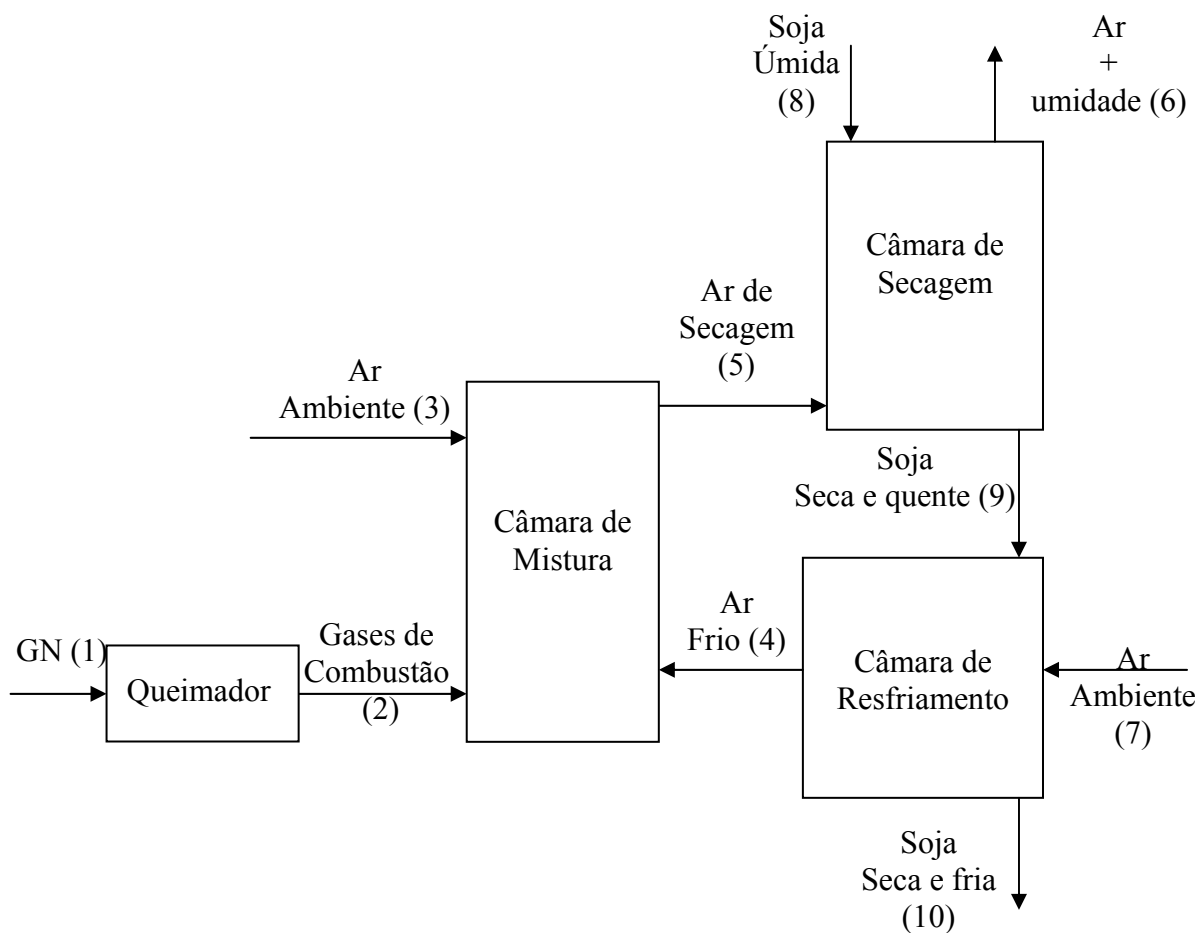
ENSAIO	T	M	C_f AMARELO	C_f VERMELHO
1	-1,00	-1,00	22	2,2
2	-1,00	1,00	13	1,3
3	1,00	-1,00	20	2,0
4	1,00	1,00	12	1,2
5	-1,41	0,00	20	2,0
6	1,41	0,00	15	1,5
7	0,00	-1,41	24	2,4
8	0,00	1,41	12	1,2
9 (C)	0,00	0,00	14	1,4
10 (C)	0,00	0,00	15	1,5
11 (C)	0,00	0,00	15	1,5
12 (C)	0,00	0,00	14	1,4
13 (C)	0,00	0,00	13	1,3
14 (C)	0,00	0,00	13	1,3
15 (C)	0,00	0,00	15	1,5
16 (C)	0,00	0,00	13	1,3

**APÊNDICE IV - EQUAÇÕES CORRESPONDENTES ÀS SUPERFÍCIES DE
RESPOSTA PARA REMOÇÃO DE COR AMARELA**

ADSORVENTE	FIGURA	EQUAÇÃO
PERFORM 4000	33	$\%R_A = 31,43 + 2,88M + 5,72.T^2 + 5,29.M^2 - 3,57.T.M$
	34	$\%R_V = 70,00 + 1,26.M + 2,50.T^2 + 2,06.M^2 - 1,94.M.T$
SUPREME 180FF	35	$\%R_A = 63,24 - 7,99.T - 2,36.M - 5,04.T^2 - 1,75.M^2 + 1,29.M.T$
	36	$\%R_V = 83,91 + 5,24.T - 1,47.M - 3,52.T^2 - 1,64.M^2 + 1,88.T.M$
B80 NATURAL	37	$\%R_A = 60,00 + 3,59.T + 10,13.M - 4,29.T^2 - 5,00.M^2$
	38	$\%R_V = 82,50 + 1,57.T + 5,31.M - 1,88.T^2 - 2,19.M^2$

APÊNDICE V - BALANÇO DE MASSA E ENERGIA POR VOLUME DE CONTROLE

1) SECADOR



Considerações:

- processo adiabático,
- processo engloba secagem e resfriamento num mesmo equipamento, sendo:
 - resfriamento com ar ambiente (realizado no fundo do secador, sem interferência no processo de secagem);
 - secagem com ar ambiente aquecido pelos gases de combustão.

Condições do grão de soja (correntes 8 e 9):

Temperatura de entrada (T_8) = 25 °C

Umidade entrada (X_8) = 0,13 kg água / kg soja

Temperatura intermediária (T_9) = 50 °C

Temperatura de saída (T_{10}) = 30 °C

Umidade saída (X_{10}) = 0,10 kg água / kg soja

Condições dos gases de combustão (corrente 2):

Temperatura (T_2): 1500 °C

Condições do ar ambiente (correntes 3 e 7):

Temperatura ($T_3 = T_7$) = 25 °C

Umidade relativa = 85 %

Umidade absoluta ($X_3 = X_7$) = 0,012 kg água/kg ar

Condições do ar de secagem (corrente5):

Temperatura máxima da mistura (T_5) = 100 °C

Temperatura máxima de saída (T_6) = 40 °C

Outras propriedades:

$$C_p^S = 0,57 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}$$

$$C_p^A = 1,00 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}$$

$$C_p^{Ar} = 0,24 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}$$

Dados:

\dot{M}_8	$T_8 = T_3 = T_7 = 25^\circ\text{C}$	$T_{10} = 30^\circ\text{C}$
$X_8^A = 0,13$	$T_2 = 1500^\circ\text{C}$	
$X_{10}^A = 0,10$	$T_5 = 100^\circ\text{C}$	
$X_{14}^A = 0,14$	$T_9 = 50^\circ\text{C}$	
$X_3^A = X_4^A = X_7^A = 0,012$	$T_6 = 60^\circ\text{C}$	

Balances de massa e energia

Equações para a câmara de secagem:

Balanco de Massa:

- para a soja seca: $\dot{M}_8 X_8^S = \dot{M}_9 X_9^S$
- para o ar seco: $\dot{M}_5 X_5^{Ar} = \dot{M}_6 X_6^{Ar}$
- para a água: $\dot{M}_8 X_8^A + \dot{M}_5 X_5^A = \dot{M}_9 X_9^A + \dot{M}_6 X_6^A$

Balanco de Energia:

- $\dot{M}_8 h_8 + \dot{M}_5 h_5 = \dot{M}_9 h_9 + \dot{M}_6 h_6$
- Equação para a entalpia do ar de secagem na entrada da câmara de secagem (saída da câmara de mistura): $h_5 = (0,24 + 0,46 X_5^A) T_5 + 597,2 X_5^A$
- Equação para a entalpia do ar na saída da câmara de secagem:
 $h_6 = (0,24 + 0,46 X_6^A) T_6 + 597,2 X_6^A$
- Equação para entalpia da soja na entrada da câmara de secagem:
 $h_8 = (X_8^S C_p^S + X_8^A C_p^A) T_8$
- Equação para entalpia da soja na saída do secador: $h_9 = (C_p^S + X_9^A C_p^A) T_9$

Equações para a câmara de mistura de ar:

Balanco de massa

- para o ar seco: $\dot{M}_2 + \dot{M}_3 + \dot{M}_4 = \dot{M}_5$
- para a água: $\dot{M}_2 X_2^A + \dot{M}_3 X_3^A + \dot{M}_4 X_4^A = \dot{M}_5 X_5^A$

Balanco de energia:

- $\dot{M}_2 h_2 + \dot{M}_3 h_3 + \dot{M}_4 h_4 = \dot{M}_5 h_5$
- Equação para a entalpia do gás de combustão na entrada da câmara de mistura:
 $h_6 = (0,24 + 0,46 X_6) T_6 + 597,2 X_6$
- Equação para a entalpia do ar aquecido na entrada da câmara de mistura:
 $h_4 = (0,24 + 0,46 X_4^A) T_4 + 597,2 X_4^A$
- Equação para a entalpia do ar ambiente na entrada da câmara de mistura:
 $h_3 = (0,24 + 0,46 X_3^A) T_3 + 597,2 X_3^A$

Equações para a câmara de resfriamento:

Balanço de massa:

- Assumindo que a secagem ocorre exclusivamente na câmara de secagem:

$$\dot{M}_9 = \dot{M}_{10} \text{ e } \dot{M}_7 = \dot{M}_4$$

- Global: $\dot{M}_9 + \dot{M}_7 = \dot{M}_4 + \dot{M}_{10}$

Balanço de Energia:

- $\dot{M}_9 h_9 + \dot{M}_7 h_7 = \dot{M}_4 h_4 + \dot{M}_{10} h_{10}$

- Equação para a entalpia do ar na entrada da câmara de resfriamento:

$$h_7 = (0,24 + 0,46 X_7^A) T_7 + 597,2 X_7^A$$

- Equação para entalpia da soja na saída da câmara de resfriamento:

$$h_{10} = (Cp^S + X_{10}^A Cp^A) T_{10}$$

Equações para o cálculo do consumo de gás natural:

O consumo de gás natural depende da quantidade de energia consumida na câmara de mistura para gerar ar quente a 100°C: $\dot{Q}_2 = \dot{M}_2 h_2$

Dados:

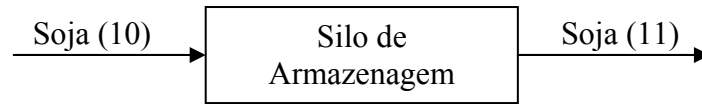
PCI do GN = 47729 kJ/kg de gás e $\eta = 90\%$

onde: PCI = poder calorífico inferior

η = rendimento do queimador

Consumo do gás natural: $\dot{M}_1 = \frac{\dot{Q}_2}{\eta PCI}$

2) ARMAZENAGEM



No silo de armazenagem considera-se que a massa de soja permanece constante ($\dot{M}_{10} = \dot{M}_{11} = \dot{M}$), ocorrendo apenas a perda de calor (\dot{Q}) para o ambiente.

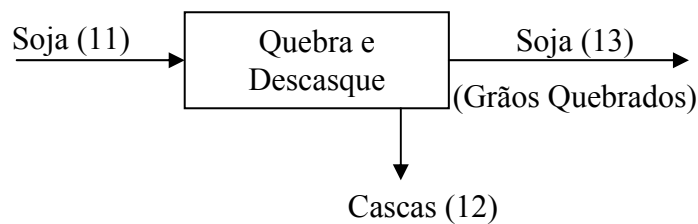
$$\dot{Q} = \dot{M}_{10} C_p^S (T_{11} - T_{10})$$

onde: $T_{10} = 30^\circ C$

$$T_{11} = 25^\circ C$$

$$C_p^S = 0,57 \text{ kcal / kg } ^\circ C$$

3) QUEBRA E DESCASQUE



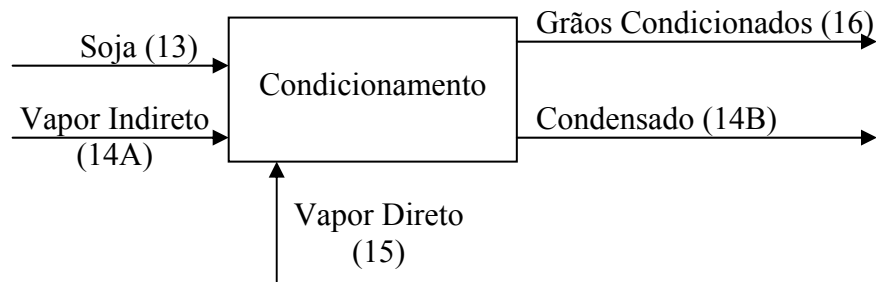
Nas operações de quebra e descasque, considera-se que a temperatura da soja permanece constante: $T_{13} = T_{11}$

Balço de Massa:

- Global: $\dot{M}_{11} = \dot{M}_{12} + \dot{M}_{13}$
- Para os grãos quebrados: $\dot{M}_{13} = \dot{M}_{11} X_{11}^S$
- Para as cascas: $\dot{M}_{12} = \dot{M}_{11} X_{11}^C$

onde: $X_{11}^C = 0,02$ e $X_{11}^S = 0,98$

4) CONDICIONAMENTO



Dados:

$$X_{16}^A = 0,11$$

$$T_{14A} = T_{14B} = 121^\circ\text{C}$$

$$X_{16}^S = 0,89$$

$$T_{15} = 121^\circ\text{C}$$

$$h_V = 647,23 \text{ kcal} / \text{kg} \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h_C = 526,43 \text{ kcal} / \text{kg} \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h_L = 120,83 \text{ kcal} / \text{kg} \text{ }^\circ\text{C}$$

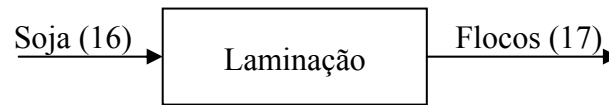
Balço de Massa:

- Global: $\dot{M}_{13} + \dot{M}_{15} = \dot{M}_{16}$
- para a água: $\dot{M}_{13} X_{13}^A + \dot{M}_{15} X_{15}^A = \dot{M}_{16} X_{16}^A$

Balço de Energia:

- $\dot{M}_{13} h_{13} + \dot{M}_{15} h_{15} + \dot{Q} = \dot{M}_{16} h_{16}$
- $\dot{Q} = \dot{M}_{14} h_C$
- Entalpia da soja na entrada do condicionador: $h_{13} = (C_p^S + X_{13}^A C_p^A) T_{13}$
- Entalpia do vapor direto: $h_{15} = h_V$

5) LAMINAÇÃO



Balço de Massa:

- Durante o processo de laminação considera-se que não há perda de massa de soja: $\dot{M}_{16} = \dot{M}_{17}$

Balço de Energia:

$$\dot{Q} = \dot{M}_{16} C_p^{soja} (T_{17} - T_{16})$$

Sendo que: $T_{16} = 71^\circ\text{C}$ e $T_{17} = 54^\circ\text{C}$

6) EXPANSÃO



Balço de Massa:

- Durante o processo de laminação considera-se que não há perda de massa de soja: $\dot{M}_{17} = \dot{M}_{20}$.
- A massa de condensado é igual a massa de vapor indireto: $\dot{M}_{18} = \dot{M}_{19}$.

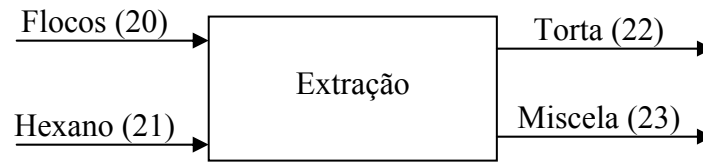
Balço de Energia:

$$\dot{Q} = \dot{M}_{17} C_p^{soja} (T_{20} - T_{17})$$

$$\dot{Q} = \dot{M}_{18} h_C$$

- Sendo que: $T_{17} = 54^\circ\text{C}$ e $T_{20} = 80^\circ\text{C}$

7) EXTRAÇÃO



Dados conhecidos:

$$X_{23}^H = 0,75$$

$$X_{23}^{OB} = 0,25$$

$$T_{20} = 54^\circ\text{C}$$

$$T_{21} = 54^\circ\text{C}$$

$$T_{22} = 43^\circ\text{C}$$

$$T_{23} = 43^\circ\text{C}$$

$$C_p^F = 0,57 \text{ kcal / kg }^\circ\text{C}$$

$$C_p^H = 0,60 \text{ kcal / kg }^\circ\text{C}$$

$$C_p^{OB} = 0,462 + 0,00061 T_{23} \text{ kcal / kg }^\circ\text{C}$$

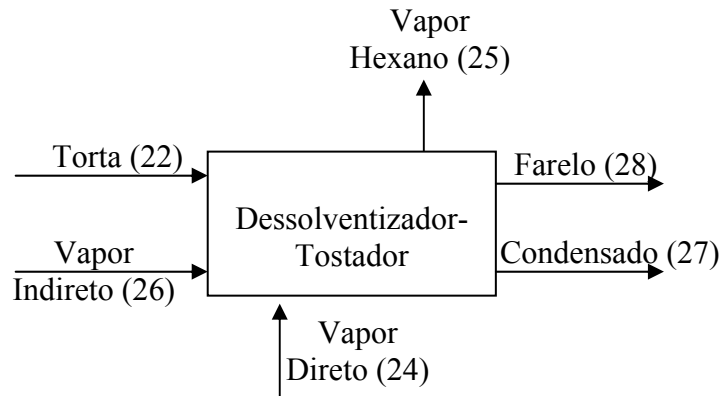
Balço de Massa:

- Considera-se que o hexano é adicionado aos flocos na proporção de 1:1, portanto: $\dot{M}_{21} = \dot{M}_{20}$
- Global: $\dot{M}_{20} + \dot{M}_{21} = \dot{M}_{22} + \dot{M}_{23}$
- Para Hexano: $\dot{M}_{21} = \dot{M}_{22} X_{22}^H + \dot{M}_{23} X_{23}^H$
- Para o óleo bruto: $(\dot{M}_{20} X_{20}^{OB}) 0,18 = \dot{M}_{23} X_{23}^{OB} + \dot{M}_{22} X_{22}^{OB}$
- A quantidade de óleo bruto que sai na torta é 2% da massa de óleo extraída dos flocos: $[(\dot{M}_{20} X_{20}^{OB}) 0,18] \cdot 0,02 = \dot{M}_{22} X_{22}^{OB}$

Balço de Energia:

- $\dot{M}_{20} h_{20} + \dot{M}_{21} h_{21} = \dot{M}_{22} h_{22} + \dot{M}_{23} h_{23}$
- $h_{20} = (C_p^F X_{20}^F + C_p^A X_{20}^A) T_{20}$
- $h_{21} = C_p^H T_{21}$
- $h_{22} = (C_p^{FA} X_{22}^{FA} + C_p^H X_{22}^H + C_p^{OB} X_{22}^{OB} + C_p^A X_{22}^A) T_{22}$
- $h_{23} = (C_p^H X_{23}^H + C_p^{OB} X_{23}^{OB}) T_{23}$

8) DESSOLVENTIZADOR-TOSTADOR (DT)



Considerações:

- DT opera em regime permanente;
- Há uma condição de equilíbrio líquido-vapor no interior do DT;
- Cada estágio é perfeito, ou seja, o vapor que sai de cada estágio está em equilíbrio com o líquido de saída;
- As variações de energia cinética e potencial são desconsideradas.

Dados:

$$X_{28}^{FA} = 0,80$$

A quantidade de hexano na corrente 28 é de 300 ppm.

$$T_{24} = 121^{\circ}\text{C}$$

$$T_{25} = 69^{\circ}\text{C}$$

$$T_{26} = T_{27} = 121^{\circ}\text{C}$$

$$T_{28} = 93^{\circ}\text{C}$$

A entalpia de vaporização (70°C):

➤ Hexano: $h_v^H = 80 \text{ kcal/kg}$

➤ Água: $h_v = 557,79 \text{ kcal/kg}$

A entalpia do vapor direto é igual a entalpia de vapor saturado na temperatura da corrente: $h_{24} = 647,23 \text{ kcal/kg}$

Balço de Massa:

- Global: $\dot{M}_{22} + \dot{M}_{24} = \dot{M}_{25} + \dot{M}_{28}$
- Para hexano: $\dot{M}_{22} X_{22}^H = \dot{M}_{25} X_{25}^H + \dot{M}_{28} X_{28}^H$
- Para a água: $\dot{M}_{22} X_{22}^A + \dot{M}_{24} X_{24}^A = \dot{M}_{25} X_{25}^A + \dot{M}_{28} X_{28}^A$

Balço de Energia:

- $\dot{M}_{22}h_{22} + \dot{M}_{24}h_{24} + \dot{Q} = \dot{M}_{25}h_{25} + \dot{M}_{28}h_{28}$

- Calor consumido para a vaporização do hexano, é fornecido pelo vapor direto:

$$\dot{Q}_V = \dot{M}_{25} \left\{ X_{25}^H [h_V^H + C_p^H (T_{25} - T_{22})] + (1 - X_{25}^H)(h_V + C_p^A T_{25}) \right\}$$

- $\dot{Q}_V = \dot{M}_{24}h_C$

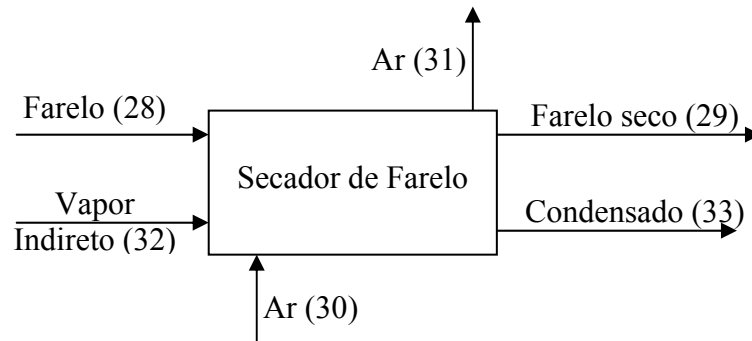
- Calor consumido para o aquecimento do farelo é fornecido pelo vapor

indireto $\dot{Q}_V = \dot{M}_{28}h_{28} - \dot{M}_{22}h_{22}$

- $h_{28} = C_p^{FA} X_{28}^{FA} + C_p^A X_{28}^A + C_p^{OB} X_{28}^{OB} + C_p^H X_{28}^H$

$$\dot{Q} = \dot{M}_{26}h_C$$

9) SECADOR DE FARELO



Dados:

$$X_{29}^A = 0,12$$

$$X_{30}^A = 0,012$$

$$T_{29} = 93^\circ\text{C}$$

$$T_{30} = 25^\circ\text{C}$$

$$T_{31} = 100^\circ\text{C}$$

$$T_{32} = T_{33} = 143,63^\circ\text{C}$$

Vapor Indireto: 2 bar (saturado); $h_C = 526,43 \text{ kcal} / \text{kg}$

Balço de Massa:

- Global: $\dot{M}_{28} + \dot{M}_{30} = \dot{M}_{29} + \dot{M}_{31}$
- Para a água: $\dot{M}_{28} X_{28}^A + \dot{M}_{30} X_{30}^A = \dot{M}_{29} X_{29}^A + \dot{M}_{31} X_{31}^A$
- Para o farelo: $\dot{M}_{29} (1 - X_{29}^A) = \dot{M}_{28} (1 - X_{28}^A)$
- A massa de vapor indireto utilizada (corrente 32) é 10% do valor da corrente 28: $\dot{M}_{32} = 0,10 \dot{M}_{28}$
- Condensado: $\dot{M}_{33} = \dot{M}_{32}$
- Assume-se que a massa de ar utilizada é 64% da massa de farelo: $\dot{M}_{30} = 0,644 \dot{M}_{28}$

Balço de Energia:

- $\dot{M}_{28} h_{28} + \dot{M}_{30} h_{30} + \dot{Q} = \dot{M}_{29} h_{29} + \dot{M}_{31} h_{31}$
- $h_{30} = (C_p^{Ar} + C_p^V X_{30}^A) T_f + 597,2 X_{30}^A$ $\bar{C}_p^f T_f = C_p^{farelo} x_T^{farelo} + C_p^{água} x_T^{água}$
- $h_{29} = (C_p^{FA} X_{29}^{FA} + C_p^{OB} X_{29}^{OB} + C_p^A X_{29}^A) T_{29}$
- $h_{31} = (C_p^{Ar} + C_p^V X_{31}^A) T_f + 597,2 X_{31}^A$
- $\dot{Q} = \dot{M}_{32} h_C$

10) MOAGEM E RESFRIAMENTO



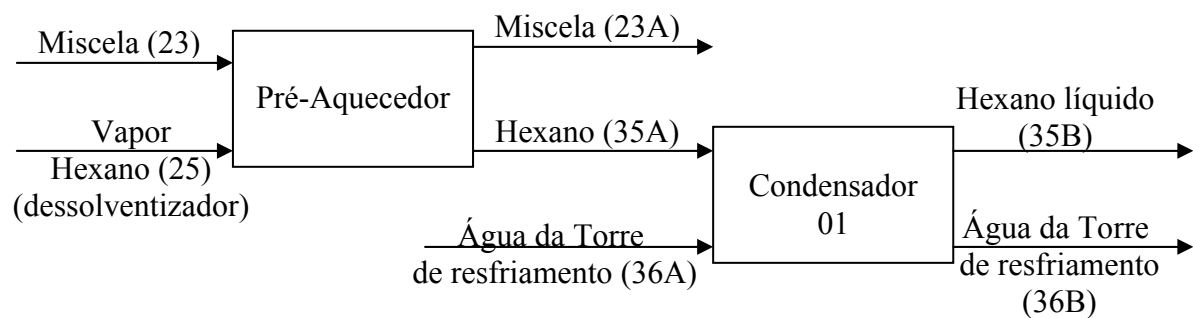
Balço de Massa:

- Nesse processo a massa de farelo permanece constante: $\dot{M}_{29} = \dot{M}_{34}$

Balço de Energia:

- $Q = \dot{M}_{29} (C_p^{FA} X_{29}^{FA} + C_p^{OB} X_{29}^{OB} + C_p^A X_{29}^A) (T_{34} - T_{29})$
- $T_{34} = 25^\circ C$

11) PRÉ-AQUECEDOR E CONDENSADOR



Dados:

$$T_{25} = T_{35A} = T_{23A} = 69^\circ C$$

$$T_{36A} = 25^\circ C$$

$$T_{36B} = 35^\circ C$$

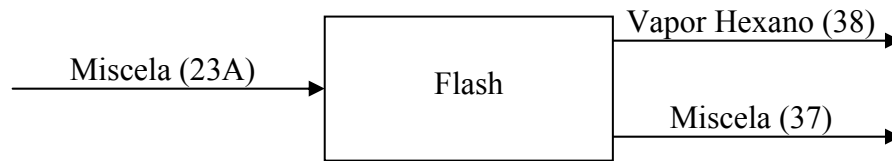
Balço de Massa:

- $\dot{M}_{23A} = \dot{M}_{23}$
- $\dot{M}_{25} = \dot{M}_{35A} = \dot{M}_{35B}$
- $\dot{M}_{36A} = \dot{M}_{36B}$

Balço de Energia:

- $\dot{M}_{23} h_{23} + \dot{M}_{25} h_{25} = \dot{M}_{23A} h_{23A} + \dot{M}_{35A} h_{35A}$
- $\dot{M}_{35A} h_{35A} + \dot{M}_{36A} h_{36A} = \dot{M}_{35B} h_{35B} + \dot{M}_{36B} h_{36B}$
- $h_{23A} = (C_p^H X_{23A}^H + C_p^{OB} X_{23A}^{OB}) T_{23A}$

12) FLASH



Dados:

$$T_{38} = T_{37} = 38^{\circ}\text{C}$$

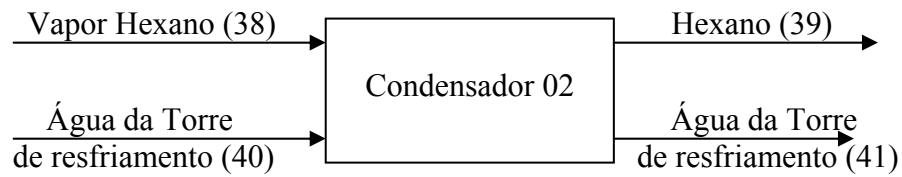
Balço de Massa:

- Global: $\dot{M}_{23A} = \dot{M}_{37} + \dot{M}_{38}$
- Assume-se que: $\dot{M}_{38} = 0,70 \dot{M}_{23A} X_{23A}^H$
- Para o hexano: $\dot{M}_{23A} X_{23A}^H = \dot{M}_{37} X_{37}^H + \dot{M}_{38} X_{38}^H$

Balço de Energia:

- $\dot{M}_{23A} h_{23A} = \dot{M}_{37} h_{37} + \dot{M}_{38} h_{38}$
- $h_{37} = (C_p^H X_{37}^H + C_p^{OB} X_{37}^{OB}) T_{37}$
- $h_{38} = C_p^H T_{38}$

13) CONDENSADOR 02



Dados:

$$T_{25} = 25^{\circ}\text{C}$$

$$T_{40} = 25^{\circ}\text{C}$$

$$T_{41} = 35^{\circ}\text{C}$$

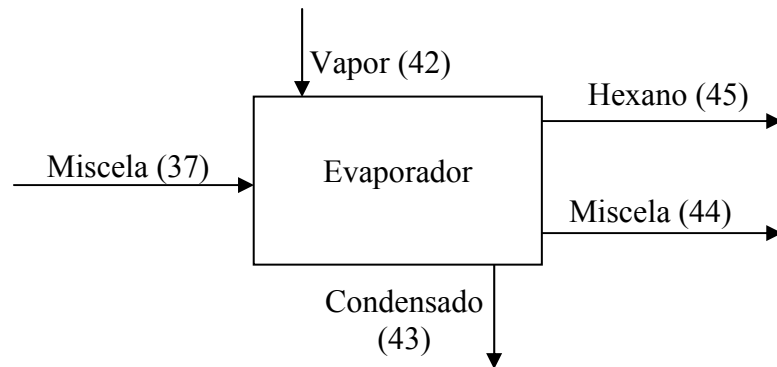
Balço de Massa:

- Para o hexano: $\dot{M}_{38} = \dot{M}_{39}$
- Para a água: $\dot{M}_{40} = \dot{M}_{41}$

Balço de Energia:

- $\dot{Q} = \dot{M}_{38} C_p^H (T_{39} - T_{38})$
- $\dot{Q} = \dot{M}_{40} C_p^A (T_{41} - T_{40})$

14) EVAPORADOR



Dados:

$$X_{44}^{OB} = 0,95$$

$$X_{44}^H = 0,05$$

$$T_{44} = T_{45} = 52^\circ\text{C}$$

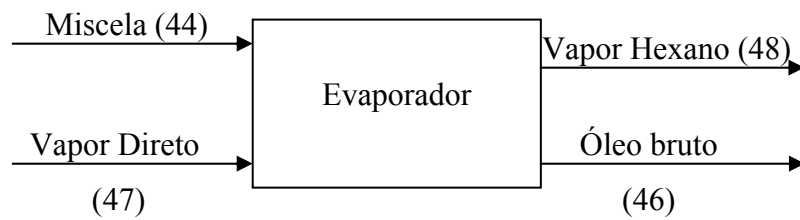
Balço de Massa:

- Global: $\dot{M}_{37} = \dot{M}_{44} + \dot{M}_{45}$
- Para o hexano: $\dot{M}_{37} X_{37}^H = \dot{M}_{44} X_{44}^H + \dot{M}_{45} X_{45}^H$
- Condensado: $\dot{M}_{42} = \dot{M}_{43}$

Balço de Energia:

- $\dot{M}_{37} h_{37} + \dot{Q} = \dot{M}_{44} h_{44} + \dot{M}_{45} h_{45}$
- $\dot{Q} = \dot{M}_{42} h_C$

15) STRIPPER



Dados:

A massa de hexano residual no óleo é de 500ppm.

$$T_{46} = T_{48} = 69^{\circ}C$$

$$T_{47} = 177^{\circ}C \longrightarrow \text{vapor superaquecido a 4 bar: } h_V = 672,08 \text{ kcal / kg}$$

Balço de Massa:

- Global: $\dot{M}_{44} + \dot{M}_{47} = \dot{M}_{46} + \dot{M}_{48}$
- Para o hexano: $\dot{M}_{44} X_{44}^H + \dot{M}_{47} X_{47}^H = \dot{M}_{46} X_{46}^H + \dot{M}_{48} X_{48}^H$
- Condensado: $\dot{M}_{42} = \dot{M}_{43}$

Balço de Energia:

- $\dot{Q} = \dot{M}_{44} (C_p^{OB} X_{44}^{OB} + C_p^H X_{44}^H) (T_{46} - T_{44}) + (\dot{M}_{44} X_{44}^H) h_V^H$
- $\dot{Q} = \dot{M}_{47} h_V$

16) CONDENSADOR 03



Dados:

$$T_{50} = 38^{\circ}\text{C}$$

$$T_{51} = 25^{\circ}\text{C}$$

$$T_{52} = 35^{\circ}\text{C}$$

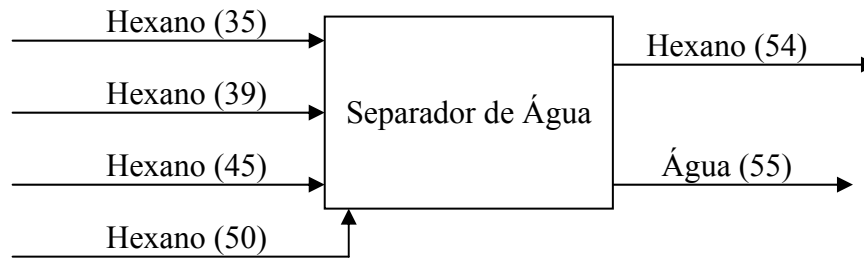
Balço de Massa:

- $\dot{M}_{48} = \dot{M}_{50}$
- $\dot{M}_{51} = \dot{M}_{52}$

Balço de Energia:

- $\dot{Q} = \dot{M}_{50} h_{50} - \dot{M}_{48} h_{48}$
- $h_{48} = \dot{M}_{48} (C_p^H X_{44}^H + C_p^A X_{44}^A) T_{48} + (\dot{M}_{48} X_{48}^H) h_V^H$
- $h_{50} = \dot{M}_{50} (C_p^H X_{44}^H + C_p^A X_{44}^A) T_{50}$
- $\dot{Q} = \dot{M}_{51} C_p^A (T_{52} - T_{51})$

17) SEPARADOR DE ÁGUA



Dados:

Para facilitar os cálculos as correntes de entrada foram somadas e resultaram em uma corrente 53 de $T_{53} = 54^{\circ}C$

$$X_{53}^H = 0,05$$

$$X_{55}^H = 0,05$$

$$X_{54}^H = 1,0$$

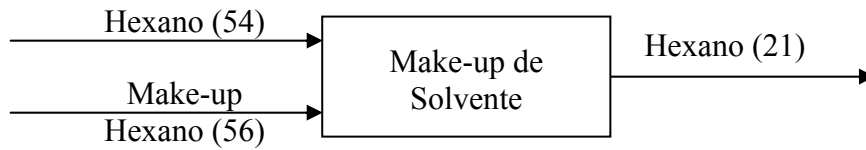
Balço de Massa:

- $\dot{M}_{53} = \dot{M}_{35} + \dot{M}_{39} + \dot{M}_{45} + \dot{M}_{50}$
- Global: $\dot{M}_{53} = \dot{M}_{54} + \dot{M}_{55}$
- Para o hexano: $\dot{M}_{53} X_{53}^H = \dot{M}_{54} X_{54}^H + \dot{M}_{55} X_{55}^H$

Balço de Energia:

- $\dot{M}_{53} h_{53} = \dot{M}_{54} h_{54} + \dot{M}_{55} h_{55}$
- $h_{53} = \dot{M}_{53} (C_p^H X_{53}^H + C_p^A X_{53}^A) T_{53}$
- $h_{54} = \dot{M}_{53} C_p^H T_{54}$
- $h_{55} = \dot{M}_{55} (C_p^H X_{55}^H + C_p^A X_{55}^A) T_{55}$

18) MAKE-UP DE SOLVENTE



Dados:

$$T_{56} = 54^{\circ}C$$

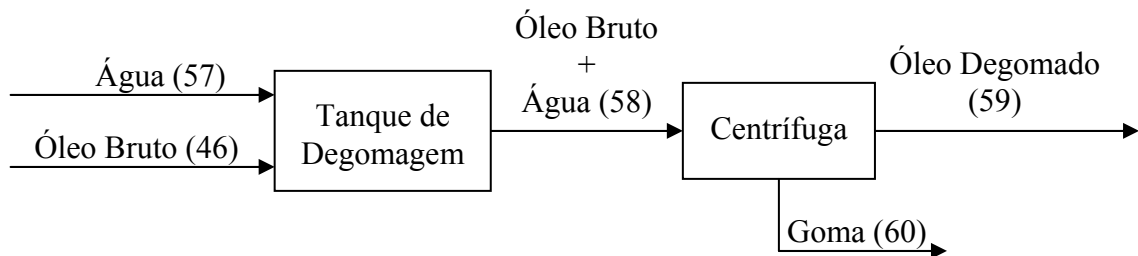
Balço de Massa:

- $\dot{M}_{54} + \dot{M}_{56} = \dot{M}_{21}$

Balço de Energia:

- $\dot{M}_{54}h_{54} + \dot{M}_{56}h_{56} = \dot{M}_{21}h_{21}$

19) DEGOMAGEM



Dados:

$$T_{op} = 80^{\circ}C$$

$$T_{57} = 80^{\circ}C$$

$$T_{58} = 80^{\circ}C$$

$$X_{46}^G = 0,025$$

$$X_{59}^G = 0,003$$

$$X_{59}^A = 0,005$$

$$X_{60}^{OD} = 0,30$$

$$X_{60}^G = 0,325$$

$$X_{60}^A = 0,375$$

Vapor: $P = 5 \text{ bar}$; $h_C = 503,49 \text{ kcal/kg}$

A massa de hexano residual que permanece no óleo bruto após passar pelo stripper é muito baixa e será desconsiderada para fins de cálculo nas etapas do refino.

Balço de Massa:Para o tanque de degomagem:

- Global: $\dot{M}_{46} = \dot{M}_{57} + \dot{M}_{58}$
- Água: $\dot{M}_{57} = 0,02 \dot{M}_{46}$
- Para o óleo: $\dot{M}_{46} X_{46}^{OB} = \dot{M}_{58} X_{58}^{OD}$
- Para a água: $\dot{M}_{57} = \dot{M}_{58} X_{58}^A$
- Para a goma: $\dot{M}_{46} X_{46}^G = \dot{M}_{58} X_{58}^G$

Para a centrífuga:

- Global: $\dot{M}_{58} = \dot{M}_{59} + \dot{M}_{60}$
- Para o óleo: $\dot{M}_{58} X_{58}^{OD} = \dot{M}_{59} X_{59}^{OD} + \dot{M}_{60} X_{60}^{OD}$
- Para a água: $\dot{M}_{58} X_{58}^A = \dot{M}_{59} X_{59}^A + \dot{M}_{60} X_{60}^A$
- Para a goma: $\dot{M}_{58} X_{58}^G = \dot{M}_{59} X_{59}^G + \dot{M}_{60} X_{60}^G$

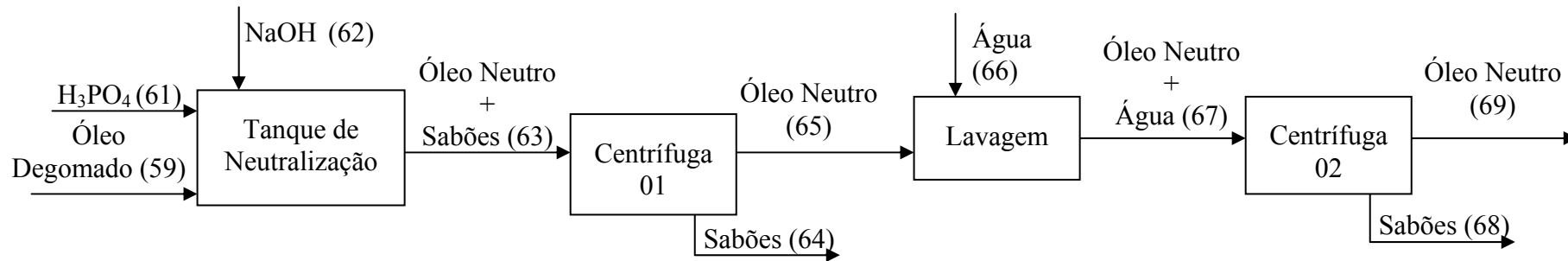
Balço de Energia:Aquecimento do óleo

- $\dot{Q} = \dot{M}_{46} C_p^{OB} (T_{58} - T_{46})$
- Consumo de vapor para o aquecimento: $\dot{M}_V = \frac{\dot{Q}}{h_V}$

Aquecimento da água

- $\dot{Q} = \dot{M}_{57} C_p^A (T_{57} - T_{Amb})$
- Consumo de vapor para o aquecimento: $\dot{M}_V = \frac{\dot{Q}}{h_V}$

20) NEUTRALIZAÇÃO



Dados:

$$T_{op} = 80^{\circ}C$$

$$T_{62} = T_{66} = 80^{\circ}C$$

$$T_{amb} = 25^{\circ}C$$

$$MM_{NaOH} = 40 \text{ kg/kgmol}$$

$$MM_{AO} = 280 \text{ kg/kgmol}$$

$$X_{61}^{H_3PO_4} = 0,85$$

$$X_{61}^A = 0,15$$

$$X_{69}^A = 0,05$$

$$C_p^{OB} = C_p^{OD} = C_p^{ON} = C_p^{OC} = C_p^{ODe} = 0,462 + 0,00061T$$

$$C_p^{NaOH} \cong C_p^A = 1 \text{ kcal / kg } ^{\circ}C$$

Vapor: $P = 5 \text{ bar}$; $h_c = 503,49 \text{ kcal / kg}$

Considerações:

- A acidez do óleo degomado sendo igual a 0,70%.
- A concentração de soda cáustica (NaOH) é de 12°Bé, para esta tem-se o seguinte valor tabelado: 8kg de NaOH/100 kg de água.
- Foi utilizado um excesso de 50% de soda cáustica.

Balço de Massa:Para o tanque de neutralização:

- Global: $\dot{M}_{59} + \dot{M}_{61} + \dot{M}_{62} = \dot{M}_{63}$
- Cálculo da quantidade de ácido fosfórico (H_3PO_4): $\dot{M}_{61} = 0,003 \dot{M}_{59}$
- Cálculo da quantidade de soda cáustica (NaOH) a 12°Bé:

$$\dot{M}_{62} = \left(\dot{M}_{59} X_{59}^A \text{Acidez} \frac{PM_{NaOH}}{PM_{AO}} \right) \left(\frac{100}{8} \right) \left(1 + \frac{\text{excesso}}{100} \right)$$

- Para a água: $\dot{M}_{63} X_{63}^A = \dot{M}_{59} X_{59}^A + \dot{M}_{61} X_{61}^A + \dot{M}_{62} X_{62}^A$
- Para os sabões: $\dot{M}_{63} X_{63}^{Sa} = (\dot{M}_{59} X_{59}^{OD}) \text{Acidez}$
- Para o óleo: $\dot{M}_{63} X_{63}^{ON} = \dot{M}_{59} X_{59}^{OD} (1 - \text{Acidez})$
- Para a goma: $\dot{M}_{59} X_{59}^G = \dot{M}_{63} X_{63}^G$
- Para o NaOH: $\dot{M}_{63} X_{63}^{NaOH} = \dot{M}_{62} X_{62}^{NaOH} - \left(\dot{M}_{59} X_{59}^A \text{Acidez} \frac{PM_{NaOH}}{PM_{AO}} \right)$

Para a centrífuga 01:

- Global: $\dot{M}_{63} = \dot{M}_{64} + \dot{M}_{65}$
- Para a goma: $\dot{M}_{64} X_{64}^G = 0,98 (\dot{M}_{64} X_{64}^G)$
- Para o NaOH: $\dot{M}_{64} X_{64}^{NaOH} = 0,80 (\dot{M}_{63} X_{63}^{NaOH})$
- Para a água: $\dot{M}_{64} X_{64}^A = 0,90 (\dot{M}_{63} X_{63}^A)$
- Para os sabões: $\dot{M}_{64} X_{64}^{Sa} = 0,98 (\dot{M}_{63} X_{63}^{Sa})$
- As frações da corrente 65 são calculadas por balanço de massa por componente

Para a lavagem:

- Global: $\dot{M}_{65} = \dot{M}_{66} + \dot{M}_{67}$
- Para o óleo: $\dot{M}_{65} X_{65}^{ON} = \dot{M}_{67} X_{67}^{ON}$
- Para o NaOH: $\dot{M}_{65} X_{65}^{NaOH} = \dot{M}_{67} X_{67}^{NaOH}$
- Para a água: $\dot{M}_{66} = 0,20 \dot{M}_{65}$
- Para os sabões: $\dot{M}_{65} X_{65}^{Sa} = \dot{M}_{67} X_{67}^{Sa}$

Para a centrífuga 02:

- Global: $\dot{M}_{67} = \dot{M}_{68} + \dot{M}_{69}$
- Para o óleo: $\dot{M}_{67} X_{67}^{ON} = \dot{M}_{69} X_{69}^{ON}$
- Para a água: $\dot{M}_{67} X_{67}^A = \dot{M}_{68} X_{68}^A + \dot{M}_{69} X_{69}^A$
- Considera-se que os sabões, a goma e o NaOH saem na corrente 68.

Balanco de Energia:

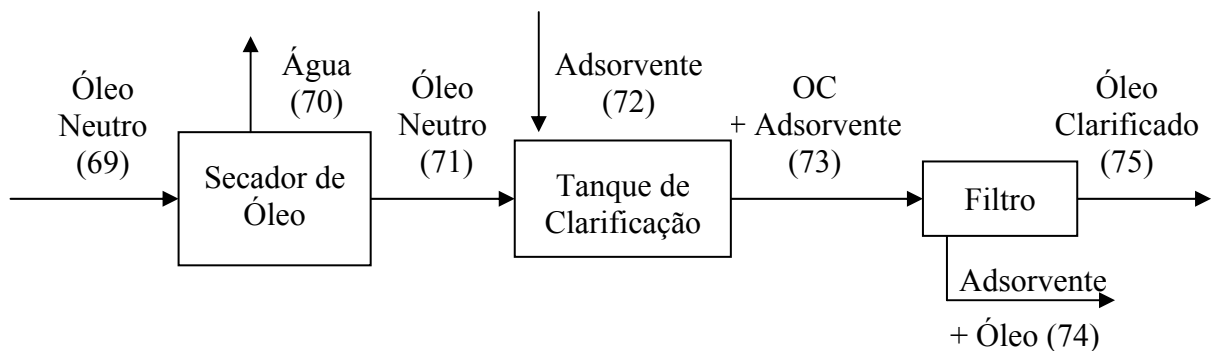
Aquecimento da soda cáustica:

- $\dot{Q} = \dot{M}_{62} C_p^{NaOH} (T_{62} - T_{amb})$
- Consumo de vapor para o aquecimento: $\dot{M}_V = \frac{\dot{Q}}{h_V}$

Aquecimento da água de lavagem:

- $\dot{Q} = \dot{M}_{66} C_p^A (T_{66} - T_{Amb})$
- Consumo de vapor para o aquecimento: $\dot{M}_V = \frac{\dot{Q}}{h_V}$

21) CLARIFICAÇÃO



Dados:

$$T_{69} = 80^{\circ}C$$

$$T_{71} = 110^{\circ}C$$

$$T_{73} = 95^{\circ}C$$

$$X_{71}^A = 0,002$$

Vapor: P = 5 bar; $h_C = 503,49 \text{ kcal/kg}$

Balço de Massa:Para o secador de óleo::

- Global: $\dot{M}_{69} = \dot{M}_{70} + \dot{M}_{71}$
- Para a água: $\dot{M}_{69} X_{69}^A = \dot{M}_{70} X_{70}^A + \dot{M}_{71} X_{71}^A$
- Para o óleo: $\dot{M}_{69} X_{69}^{ON} = \dot{M}_{71} X_{71}^{ON}$

Para a clarificação:

- Global: $\dot{M}_{71} + \dot{M}_{72} = \dot{M}_{73}$
- Adsorvente: $\dot{M}_{72} = 0,03 \dot{M}_{71}$

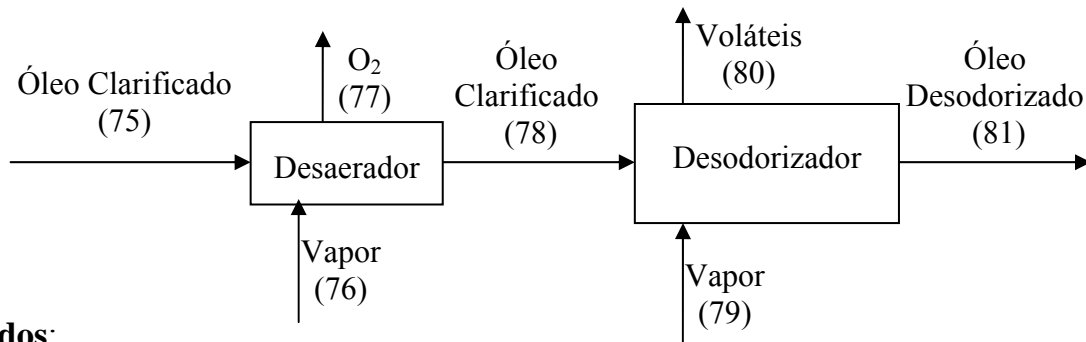
Para a filtração:

- Global: $\dot{M}_{73} = \dot{M}_{74} + \dot{M}_{75}$
- Adsorvente: $\dot{M}_{74} X_{74}^{Ads} = \dot{M}_{73} X_{73}^{Ads}$
- Óleo: $\dot{M}_{74} X_{74}^{OC} = 0,30 (\dot{M}_{74} X_{74}^{Ads})$
- Balço por componente para o óleo: $\dot{M}_{73} X_{73}^{OC} = \dot{M}_{74} X_{74}^{OC} + \dot{M}_{75} X_{75}^{OC}$

Balço de Energia:Aquecimento do óleo

- $\dot{Q} = \dot{M}_{69} C_p^{ON} (T_{71} - T_{69})$
- Consumo de vapor para o aquecimento: $\dot{M}_V = \frac{\dot{Q}}{h_V}$

22) DESODORIZAÇÃO



Dados:

A quantidade de ácidos graxos livres é de 0,02% a massa de óleo clarificado.

O aquecimento é feito com resistência elétrica.

$$T_{75} = 90^{\circ}\text{C}$$

$$T_{78} = 250^{\circ}\text{C}$$

$$T_{81} = 50^{\circ}\text{C}$$

$$X_{75}^A = 0,002$$

$$X_{75}^{AGL} = 0,002$$

$$X_{75}^{OC} = 0,96$$

Vapor: $P = 2$ bar

Balanco de Massa:

Para o desaerador::

- Global: $\dot{M}_{75} + \dot{M}_{76} = \dot{M}_{77} + \dot{M}_{78}$
- Para a água: $\dot{M}_{75} X_{75}^A = \dot{M}_{77} X_{77}^A + \dot{M}_{78} X_{78}^A$
- Para o óleo: $\dot{M}_{75} X_{75}^{OC} = \dot{M}_{78} X_{78}^{OC}$

Para o desodorizador:

- Global: $\dot{M}_{78} + \dot{M}_{79} = \dot{M}_{80} + \dot{M}_{81}$
- Vapor: $\dot{M}_{79} = 0,006 \dot{M}_{78}$
- $\dot{M}_{75} X_{75}^{AGL} = \dot{M}_{78} X_{78}^{AGL}$
- $\dot{M}_{80} = \dot{M}_{78} X_{78}^{AGL} + \dot{M}_{79}$

Balanco de Energia:

Aquecimento do óleo com Resistência Elétrica

- $\dot{Q} = \dot{M}_{75} C_p^{OC} (T_{78} - T_{75})$

Resfriamento com água da torre:

- $\dot{Q} = \dot{M}_{81} C_p^{ODE} (T_{78} - T_{81})$

- Consumo de água da torre para o resfriamento: $\dot{M}_A = \frac{\dot{Q}}{h_A}$

ANEXOS

ANEXO I – TABELA DE CONCENTRAÇÃO DE GRAUS BAOMÉ (Bé)


ANEXO II – CARACTERÍSTICAS DOS ADSORVENTES

ANEXO I - TABELA DE CONCENTRAÇÃO DE GRAUS BAOMÉ (Bé)

°Be	<i>Kg NaOH/ 100Kg solução</i>	<i>Densidade (kg/m³)</i>
1	0,61	1007
2	1,20	1014
3	2,00	1022
4	2,71	1029
5	3,35	1036
6	4,00	1045
7	4,64	1052
8	5,29	1060
9	5,87	1067
10	6,57	1075
11	7,31	1083
12	8,00	1091
13	8,68	1100
14	9,50	1108
15	10,06	1116
16	11,07	1125
17	11,84	1134
18	12,68	1142
19	13,55	1152
20	14,36	1162
21	15,13	1171
22	15,09	1180
23	16,77	1190
24	17,87	1200
25	18,58	1210
26	19,70	1220
27	20,59	1231
28	21,58	1241
29	22,64	1252
30	23,50	1263
31	24,81	1274
32	25,80	1284
33	26,83	1297
34	27,80	1308
35	28,83	1320
36	29,93	1332
37	31,22	1345
38	32,47	1357
39	33,69	1370
40	34,96	1383
41	36,25	1397
42	37,47	1410
43	38,80	1424
44	39,99	1438
45	41,41	1453
46	42,83	1468
47	44,36	1483
48	46,15	1498
49	47,60	1514
50	49,02	1530






ANEXO II – CARACTERÍSTICAS DOS ADSORVENTES

1) Pure-Flo B80 Natural



INFORMAÇÃO TÉCNICA

Pure-Flo® B80 Natural

Pure-Flo® B80 Natural

Adsorvente clarificante ativado naturalmente através de processos físicos, indicado para o branqueamento de diferentes tipos de óleos, sem causar os efeitos prejudiciais dos ácidos minerais.

PROPRIEDADES TÍPICAS

Umidade Livre, % peso @ 105°C	14 - 18%
PH (5% sólidos em D.I.H ₂ O)	max 8.0
Densidade ao Embalar	576 - 705 g/l

TAMANHO DA PARTÍCULA

Peneira (Padrão Tyler)	
Através de Malha 100 (Menos de 150 Micron) % peso	100%
Através de Malha 325 (Menos de 45 Micron) % peso	82 - 88%

QUALIDADE RECONHECIDA

Todos os produtos Pure Flo são classificados como auxiliares de processo e são considerados seguros, segundo a norma GRAS emitida pela Food and Drug Administration (FDA).

EMBALAGENS E TRANSPORTE

Pure-Flo B-80 Natural está disponível em big-bags, em sacos de 25 Kg de papel kraft acondicionados em pallets protegidos com filme plástico ou a granel em caminhões bulk.

Nota: Os Dados aqui apresentados devem ser considerados exatos. Não obstante, cada consumidor deverá determinar como este produto se ajusta a seu processo.

A Oil-Dri Corporation of América não garante, de maneira expressa nem tácita, os dados referentes ao presente produto, nem assume responsabilidade por riscos ou circunstâncias surgidas do uso desta informação.

Pure-Flo Supreme B80

- _____ Excelente Remoção de Metais
- _____ Flexibilidade no Processo
- _____ Económico

PURE-FLO® B80 Natural

OIL-DRI

Pure-Flo® B80 Natural

Pure-Flo B80 Natural é um adsorvente ativo natural. Sua matéria prima é composta de um híbrido de hormita e esmeclita com características únicas de adsorção e filtração. O nosso método de processo patenteado, melhora as propriedades deste material. Este produto, ativado naturalmente, não contém nenhum composto químico.



CARACTERÍSTICAS DE DESEMPENHO E BENEFÍCIOS

- Excelente adsorção de metais (P, Ca, Fe, Mg, Ni)
- Remove níveis normais de clorofila e cor dos óleos vegetais
- Remove Sabões e Fosfolípidos
- Boas características de filtração, representando ciclos mais longos e menor pressão ao final.
- Minimiza o incremento de ácidos graxos livres durante o branqueamento.
- Não contém ácido mineral que possa danificar o óleo

APLICAÇÕES SUGERIDAS DE PROCESSO

- Refinação física de óleo de palma
- Remoção de cor de sebo bovino e de óleos como, algodão, coco, palma e outros
- Remoção de níveis normais de clorofila
- Compatível com o uso de ácidos de grau comestível na remoção de clorofila

SUORTE TÉCNICO E SERVIÇOS

A família de produtos Pure-Flo oferece a seus clientes os melhores produtos e serviços. A assistência técnica inclui o acesso ao Centro de Pesquisa e Desenvolvimento da Oil-Dri, e ao seu moderno Laboratório que conta com a mais alta tecnologia da Indústria. É sabido que os equipamentos de processo, os sistemas e as condições de manuseio, interagem com o tipo e a qualidade do óleo terminado tomando cada fábrica de óleo única. Por essa razão lhes ajudaremos a otimizar seus processos e produtos.

© 2004, Oil-Dri Corporation of America

**Oferecendo Produtos
Adsorventes e Serviços
de Qualidade a nossos
clientes ao redor do
Mundo**

A Oil-Dri trabalha com distribuidores locais em mais de 50 países, oferecendo a qualidade de serviços que você espera.


Contate-nos hoje para saber como poderemos melhorar seu processo de branqueamento.

Escritório Principal:

Oil-Dri Corporation of America
410 N. Michigan Ave., Suite 400
Chicago, Illinois 60611 U.S.A.






Email: fluidspurification@oldri.com
Website: www.oldri.com
Telephone: 312.321.1515
Fax: 312.321.6534

2) Perform 4000



INFORMAÇÃO TÉCNICA

Perform 4000

Perform 4000

Perform 4000 é um adsorvente com uma excepcional remoção de cor, clorofila e uma boa filtração em óleos vegetais onde as especificações finais de cor são muito exigentes.

PROPRIEDADES TÍPICAS

Umidade Livre, % peso @ 105°C	9 - 12%
pH (5% Sólidos em D.I.H ₂ O)	2.4 - 3.0
Densidade ao Embalar	576 - 737 g/l

TAMANHO DA PARTÍCULA

Peneira (Padrão Tyler):

Através da Malha 100 (Menos de 150 Microns) % Peso	100%
Através da Malha 325 (Menos de 45 Microns) % Peso	72 - 79%

QUALIDADE RECONHECIDA

Todos os produtos Pure-Flo são classificados como auxiliares de processo e considerados totalmente seguros segundo a norma (GRAS) emitida pelo Food and Drug Administration (FDA).

EMBALAGENS E TRANSPORTE

Perform 4000 está disponível em big-bags, em sacos de 25 kg de papel kraft, acondicionados em pallets protegidos com filme plástico, ou a granel, em caminhões bulk.

Nota: Os Dados aqui apresentados devem ser considerados exatos. Não obstante, cada consumidor deverá determinar como este produto se ajusta a seu processo.

A Oil-Dri Corporation of América não garante, de maneira expressa nem tácita, os dados referentes ao presente produto, nem assume responsabilidade por riscos ou circunstâncias surgidas do uso desta informação.

Perform 4000

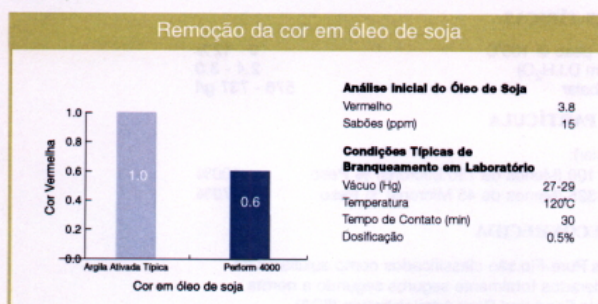
- Excelente Remoção de Cor e Clorofila
- Excepcional adsorção de metais
- Remoção Superior de Sabões e Fosfolipídeos

PURE-FLO® Perform 4000

OIL-DRI

Perform 4000

A família Pure-Flo é composta por uma gama de produtos onde a matéria prima é um híbrido de hornita e esmectita, com características únicas de adsorção e filtração. Estas argilas atuam como transportadoras de ácido que acondicionam os óleos no branqueamento.



CARACTERÍSTICAS DE DESEMPENHO E BENEFÍCIOS

- O melhor em remoção de cor e clorofila.
- Excelente adsorção de metais (P, Ca, Fe, Mg, Ni, etc.).
- Excepcional Remoção de Sabões e Fosfolípidos.
- Ótimas características de filtração.

APLICAÇÕES SUGERIDAS DE PROCESSO

- Ideal para plantas de produção com dificuldades de purificação de óleos em geral.
- Remoção de cor de óleos como canola, milho, girassol e soja.

SUPORTE TÉCNICO E SERVIÇOS

A família de produtos Pure-Flo oferece a seus clientes os melhores produtos e serviços. A assistência técnica inclui o acesso ao Centro de Pesquisa e Desenvolvimento da Oil-Dri, e ao seu moderno Laboratório que conta com a mais alta tecnologia da Indústria. É sabido que os equipamentos de processo, os sistemas e as condições de manuseio, interagem com o tipo e a qualidade do óleo terminado, tornando cada fábrica de óleo única. Por esta razão lhes ajudaremos a otimizar seus processos e produtos.

© 2004, Oil-Dri Corporation of America

**Oferecendo Produtos
Adsorventes e Serviços
de Qualidade a nossos
clientes ao redor do
Mundo**

A Oil-Dri trabalha com distribuidores locais em mais de 50 países, oferecendo a qualidade de serviços que você espera.


Contate-nos hoje para saber como poderemos melhorar seu processo de branqueamento.

Escritório Principal:

Oil-Dri Corporation of America
410 N. Michigan Ave., Suite 400
Chicago, Illinois 60611 U.S.A.






Email: fluidspurification@oildri.com
Website: www.oildri.com
Telephone: 312.321.1515
Fax: 312.321.6534

3) Perform 5000



INFORMAÇÃO TÉCNICA

Perform 5000

Perform 5000

Perform 5000 é um adsorvente com uma excepcional remoção de cor, clorofila e uma boa filtração em óleos vegetais onde as especificações finais de cor são muito exigentes.

PROPRIEDADES TÍPICAS

Umidade Livre, % peso @ 105°C	9 - 12%
pH (5% Sólidos em D.I.H ₂ O)	2.3 - 3.2
Densidade ao Embalar	576 - 689 g/l

TAMANHO DA PARTÍCULA

Peneira (Padrão Tyler):

Através da Malha 100 (Menos de 150 Microns) % peso	100%
Através da Malha 325 (Menos de 45 Microns) % peso	72 - 79%

QUALIDADE RECONHECIDA

Todos os produtos Pure-Flo são classificados como auxiliares de processo e considerados totalmente seguros segundo a norma (GRAS) emitida pelo Food and Drug Administration (FDA).

EMBALAGENS E TRANSPORTE

Perform 5000 está disponível em big-bags, em sacos de 25 kg de papel kraft, acondicionados em pallets protegidos com filme plástico, ou a granel, em caminhões bulk.

Nota: Os Dados aqui apresentados devem ser considerados exatos. Não obstante, cada consumidor deverá determinar como este produto se ajusta a seu processo.

A Oil-Dri Corporation of América não garante, de maneira expressa nem tácita, os dados referentes ao presente produto, nem assume responsabilidade por riscos ou circunstâncias surgidas do uso desta informação.

Perform 5000

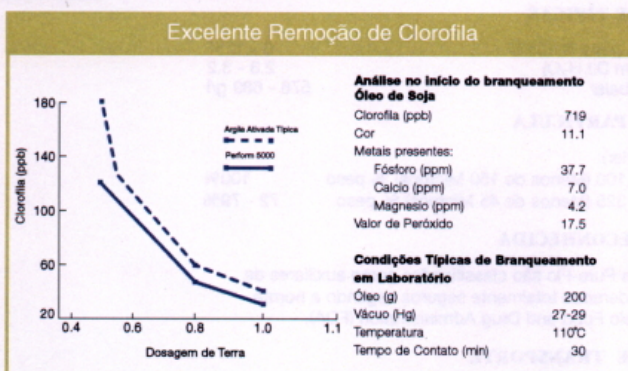
- Excelente Remoção de Cor e Clorofila
- Excepcional adsorção de metais
- Remoção superior de sabões e fosfolípeos

PURE-FLO® Perform 5000

OIL-DRI

Perform 5000

A família Pure-Flo é composta por uma gama de produtos onde a matéria prima é um híbrido de hornita e esmectita, com características únicas de adsorção e filtração. Estas argilas atuam como transportadoras de ácido que acondicionam os óleos no branqueamento.



CARACTERÍSTICAS DE DESEMPENHO E BENEFÍCIOS

- O melhor em remoção de cor e clorofila.
- Excelente adsorção de metais (P, Ca, Fe, Mg, Ni, etc.).
- Excepcional Remoção superior de sabões e fosfolipídeos.
- Boas características de filtração.

APLICAÇÕES SUGERIDAS:

- Remoção de Clorofila e Cor quando as especificações finais do óleo sejam exigentes.
- Custo-Benefício efetivo no Branqueamento para uma variedade de óleos
- Recomendado para Refinarias com altos volumes de produção

SUPORTE TÉCNICO E SERVIÇOS

A família de produtos Pure-Flo oferece a seus clientes os melhores produtos e serviços. A assistência técnica inclui o acesso ao Centro de Pesquisa e Desenvolvimento da Oil-Dri, e ao seu moderno Laboratório que conta com a mais alta tecnologia da Indústria. É sabido que os equipamentos de processo, os sistemas e as condições de manuseio, interagem com o tipo e a qualidade do óleo terminado, tornando cada fábrica de óleo única. Por esta razão lhes ajudaremos a otimizar seus processos e produtos.

© 2004, Oil-Dri Corporation of America

Oferecendo Produtos Adsorventes e Serviços de Qualidade a nossos clientes ao redor do Mundo

A Oil-Dri trabalha com distribuidores locais em mais de 50 países, oferecendo a qualidade de serviços que você espera.

Contate-nos hoje para saber como poderemos melhorar seu processo de branqueamento.

Escritório Principal:

Oil-Dri Corporation of America
410 N. Michigan Ave., Suite 400
Chicago, Illinois 60611 U.S.A.

Email: fluidspurification@oldri.com
Website: www.oldri.com
Telefone: 312.321.1515
Fax: 312.321.6534

4) Pure-flo Supreme Pro Active

INFORMAÇÃO TÉCNICA

Pure-Flo® Supreme Pro-Active

Adsorvente que possui um médio nível médio de ativação ácida. A melhor combinação de atividade e filtração para um alto desempenho em todos os tipos de óleos.

Excelente Remoção de Cor e Clorofila

Baixo Custo de Clarificação para Todos os Tipos de Óleos

Características Excelentes de Filtração

Propriedades Típicas

Umidade Livre, % peso @ 105°C	14 - 18%
PH (5% Sólidos em D.I.H ₂ O)	2.5 - 3.2
Densidade ao Envasar	432 - 529 g/l

Tamanho da Partícula

Peneira (Padrão Tyler):	
Através da Malha 100 (Menos de 150 Microns) % Peso	100%
Através da Malha 325 (Menos de 45 Microns) % Peso	74 - 80%

Qualidade Reconhecida

Todos os produtos Pure-Flo são classificados como auxiliares de processo e são considerados seguros segundo a norma GRAS emitida pela Food and Drug Administration(FDA).

Embalagens e Transporte

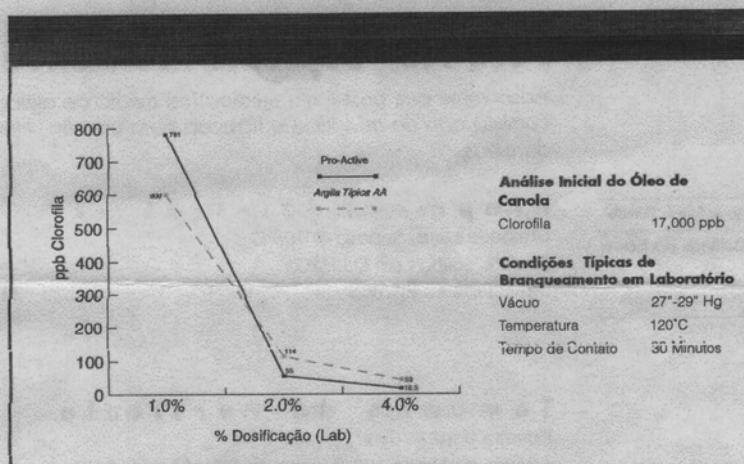
Pure-Flo Supreme Pro-Active está disponível em big-bags, em sacos de 25 kg de papel kraft acondicionados em pallets protegidos com filme plástico ou a granel, em caminhões bulk.

PURE-FLO® SUPREME
Pro-Active

Nota: Os Dados aqui apresentados devem ser considerados exatos. Não obstante, cada consumidor deverá determinar como este produto se ajusta a seu processo. A Orlon Corporation of América não garante, de maneira expressa nem tácita os dados referentes ao presente produto, nem assume responsabilidade por riscos ou circunstâncias surgidas do uso desta informação.

Pure-Flo® Supreme Pro-Active

A família Pure-Flo Supreme é composta por uma gama de produtos onde a matéria prima é um híbrido de hormita e esmectita com características únicas de adsorção e filtração. Estas Argilas atuam como transportadoras de ácido que acondiciona os óleos no branqueamento.



Características de Desempenho e Benefícios

- Adsorção de clorofila de óleos vegetais como canola, soja e girassol
- Remoção de cor de óleos como milho, canola, girassol e soja
- Remoção de sabão e fosfolípidos
- Excelente remoção de metais (P, Ca, Mg, Ni)
- Características de filtração excelentes representando ciclos mais longos e menor pressão ao final da filtração

Aplicações Sugeridas de Processo

- Remoção de cor e clorofila para óleos com exigência de cor final clara
- Flexibilidade de uso para todos tipos de óleos
- Para plantas sensíveis com respeito à vazão ideal

Suporte Técnico e Serviços

A família de produtos Pure-Flo oferece a seus clientes os melhores produtos e serviços. A assistência técnica inclui o acesso ao Centro de Pesquisa e Desenvolvimento da Oil-Dri, e ao seu moderno Laboratório que conta com a mais alta tecnologia da Indústria. É sabido que os equipamentos de processo, os sistemas e as condições, de manuseio interagem com o tipo e a qualidade do óleo terminado tornando cada fábrica de óleo única. Por esta razão lhes ajudaremos a otimizar seus processos e produtos.

Escritório Principal:
Oil-Dri Corporation of America
10340 Overseas Hwy., Suite #202
Key Largo, Florida 33037 U.S.A.
Telefone: +312-321-1515
Fax: +312-321-6534

No América Latina:
Oil-Dri Corporation of America
10340 Overseas Hwy., Suite #202
Key Largo, Florida 33037 U.S.A.
Telefone: +305-453-3666
Fax: +305-453-9080
Email: ODLatinAmerica@oil-dri.com

No Europa, Oriente Médio, Ásia e África:
Oil-Dri S.A.
Place Du Four, P.O. Box 125
1296 Coppet, Switzerland
Telefone: +41-22-776-19-15
Fax: +41-22-776-47-57

Internet: <http://www.oil-dri.com>

OIL-DRI
CORPORATION OF AMERICA

5) Tonsil Supreme 180 FF

Características

CARACTERÍSTICA	UNIDADE	ESPECIFICAÇÃO
Umidade	%	8,0 a 12,0
Acidez Livre – H ₂ SO ₄	%	Máx. 1,0
Massa Especifica aparente	Kg/m ³	500 a 600
Tamanho da partícula	%	Máx 25
Velocidade de Filtração	s	Máx. 60

Composição Química Média

COMPOSIÇÃO	MÍNIMO	MÁXIMO
SiO ₂	77,0	87,0
Al ₂ O ₃	2,0	8,0
Fe ₂ O ₃	1,0	3,0
MgO	0,3	0,9
CaO	0,2	0,8
TiO ₂	0,7	1,3
K ₂ O	0,1	0,3
Na ₂ O	0,1	0,3