

Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo

Frederico Augusto Furlan Zafaneli

Avaliação de Pré-viabilidade Técnica e Econômica de Produção de Biodiesel a Partir de Borra de Refino de Óleo de Soja

**São Paulo
2010**

Livros Grátis

<http://www.livrosgratis.com.br>

Milhares de livros grátis para download.

Frederico Augusto Furlan Zafaneli

**Avaliação de Pré-viabilidade Técnica e Econômica de
Produção de Biodiesel a Partir de Borra de Refino de
Óleo de Soja**

Frederico Augusto Furlan Zafaneli

Avaliação de Pré-viabilidade Técnica e Econômica de Produção de Biodiesel a Partir de Borra de Refino de Óleo de Soja

Dissertação de Mestrado apresentada ao Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo – IPT, como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Processos Industriais

Data da aprovação ___/___/___

Prof. Dr. João Guilherme Rocha Poço
(Orientador)
IPT – Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo

Membros da Banca Examinadora:

Prof. Dr. João Guilherme Rocha Poço (Orientador)
IPT – Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo

Prof. Dr. Eduardo Luiz Machado
IPT – Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo

Prof. Dr. Luiz Henrique Schiavon
UNISANTA – Universidade Santa Cecília de Santos

Frederico Augusto Furlan Zafaneli

Avaliação de Pré-viabilidade Técnica e Econômica de Produção de Biodiesel a Partir de Borra de Refino de Óleo de Soja

Dissertação de Mestrado apresentada ao Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo – IPT, como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Processos Industriais

Área de Concentração: Desenvolvimento e Otimização de Processos Industriais

Orientador: Prof. Dr. João Guilherme Rocha Poço

São Paulo
Fevereiro/2010

Ficha catalográfica

Dedicatória

Este trabalho é dedicado a meus pais, Aparecido Zafaneli Sobrinho e Neusa Iní Furlan Zafaneli por tudo o que fizeram e continuam a fazer por mim.

Também ao meu irmão, Paulo Henrique Furlan Zafaneli, que estimulou este passo adiante na formação acadêmica que foi a realização do mestrado profissional.

Agradecimentos

Primeiramente agradeço ao senhor Reno Ferrari Filho, diretor da empresa CLARION S/A, aonde eu trabalho, pela idéia inicial, fornecimento de estrutura principalmente de laboratório e estímulo ao desenvolvimento do trabalho.

Agradeço também ao Prof. Dr. João Guilherme Rocha Poço, meu orientador, por informações cruciais para o desenvolvimento do estudo e pela paciência ao longo da realização do trabalho.

Agradeço ao analista de laboratório André de Oliveira Araújo, ao antigo chefe de laboratório Gilberto Ferreira “in memorian”, ao Eng^o Sérgio Abrahão, atual chefe do laboratório da CLARION S/A, e também aos analistas Waldson Alves dos Santos e José Marcos Fonseca pela ajuda na execução dos testes e análises tão necessários à pesquisa científica. Também ao senhor José Ferreira, supervisor da área de produção que bastante ajudou na execução dos testes realizados com os equipamentos de protótipo, também fundamentais ao longo do estudo, ajudando a confirmar resultados do laboratório e a melhorá-los.

Sou muito grato também ao Eng^o Renato Dorsa que com sua experiência na área de refino de óleos ajudou com informações decisivas para a correta execução da pesquisa.

Sou muito agradecido à grande ajuda fornecida pela Prof^a Edna Gubitoso e sua irmã, Ester Murbach, na revisão e formatação do trabalho.

RESUMO

O objetivo deste trabalho é avaliar a pré-viabilidade técnica e econômica de se produzir biodiesel a partir da borra de refino de óleo de soja . O interesse maior é da indústria em conseguir agregar mais valor ao resíduo gerado e também obter um combustível a um custo mais baixo, diminuindo o valor de frete, importante no negócio soja. Além do benefício econômico também se obter o benefício ambiental na emissão de gases. A metodologia utilizada para pré-avaliação técnica foi a execução de ensaios em laboratório das etapas definidas para o processo que foram: acidulação da borra de refino; esterificação do óleo ácido gerado na acidulação; e transesterificação do óleo éster gerado na esterificação. Os resultados foram acompanhados ao longo do processo e o éster gerado analisado para verificação do atingimento da especificação ANP 255 quanto ao percentual de glicerol total e acidez. A metodologia para a pré-avaliação econômica foi o cálculo do tempo de retorno do investimento através da relação entre os valores investidos para se montar o negócio e o lucro líquido obtido. Para a pré-avaliação do lucro imaginou-se uma instalação de processamento contínuo de 1.000 kg/h de borra de refino. Concluídos os testes de laboratório chegou-se ao resultado de inviabilidade técnica pelo não atingimento da especificação ANP 255, porém como os resultados foram próximos ao desejado continuou-se para a etapa de pré-avaliação econômica que também resultou inviável pelo critério definido de tempo de retorno. Estudou-se também a opção de consumo próprio do biodiesel evitando a incidência de impostos, e neste caso apesar do “lucro líquido” positivo o tempo de retorno ainda ficou acima do desejado e, portanto, também inviável. Apesar do resultado econômico negativo o projeto tem boas perspectivas por permitir redução dos investimentos necessários se a unidade for montada junto a uma refinadora de óleo e também por ter uma boa parcela dos custos ligada ao sistema de tratamento de água, que deve ser mais bem estudado visando otimização econômica do processo.

Palavras-chave: biocombustível; borra de refino; biodiesel; esterificação; óleo de soja.

ABSTRACT

Technical and Economical Pre-viability Evaluation of Soybean Oil Soapstock Biodiesel Fuel Production.

Producing biodiesel fuel from soybean oil soapstock is the subject of this research. The Oil Industry has the pretention of enhancing the worth of this byproduct either getting a cheaper combustibile that would result in lower transportation costs, what is fundamental to this commodities business. Besides the economical benefits are the environmental benefits through gases emission reduction. The technical pre-evaluation methodology was laboratory tests to the processing steps: soapstock acidulation; resultant acid oil esterification; and resultant ester oil transesterification. The processing results in total glycerol and free fat acids percentual were registered, analyzed and compared to ANP 255 specification. The economical pre-evaluation methodology was the payback method relationing the investments to the liquid profit. A continuous on-line processing installation for 1.000 kg/h of soapstock was considered to the liquid profit measurement. The laboratory tests resulted in technical unviability. The results did not achieve the ANP 255 specification, but as they were close to the desirable range the economical pre-evaluation was developed. The economical pre-evaluation resulted in unviability. A second option of self consumption of the biodiesel fuel was even studied avoiding the commercialization taxes and tributes, and in this case, although the liquid profit resulted positive, the payback time overtake the stipulated number becoming unviable too. Although the negative economical results the project has good perspectives, the investments can be reduced if the plant is built besides an oil refining industry, and the processing costs are greatly affected by the water effluents treatment system that must be better studied looking for the optimal method to achieve better costs results.

Key-words: biocombustibile; soapstock; biodiesel; esterification; soybean oil.

Lista de Ilustrações

Figura 1 –	Tabela com Taxas Anuais de Crescimento do PIB real por setores (%); gráfico com o PIB do Agronegócio em relação ao PIB total.	23
Figura 2 –	Fluxograma simplificado das etapas do processamento da soja, com massa laminada	35
Figura 3 –	Fluxograma das etapas do processamento da soja, com massa expandida	36
Figura 4 –	Fluxograma do processo de refino do óleo degomado de soja	39
Figura 5 –	Fluxograma ilustrativo da etapa de neutralização.	40
Figura 6 –	Fluxograma ilustrativo da etapa de clarificação.	41
Figura 7 –	Fluxograma ilustrativo da etapa de desodorização.	42
Figura 8 –	Exemplo de estrutura molecular do óleo (triglicerídeo), neste caso com três moléculas de ácidos graxos diferentes (palmítico, oléico e alfa-linolênico).	43
Figura 9 –	Molécula do ácido graxo linoleico	44
Figura 10 –	Molécula de fosfatídeo	46
Figura 11 –	Variação do índice de acidez durante o progresso de esterificação catalisada por ácido do óleo cru de semente de tabaco a duas quantidades de catalisador (H_2SO_4) (baseada na quantidade de óleo): (a) 1,0% e (b) 2,0% (relação molar do metanol para os ácidos graxos livres: 4,5:1 - ●; 9:1 - ▲; 13:1 - ■; 18:1 - ◆).	51
Figura 12 –	Reação de transesterificação. R é uma mistura de várias cadeias de ácidos graxos.	54
Figura 13 –	Variação da composição da mistura de reação com o progresso do pré-tratamento ácido do óleo cru de semente de tabaco com 2% de catalisador (H_2SO_4) (baseado na quantidade de óleo) e razão molar de metanol para ácidos graxos livres de 13:1 (ácidos graxos livres: ○; monoglicerídeos: ●; diglicerídeos: ▲; triglicerídeos: ■; e metil-ésteres-de ácidos graxos: ◆).	55
Figura 14 –	Diagrama seqüencial de produção de biodiesel a partir de borra de refino.	67
Figura 15 –	Fluxograma – Etapa de processamento da borra	102
Figura 16–	Fluxograma – Etapas de desidratação do etanol, recuperação do etanol da borra e de tratamento de água	103
Figura 17 –	Exemplo de unidade de processamento	112
Figura 18 –	Diagrama de Blocos – Produtos da Soja	169
Fotografia 1 -	Pesagem da borra de refino	68
Fotografia 2 -	Agitação da borra – acidulação	68

Fotografia 3 -	Decantação da água – acidulação	69
Fotografia 4 -	Pesagem do óleo ácido	70
Fotografia 5 -	Adição de etanol - esterificação	70
Fotografia 6 -	Centrifugação do óleo ácido esterificado	71
Fotografia 7 -	Adição de H ₂ SO ₄ – pós transesterificação	73
Fotografia 8 -	Lavagem para retirada do glicerol – transesterificação	74
Fotografia 9 -	Biodiesel de borra de refino	75
Gráfico 1 -	Produção mundial de grãos	20
Gráfico 2 -	Produção mundial de oleaginosas	21
Gráfico 3 -	Produção mundial de soja.	22
Gráfico 4 -	Saldo da Balança Comercial do Agronegócio e demais setores econômicos	23
Gráfico 5 -	Exportações dos Principais Produtos do Agronegócio Brasileiro	24
Gráfico 6 -	Resumo da avaliação dos efeitos do biodiesel nas emissões de poluentes por motores de serviço-pesado, pela Agência Americana de Proteção Ambiental.	28
Gráfico 7 -	Composição da soja	32
Gráfico 8 -	Composição do óleo de soja	33
Gráfico 9 -	Composição do farelo de soja	33
Gráfico 10 -	Percentual de sabões de sódio e de fosfatídeos na borra (ao longo do ano)	90
Gráfico 11 -	Resultados dos testes - % AGL – conforme a Tabela 12	96
Gráfico 12 -	Resultados dos testes - % glicerol total – conforme a Tabela 12.	96
Gráfico 13 -	Resultados dos novos testes, dobro de catalisador - % AGL – conforme a Tabela 16	100
Gráfico 14 -	Resultados dos novos testes, 4 h de reação - % AGL – conforme a Tabela 16	100
Gráfico 15 -	Percentual do Custo Operacional do Biodiesel	116
Gráfico 16 -	Percentual do Custo Operacional por Etapa	117
Gráfico 17 -	Análise de Sensibilidade – Oscilação do Custo Operacional	119
Gráfico 18 -	Análise de Sensibilidade – Oscilação Relativa do Custo Operacional	120

Lista de Tabelas

Tabela 1 –	Produção, Exportação e Consumo Doméstico Brasileiro de Soja e Seus Produtos.	24
Tabela 2 –	Média do efeito de emissões, em motores de serviço pesado, com 20 % biodiesel na mistura, em relação à média convencional do diesel.	28
Tabela 3 –	Demanda de biodiesel versus estimativa de produção de biodiesel de borra de refino.	31
Tabela 4 –	Composição da Borra de Refino	45
Tabela 5 –	Composição do óleo degomado e neutro	59
Tabela 6 –	Balanço de massa de formação da borra de refino.	60
Tabela 7 –	Padrão para resumo do balanço de massa do processo.	77
Tabela 8 –	Consumos de vapor e água de reposição da água de refrigeração	81
Tabela 9 –	Modelo para Custo Operacional do Processo	82
Tabela 10 –	Obtenção do Lucro Líquido a partir da Receita de Vendas	83
Tabela 11 –	Variação da qualidade da borra de refino com a variação da qualidade do óleo de soja – 2009	86
Tabela 12 –	Testes com resultados das análises das principais etapas sem o efeito do etanol nas amostras	88
Tabela 13 –	Variação da qualidade da borra de refino com a variação da qualidade do óleo de soja e rendimento de éster	91
Tabela 14 –	Comparativo de valores analisados e calculados para a etapa de acidulação	92
Tabela 15 –	Testes de esterificação	98
Tabela 16 –	Testes de esterificação – comparativo resultados	99
Tabela 17 –	Resumo do balanço de massa (dados)	104
Tabela 18 –	Resumo do Balanço de Energia (dados)	105
Tabela 19 –	Custo Operacional (dados)	107
Tabela 20 –	Obtenção do Lucro Líquido a partir da Receita de Vendas	108
Tabela 21 –	Dados para calculo de receita	108
Tabela 22 –	Dados para calculo de impostos	109
Tabela 23 –	Consumo de Diesel na Cadeia da Soja e do Álcool	110
Tabela 24 –	Obtenção do Lucro Líquido (consumo próprio)	111
Tabela 25 –	Dados para calculo de receita na condição de consumo próprio	111
Tabela 26 –	Dados para calculo de impostos na condição de consumo próprio	112
Tabela 27 –	Folha de Custo dos equipamentos	113

Tabela 28 –	% do custo operacional do biodiesel	116
Tabela 29 –	% do custo operacional por etapa	117
Tabela 30 –	Análise de Sensibilidade – oscilação do custo operacional	119
Tabela 31 -	Análise de Sensibilidade – oscilação relativa do custo operacional	121
Tabela 32 –	Resumo da produção de safra mundial	164
Tabela 33 –	Produção, área plantada e rendimento - soja	165
Tabela 34 –	Óleo de Soja distribuição e fornecimento mundial	166
Tabela 35 –	Farelo de Soja distribuição e fornecimento mundial	167
Tabela 36 –	Soja brasileira e seus produtos: distribuição e fornecimento anual - mercado local	168
Tabela 37 –	Capacidade de Processamento	170
Tabela 38 –	Capacidade de Refino e envase	171

Lista de Abreviatura e Siglas

ABIOVE	Associação Brasileira das Indústrias de Óleos Vegetais
AGL	Ácidos Graxos Livres
ANP	Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
AOCS	<i>The American Oil Chemists's Society</i>
ASTM	<i>American Society for Testing and Materials</i>
B2 (B3, B5,...)	Mistura de biodiesel no diesel na proporção de 2% (3%, 5%,...)
FBC	Fundo Bio de Carbono
CNPE	Conselho Nacional de Política Energética
CSTR	Continuous Stirred Tank Reactor
MDL	Mecanismos de Desenvolvimento Limpo
EMBRAPA	Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária
EN	<i>European Standards</i>
ETA	Estação de Tratamento de Água
FPC	Fundo Protótipo de Carbono
INPM	Instituto Nacional de Pesos e Medidas
IPT	Instituto de Pesquisas Tecnológicas
ISO	<i>International Standardization for Organization</i>
LADETEL	Laboratório de Desenvolvimento de Tecnologias Limpas
MAPA	Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento
MO	Mão-de-obra
MP	Matéria-prima
pH	Potencial Hidrogeniônico
PIB	Produto Interno Bruto
PNB	Programa Nacional de Produção e Uso do Biodiesel
PROÁLCOOL	Programa Nacional do Alcool
PROÓLEO	Plano de Produção de Óleos Vegetais para Fins Energéticos
SINDCOM	Sindicato Nacional das Empresas Distribuidoras de Combustíveis e Lubrificantes
USDA	<i>United States Department of Agriculture</i>
USP	Universidade de São Paulo

Lista de Símbolos

%	Percentual	
c, cs	Calor específico, calor esp. de saída	[kcal/(kg.°C)]
Ca	Cálcio	
E	Energia total	[kcal/h]
gze, gzs	Cota de entrada, cota de saída	[m ² /h ²]
h	entalpia	[kcal/h]
H ₂ SO ₄	Ácido sulfúrico	
he, hs	Entalpia de entrada, entalpia de saída	[kcal/h]
K	Potássio	
kg	Quilograma	
m	massa	[kg]
me, ms	Massa de entrada, massa de saída	[kg]
mg	Miligrama	
Mg	Magnésio	
N	Normalidade	[eq/l]
Na	Sódio	
NaOH	Hidróxido de sódio	
Q	Calor trocado	[kcal/h]
rpm	Rotações por minuto	
t	Tempo	[h]
Te, Ts	Temperatura de entrada, temperatura de saída	[°C]
ve, vs	Velocidade de entrada, velocidade de saída	[m/h]
W	Trabalho realizado	[kcal/h]

Sumário

1 INTRODUÇÃO	15
2 OBJETIVOS	18
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	19
3.1 Justificativa de escolha do tema	19
3.2 A Soja	32
3.2.1 Processamento da Soja	34
3.2.2 Refino do Óleo de Soja	38
3.2.3 A borra de refino	43
3.2.4 Acidulação da Borra de Refino	46
3.3 Biodiesel	47
3.3.1 Esterificação Direta de Ácidos Graxos	49
3.3.2 Transesterificação	53
4 METODOLOGIA	58
4.1 Metodologia de Caracterização da Matéria-Prima	58
4.2 Metodologia de Caracterização do Produto em Processo	62
4.3 Metodologia de Caracterização do Produto Final	63
4.4 Metodologia dos Ensaio de Obtenção do Biodiesel	64
4.4.1 Catalisadores	65
4.4.2 Álcool	66
4.4.3 Ensaio	66
4.5 Metodologia de Pré-avaliação Econômica	75
4.5.1 Levantamento do Balanço de Massa	77
4.5.2 Levantamento do Balanço de Energia Térmica	78
4.5.3 Metodologia de Pré-avaliação do Lucro Líquido	81
4.5.4 Metodologia de Pré-avaliação dos Investimentos	83
4.5.5 Metodologia de Pré-análise Econômica (tempo de retorno)	84
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO	85
5.1 Caracterização da Matéria-Prima	85
5.2 Ensaio de Obtenção do Éster Etilico	86
5.3 Caracterização do Produto em Processo	88
5.4 Caracterização do Produto	89

5.5 Discussão dos Resultados	89
5.5.1 Acidulação	89
5.5.2 Esterificação	94
5.5.3 Transesterificação	95
5.5.4 Novos Testes	96
5.6 Pré-avaliação Econômica	101
5.6.1 Fluxograma de Processo	101
5.6.2 Balanço de Massa	104
5.6.3 Balanço de Energia Térmica	104
5.6.4 Lucro Líquido	106
5.6.5 Investimento	112
5.6.6 Pré-análise Econômica (Tempo de Retorno)	114
5.6.7 Análise de Sensibilidade	116
5.7 Discussão da Pré-análise Econômica	121
6 CONCLUSÃO	123
7 RECOMENDAÇÕES	125
REFERÊNCIAS	127
APÊNDICE A - Dados dos Balanço de Massa	131
APÊNDICE B - Dados do Balanço de Energia	145
ANEXO A - Dados agrícolas USDA	164
ANEXO B - Produtos da Soja	169
ANEXO C - Capacidade de Esmagamento, de Refino e de Envase de Óleos Vegetais no Brasil	170

1 INTRODUÇÃO

A soja (*Glycine Max (L.) Merrill*) conhecida, cultivada e largamente empregada atualmente, difere-se muito da erva rasteira original, que se desenvolvia na costa leste da Ásia, principalmente na China ao longo do rio Yang Tsé.

A evolução desta oleaginosa se deu devido ao trabalho de cientistas chineses, que através de cruzamentos naturais, desenvolveram novas espécies geneticamente melhoradas (EMPRESA BRASILEIRA DE PESQUISA AGROPECUÁRIA, [2004?]).

A agricultura da soja no oriente tem mais de cinco mil anos, o que a torna uma das mais antigas plantas cultivadas no planeta, na China antiga era considerada sagrada, e na época do plantio e da colheita eram realizados cerimoniais ritualísticos em sua homenagem.

Entretanto, a exploração comercial da soja no ocidente começou apenas a partir da segunda década do século vinte, nos Estados Unidos da América, que inicialmente a cultivava para uso de forragem e posteriormente como fonte de grão (EMPRESA BRASILEIRA DE PESQUISA AGROPECUÁRIA, [2004?]).

A soja chegou ao Brasil via Estados Unidos da América em 1882, quando o professor Gustavo Dutra, da Escola de Agronomia da Bahia, realizou os primeiros estudos no Brasil deste cultivo.

O primeiro registro do cultivo de soja no Brasil data de 1914, no município gaúcho de Santa Rosa, porém apenas na década de 70 a soja se consolidou como a principal cultura do agronegócio brasileiro, passando de 1,5 milhões de toneladas colhidas (1970), para mais de 15 milhões de toneladas (1979) (EMPRESA BRASILEIRA DE PESQUISA AGROPECUÁRIA, [2004?]).

Com o avanço do cultivo nas décadas 60 e 70 na região sul e de 80 e 90 na região do cerrado no Brasil central, houve simultaneamente o desenvolvimento do parque industrial para o processamento desse grão. A economia da soja no Brasil chegou a tal crescimento que participou em 2006 com aproximadamente 20% do saldo positivo da balança comercial (MINISTÉRIO DA AGRICULTURA, PECUÁRIA E ABASTECIMENTO, 2008), com um valor de U\$\$ 9,3 bilhões em exportações, considerando-se o grão e seus produtos, também conhecidos como o complexo soja.

Do processamento da soja tem-se o óleo degomado de soja e do refino desse óleo obtém-se o óleo refinado e também um subproduto, a borra de refino, que é um resíduo gerado e sua produção tem volume considerável e valor relativamente baixo, demonstrando ter potencial para ser transformado em um produto cuja demanda vem crescendo rapidamente, o éster metílico ou etílico de ácidos graxos, ou seja: o biodiesel.

Nos Estados unidos da América bem como na União Européia, principalmente na Alemanha, o uso do biodiesel puro ou como aditivo do diesel derivado de petróleo é uma realidade desde os anos 90.

No Brasil, a partir de 1975, iniciaram-se os estudos de utilização de biocombustíveis, através do Programa Nacional do Álcool (PROÁLCOOL), e do Programa Nacional de Produção de óleos Vegetais para Fins Energéticos (PROÓLEO).

O PROÓLEO não foi levado adiante, e apenas em 1998 recomeçaram os estudos para aproveitamento de óleos vegetais para fins energéticos.

Em 2004, houve o lançamento do Programa Nacional de Produção e uso do Biodiesel (PNPB) e a partir de 2005, com a lei nº 11.097/2005, tornou-se obrigatório o uso de biodiesel misturado ao diesel de petróleo na proporção de 2%, e a partir de 2013, essa proporção aumentará para 5% (CARRAMENHA, 2007).

Em primeiro de julho de 2008, com a resolução nº 2 do Conselho Nacional de Política Energética (CNPE), alterou-se o valor obrigatório de 2% para 3%, passando-se a utilizar o B3 (mistura de diesel com 3% de biodiesel).

Portanto, criou-se uma demanda obrigatória por lei desse novo combustível, e essa vem sendo suprida quase que totalmente através da conversão de óleo refinado de soja em biodiesel, porém, nesta forma de produção a matéria prima vem apresentando valor maior que o diesel comum, o que inviabiliza economicamente sua produção, e que se mantém apenas através de subsídios do governo.

Buscam-se então novas fontes de matérias-primas para a produção de biodiesel que possam ser competitivas ao derivado do petróleo, e uma delas, que desponta pelo preço e disponibilidade no Brasil, é a borra de refino do óleo de soja.

Para atender aos interesses da indústria e aos interesses sociais, a produção do biodiesel de borra de refino deve ser viável técnica e economicamente. Para tanto, o produto tem de atender a especificações mínimas (KNOTHE et al., 2006)

para que possa ser utilizado em motores projetados para trabalhar com óleo diesel de petróleo, sem danificá-los e com um custo que viabilize seu uso e o respectivo investimento necessário para produzi-lo.

Sendo assim, pretende-se com este trabalho analisar a pré-viabilidade técnica de produção de biodiesel a partir da borra de refino do óleo de soja. Este estudo é justificado, pois se trata de uma matéria-prima com características que tornam o processo mais complicado que a conversão do óleo refinado e, então, com os dados desse processo analisados, ter as condições de avaliar a pré-viabilidade econômica do seu uso, justificando assim o investimento necessário à sua produção.

2 OBJETIVOS

O objetivo maior deste trabalho é estudar a pré-viabilidade técnica e econômica da produção de biodiesel a partir da borra de refino de óleo de soja.

Portanto este trabalho irá estudar a conversão da borra de refino de óleo de soja em éster etílico de ácidos graxos.

Após a obtenção do produto tecnicamente aceitável, será feita a pré-avaliação econômica, através dos custos de processamento, do preço do produto, da contabilização de lucro ou prejuízo, que será então comparado aos investimentos necessários para se montar uma instalação e assim se analisar o tempo de retorno do investimento, justificando ou não a pré-viabilidade econômica de sua execução.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Segue a justificativa da escolha do tema assim como a apresentação da soja, seu processamento, o refino do óleo, a geração da borra de refino, a sua acidulação para a separação do óleo ácido e também a apresentação do biodiesel e dos processos de esterificação e transesterificação para a produção do mesmo.

3.1 Justificativa de escolha do tema

A produção mundial de grãos vem crescendo nos últimos anos, passando de 1,99 bilhões de toneladas na safra 2006/07 para 2,1 bilhões em 2007/08 (MINISTÉRIO DA AGRICULTURA, PECUÁRIA E ABASTECIMENTO, 2008), representando um aumento de 5,52 %.

A estes números acrescentam-se 530,1 milhões de toneladas referentes às sementes oleaginosas e algodão em 2006/07 e 509 milhões de toneladas referentes à previsão de 2007/08 (UNITED STATES DEPARTMENT OF AGRICULTURE, FOREIGN AGRICULTURE SERVICE, 2008b).

Os maiores produtores mundiais são: os Estados Unidos da América (512,6 milhões de toneladas totais, considerando-se grãos, oleaginosas e algodão), seguidos pela China (478,4 milhões de toneladas totais), União Européia (284 milhões de toneladas totais), Índia (264,5 milhões de toneladas totais), Brasil (138,9 milhões de toneladas totais), Argentina (96 milhões de toneladas totais) e Rússia (86,2 milhões de toneladas totais) (UNITED STATES DEPARTMENT OF AGRICULTURE, FOREIGN AGRICULTURE SERVICE, 2008b). Ver Gráfico 1 a seguir:

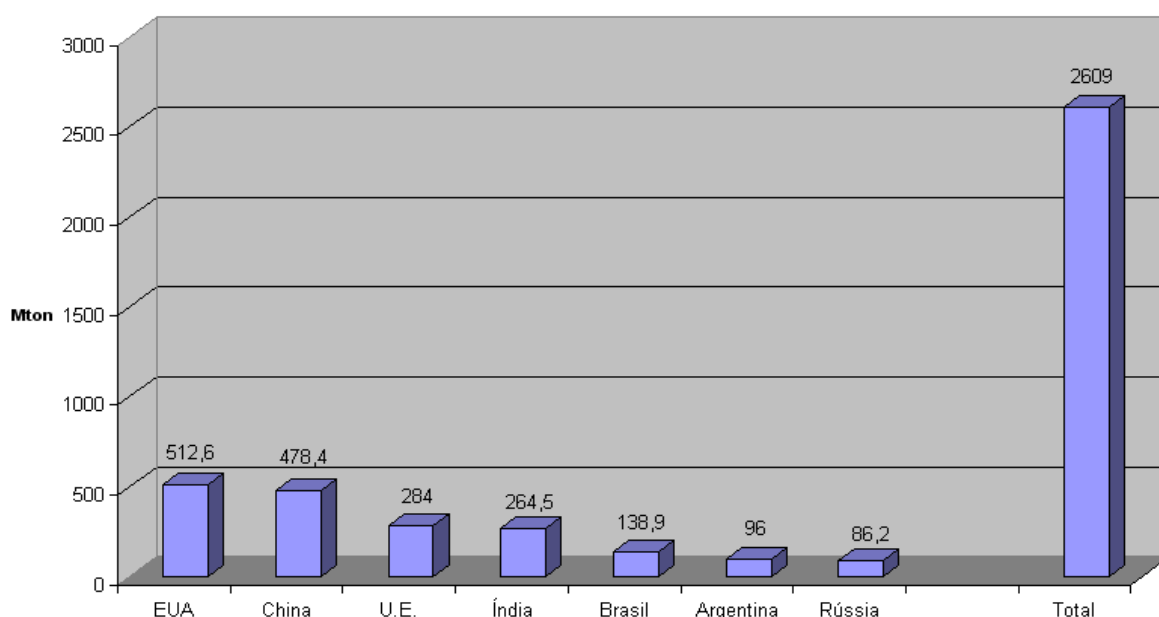


Gráfico 1 - Produção mundial de grãos

Fonte: Elaborado pelo autor com dados do Department of Agriculture, Foreign Agriculture Service (2008b)

Considerando-se apenas as sementes oleaginosas tem-se um valor total de 390,1 milhões de toneladas previstas para a safra 2007/08 (Março/08), sendo que destas, 80 milhões de toneladas serão produzidas pelos Estados Unidos da América, 64,1 milhões de toneladas pelo Brasil, 54,3 milhões de toneladas pela China, 52,3 milhões de toneladas pela Argentina, 34,2 milhões de toneladas pela Índia e 24,4 pela União Européia. Ver Gráfico 2 a seguir:

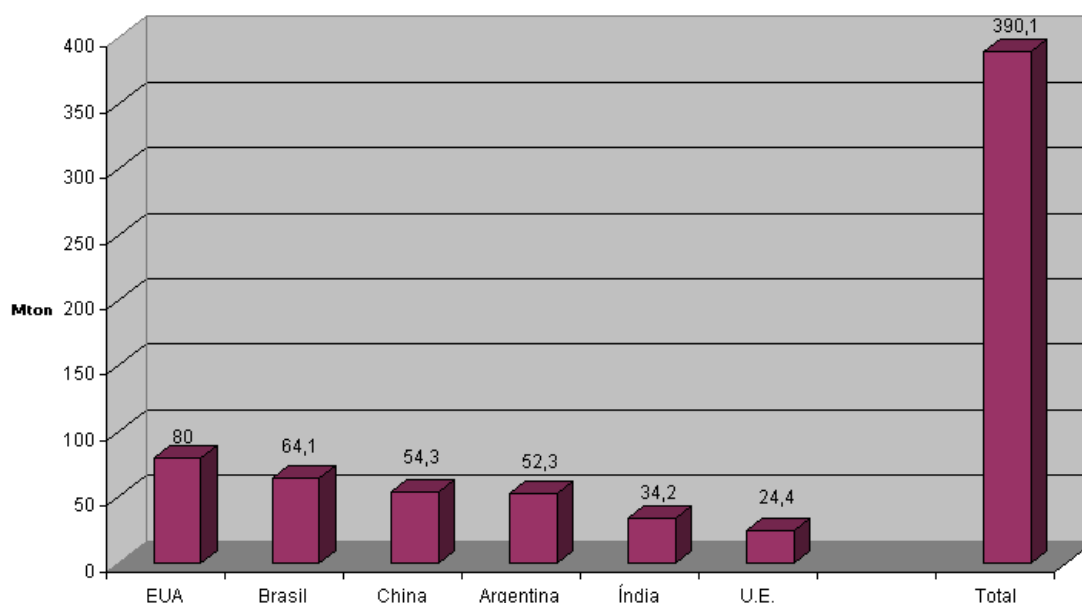


Gráfico 2 - Produção mundial de oleaginosas

Fonte: Elaborado pelo autor com dados do Department of Agriculture, Foreign Agriculture Service (2008b)

Portanto, o Brasil apresenta uma produção agrícola expressiva quando se refere a volume total, considerando-se grãos, oleaginosas e algodão (5,4 % da produção mundial), e maior ainda quando apenas comparadas as oleaginosas (16,4 % da produção mundial), sendo neste caso o segundo maior produtor mundial, com números próximos ao do maior produtor, que são os Estados Unidos da América.

Dentro do grupo de sementes oleaginosas, a soja participa com uma produção mundial de 219,9 milhões de toneladas, ou seja, 56,4 % do total de oleaginosas produzidas no mundo e 8,5 % do total de grãos.

O Brasil produz 61 milhões deste total (27,8 % do total de soja produzida no mundo), atrás apenas dos Estados Unidos (70,4 milhões de toneladas) e seguido pela Argentina com 47 milhões de toneladas. O quarto maior produtor é a China, com 14,3 milhões de toneladas (Gráfico 3 a seguir).

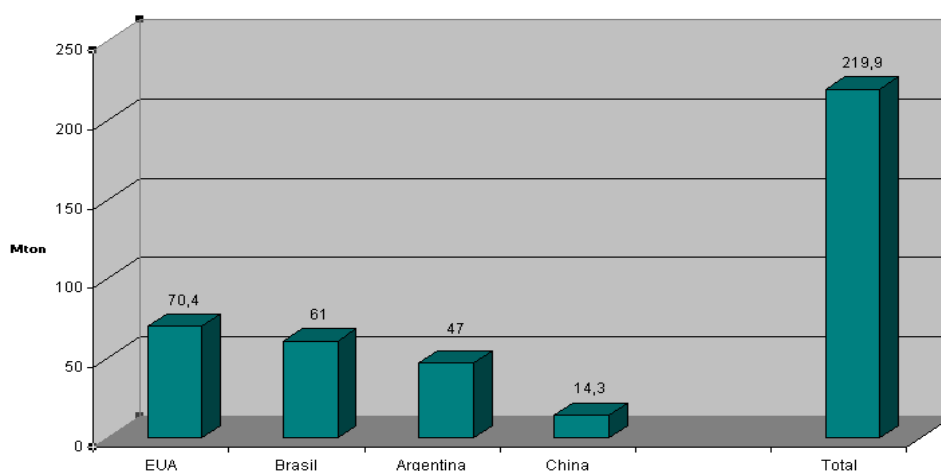


Gráfico 3 - Produção mundial de soja.

Fonte: Elaborado pelo autor com dados do Department of Agriculture, Foreign Agriculture Service (2008a)

Ver dados completos no Anexo A.

Por isso a participação da soja na agricultura mundial é relevante, seja especificamente no grupo de oleaginosas (56,4 %), ou considerando-se a produção total de grãos (8,5 %).

Esta importância é ainda maior quando a análise dos dados é feita apenas na produção agrícola do Brasil, que produz uma safra total de 138,9 milhões de toneladas, sendo que 64,1 milhões de toneladas são de oleaginosas, e destas, 61 milhões são de soja (43,9 % da safra).

Em 2007 o agronegócio no Brasil teve uma participação de 23,3 % do PIB (Produto Interno Bruto), com valor estimado de R\$ 564 bilhões, e apresenta um crescimento médio anual de 3,09 % no período de 1990 a 2007, maior que o obtido nos setores de Serviços e Indústria (respectivamente 1,78 % e 1,79 % de crescimento no mesmo período), conforme visto na Figura 1 a seguir.

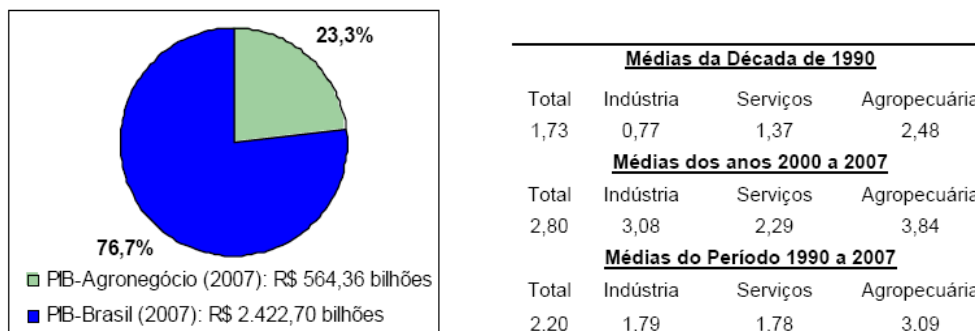


Figura 1 – Tabela com Taxas Anuais de Crescimento do PIB real por setores (%); gráfico com o PIB do Agronegócio em relação ao PIB total.

Fonte: Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento (2008)

Além disso, o agronegócio tem sido o responsável pelo saldo positivo na Balança Comercial do Brasil. Gerou um saldo de US\$ 42,73 bilhões contra US\$ 3,4 bilhões dos demais negócios, considerando-se o acumulado de Janeiro a Dezembro de 2006 (MINISTÉRIO DA AGRICULTURA, PECUÁRIA E ABASTECIMENTO, 2008), conforme apresentado no Gráfico 4:

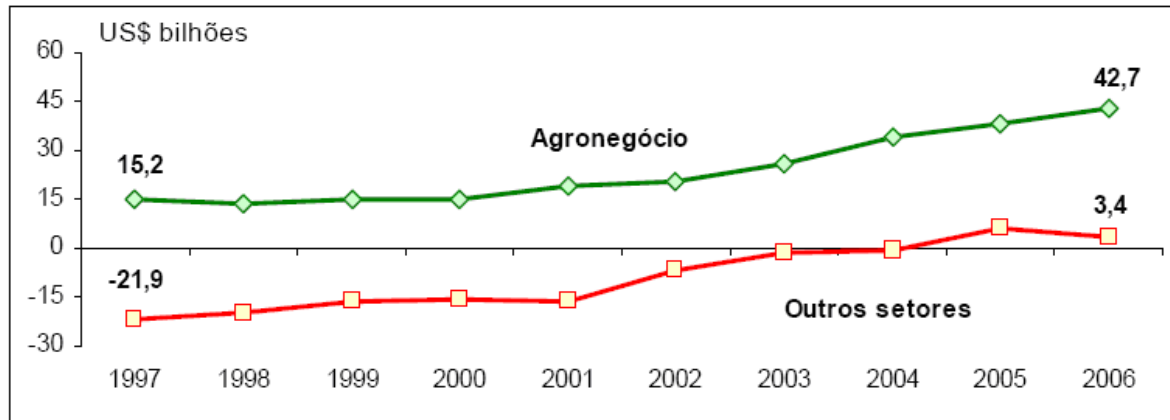


Gráfico 4 – Saldo da Balança Comercial do Agronegócio e demais setores econômicos
Fonte: Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento (2008)

O valor das exportações do agronegócio mais que dobrou entre 2000 e 2006, indo de US\$ 20,59 bilhões para US\$ 49,42 bilhões. Deste valor, US\$ 9,3 bilhões foram gerados pelo complexo soja, item de maior importância, seguido pelas carnes, produtos florestais e complexo sucroalcooleiro, conforme se vê no Gráfico 5 a seguir:

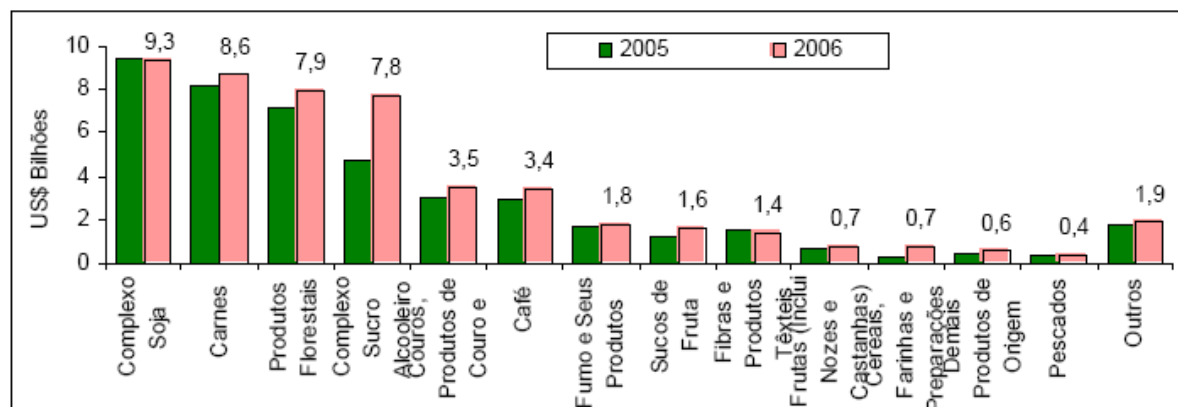


Gráfico 5 – Exportações dos Principais Produtos do Agronegócio Brasileiro
Fonte: Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento (2008)

Deve-se considerar ainda que esses valores da Balança Comercial referentes ao complexo soja são relativos apenas às exportações, que são de grande importância para o país. Porém, estes números são apenas uma parcela do valor total, produzido e comercializado pelo Brasil. (Tabela 1).

Tabela 1 – Produção, Exportação e Consumo Doméstico Brasileiro de Soja e Seus Produtos.

2007/08	Produção kton	Exportação kton	Esmagamento kton	Consumo Doméstico - kton
SOJA	61.000	27.900	31.800	34.750
FARELO	24.615	12.923	31.800	12.000
ÓLEO	6.105	2.575	31.800	3.640

Fonte: Adaptada pelo autor com dados do United States Department of Agriculture, Foreign Agriculture Service (2008a)

Os dados completos com estoques iniciais e finais e também números de importação de cada item referido na Tabela 1 constam na Tabela 36, Anexo A.

Segundo o United States Department of Agriculture, Foreign Agriculture Service (2008a) os dados de produção dos derivados da soja, safra 2007/08:

a) Farelo:

- 24,6 milhões de toneladas de farelo de soja no Brasil;
- 161,8 milhões de toneladas de farelo de soja no mundo;

- contra 233,8 milhões de toneladas de farelo produzido no mundo (sendo, portanto a maior fonte mundial de proteína vegetal).

b) Óleo:

- 6,1 milhões de toneladas de óleo de soja no Brasil;
- 38,4 milhões de toneladas de óleo de soja no mundo;
- contra 128,2 milhões de toneladas de óleo vegetal produzido no mundo.

De acordo com os dados da Tabela 1, anteriormente apresentada, com as informações de produção e exportação pode-se calcular que 45,7 % da soja em grão, 52,5 % do farelo de soja e 42,2 % do óleo de soja foram exportados. Sendo assim, aproximadamente 52,1 % do grão foi processado no Brasil, e desse número: 25 % da soja, um quarto da produção nacional, teve seus produtos consumidos localmente, na forma de farelo e óleo de soja.

Este dado é importante, pois indica o percentual de processamento do grão no Brasil, atividade que ajuda a desenvolver a indústria local, e indica quanto do óleo de soja foi refinado no Brasil. Por isso se deduz que foi gerado paralelamente um subproduto de baixo valor comercial que é a “borra de refino” do óleo de soja, foco do interesse deste trabalho.

A “borra de refino” é um resíduo oriundo da neutralização do óleo de soja, após o processo de extração e degomagem do óleo bruto de soja, sendo constituída pelos sabões gerados na neutralização alcalina dos ácidos graxos livres e também por óleo arrastado na emulsão.

Ver no Anexo B diagrama com os produtos originados da soja.

O Emprego normal deste resíduo é a sua adição ao próprio farelo de soja ou em rações para complementação da matéria graxa, sendo parte da composição do produto, ou pode ser acidulado para a recuperação dos ácidos graxos retirados do óleo.

O volume gerado é considerável, dependendo da acidez do óleo, que também é indicador da qualidade do produto, e que se altera principalmente pelo modo de armazenamento dos grãos de soja.

Pode-se considerar o número de 3,5 % do óleo degomado como um valor médio esperado. Destes 3,5 %, a metade (1,75 %) é composta por água e os outros 50 % são a perda do óleo refinado que são os ácidos graxos e outros produtos arrastados na neutralização (1,75 % do óleo degomado).

Conforme os dados levantados anteriormente, conclui-se que de um consumo doméstico de 3,64 milhões de toneladas de óleo aproximadamente 130 mil toneladas de “borra de refino” foram geradas na safra 2007/08. Este é o tamanho do desafio para o qual se deseja propor uma melhor solução.

De outro lado, a expectativa de redução das reservas mundiais de petróleo, e com o advento da possibilidade de escassez do mesmo, aliada à crescente preocupação com a preservação do meio ambiente, têm-se incentivado a busca da substituição dos combustíveis fósseis por combustíveis alternativos. (BONOMI; POÇO; TRIELLI, 2006).

Notadamente o gás carbônico (CO₂) tem se apresentado como o maior responsável pelo efeito estufa, em parte pela expressiva contribuição de emissões de gases expelidos pelos motores movidos a combustíveis fósseis (BONOMI; POÇO; TRIELLI, 2006).

Os motores atualmente utilizados para veículos são em sua maioria movidos a combustão interna, e são divididos basicamente em duas categorias, ciclo Otto e ciclo Diesel. As diferenças desses dois tipos se devem basicamente ao sistema de ignição, no ciclo Otto o início da combustão se dá através de faísca elétrica, e no ciclo diesel ocorre auto-ignição, provocada pela alta compressão da mistura combustível, e também em função das características do combustível.

O combustível mais utilizado para os motores de ciclo Otto é a gasolina, derivada de petróleo, e o mais usado para os motores de ciclo Diesel é o óleo diesel, também, derivado do petróleo.

Atualmente, e principalmente no Brasil, o etanol, um biocombustível produzido da fermentação do açúcar da cana-de-açúcar, vem ocupando grande espaço ao lado da gasolina na alimentação de motores de ciclo Otto.

Os motores de ciclo Diesel vêm apresentado a mesma tendência de novas opções, como o uso de “biodiesel” em misturas variadas com o óleo diesel de petróleo para sua combustão.

O “biodiesel” é o derivado alquil éster de ácidos graxos de cadeia longa, proveniente de fontes renováveis como óleos vegetais ou gordura animal, e cuja utilização está associada à substituição de combustíveis fósseis em motores de ignição por compressão (ciclo Diesel) (WUST, 2004).

O “biodiesel” pode ser caracterizado por:

- ausência de enxofre e aromáticos;
- número de cetano elevado;
- teor de oxigênio próximo a 11 %;
- excelente lubricidade;
- elevada viscosidade e maior ponto de fulgor, quando comparado ao diesel convencional;
- vantagens ambientais.

Seu uso pode ser puro, ou em misturas com o diesel convencional, e em diferentes proporções, recebendo denominações de acordo com o percentual de “biodiesel” adicionado, como por exemplo, o B2, contendo 2 % de “biodiesel” na mistura.

Testes realizados com motores a diesel mostraram que se pode trabalhar com misturas de combustível de até 20 % (B20) de “biodiesel” no diesel sem necessitar nenhuma alteração nos motores da frota de ônibus e caminhões brasileira (OLIVEIRA; COSTA, 2001).

A substituição do diesel de origem fóssil pelo biodiesel de origem vegetal traz conseqüências positivas consideráveis nos âmbitos sociais, ambientais e econômicos, como se pode ver a seguir.

Quanto ao balanço ambiental: pelo fato da planta absorver CO₂ durante sua vida, significa que o saldo de sua emissão total seja menor que o do combustível fóssil. Um estudo conjunto do Departamento de Energia e do Departamento de Agricultura dos Estados Unidos da América mostra que o biodiesel reduz em 78 % as emissões líquidas de CO₂ (LIMA, 2004a).

Estudos realizados pelo Laboratório de Desenvolvimento de Tecnologias Limpas (LADETEL) da USP - mostraram que a substituição de 100 % do óleo diesel mineral pelo biodiesel resulta em redução de emissões da ordem de 20 % de enxofre, 9,8 % de anidrido carbônico, 14,2 % de hidrocarbonetos não queimados,

26,8 % de material particulado e 4,6 % de óxido de nitrogênio. Contudo, estudo da União Européia mostra emissões de NO_x marginalmente piores que a do diesel de petróleo (LIMA, 2004a).

Além da redução da emissão de CO₂, os gases resultantes da queima do biodiesel, prejudicam menos que os emitidos pelo diesel, à exceção do NO_x, conforme apresentado no Gráfico 6 e Tabela 2 retirados do livro Manual de Biodiesel (KNOTHE et al., 2006).

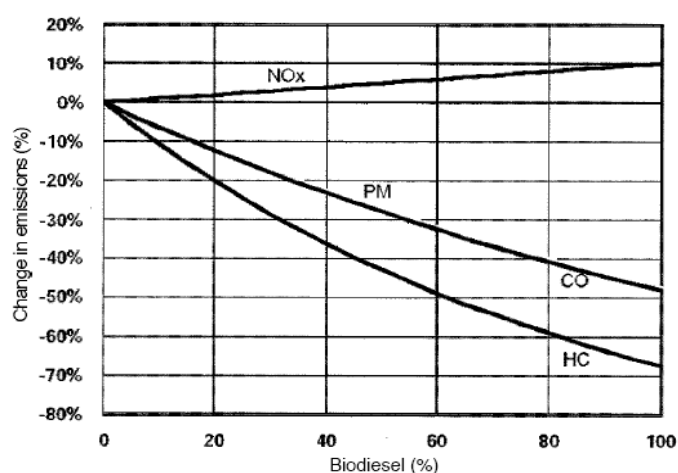


Gráfico 6 – Resumo da avaliação dos efeitos do biodiesel nas emissões de poluentes por motores de serviço-pesado, pela Agência Americana de Proteção Ambiental.

Fonte: Knothe et al. (2006)

Legenda: NO_x, óxidos de nitrogênio; PM, material particulado; CO, monóxido de carbono; HC, hidrocarbonetos.

Tabela 2 – Média do efeito de emissões, em motores de serviço pesado, com 20 % biodiesel na mistura, em relação à média convencional do diesel.

Air pollutant	B20 change (%)
Nitric oxide	+2.0
Particulate matter	-10.1
Carbon monoxide	-11.0
Hydrocarbon	-21.1

Fonte: Knothe et al. (2006)

Quanto ao aspecto social: o benefício vem direta ou indiretamente, pela valorização da agricultura, pois a valorização dos óleos vegetais e seus subprodutos refletem diretamente no preço das sementes que o originaram, trazendo uma maior renda ao produtor, seja ele pequeno ou grande, fazendo com que ele invista mais no

cultivo, em equipamentos, em insumos, criando uma situação favorável para que o dinheiro circule. Fato que gera empregos e renda, e conseqüentemente desenvolvimento, o que fatalmente refletirá em melhores condições de vida para a população em geral (RIBEIRO, 2006).

Quanto ao aspecto econômico: se mostra positivo, pois aumenta a circulação de dinheiro, investimentos, e traz desenvolvimento aos países produtores (LIMA, 2004b). O problema se encontra na comparação direta com o preço do diesel de Petróleo, pois por este ser originado de um produto fóssil, de origem extrativa, seu custo de produção é muito baixo, fator importante que não propicia um ambiente para o desenvolvimento de combustíveis alternativos (OLIVEIRA; COSTA, 2001).

Então, no caso do biodiesel, vislumbram-se as seguintes alternativas: ou se desenvolve esse combustível e o seu correspondente mercado por motivos estratégicos (CARRAMENHA, 2007) se considerando uma futura provável escassez de petróleo, utilizando-o como aditivo, visando tanto a diminuição de poluição como o benefício para o agronegócio, ou se busca matérias primas alternativas mais baratas, como a borra de refino de óleo de soja.

Há ainda a combinação do benefício econômico com o ambiental, pois o Brasil pode enquadrar o biodiesel nos acordos estabelecidos no Protocolo de Kyoto e nas diretrizes dos Mecanismos de Desenvolvimento Limpo (MDL), possibilitando a venda de cotas de carbono por meio do Fundo Protótipo de Carbono (FPC), pela redução das emissões de gases poluentes e também de créditos de seqüestro de carbono por meio do Fundo Bio de Carbono (FBC), administrados pelo Banco Mundial (LIMA, 2004a).

Logo, busca-se unir o interesse da indústria de refino do óleo de soja, para quem seria positivo agregar mais valor ao resíduo “borra de refino”, gerado em volume expressivo devido aos grandes números do negócio soja no Brasil, aos benefícios gerados pelo consumo de um biocombustível com todos os aspectos positivos descritos acima. Sejam eles ambientais, com menores emissões de gases poluentes; econômicos, gerados pelo menor custo de combustível, graças ao baixo valor da matéria prima borra de refino; e sociais, que acabam sendo os desdobramentos dos benefícios conseguidos como um todo e trazendo, desta forma, melhoria de vida às pessoas.

Quanto aos números do negócio “biodiesel de borra de refino”: considerando-se um consumo anual no Brasil de cerca de 41,6 bilhões de litros de diesel (SINDICATO NACIONAL DAS EMPRESAS DISTRIBUIDORAS DE COMBUSTÍVEIS E LUBRIFICANTES, 2008) se 3 % deste volume deve ser de biodiesel, conforme a Resolução nº 2 do Conselho Nacional de Política Energética que tornou este valor obrigatório a partir de Julho de 2008 (AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS, 2008), tem-se uma demanda anual de 1.248 milhões de litros, ou cerca de 1.086 mil toneladas.

Da produção estimada de 130 mil toneladas por ano de borra de refino tem-se disponibilidade de produzir 53.500 t/ano de biodiesel da borra de refino (aproximadamente 41 % do volume gerado de borra de refino), ou seja, 4,9 % da demanda de B3, com uma matéria prima que é muito mais barata que o óleo de soja (R\$ 2.200,00/t de óleo soja refinado, e R\$ 200,00/t de borra de refino de óleo de soja) (ABOISSA ÓLEOS VEGETAIS, 2008a; 2008b), principal matéria prima e de menor custo atualmente utilizada no Brasil para a produção comercial de biodiesel (CARRAMENHA, 2007).

Deve-se lembrar que o volume de grãos processados é de aproximadamente 52,1%, e o restante da produção é exportada. Desses grãos processados no país apenas 59,6% do óleo é refinado aqui, conforme Tabela 1 (consumo doméstico do óleo), dado que se o grão for totalmente processado e seu óleo refinado no Brasil, esta oferta de biodiesel de borra de refino poderia passar de 53.500 t/ano para 179.300 t/ano.

O percentual de biodiesel obrigatório no diesel, de acordo com a Lei nº 11.097 de 13 de Janeiro de 2005, passará para 5 % a partir de 2013, considerando que os motores a diesel aceitam uma mistura de até 20 % de biodiesel, o B20, esse volume adicionado pode ser ampliado em até 6,66 vezes passando das 1.085.800 toneladas por ano para 7.238.000 toneladas; sem necessitar nenhuma alteração na frota de caminhões e ônibus brasileira (OLIVEIRA; COSTA, 2001).

Esta demanda é maior que o volume de óleo bruto de soja produzido no país no ano (6,1 milhões de toneladas). (UNITED STATES DEPARTMENT OF AGRICULTURE, FOREIGN AGRICULTURE SERVICE, 2008a). Por isso, um mercado bastante atrativo, tanto para o óleo de soja como para a borra de refino do mesmo.

Na Tabela 3 a seguir, simula-se o atendimento da demanda de biodiesel nacional pelo biodiesel de borra de refino:

Tabela 3 – Demanda de biodiesel versus estimativa de produção de biodiesel de borra de refino.

Biodiesel	Demanda Biodiesel (1000 t/ano)	Produção Biodiesel de Borra (1000 t/ano)	Relação Prod. / Demanda %	Observações
B3	1085,8	53,5	4,9%	Estimativa para situação atual de processamento de soja e refino de óleo no Brasil
B3	1085,8	179,3	16,5%	Considerando-se a hipótese de que toda a soja produzida no Brasil seja processada e seu óleo refinado aqui.
B20	7238,0	179,3	2,5%	Considerando-se as hipóteses de demanda do B20, e que toda soja produzida no Brasil seja aqui processada e também seu óleo refinado.

Fonte: Elaborado pelo autor

Obs: Sendo a demanda anual estimada pelo consumo de diesel

Sendo a produção anual de biodiesel de borra estimada pelo volume de óleo de soja refinado

No Anexo C, têm-se as capacidades diárias instaladas de esmagamento, refino e envase de óleo vegetal no Brasil (ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DAS INDÚSTRIAS DE ÓLEOS VEGETAIS, 2008) e considerando 300 dias trabalhados por ano chega-se a uma capacidade de esmagamento de 45 milhões de toneladas de soja por ano, e refino de 6,4 milhões de toneladas de óleo.

Sendo assim, a indústria brasileira não teria hoje capacidade de processar toda a soja produzida, 61 milhões de toneladas (conforme Tabela 1), nem tampouco de refinar todo o óleo de soja gerado, aproximadamente 20 % da soja, ou seja, 12 milhões de toneladas, e, portanto não conteria capacidade para produzir as 179,3 mil toneladas anuais de borra de refino apresentada na Tabela 3.

De forma que seria necessário o investimento em novas instalações para o atendimento desta demanda, o que poderia gerar mais riquezas ao país. Faz-se também desejável, uma política de estímulo à exportação dos produtos da soja (óleo e farelo) e não do grão em si, como ocorre hoje e que causa a prejudicial subutilização das instalações de esmagamento já existentes.

De modo que o projeto se justifica pela importância da soja para a agricultura brasileira e para a indústria do agronegócio, pela importância do agronegócio para o

Brasil, pelo aproveitamento dos volumes gerados de borra de refino e seu baixo valor agregado, pela demanda de biodiesel a ser gerada com a mistura obrigatória ao diesel, e, também, pelas perspectivas ambientais e sociais. Dadas essas razões, indica-se claramente que isso é algo que vale a pena ser estudado.

3.2 A Soja

O grão de soja é uma semente oleaginosa rica em proteínas, que gera aproximadamente 20 % de óleo e 80 % de farelo (Gráfico 7).

O óleo (Gráfico 8) é formado por triglicerídeos (96 %), ácidos graxos livres (0,8 %), componentes não glicerídeos como fosfatídeos (2,4 %), e outros de menor significância como esteróis (0,7 a 0,8 %), carboidratos (esqualeno), derivados de carboidratos, fragmentos de proteínas, resinas variadas, e materiais mucilaginosos de identidade incerta (BAILEY, 1945).

O farelo (Gráfico 9) é formado por proteínas (44 %), carboidratos (35 %), fibras (3 %), residual de óleo (2 %), matéria mineral (4 %), e umidade (12 %).

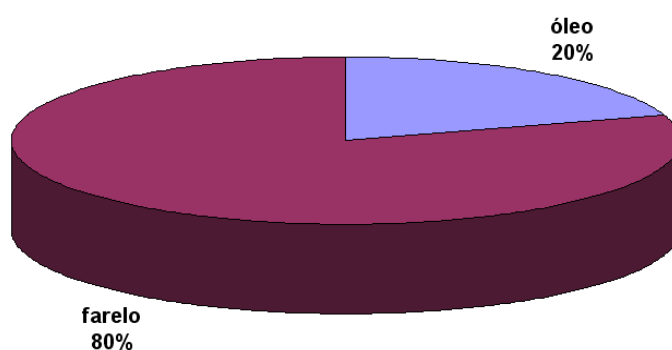


Gráfico 7 - Composição da soja
Fonte: Elaborado pelo autor

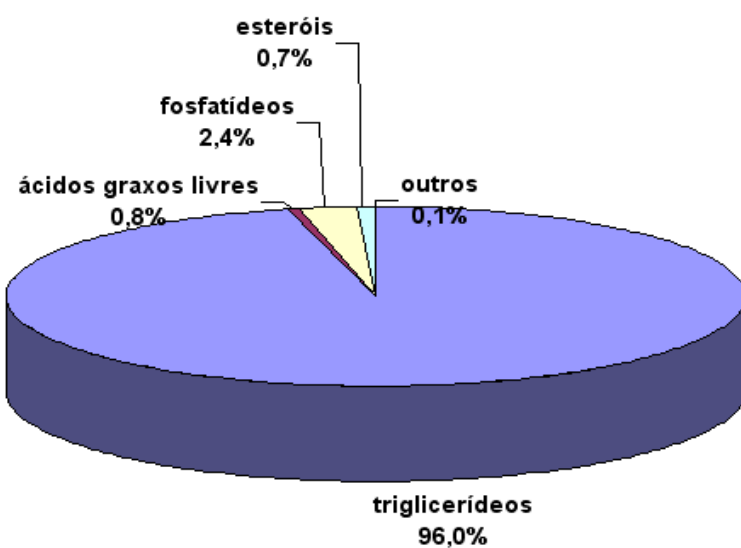


Gráfico 8 - Composição do óleo de soja
Fonte: Elaborado pelo autor

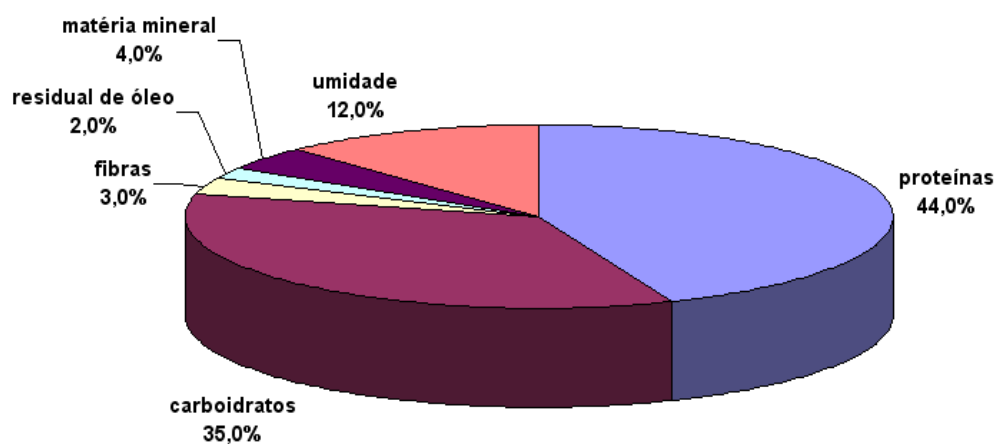


Gráfico 9 - Composição do farelo de soja
Fonte: Elaborado pelo autor

3.2.1 Processamento da Soja

Basicamente a industrialização da soja - tal como é mostrado nas Figuras 2 e 3, começa na recepção dos grãos vindos de fazendas, cooperativas ou de comerciantes. Para seu armazenamento, o produto deve sofrer uma pré-limpeza, com a finalidade de retirar impurezas, vagens e outros resíduos e sua posterior secagem que permitirá sua conservação nas melhores condições de armazenagem, de forma que não propicie a aceleração de sua degradação.

Normalmente procura-se secar os grãos no nível de 12 a 13 % de umidade para sua armazenagem. No processamento, se realiza uma nova secagem, que visa atingir umidades de 10 a 11 %, criando assim a melhor condição para a preparação mecânica do grão que permite a maior eficiência da extração do óleo de soja (SWERN, 1964).

A primeira etapa de preparação consiste da quebra do grão em moinhos de rolos raiados, onde a granulometria da quebra se regula pela distância entre os rolos, e geralmente se realiza duas quebras no mesmo equipamento, pois são compostos de dois jogos de rolos para que cumpram as duas etapas simultaneamente.

Após a quebra, os pedaços de grãos são transportados a condicionadores para serem aquecidos a cerca de 60 °C, com a finalidade de que se tornem mais plásticos e facilitem a próxima etapa da preparação: a laminação dos mesmos.

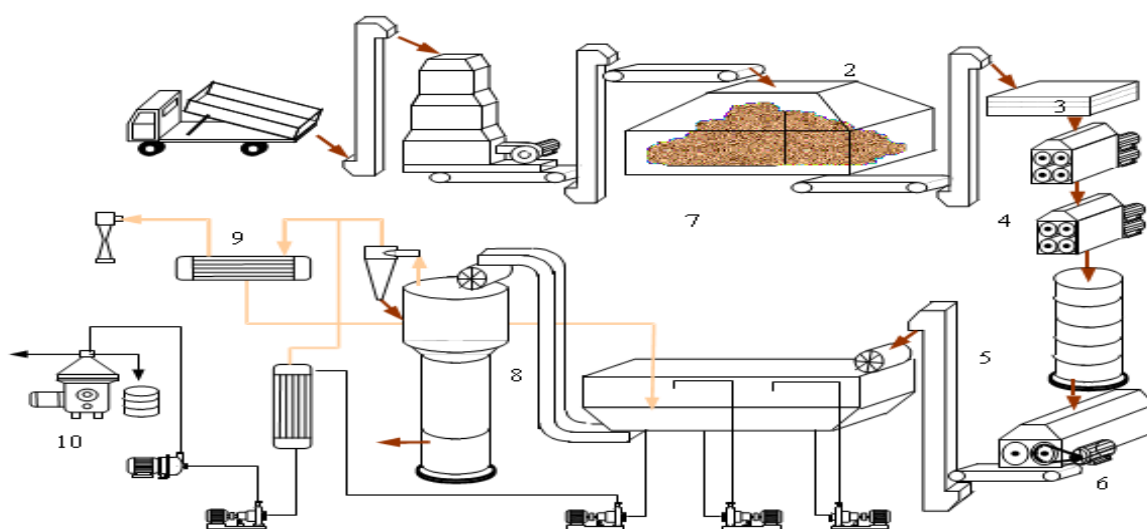
Essa laminação ocorre em moinhos laminadores que são equipamentos com dois rolos lisos com distância calibrada entre eles, com pressão hidráulica para facilitar o serviço de abertura e fechamento dos rolos, e manutenção da pressão sobre os pedaços de grãos.

Estas lâminas obtidas aumentam a superfície de área de contato do óleo presente nas mesmas com o solvente que irá retirá-lo. Quanto mais fina a lâmina maior a área de contato, porém, se as lâminas ficarem muito finas e chegarem a esfarelar, fato que prejudicará a extração do óleo.

Atualmente, existem dois processos usuais de extração do óleo de soja, sendo um a extração direta da lâmina de soja, (Figura 2) e outro a extração do óleo através de uma massa expandida, (Figura 3) que é formada após mais uma etapa de processamento seguinte à laminação, e antes da extração com solvente.

Esta etapa adicional é a expansão da massa de lâminas por meio de prensas, com injeção de vapor direto e helicóides com passo variável, tendo em vista a compressão mecânica da massa.

Após a compressão mecânica e aquecimento a cerca de 95 °C: a massa é exposta à pressão ambiente, onde ocorre a expansão da umidade e explosão das células de óleo, aumentando a área de exposição para a extração por solventes.



- | | |
|-------------------|-------------------------------|
| 1 - Secagem | 2 - Armazenagem |
| 3 - Pré-limpeza | 4 - Moinhos quebradores |
| 5 - Condicionador | 6 - Laminador |
| 7 - Extrator | 8 - Dessolventizador tostador |
| 9 - Destilação | 10 - Degomagem |

Figura 2 - Fluxograma simplificado das etapas do processamento da soja, com massa laminada

Fonte: Dorsa (2004)

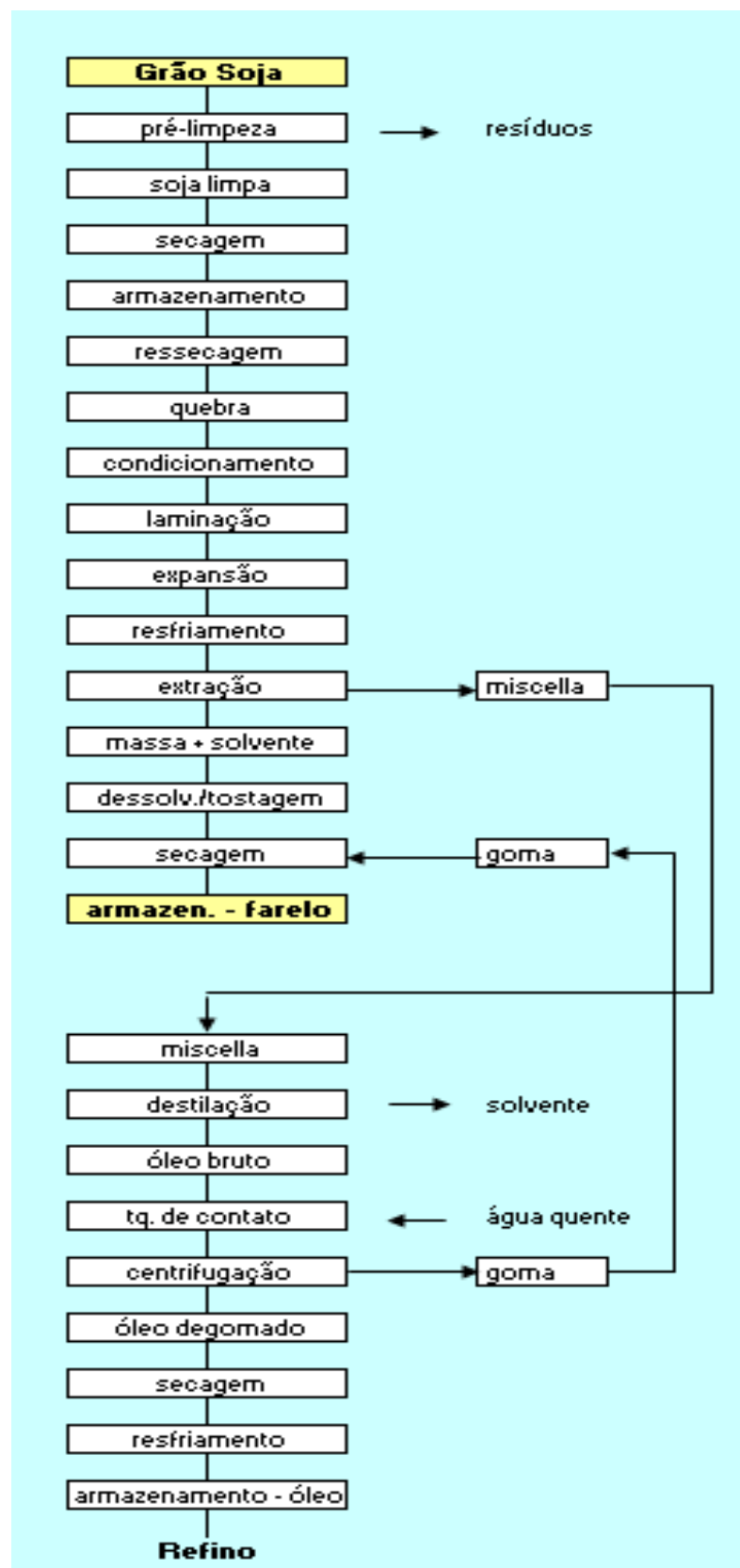


Figura 3 – Fluxograma das etapas do processamento da soja, com massa expandida

Fonte: Elaborado pelo autor

A massa expandida aquecida passa por um secador-resfriador para retirar a umidade adicionada (umidade atrapalha o processo de extração do óleo) e esfriar a cerca de 60 °C. Depois, é encaminhada ao setor de extração de óleo de soja, e no equipamento denominado extrator essa massa será banhada por solvente, o n-hexano, que também estará por volta de 60 °C, pois a temperatura facilita a extração, porém o excesso de temperatura gera pressão na instalação e provoca a perda por evaporação do solvente, que tem ponto de ebulição, puro a 69 °C (PERRY; GREEN, 1997).

No extrator a massa é lavada em contracorrente para que se reduza ao máximo o teor de óleo, então é enviada ao dessolventizador-tostador, para recuperação do solvente arrastado, e nessa mesma etapa, pelo processo de tostagem se realiza a quebra de algumas proteínas (fator anti-tripsina), que atrapalham a qualidade do farelo de soja. Depois que essa massa sai do dessolventizador-tostador a cerca de 105 °C, ela é enviada para peletização, ou moagem, ou simplesmente secagem e resfriamento, a fim de que seja armazenado esse produto obtido, que é o farelo de soja.

Na outra linha de saída do extrator está a saída dos fluidos, que consiste na mistura de solvente e óleo de soja, como de costume chamada de miscella, que vai ser então destilada para recuperação do solvente. A primeira destilação acontece no economizador e aproveita a energia dos gases do dessolventizador-tostador, que evaporam cerca de 85 % do solvente, e em seguida passa por mais uma coluna de destilação, para reduzir o residual no óleo. Na próxima etapa, o óleo é enviado a uma coluna de “*stripping*”, com vapor direto, a fim de reduzir ao mínimo residual possível de solvente, sem aquecer demasiadamente o óleo e não degradá-lo no vácuo disponível na instalação (100 a 160 mmHg absoluto).

Tem-se então o óleo bruto que deve ser degomado para armazenamento, pois a goma, ou fosfatídeos hidratáveis, provoca uma degradação mais rápida do óleo, além de promover grandes perdas, pela decantação da mesma no fundo do tanque de armazenamento (DORSA, 2004).

Portanto, normalmente dentro da própria planta de extração já se hidrata o óleo bruto e centrifuga-se o mesmo para a retirada da goma (2,9 % do óleo sem a água de hidratação, sendo 1,9 % de fosfatídeos e 1,0 % de óleo neutro arrastado),

que pode ser adicionada ao farelo ou secada e destinada a produção da Lecitina de Soja, que é formada basicamente pelos fosfatídeos hidratáveis.

Por conseguinte, o óleo degomado é enviado a um secador, resfriado e então armazenado para posterior refino.

3.2.2 Refino do Óleo de Soja

O refino do óleo bruto degomado (Figura 4) ocorre em três etapas: neutralização (Figura 5), clarificação (Figura 6) e desodorização (Figura 7).

Na primeira etapa, a neutralização: o óleo degomado é aquecido a 80 °C e recebe a adição de ácido fosfórico, para facilitar a retirada dos fosfatídeos não hidratáveis (0,5 % do óleo). Logo que o óleo degomado recebe a soda diluída para a neutralização dos ácidos graxos livres (0,8 %), ele passa por um tanque de contato e vai para as centrífugas para a separação da borra formada pelos sabões e pelos fosfatídeos. Esta é a borra que se pretende utilizar para a produção de biodiesel.

A borra é enviada a um tanque para ser estocada e comercializada. O óleo neutro é aquecido a 95 °C e encaminhado para outra centrífuga para lavagem com água quente e ácida o que diminui o consumo de água para lavagem. Em seguida, ocorre uma segunda lavagem para garantir um residual de sabões próximo à zero. O óleo é então enviado a um secador e retorna para a etapa de clarificação.

Para a clarificação o óleo neutro é aquecido a 105 °C, indo, depois, para um tanque de contato em vácuo onde recebe a terra de clarificação e é bombeado para os filtros de retenção da terra e, então, vai para o tanque de óleo clarificado. Do tanque vai para a etapa de Desodorização.

No desodorizador o óleo clarificado é aquecido a cerca de 250 °C, a uma pressão absoluta de 3 mmHg com injeção de vapor direto, onde são destilados ácidos graxos (55 a 65 % do destilado), esteróis (12 a 16 %), tocoferóis (2 a 5 %) e há arraste de óleo neutro (10 a 15 %) (SWERN, 1964), formando um segundo subproduto de interesse que é o Destilado do Óleo de Soja Desodorizado, o qual já teve um alto valor comercial, já ficou sem demanda pelo mercado, e atualmente tem demanda moderada, portanto com algum valor comercial.

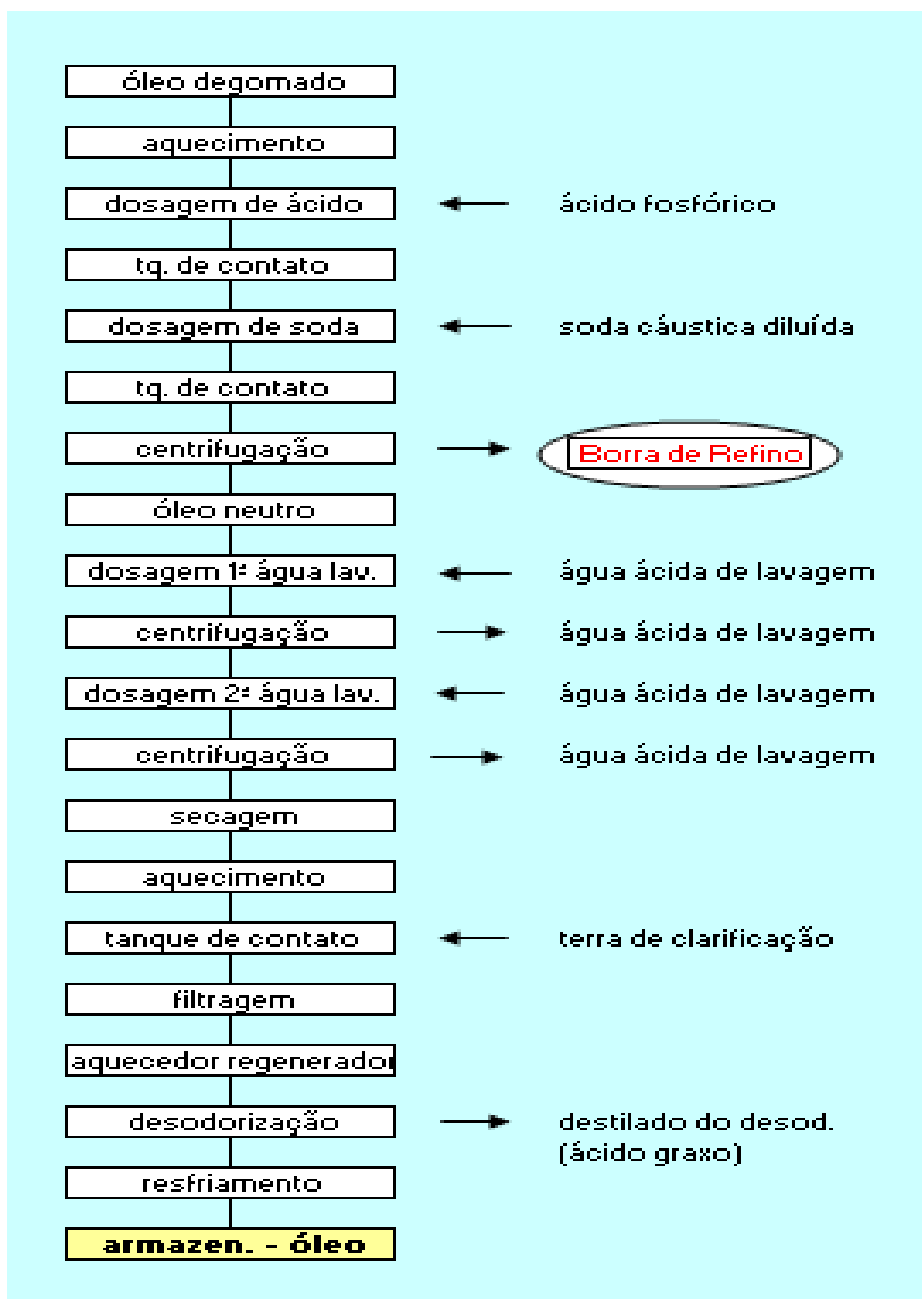


Figura 4 – Fluxograma do processo de refino do óleo degomado de soja
 Fonte: Elaborado pelo autor

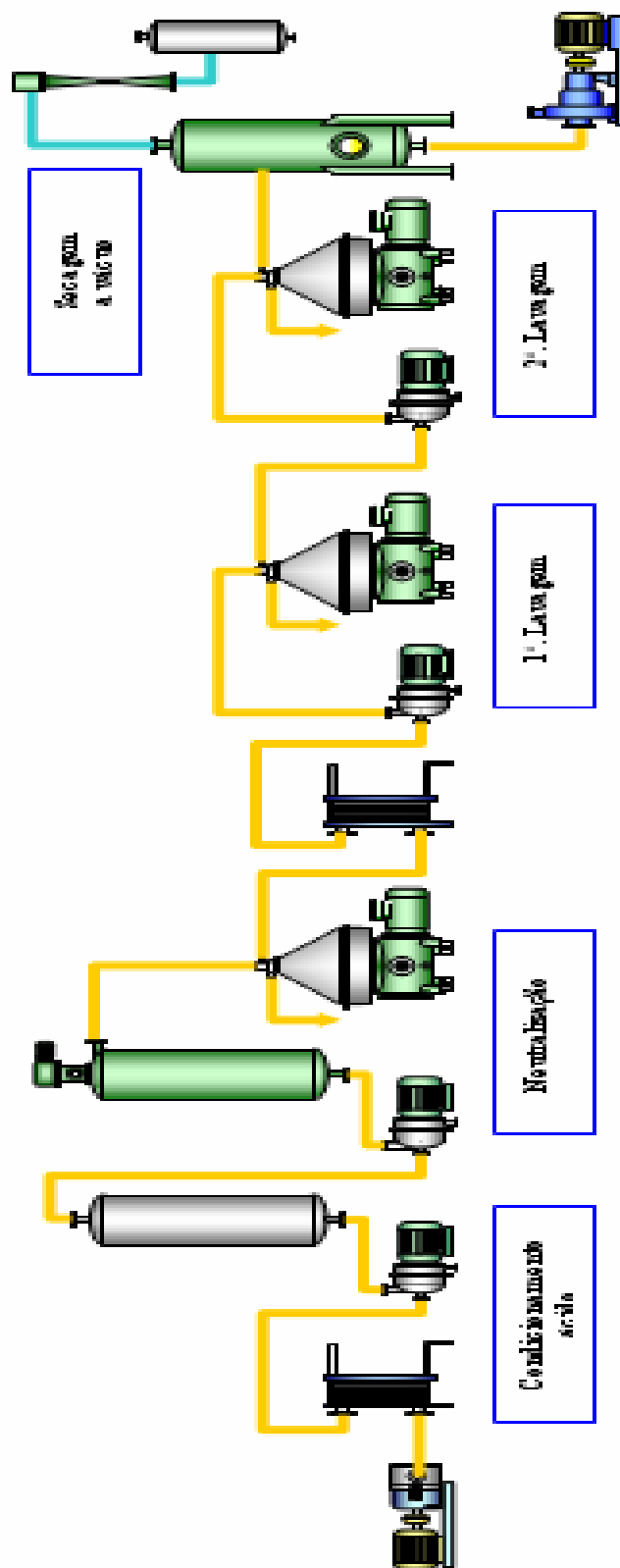


Figura 5 - Fluxograma ilustrativo da etapa de neutralização.
Fonte: Dorsa (2004)

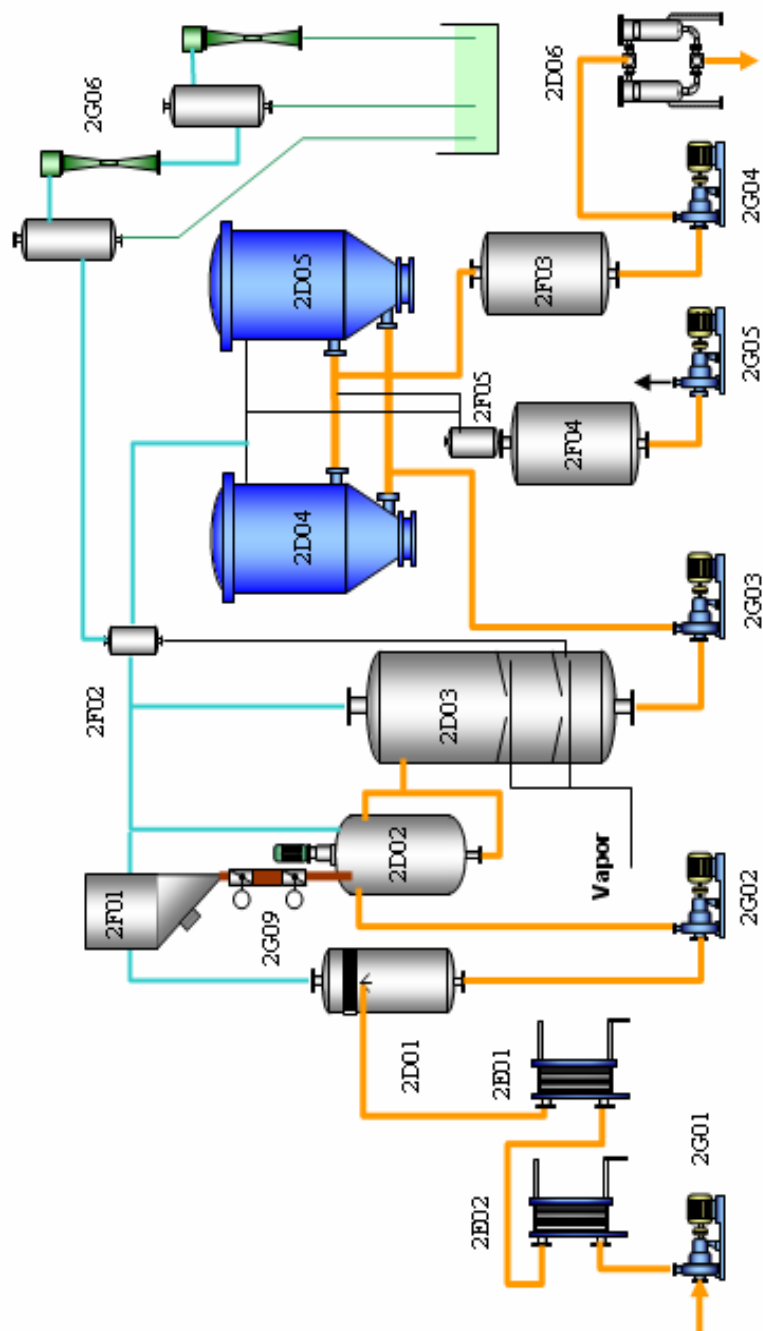


Figura 6 - Fluxograma ilustrativo da etapa de clarificação.

Fonte: Dorsa (2004)

Legenda :

- 2D01 – tanque de desaeração (vácuo);
- 2D02 – tanque de dosagem da terra de clarificação;
- 2D03 – tanque de contato;
- 2D04 e 2D05 – filtros para retenção da terra;

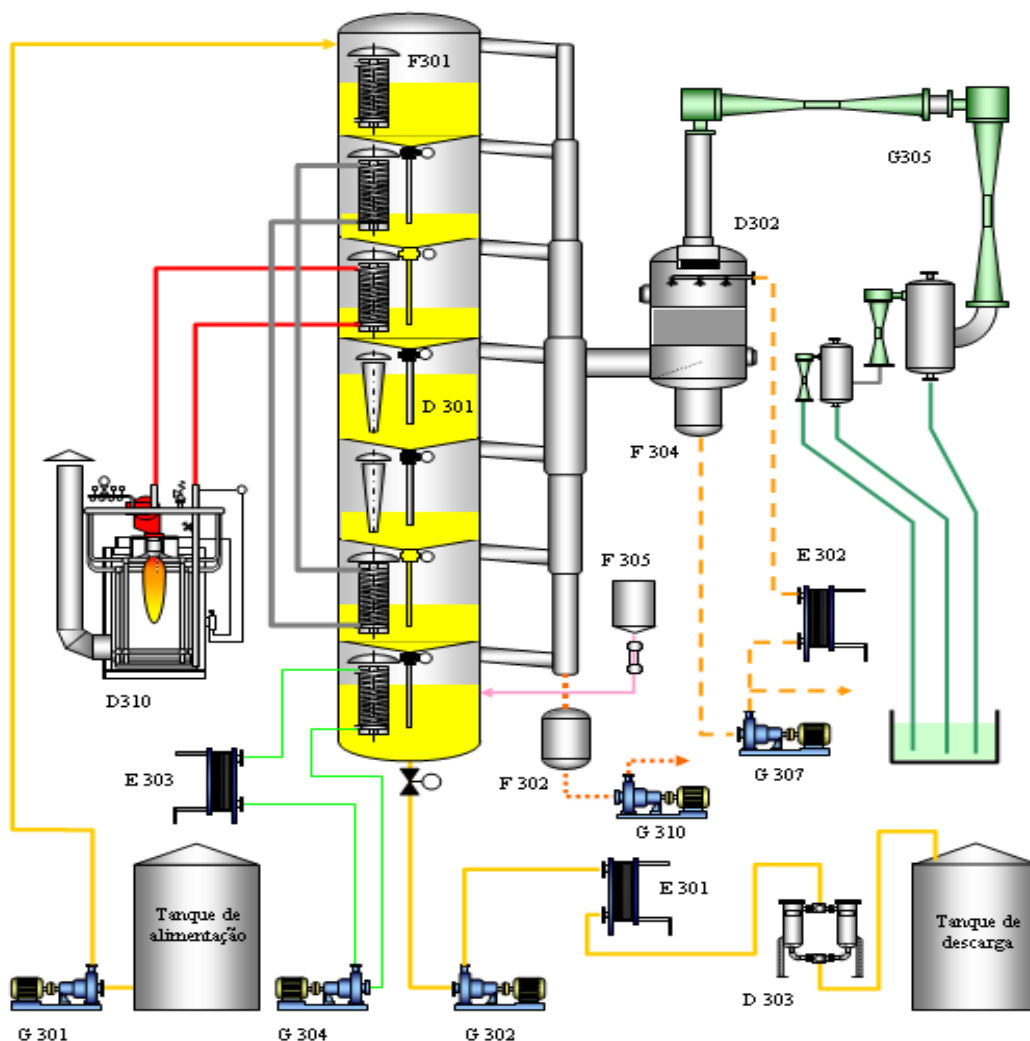


Figura 7 - Fluxograma ilustrativo da etapa de desodorização.

Fonte: Dorsa (2004)

- Legenda:
- F301 – Coluna de desodorização;
 - D302 – Scrubber (condensador de ácidos graxos);
 - G303 – Sistema de vácuo;
 - D310 – Caldeira de aquecimento do fluido térmico ou água;

O óleo que sai do desodorizador é resfriado e está pronto para envase, e esse é o óleo de cozinha encontrado no mercado de varejo, que basicamente é um triglicerídeo, um éster formado pela combinação de uma molécula de glicerol com três de ácidos graxos (Figura 8 a seguir).

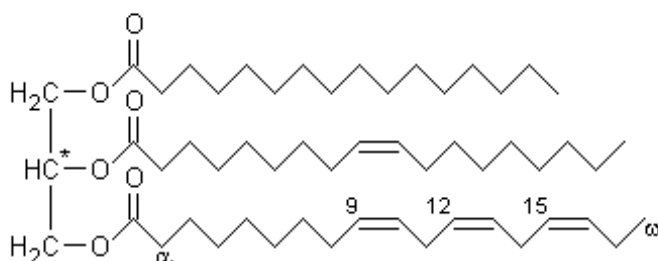


Figura 8 - Exemplo de estrutura molecular do óleo (triglicerídeo), neste caso com três moléculas de ácidos graxos diferentes (palmítico, oléico e alfa-linolênico).

Fonte: Wikipedia (2008a)

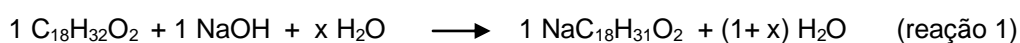
Quanto aos subprodutos: a borra de refino e o destilado do desodorizado. Dá-se que a borra de refino, a qual depende da qualidade do óleo, é produzida a uma proporção de cerca de 3,5 % do óleo degomado refinado, e o destilado do desodorizado, ou ácido graxo destilado do desodorizado, é produzido na proporção aproximada de 0,08 % do óleo degomado refinado.

Por isso, pelo volume e pelo menor valor comercial, definiu-se como mais interessante o estudo do processamento da borra de refino do óleo de soja.

3.2.3 A borra de refino

Todo processo químico de refino de óleo ou gordura, sempre produz borras, ou seja, sais de sódio dos ácidos graxos neutralizados (DORSA, 2004).

A neutralização do óleo vegetal, principal etapa do refino, consiste basicamente em se neutralizar os ácidos graxos livres nesse óleo, gerando desta forma os sais da reação ácido-base; e como o produto alcalino mais usual para neutralização é a soda cáustica (NaOH), esses sais que se formam são a combinação dos ácidos graxos livres com o sódio, resultando também em água, que é acrescida à que já havia inicialmente na soda diluída (Reação 1):



Considerando como ácido graxo, o linoléico, por ser aproximadamente 52 % dos ácidos graxos que compõem o óleo de soja (DORSA, 2004).

O ácido linoléico (Figura 9) é um ácido graxo poli-insaturado com duas duplas ligações nos carbonos 9 e 12, e sua nomenclatura oficial é “ácido octadecadienóico” (MARKLEY, 1960).

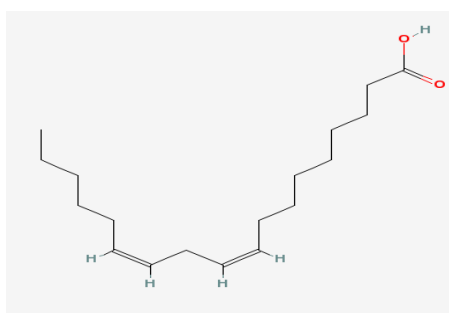
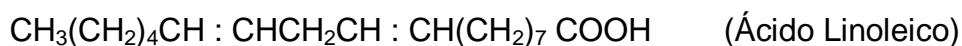


Figura 9 – Molécula do ácido graxo linoleico

Fonte: Pubchem (2008)

Além da reação de neutralização, ainda há o arraste dos fosfatídeos e de óleo neutro (triglicerídeos) pela borra, fazendo com que sua composição básica seja - os sabões, a água, os fosfatídeos e, ainda, o óleo neutro arrastado.

A composição varia em função do processamento e da qualidade da matéria prima, pois o óleo é normalmente neutralizado para valores padrões, sendo assim, o material retirado irá compor a borra de refino (Tabela 4).

Tabela 4 - Composição da Borra de Refino

	% AGL	ppm fósf			kg/h			
óleo bruto degomado	0,80	130			17000,0			
óleo neutro	0,05	10			16706,4			

	óleo bruto		soda		óleo neutro		borra	
	kg	%	kg	%	kg	%	kg	%
ácidos graxos	136,0	0,80			8,4	0,05		0,00
fosfatídeos	66,3	0,39			5,0	0,03	61,3	10,09
perda óleo neutro	104,6	0,62				0,00	104,6	17,23
óleo neutro	16693,1	98,19			16693,1	99,92		0,00
sabão de ác.graxos						0,00	137,7	22,67
umidade			295,4	94,19		0,00	303,6	50,00
soda			18,2	5,81				
total	17000,0	100,00	313,6	100,00	16706,4	100,00	607,2	100,00

Fonte: Elaborado pelo autor

- Nota:
- sendo o teor de fosfatídeos 30 vezes o teor de fósforos (AOCS,1998);
 - sendo a relação estequiométrica entre os sabões de ácidos graxos formados e a de ácidos graxos igual a 1,079 (considerando-se ac. graxo linoléico);
 - considerando-se a perda de óleo neutro igual a 76% do teor de sabões formados;
 - considerando-se o teor de umidade da borra igual a 50%.

Pode-se considerar uma composição média de 23 % de sais de sódio, 10 % de fosfatídeos, 17 % de óleo neutro e 50 % de água em peso.

Segundo o Manual de Biodiesel (KNOTHE et al., 2006), borras de refino representam uma fonte muito rica em AGL (ácidos graxos livres), consistindo de aproximadamente 12 % de acilgliceróis (glicerídeos), 10 % de AGL e 8 % de fosfolipídeos. Essas borras de refino, também, contêm aproximadamente 50 % de água e são muito alcalinas (pH tipicamente superior a 9). Devido ao alto pH e a presença de substâncias de alta polaridade os lipídeos de borras de refino se apresentam fortemente emulsificados, formando uma massa densa, estável e viscosa, que é sólida na temperatura ambiente.

Os fosfatídeos, ou fosfolipídeos (Figura 10), presentes na borra de refino em quantidade considerável, podem ser considerados como triglicerídeos em que um

radical ácido graxo foi substituído pelo ácido fosfórico (BAILEY, 1945) e esse ácido fosfórico é ainda esterificado com colina (lecitina) ou colamina (cefalina).

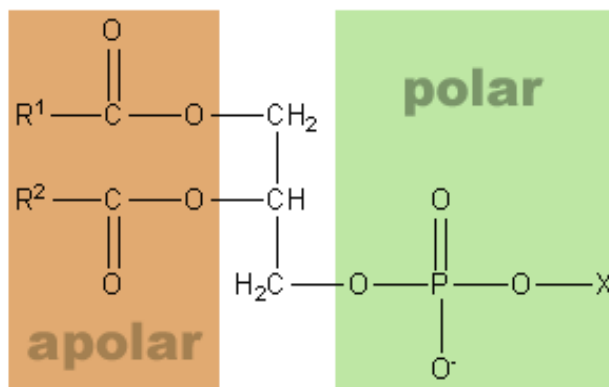


Figura 10 – Molécula de fosfatídeo
Fonte: Wikipedia (2008b)

O refino alcalino remove qualquer ácido graxo livre resultante da hidrólise parcial do óleo e efetua uma remoção parcial de esteróis, pigmento carotenóide, etc. (BAILEY, 1945).

Não serão considerados: os componentes com menor participação no processo, como os esteróis e pigmento carotenóide citados, que deverão ser, em boa parte deles, arrastados pela água no processo de acidulação.

3.2.4 Acidulação da Borra de Refino

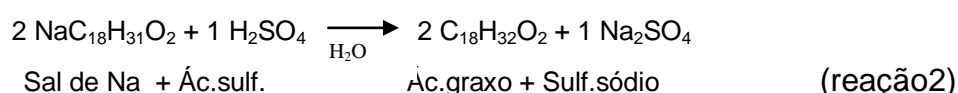
Para se obter o óleo ácido, que será o principal componente da reação para formação de ésteres, deve-se realizar a acidulação dos sabões (Reação 2) a fim de que os ácidos graxos e glicerídeos sejam liberados. Para isso é utilizado o ácido sulfúrico e água.

Esse método é baseado na hidrólise ou Cisão Ácida de Twitchell (RITTNER, 2002) e tem as seguintes finalidades: um pré-tratamento para eliminar mucílagos presentes, quebrar a emulsão formada pelo óleo, sais e água, e também realizar uma hidrólise parcial, permitindo a separação do óleo e ácidos graxos da água e demais resíduos.

A cisão ou hidrólise é a reação de quebra das moléculas de glicerídeos pela água, com a liberação de ácidos graxos e glicerol (RITTNER, 2002).

O processo de Cisão Ácida de Twitchell (RITTNER, 2002) se caracteriza pela lentidão, pelo uso de catalisador, e apresentação da cor escura dos ácidos graxos obtidos e consumo elevado de vapor para aquecimento.

Para a obtenção do óleo ácido se realiza, por conseguinte uma cisão parcial de Twitchell, com duração menor, sem o uso de catalisadores e sem a injeção de vapor, visando um produto menos agredido pelo ácido sulfúrico, ou seja, mais claro, mais rápido de se obter e com as características desejadas para o processo, pois não se busca uma cisão total dos glicerídeos, procura-se apenas a separação do óleo ácido. A acidulação do sal de sódio é representada pela Reação 2:



Após a acidulação do sal de sódio é separada a água com os componentes solubilizados nela, sobrando o óleo ácido, mistura de ácidos graxos e triglicerídeos que será, assim, utilizada na reação para obtenção dos ésteres.

Como a cisão não é total, é apenas parcial, uma acidulação mais fraca, em situações aonde a proporção de fosfatídeos (emulsificante) é maior, como ocorre normalmente nos períodos de safra da soja no início do ano (com a chamada “soja verde”), o processo de separação do óleo ácido pode ser dificultado gerando a necessidade de maior consumo de ácido sulfúrico para a efetiva quebra da emulsão.

Portanto, o processo pode ser influenciado pela sazonalidade do produto, devido à variação de composição da matéria-prima, o óleo de soja.

3.3 Biodiesel

Em seu livro “*Die Entstehung des Dieselmotors*” (O Surgimento das Máquinas Diesel) Rudolf Diesel (1858-1913), o inventor da máquina que veio a receber o seu nome, descreve quando e como a “semente” da criação do que seria o “motor diesel” foi “plantada” em sua mente.

A idéia surgiu durante uma conferência sobre termodinâmica em Munique, em 1878, quando o professor Linde, seu respeitado mestre, explicou aos ouvintes o baixo rendimento térmico das máquinas a vapor (6 a 10 % do poder calorífico do combustível era convertido em trabalho), e, também, explanou o teorema de Carnot, que comprova que durante a mudança isotérmica de estado de um gás todo calor transferido é convertido em trabalho.

Neste momento Rudolf Diesel se propôs a estudar se não seria possível realizar uma isoterma na prática. Inicia-se então o seu trabalho no desenvolvimento do motor diesel (KNOTHE et al., 2006).

O motor diesel se caracteriza na prática por ter maior eficiência que os motores a ciclo Otto, por trabalhar com maiores taxas de compressão, buscando o rendimento máximo possível definido pelo teorema de Carnot (WYLEN, 2003).

Nesta época, Rudolf Diesel com impressionante visão de futuro já mencionava o uso de óleos vegetais como combustíveis, sendo ainda relatado que na Exposição de Paris de 1900 a companhia francesa Otto demonstrou o funcionamento de um pequeno motor diesel com óleo de amendoim.

Experimentos similares foram igualmente realizados em São Petersburgo com óleo de mamona e óleos animais que também apresentaram excelentes resultados como óleo de locomotivas. O fato de que óleos vegetais possam ser utilizados com facilidade parece ser relativamente insignificante para os dias de hoje mas estes óleos podem talvez se tornar importantes no futuro da mesma forma como são importantes nos dias de hoje os óleos minerais e os produtos do alcatrão. Doze anos atrás os últimos não estavam muito mais desenvolvidos do que os óleos vegetais nos dias de hoje e, mesmo assim, atingiram a importância que lhes é hoje conferida. Ninguém pode prever a importância futura que estes óleos terão para o desenvolvimento das colônias. De qualquer forma eles permitiram demonstrar que a energia dos motores poderá ser produzida com o calor do Sol, que sempre estará disponível para fins agrícolas, mesmo quando todos os nossos estoques de combustíveis sólidos e líquidos estiverem exauridos (KNOTHE et al., 2006, p.7).

Apesar dos bons resultados obtidos com óleos vegetais, tecnicamente a viscosidade cinemática desses óleos é cerca de uma ordem de magnitude superior à do óleo diesel, causando má atomização de combustível na câmara de combustão do motor, acarretando problemas operacionais como depósitos de sujeiras em suas partes internas.

Com o ressurgimento do interesse por combustíveis renováveis, quatro soluções passaram a ser estudadas para resolver o problema da viscosidade: a transesterificação; a pirólise; a diluição no óleo diesel convencional derivado de petróleo, e a microemulsificação.

Dessas a transesterificação é a mais empregada, gerando ésteres de ácidos graxos que, atualmente, têm sido denominados de “biodiesel” (KNOTHE et al., 2006).

A obtenção de ésteres pode ser feita indiretamente através da transesterificação, que é o método mais comum para óleos e gorduras ou diretamente pela esterificação, quando a reação ocorre através dos ácidos graxos do óleo ou gordura, e é normalmente utilizada como pré-tratamento para óleos com alta acidez ou resíduos, como no caso da borra de refino do óleo de soja.

3.3.1 Esterificação Direta de Ácidos Graxos

Os ésteres de ácidos graxos são compostos químicos resultantes da reação de um ácido graxo mono ou dicarboxílico com alcoóis mono, ou polihídricos.

Em virtude da grande diversidade de ácidos graxos e de álcoois existe uma grande variedade de ésteres (RITTNER, 2002):

- ésteres de ácidos graxos com alcoóis monohídricos de cadeias curtas (menores que C6);
- ésteres de ácidos graxos com alcoóis monohídricos de cadeias longas (C8 até C22), objetos de estudo deste trabalho;
- ésteres de ácidos graxos e trióis, principalmente glicerol (triglicerídio ou o óleo vegetal, também parte do estudo deste trabalho);
- ésteres de ácidos graxos e alcoóis polihídricos tais como glicóis, sorbitol, sucrose, poliglicerois, etc.;
- ésteres de ácidos graxos com óxido de etileno para dar monoésteres de etileno glicol e ésteres de polietilenoglicol.

Os ésteres apresentam aplicações nas mais diversas áreas tais como: cosméticos; têxteis; fibras; lubrificantes; tratamento de superfícies metálicas; processamento de plásticos; produtos alimentícios; tintas; resinas; intermediários de

sínteses químicas, e combustível, como o biodiesel que se pretende produzir a partir da borra de refino de óleo de soja.

Os ésteres podem ser obtidos por cinco rotas diretas e quatro indiretas, as principais rotas diretas são:

- 1) reação entre ácido graxo e álcool para resultar em éster e água;
- 2) reação de um anidrido ácido e álcool para resultar em um éster e um ácido;
- 3) reação de um álcool com um cloreto de acila para resultar em éster e ácido clorídrico;
- 4) reação de um cloreto de alquila e um sal metálico de ácido orgânico com eliminação direta do cloreto do metal;
- 5) retoxilação ou oxi-etoxilação de ácidos graxos, na qual um ácido graxo reage com óxidos de etileno ou propileno para dar origem ao monoéster de etileno ou propileno glicol ou ésteres de polietileno e ésteres de polipropileno glicol.

As principais rotas indiretas de obtenção de ésteres são:

- 1) alcoólise;
- 2) acidólise;
- 3) interesterificação;
- 4) randomização,

Nas quais certo éster de ácido graxo pode ser transformado em outro éster por interação com um álcool, ácido graxo ou outro éster.

A alcoólise e a acidólise são atualmente conhecidas, também, como transesterificação.

Tanto as reações diretas quanto as indiretas para a formação de ésteres têm em comum o fato de:

- serem reações de equilíbrio de sistemas homogêneos;
- as constantes de equilíbrio das reações poderem ser calculadas a partir da constante de equilíbrio da reação de esterificação;
- serem reações cuja velocidade e grau de realização acham-se vinculadas à presença de diversos tipos de catalisadores (Figura 11);

- por serem reações de equilíbrio, e terem sua ocorrência ligada às proporções de massa que determinam seu ponto de equilíbrio, podem tê-lo deslocado mediante alteração destas proporções.

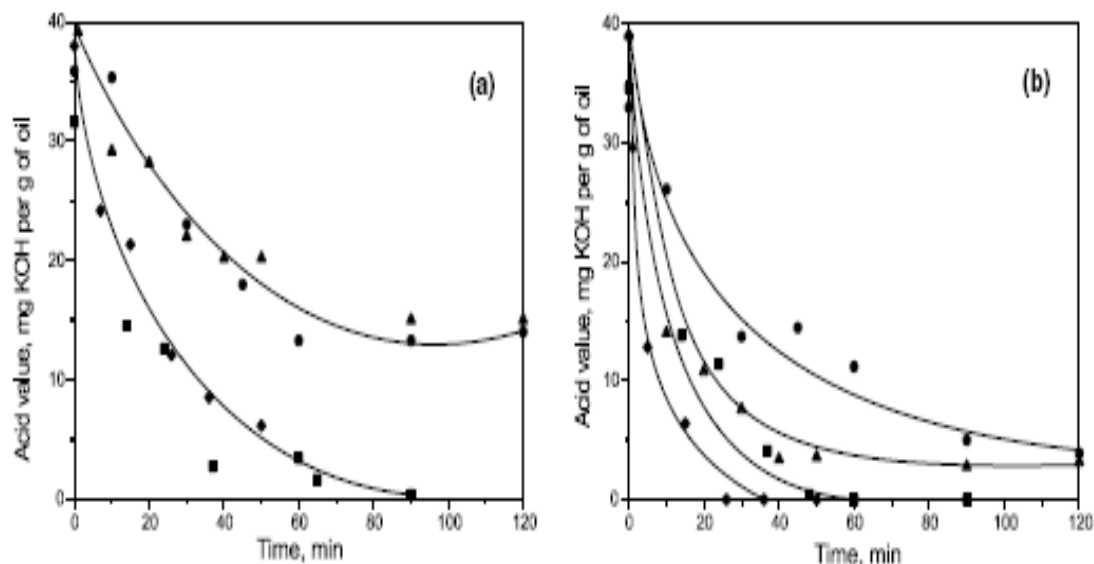


Figura 11 – Variação do índice de acidez durante o progresso de esterificação catalisada por ácido do óleo cru de semente de tabaco a duas quantidades de catalisador (H_2SO_4) (baseada na quantidade de óleo): (a) 1,0% e (b) 2,0% (relação molar do metanol para os ácidos graxos livres: 4,5:1 - ●; 9:1 - ▲; 13:1 - ■; 18:1 - ◆).
Fonte: Veljkovic et al. (2006)

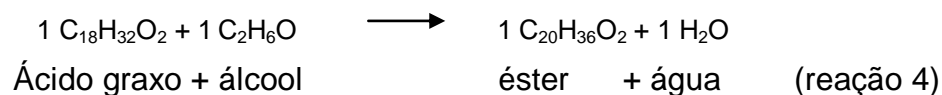
A esterificação direta é um procedimento tecnicamente aplicável para a obtenção de ésteres a partir de ácidos graxos e de alcoóis; entretanto, sob o aspecto prático, a esterificação direta nem sempre se constitui no melhor roteiro de fabricação (RITTNER, 2002).

Ainda segundo Rittner (2002):

[...] a maior parte dos ésteres utilizados industrialmente é obtida por transesterificação, que se constitui em uma forma mais simples e mais barata do que a esterificação direta. Logo, a esterificação direta encontra uma utilização apropriada, quando se deseja aproveitar ácidos graxos de qualidade inferior e baixo preço, obtidos como subprodutos de processos tais como a refinação química ou refinação física de óleos vegetais.

Na esterificação direta com alcoóis monohídricos, caso de interesse deste trabalho, para se forçar o deslocamento do ponto de equilíbrio e ter maior conversão a éster (90 a 95 %) é usual o uso de excessos elevados de álcool (15 a 35 mols de

álcool/mol de ácido graxo) e também o uso de 1 a 5 % de um catalisador ácido como o ácido sulfúrico. A esterificação ocorre como representado pela Reação 4:



A reação é levemente exotérmica (RITTNER, 2002) e, portanto pouco afetada por variações de temperatura. Os catalisadores aceleram a reação, porém, não alteram o equilíbrio final atingido.

A velocidade de esterificação dos ácidos graxos saturados lineares, praticamente independe do ácido, sendo a mesma para o ácido butírico (C4) até o esteárico (C18).

Para os ácidos graxos insaturados também é praticamente constante e independe do comprimento da cadeia, sendo aproximadamente 50 % da velocidade dos ácidos graxos saturados e a diferença é maior quanto maior a distância entre a insaturação e o grupo carboxila (RITTNER, 2002).

A velocidade de reação é diferente e também a constante de equilíbrio para diferentes alcoóis com um determinado ácido graxo. Quanto maior for a temperatura de esterificação maior a velocidade de reação.

Normalmente, realiza-se a esterificação de ácidos graxos com temperaturas entre 190 e 240 °C. Para alcoóis de baixa massa molar e baixo ponto de ebulição a reação normalmente se efetua a baixas temperaturas com o auxílio de catalisadores.

Os catalisadores mais freqüentes na esterificação direta são: ácido sulfúrico; ácido clorídrico; ácido fosfórico; ácidos sulfônicos e reativo de Twitchell; ácido trifluoracético; trifluoreto de boro; e fosfatos ácidos de alcoílas.

O uso de catalisadores acelera bastante a velocidade inicial da reação, mas pode ser prejudicial à cor dos produtos obtidos, além de comprometer a acidez residual no produto (RITTNER, 2002).

Ainda com dados fornecidos por Rittner (2002), na esterificação direta de ácidos graxos em ésteres metílicos (metanol) com catalisador ácido e com reação por lotes, utiliza-se 3 a 10 mols de álcool por mol de ácido graxo.

No caso de se usar borra de refino ou *soapstock* pode-se adotar um procedimento de duas etapas: sendo a primeira: uma cisão tipo Twitchell e remoção do glicerol liberado, com o conseqüente aumento dos ácidos graxos reativos presentes; a segunda: esterificação direta com catalisadores tipo Twitchell com conversões de 94 %.

Outra forma de processar a borra de refino para a obtenção dos ésteres metílicos consiste de:

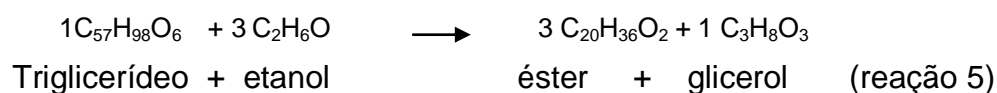
- esterificar os ácidos graxos livres presentes na borra de refino acidificada (óleo ácido), sem catalisador, utilizando-se uma quantidade adequada de glicerol a 210-230 °C e pressões absolutas de 5-10 mmHg, para obtenção dos glicerídeos pertinentes;
- transesterificar os glicerídeos obtidos com utilização de metanol e catalisadores alcalinos (soda, potassa, óxido de zinco) para obtenção dos ésteres metílicos e recuperação do glicerol liberado.

Esse método alternativo se mostrou mais difícil de executar em laboratório, sendo assim focou-se na esterificação direta do ácido graxo com alcoóis de baixa massa molar, com baixas temperaturas, catalisador e pressão atmosférica, constituindo um pré-tratamento para a posterior transesterificação do produto.

3.3.2 Transesterificação

A transesterificação é uma reação química entre ésteres e alcoóis ou ácidos que leva à obtenção de novos ésteres do álcool ou ácido reagente com o radical acila do éster original (RITTNER, 2002).

No caso da transesterificação de triglicerídeos com o objetivo de se obter biodiesel a reação ocorre com alcoóis, reação esta que é conhecida como alcoólise e que pode ser também denominada metanólise, etanólise, butanólise, dependendo do álcool que participar da reação. A transesterificação ocorre como apresentado na figura 12, e reação 5:



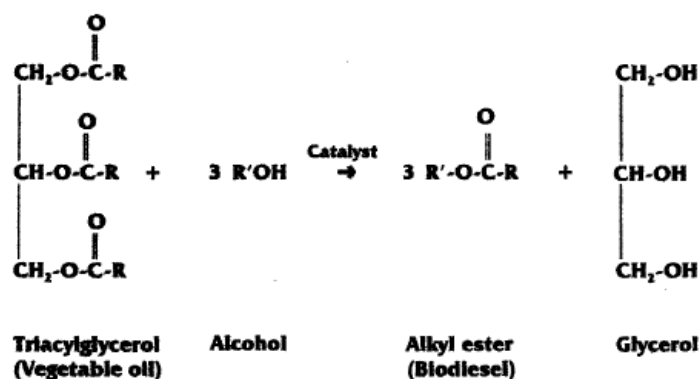


Figura 12 – Reação de transesterificação. R é uma mistura de várias cadeias de ácidos graxos.

Fonte: Knothe et al. (2006)

A transesterificação ou alcoólise, ao contrário da esterificação direta, usualmente é feita com catalisadores alcalinos (metóxido de sódio ou soda cáustica), em processos contínuos ou descontínuos e em temperaturas relativamente baixas (60 a 70 °C) que se dão em instalações cujos equipamentos podem ser de aço carbono. Isso demonstra como a transesterificação é um processo menos agressivo e mais fácil de se realizar.

A catálise ácida é muito mais lenta que a catálise alcalina, requer temperaturas mais elevadas e maiores excessos de álcool (usualmente 10:1), podendo demorar de 3 a 48 horas para sua ocorrência (RITTNER, 2002).

No trabalho apresentado da esterificação do óleo de semente oleaginosa de tabaco (VELJKOVIC et al., 2006) fica claro o efeito da catálise ácida na redução do índice de acidez da amostra e, também, na reação dos glicerídeos da mistura (transesterificação), tanto dos monoglicerídeos, como dos “di” e dos triglicerídeos, sendo que os monoglicerídeos até se convertiam em éster, porém os “di” e triglicerídeos se convertiam em proporção muito pequena se mantendo próximos a seus percentuais iniciais (aproximadamente 5 % os diglicerídeos, e 75 % os triglicerídeos).

Os ácidos graxos livres se convertiam em éster, reduzindo em 60 minutos a sua concentração inicial, em porcentagens de aproximadamente 15 % para cerca de 2 %.

O catalisador utilizado era o ácido sulfúrico a 2 % do peso do óleo e o álcool era o metanol na relação molar de 13:1 em relação aos ácidos graxos livres (Figura 13).

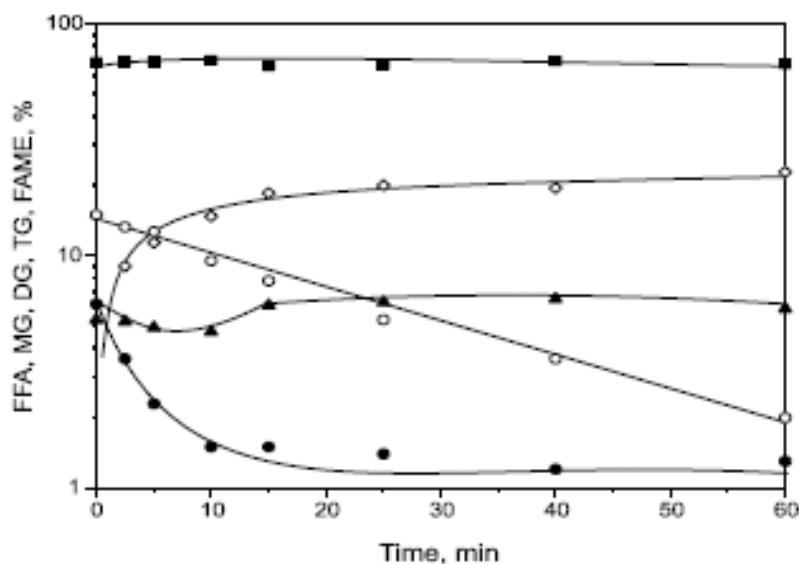


Figura 13 – Variação da composição da mistura de reação com o progresso do pré-tratamento ácido do óleo cru de semente de tabaco com 2% de catalisador (H_2SO_4) (baseado na quantidade de óleo) e razão molar de metanol para ácidos graxos livres de 13:1 (ácidos graxos livres: \circ ; monoglicerídeos: \bullet ; diglicerídeos: \blacktriangle ; triglicerídeos: \blacksquare ; e metil-ésteres de ácidos graxos: \diamond).

Fonte: Veljkovic et al. (2006)

Fato que comprova, portanto, a menor eficiência de transesterificação com catalisadores ácidos e indicando a esterificação como meio de preparação da matéria prima, para se chegar a transesterificação alcalina. Que é realizada através de um importante fator do processo: a redução da acidez do material.

O catalisador alcalino usual é o metóxido de sódio que pode ser substituído por soda cáustica, desde que a quantidade de soda utilizada seja praticamente o dobro da quantidade de metóxido, e exista um excesso apropriado de álcool.

Costuma-se utilizar 0,5 % de metóxido de sódio ou 1 % de soda cáustica (RITTNER, 2002). Muito embora a quantidade estequiométrica de álcool seja de 3 mols para 1 mol de triglicerídio (óleo vegetal) é usual utilizar-se o dobro quando o catalisador é alcalino.

A reação é muito rápida, sendo que nos primeiros 5 minutos de contato se tem uma conversão da ordem de 80 % que se eleva para 93 a 98 % após cerca de 60 minutos.

No caso de catálise alcalina, como já dito no comentário do trabalho de Veljkovic et al. (2006), a acidez do triglicerídeo é um limitante que se deseja ser inferior a 1 (índice de acidez) para evitar a formação excessiva de sabões e não tornar necessária uma maior quantidade de catalisador.

É conveniente que os reagentes sejam praticamente anidros visando evitar a saponificação e formação de gel (umidade menor que 0,3 %).

A acidez combinada com o excesso de soda e a umidade levam à formação de sabões e ao aumento de viscosidade do sistema que pode levar à formação de gel e dificultar a separação do glicerol liberado na reação.

Outros catalisadores têm sido utilizados como a zircônia sulfatada (S-ZrO₂) citada no artigo "*Transesterification of soybean oil catalyzed by sulfated zirconia*" (GARCIA et al., 2007), visando a esterificação e transesterificação simultânea de óleos ácidos, porém com uma performance não tão boa para a etanólise em relação à metanólise, com consumo de catalisador de aproximadamente 5 %, e com desativação relativamente rápida do mesmo.

Outro catalisador interessante é o ácido nióbio (ou pentóxido de nióbio hidratado, Nb₂O₅. nH₂O) que por possuir água em sua formação reage bem à umidade presente nos óleos e graxas residuais (ARANDA et al., 2006), porém por ser ácido não é um bom catalisador para o triglicerídeo, necessitando da etapa de transesterificação com outro catalisador, provavelmente alcalino, e na presença da umidade gerará os problemas que se tenta evitar, dentre eles de saponificação; formação de gel; dificuldade de separação do glicerol, e inversão do equilíbrio da reação.

O metóxido de sódio, que pode substituir a soda, tem a vantagem de não gerar água na reação de neutralização, porém a um custo mais elevado.

Portanto, a reação de alcoólise pode ser afetada por diversos fatores dos quais os mais importantes são:

- umidade e acidez livre dos glicerídeos;
- proporção de reagentes presentes;

- tempo de reação;
- mudança de composição;
- natureza do álcool;
- pureza das matérias graxas;
- temperatura;
- catalisador.

Com relação ao tipo do álcool, o metanol tem reação mais rápida (duas vezes) e a menores temperaturas que o etanol, porém no estudo comparativo com os dois alcoóis (CANDEIA et al., 2005) chegou-se à conclusão que o éster derivado do etanol teria maior estabilidade oxidativa, e devido à grande oferta no Brasil a um preço menor, propiciaria o seu uso em relação ao metanol.

O etanol pode estar na forma hidratada (92,8 a 95,6 INPM, azeotrópico) ou anidra (99,5 INPM), sendo o hidratado o mais disponível no mercado brasileiro e com a vantagem de sua maior simplicidade de recuperação e reuso. Porém, nos testes de laboratório esse álcool se mostrou inviável por causa da umidade que incorporava ao processo, levando à saponificação, formação de gel e dificultando o processamento.

O etanol anidro precisa de uma etapa de desidratação após destilação para redução de umidade.

A alcoólise é uma reação levemente exotérmica liberando cerca de 3,5 kcal/kg de triglicerídeo reagido (RITTNER, 2002).

4 METODOLOGIA

Seguem as metodologias da pré-avaliação técnica para caracterização da matéria-prima, do produto em processo, do produto final assim como dos ensaios a serem realizados. Também são apresentadas as metodologias da pré-avaliação econômica através do lucro líquido e dos investimentos realizados.

4.1 Metodologia de Caracterização da Matéria-Prima

A borra de refino do óleo de soja, matéria-prima deste estudo, foi caracterizada pelo percentual de umidade; percentual de óleo neutro; percentual de sabões de sódio, e de fosfatídeos, conforme procedimentos de análise a seguir:

a) O percentual de umidade e voláteis foi realizado conforme método AOCS Ca 2c-25 (97) (AMERICAN OIL CHEMISTS'S SOCIETY, 1998), sendo pesadas 5 g de amostra em cápsula de alumínio e secadas em estufa por 30 minutos a 130 °C, feito isso, a amostra foi removida, resfriada e secada em dessecador. Por fim, foi pesada para verificação da diferença de peso. O procedimento foi repetido até que a perda de massa não exceda 0,05 % nas pesagens subseqüentes. A perda de massa é calculada pela Equação 1:

$$\% \text{ umidade e matérias voláteis} = \frac{\text{perda de massa (g)}}{\text{massa da amostra (g)}} \times 100 \quad (1)$$

b) O percentual de óleo neutro foi realizado conforme método AOCS G 5-40(97) (AMERICAN OIL CHEMISTS'S SOCIETY, 1998) sendo pesadas 10 g de amostra em um bequer de extração, adicionados 125 ml de solução de etanol a 50 % e 50 ml de éter de petróleo, agitando-se então a solução para sua homogeneização.

Resfriou-se a uma temperatura entre 20 e 25 °C, então foi adicionado 10 ml de hidróxido de potássio a 14 %. Agitou-se suavemente para homogeneização.

Adicionou-se então mais 25 ml de solução de etanol e novamente agitou-se suavemente para homogeneização. Deixou-se decantar, então se separou a camada álcool/álcali da camada óleo/éter. Retirou-se a camada óleo/éter para um funil separador de 500 ml.

Fez-se mais quatro extrações similares utilizando 50 ml de éter de petróleo para cada operação, combinando todo o material extraído no funil separador. Até que, lavou-se o extrato de éter com porções de 25 ml de etanol a 10 %, agitando vigorosamente a cada vez a fim de que o material ficasse neutro ao indicador de fenolftaleína. Três lavagens foram suficientes. Depois, filtrou-se em papel-filtro e lavou-se o mesmo com éter de petróleo para remover qualquer matéria graxa retida.

Retirou-se o extrato de éter para um Béquier tarado e evaporou-se o éter em “banho-maria”. Secou-se então o óleo neutro restante em estufa a 105 °C, por 30 minutos. Resfriou-se o material à temperatura ambiente e repetiu-se a operação até que se obtivesse massa constante, ou seja, que a diferença entre pesagens não fosse superior a 0,1 %. O percentual de óleo neutro é calculado pela Equação 2:

$$\% \text{ óleo neutro} = \frac{\text{massa de óleo neutro (g)}}{\text{massa da amostra (g)}} \times 100 \quad (2)$$

c) Os percentuais de sabões de sódio e de fosfatídeos foram calculados e seus cálculos utilizaram os resultados das análises do óleo degomado e do óleo neutro utilizados no processo de refino (Tabela 5):

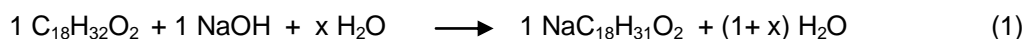
Tabela 5 - Composição do óleo degomado e neutro

	% AGL	ppm fósf
óleo bruto	0,80	167
óleo neutro	0,05	10

Fonte: Elaborado pelo autor

Pela diferença entre a composição do óleo bruto e do óleo neutro foi possível calcular o que foi retirado do óleo, que é o material que compõe a borra de refino.

Ou seja, na neutralização dos ácidos graxos livres 1 kmol de ácidos graxos (280 kg/kmol) forma 1 kmol de sabão de sódio (302 kg/kmol), levando à relação de 1,0786 kg de sabão de sódio por quilograma de ácidos graxos livres neutralizados, conforme apresentado na Reação 1:



O fósforo é retirado diretamente, sem reagir (dissolução), e a água do processo também sai com a borra de refino levando ao seguinte balanço de massa e composições (Tabela 6):

Tabela 6 - Balanço de massa de formação da borra de refino.

	óleo bruto		soda		óleo neutro		borra	
	kg	%	kg	%	kg	%	kg	%
ácidos graxos	136,0	0,80			8,3	0,05		0,00
fosfatídeos	85,2	0,50			5,0	0,03	80,2	12,43
perda óleo neutro	104,6	0,62				0,00	104,6	16,22
óleo neutro	16674,2	98,08			16674,2	99,92		0,00
sabão de ác.graxos						0,00	137,7	21,35
umidade			314,3	94,52		0,00	322,5	50,00
soda			18,2	5,48				
total	17000,0	100,00	332,5	100,00	16687,5	100,00	645,0	100,00

Fonte: Elaborado pelo autor

- Nota:
- sendo o teor de fosfatídeos 30 vezes o teor de fósforos (AMERICAN OIL CHEMISTS'S SOCIETY, 1998);
 - sendo a relação estequiométrica entre os sabões de ácidos graxos formados e a de ácidos graxos igual a 1,079 (considerando-se ac. graxo linoléico);
 - considerando-se a perda de óleo neutro igual a 76% do teor de sabões formados;
 - considerando-se o teor de umidade da borra igual a 50%.

Considerando-se no caso uma vazão de 17.000,0 kg/h de óleo bruto degomado, gera-se 16.687,5 kg/h de óleo neutro.

Porém, para cálculo foi utilizado um método mais simples que considera como sabões totais o complemento ao teor de óleo neutro e umidade analisada.

Sendo assim, os sabões totais (Equação 3) são a composição dos sabões de sódio dos ácidos graxos com os fosfatídeos removidos (Equação 4):

$$\% \text{ sabões totais} = 100\% - (\% \text{ óleo neutro}) - (\% \text{ umidade}) \quad (3)$$

$$\% \text{ sabões totais} = \% \text{ sabões de sódio} + \% \text{ fosfatídeos} \quad (4)$$

O percentual de fosfatídeos pode ser analisado ou calculado. Foi realizado o cálculo, considerando-se a relação existente entre a acidez do óleo degomado e neutro e seu teor de fósforos, que se refletem na borra de refino.

A relação entre o teor de fósforos (AMERICAN OIL CHEMISTS'S SOCIETY, 1998) (Ca 12-55 (97)) e de fosfatídeos é 30, ou seja, para se ter o percentual de fosfatídeos se multiplicou o teor de fósforos por 30.

Considerando-se o % de redução dos fosfatídeos apresentado na Equação 5:

$$\% \text{ redução fosfatídeos} = 30 \times \% \text{ redução fósforo} \quad (5)$$

e considerando-se também o % redução de ácidos graxos livres, conseguiu-se a relação entre eles nos sabões da borra formada, conforme Equação 6 ou Equação 7:

$$\% \text{ sabões de sódio} = \frac{(\% \text{ red. AGL} * 1,079)}{((\% \text{ red. AGL} * 1,079) + \% \text{ red. fosfatídeos})} \times (\% \text{ sabões tot.}) \quad (6)$$

$$\% \text{ fosfatídeos} = \frac{(\% \text{ red. fosfatídeos})}{(\% \text{ red. AGL} * 1,079 + \% \text{ red. fosfatídeos})} \times (\% \text{ sabões tot.}) \quad (7)$$

O percentual de fosfatídeos pode ser, também, realizado analiticamente conforme método AOCS Ja 4-46 (97) (AMERICAN OIL CHEMISTS'S SOCIETY, 1998) conhecido como método para determinação de insolúveis em acetona. Neste método, utiliza-se acetona pré-saturada com fosfatídeos purificados.

4.2 Metodologia de Caracterização do Produto em Processo

O produto em processo foi caracterizado em três etapas:

- 1) após acidulação;
- 2) após esterificação;
- 3) após transesterificação.

Nestas etapas foram analisados o percentual de ácidos graxos livres e o percentual de glicerol total. As análises de percentual de ácidos graxos livres após esterificação foram realizadas antes e depois de neutralizado o produto, para melhor visualização do processo. Na transesterificação as análises foram realizadas apenas após a neutralização.

O percentual de ácidos graxos livres (AGL) foi realizado segundo o método AOCS Ca 5a-40 (97) (AMERICAN OIL CHEMISTS´S SOCIETY, 1998), que utiliza titulação com hidróxido de sódio para neutralizar os ácidos presentes.

Utilizou-se a tabela do método para definição do peso da amostra em função do percentual de acidez esperado.

Para se proceder a análise pelo Método AOCS Ca 5a-40 (97):

Pesou-se a amostra em um frasco Erlenmeyer de 250 ml, adicionou-se a quantidade especificada na tabela de etanol neutralizado e 2 ml de indicador fenolftaleína. Titulou-se com hidróxido de sódio na normalidade (N) indicada na tabela, agitando vigorosamente até que se atingisse a aparência rosada na mesma intensidade daquela do álcool neutralizado, antes da adição da amostra. A cor permaneceu por 30 segundos. O percentual de AGL foi calculado conforme Equação 9:

$$\% \text{ AGL como oleico} = \frac{\text{ml de álcali} \times N \times 28,2}{\text{massa da amostra (g)}} \times 100 \quad (9)$$

Observação: para se converter o % AGL (oléico) para índice de acidez (mg de KOH/g de amostra) basta se multiplicar o percentual obtido por 1,99.

O percentual de glicerol total foi realizado conforme método do Instituto de Pesquisas Tecnológicas (1982), denominado Determinação de Glicerol.

O método se baseia na determinação do glicerol pela oxidação por periodato de sódio, que em solução ácida forma aldeído e ácido fórmico, sendo este a medida do glicerol na amostra.

A amostra, definida conforme tabela do método, foi pesada em béquer pequeno e então diluída com 50 ml de solução de hidróxido de sódio 20% para saponificação por 24 horas, com agitação intensa.

Transferiu-se a amostra a um béquer de 400 ml, adicionou-se H_2SO_4 a 0,2N até que o pH se tornasse igual ou inferior a 3,0. Adicionou-se então NaOH 0,05N até o pH atingir o valor 8,1. Paralelamente se preparou um teste branco com 50 ml de água destilada, procedendo-se o mesmo ajuste de pH, porém atingindo 6,5 no teste branco.

Adicionou-se 50 ml de solução de periodato de sódio, agitando o conteúdo para homogeneizar, cobriu-se com vidro de relógio e colocou-se em repouso por 30 minutos no escuro com temperatura inferior a $35^{\circ}C$.

Adicionou-se 10 ml de solução de etilenoglicol 50% e deixou-se em repouso por 20 minutos. Diluiu-se a aproximadamente 300 ml e titulou-se com NaOH 0,125N ao pH de 6,5 para o teste branco e pH de 8,1 para a amostra. O percentual de glicerol total foi calculado pela Equação 10:

$$\% \text{ glicerol total} = \frac{(V_a - V_b) \times N \times 9,2095}{\text{massa da amostra (g)}} \times 100 \quad (10)$$

sendo V_a = volume de NaOH gasto para titular a amostra (ml)

V_b = volume de NaOH gasto para titular o branco (ml)

N = normalidade do NaOH

4.3 Metodologia de Caracterização do Produto Final

O produto final deveria ser caracterizado pelo conjunto de análises para constatação do alcance das metas de especificação ANP nº 255, realizado por

laboratório independente visando à imparcialidade dos resultados, conforme Knothe et al. (2006):

- a) aspecto;
- b) viscosidade cinemática a 40°C, ASTM D445-04;
- c) massa específica a 20°C, ASTM D 4052-02;
- d) corrosão (3h a 50°C), ASTM D 130-04;
- e) Cinzas sulfatadas, ASTM D 874-00;
- f) Contaminação total, EN 12662;
- g) Enxofre, ASTM D 4294-03;
- h) Ponto de fulgor, ASTM D 93-02a;
- i) Ponto de entupimento, ASTM D 6371-05;
- j) Número de acidez total, ASTM D 664-01;
- k) Número de cetano (ASTM D613);
- l) Metanol e etanol, baseado na EN 14110;
- m) Índice de iodo, ISO 3961;
- n) Água e sedimentos, ASTM D 1796-02;
- o) Destilação à pressão reduzida, ASTM D 1160-06;
- p) Resíduo de carbono, ASTM D 189-01;
- q) Estabilidade a oxidação a 110°C, EN 14112;
- r) Na e K (EN 14108); Ca e Mg (prEN 14538); e fósforo (EN 14107);
- s) Teor de éster, EN 14103;
- t) Glicerina livre e total, mono, di e triglicerídeos, EN 14105 e EN 14106.

4.4 Metodologia dos Ensaios de Obtenção do Biodiesel

Por causa da composição básica da borra de refino e aos processos utilizados, os ensaios para obtenção do biodiesel da borra de refino foram divididos em três etapas principais, que serão brevemente descritos e listados a seguir.

Na matéria prima borra de refino se identifica grande quantidade de umidade, além do óleo neutro arrastado pelos sabões.

Esta umidade deve ser retirada e o método escolhido para isso é a acidulação, método baseado na hidrólise ou Cisão Ácida de Twitchell (RITTNER,

2002), porém simplificado, mais rápido e sem o catalisador, esse método fornece um produto (óleo e ácidos graxos) que pode ser processado por esterificação direta e que devido a presença do óleo neutro, exige, também, o processo de transesterificação (RITTNER, 2002).

A esterificação se apresenta eficiente na diminuição da acidez do material, no entanto ineficiente na conversão dos glicerídeos (VELJKOVIC et al., 2006), permitindo então a transesterificação, efetuada com catalisador alcalino e assim convertendo os glicerídeos em éster.

Assim sendo, estas são as três etapas básicas de processamento da borra de refino deste trabalho:

- a) acidulação da borra de refino;
- b) esterificação do “óleo ácido” gerado na acidulação;
- c) transesterificação do “óleo éster” gerado na esterificação.

4.4.1 Catalisadores

Cada etapa de conversão tem seu catalisador mais adequado, sendo utilizado para a esterificação o ácido sulfúrico 98% (H_2SO_4) e para a transesterificação a soda cáustica em escamas (NaOH) para evitar umidade que pode gerar saponificação e desaceleração da reação pela tendência de formação de gel e dificuldade de separação do glicerol formado.

O ácido sulfúrico foi utilizado na proporção de 1,5 % sobre o peso do “óleo ácido” e a soda na proporção de 2 % sobre o peso do “óleo éster”. Se for considerado o ácido sulfúrico em relação ao ácido graxo da mistura “óleo ácido” a proporção sobe para um número por volta de 2,7 %, dentro da faixa recomendada na revisão bibliográfica (1 a 5 %).

Quanto à soda: se for considerar seu percentual em relação ao peso do óleo (triglicerídeo) da mistura “óleo éster”, a proporção sobe para algo em torno de 5,7 %, acima da faixa recomendada, porém foi assim utilizada devido aos residuais de ácidos graxos presentes nos testes realizados.

O percentual de soda usualmente utilizado é de 1 % sobre o peso do “óleo”, porém em função da acidez do material, normalmente se acrescenta um excesso

para se neutralizar ácidos graxos residuais da esterificação. Quanto menor o residual de ácidos graxos, menor o excesso de soda, e menores as chances de ocorrer saponificação no processo.

4.4.2 Álcool

O componente alcoólico utilizado foi o etanol anidro (99,8 INPM), que tem maior eficiência que o hidratado, azeotrópico (RITTNER, 2002; CANDEIA et al., 2005). No entanto para reuso, necessita sofrer desidratação por arrastar umidade na sua recuperação por destilação.

O volume de etanol anidro utilizado para a etapa de esterificação foi de aproximadamente 23 mols por mol de ácido graxo. Considerou-se que o álcool presente fosse para a reação do ácido graxo, ou seja, desconsiderou-se a massa de triglicerídeo, que foi levada em conta na etapa de transesterificação. Significa então dizer que o peso do álcool anidro foi de aproximadamente 2,1 vezes o peso do “óleo ácido”.

O volume de etanol considerado para a etapa de transesterificação foi de 91 mols por mol de triglicerídeo, ou aproximadamente 167 % do peso do “óleo éster” a transesterificar. Esse volume foi aumentado em relação aos 6 mols por mol de triglicerídeo recomendados devido ao etanol utilizado na esterificação, que continuou em solução. Dado o motivo de não haver nova adição de etanol na etapa de transesterificação.

4.4.3 Ensaio

As etapas do processo foram realizadas em laboratório, seguindo os procedimentos a seguir, que foram executados dentro de cada uma das três etapas principais já citadas (acidulação, esterificação e transesterificação).

A Figura 14 a seguir apresenta o diagrama seqüencial do processo de produção de biodiesel a partir de borra de refino de óleo de soja:

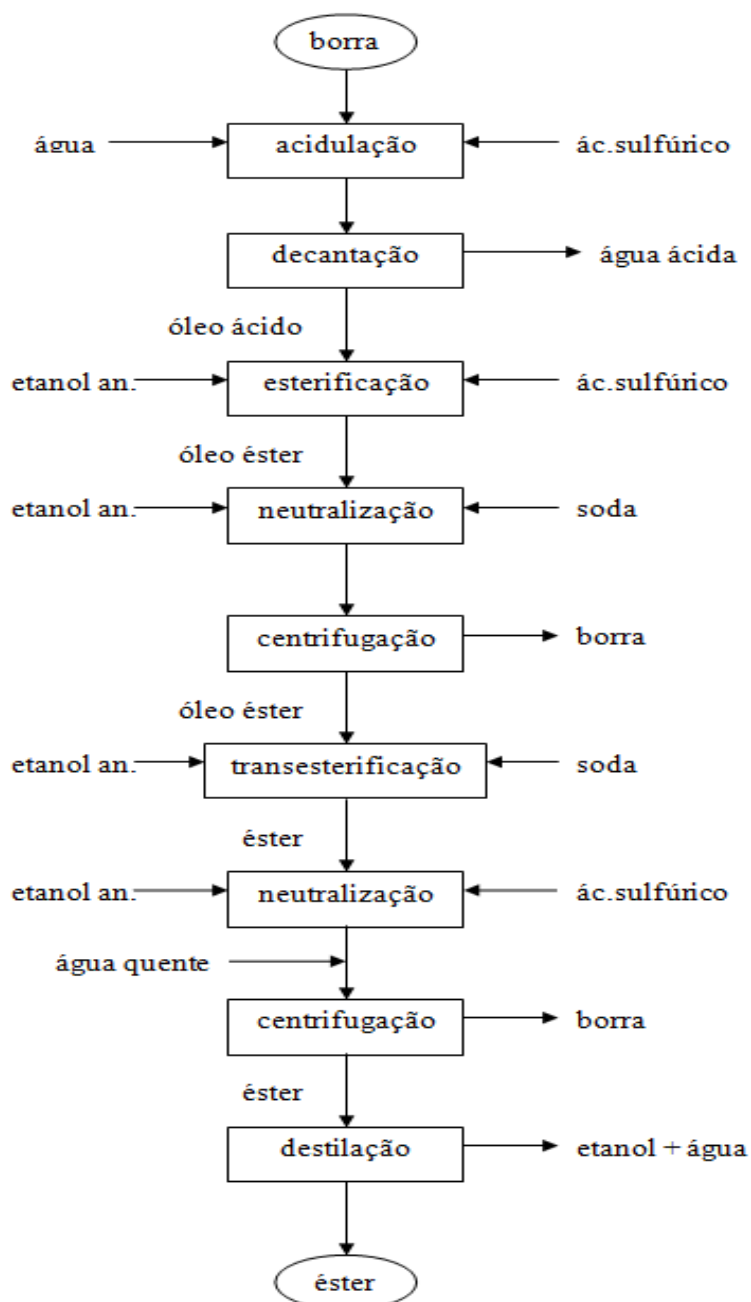


Figura 14 - Diagrama sequencial de produção de biodiesel a partir de borra de refino.

Fonte: Elaborado pelo autor

Acidulação:

1 - acidulação de 400 g de borra de refino, (Fotografia 1 a seguir) com adição de 500 g (125 % da borra) de água, 26 g (6,4 % da borra) de ácido sulfúrico (98 %), em béquer de 1000 ml por uma hora a 95 °C com agitação intensa por

meio de bastão magnético (aquecedor agitador de 250 W) (Fotografia 2 a seguir).



Fotografia 1 - Pesagem da borra de refino
Fonte: Elaborado pelo autor



Fotografia 2 - Agitação da borra – acidulação
Fonte: Elaborado pelo autor

2 - decantação por uma hora no mesmo béquer de 1000 ml (Fotografia 3);



Fotografia 3 - Decantação da água – acidulação
Fonte: Elaborado pelo autor

3 - retirada da camada superficial formada pelo “óleo ácido”. A camada inferior formada pela água ácida deverá ser enviada para tratamento, quando em processo em escala industrial.

4 - filtragem do óleo ácido por papel filtro para retenção de resíduos e materiais solidificados (com bomba de vácuo para acelerar o processo).

5 - analisou-se o % AGL e o % glicerol total para se fazer o acompanhamento de sua evolução ao longo do processo.

Esterificação:

1 - adicionou-se 100 g do “óleo ácido” filtrado a um béquer de 500 ml (Fotografia 4), sobre aquecedor agitador (250 W), acrescentou-se 210 g (210 % do óleo ácido) de etanol anidro (Fotografia 5), 1,5 g (1,5 % do óleo ácido) de ácido sulfúrico (98 %) e manteve-se a mistura a 70°C agitando por uma hora.



Fotografia 4 - Pesagem do óleo ácido
Fonte: Elaborado pelo autor



Fotografia 5 - Adição de etanol - esterificação
Fonte: Elaborado pelo autor

2 - centrifugou-se o produto obtido para separação da água formada e glicerol, com residual de álcool, em centrífuga FANEM (Fotografia 6) a 5000 rpm por cinco minutos.

Retirou-se a camada superior para continuidade do processo; a borra do fundo dos tubos foi retirada para liberar os tubos para novas análises.

Planeja-se retornar esta borra para reprocessamento em escala industrial.



Fotografia 6- Centrifugação do óleo ácido esterificado

Fonte: Elaborado pelo autor

3 - partiu-se para a neutralização do ácido na amostra separada. Seguiu-se com aproximadamente 300 g de “óleo éster” resultado da esterificação e centrifugação.

- calculou-se a quantidade de NaOH, através da análise de % AGL, a ser dosada para a neutralização do material, conforme Equação 11:

$$\text{NaOH (g)} = (\% \text{ AGL}/100) \times \text{massa amostra (g)} \times (40/280) \quad (11)$$

Sendo:

NaOH	hidróxido de sódio	40 g/mol
C ₁₈ H ₃₂ O ₂	ácido graxo linoleico	280 g/mol

Observação: apesar de o % AGL ser calculado em função do ácido oleico, considerou-se a massa molar do ácido linoleico presente em maior quantidade no óleo de soja. A massa molar do ácido oleico é de 282 g/mol, deste modo, é bem próxima à do linoleico.

A soda em escamas a ser dosada, deve ser diluída em álcool na proporção de 1:10, em massa, e adicionada lentamente para melhorar contato com o ácido a ser neutralizado.

No béquer de 500 ml a mistura vai ser agitada por 15 minutos a cerca de 50°C.

4 - seguiu-se, então, nova etapa de centrifugação, para se separar a borra formada na neutralização. Dada a centrifugação por cinco minutos a 5000 rpm na centrífuga FANEM.

Retirou-se a camada superior para continuidade do processo. Sendo que a borra do fundo dos tubos foi retirada para liberar os tubos para novas análises.

Planeja-se retornar essa borra para reprocessamento em escala industrial.

5 - analisou-se o % AGL da amostra separada assim como o % de glicerol total para acompanhamento do processo.

É importante observar que como os testes ocorreram em aparelhos de laboratório abertos como béquer e tubos de centrifugação, houve perda de etanol por evaporação, porém a mesma não foi significativa para que se justificasse alterações no modo de processamento.

Transesterificação:

1 - retornou-se a amostra neutralizada e centrifugada com massa aproximada de 300g para o béquer de 500 ml, adicionou-se 2 g de NaOH (2 % do óleo ácido inicial) em escamas e diluída em 30 g de etanol anidro. Desse jeito, manteve-se a mistura a 40°C, sob forte agitação, durante 1 hora ;

2 - após a transesterificação, foi neutralizado o NaOH utilizado como catalisador através da adição de H₂SO₄ (98%) diluído em etanol anidro (Fotografia 7). A massa de H₂SO₄ calculada conforme Equação 12:

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ (g)} = \text{NaOH (g)} \times (98/(40 \times 2)) \quad (12)$$

Sendo:

NaOH	hidróxido de sódio	40 g/mol
H ₂ SO ₄	ácido sulfúrico	98 g/mol

1º Observação: considerou-se como a massa de NaOH (g) a massa dosada apenas para a transesterificação.

2º Observação: desconsiderou-se a concentração de 98 % do ácido na fórmula de cálculo do ácido necessário à neutralização da soda.



Fotografia 7 - Adição de H₂SO₄ – pós transesterificação

Fonte: Elaborado pelo autor

O ácido sulfúrico foi diluído em etanol anidro na proporção de 1:1,5 em massa.

No béquer de 500 ml a mistura foi agitada por quinze minutos, a cerca de 50 °C;

3 - realizou-se então a lavagem com água quente em balão funil separador de 1000 ml, também a 50 °C, na proporção de 20 % da amostra para retirada do glicerol, que foi formado, dos sabões e da água da neutralização (Fotografia 8).



Fotografia 8 - Lavagem para retirada do glicerol – transesterificação
Fonte: Elaborado pelo autor

4 - centrifugou-se o material lavado por 5 minutos a 5000 rpm (centrífuga FANEM), separou-se a camada superior, em que estava o éster etílico diluído em álcool e posteriormente se retirou a borra do fundo do tubo. Esta borra será reaproveitada em processamento industrial.

5 - destilou-se, então, o etanol da mistura com o éster, em balão conectado a condensadores refrigerados a água, para recuperação do condensado, que sofrerá novas destilações com a finalidade de separar o etanol da água, e

finalmente sofrer desidratação por destilação com ciclohexano, processo este a ser realizado apenas em escala industrial.

6 - chegou-se então ao biodiesel de borra de refino (Fotografia 9) ou éster etílico de ácidos graxos, que foi analisado quanto ao % AGL e ao % glicerol total para acompanhamento da evolução do processamento.

Cabe aqui também a observação de perdas de etanol na etapa de transesterificação pela uso de aparelhagem aberta, porém como na etapa de esterificação, as perdas não justificaram a alteração do modo de processamento.



Fotografia 9 - Biodiesel de borra de refino
Fonte: Elaborado pelo autor

4.5 Metodologia de Pré-avaliação Econômica

O processo de pré-avaliação econômica foi baseado no “Tempo de Retorno” (Equação 13), ou “Prazo de Recuperação do Investimento” (HIRSCHFELD, 1989), que indica o número de períodos necessários para que os benefícios do lucro se equiparem aos custos do investimento, sendo:

$$\text{Tempo de Retorno} = \text{Investimento} / \text{Lucro Líquido} \quad (13)$$

Apesar de poder ser considerado um método simplista é muito utilizado por fornecer a visão clara de quando o investimento será recuperado, e prazos curtos levam a riscos baixos, o que é visto com muito interesse por parte dos investidores (HIRSCHFELD, 1989).

Sendo assim, pela simplicidade do método adotado e também pela necessidade de se obter uma avaliação inicial, pode se considerar este estudo como uma análise de “pré-viabilidade econômica”.

O Investimento (Equação 13) foi resultado da valorização dos principais equipamentos da instalação, assim como do terreno para sua implantação.

O Lucro Líquido (Equação 14) foi resultado da diferença entre Preço de Venda e Custo Operacional, deduzindo tributos, despesas administrativas e imposto de renda:

$$\text{Lucro Líquido} = \text{Preço de Venda} - \text{Custo Operacional} \quad (14)$$

Sendo que o Preço de Venda é o preço do diesel comum subtraído de tributos da comercialização como PIS, COFINS, ICMS e Imposto de Renda.

Acrescentou-se, também, o preço de subprodutos como a glicerina.

O Custo operacional (Equação 15) foi resultado da soma dos custos das matérias primas (MP) utilizadas com as energias consumidas, somou-se a esses, a mão-de-obra (MO) estimada para operação do processo.

$$\text{Custo Operacional} = \text{MP} + \text{energias} + \text{MO} \quad (15)$$

O custo das matérias primas foi levantado por meio das quantidades do balanço de massa.

O custo das energias foi levantado através das quantidades do balanço de energia térmica, acrescido da estimativa de consumo de energia elétrica.

A mão-de-obra foi estimada a partir da experiência do autor desta dissertação.

O Tempo de Retorno considerado atrativo foi inferior a 2 anos.

Este tempo de 2 anos é utilizado por algumas empresas justamente visando investimentos de baixo risco, porém pode ser alterado de acordo com a visão dos investidores ou com o porte do investimento, mesmo vinculando à vida útil do mesmo.

4.5.1 Levantamento do Balanço de Massa

O balanço de massa, feito por meio da análise de cada etapa do processo, resume as entradas e saídas verificadas em vazão mássica (kg/h) (Tabela 7):

Tabela 7 - Padrão para resumo do balanço de massa do processo.

item	Produto			kg/h
entradas	Borra de Refino			
	Água de Processo			
	Ácido Sulfúrico			
	Etanol Anidro			
	Soda em Escamas			
	Sulfato de Alumínio (ETA)			
	Polímero (ETA)			
	Ciclohexano (desidratação do etanol)			
saídas	Éster Etilico de Ácido Graxo			
	Glicerina Loira (ETA)			
	Lodo do Tratamento de Água (ETA)			

Fonte: Elaborado pelo autor

Para o desenvolvimento das etapas e balanço de massa e energia, foi considerado processamento contínuo e vazão de processamento de 1000 kg/h de borra de refino.

Para o estudo de cada etapa com reação, foi levantada a vazão molar (kmol/h) de cada componente, assim como a vazão mássica (kg/h) e as frações mássicas de cada componente.

Para as etapas sem reação, foi feito apenas o levantamento das frações mássicas de cada componente.

Seguem as etapas consideradas:

Processamento da Borra de Refino:

- 1- Reaproveitamento de água
- 2- Reaproveitamento de borra do processo
- 3- Mistura de água, borra e ácido
- 4- Reator R1 (acidulação da borra)**
- 5- Decantador
- 6- Reaproveitamento do etanol
- 7- Reator R2 (esterificação)**
- 8- Recirculação do “éster óleo” do decantador final
- 9- Centrifugação
- 10- Formação da linha 17 (neutralização)
- 11- Reator R3 (neutralização)
- 12- Centrifugação
- 13- Reator R4 (transesterificação)**
- 14- Dosagem de ácido
- 15- Reator R5 (neutralização)
- 16- Lavagem (centrífuga)
- 17- Secador
- 18- Decantação e reciclo

Recuperação do Etanol Anidro:

- 19- Tanque de alimentação
- 20- Desidratação do etanol
- 21- Reciclo da borra gerada no processo

ETA:

- 22- ETA (saponificação)
- 23- ETA (neutralização, floculação e precipitação)
- 24- Destilação da água (recuperação da glicerina loira)

4.5.2 Levantamento do Balanço de Energia Térmica

O balanço de energia térmica resumiu a necessidade de aquecimento e de refrigeração, ao longo dos processos analisados em cada etapa, visando determinar

o consumo de vapor de água para aquecimento, assim como a quantidade de água de refrigeração.

Para o cálculo do balanço de energia, calculou-se o calor específico médio de cada corrente, através do calor específico de cada componente e das frações mássicas.

Do mesmo modo, através da temperatura de cada corrente, do calor específico de cada componente e sua vazão mássica, pode-se calcular a energia de cada componente e seu respectivo estado ($Q = m \cdot h = \text{kg/h} \cdot \text{kcal/kg} = \text{kcal/h}$) e assim, pelo somatório, a energia total da corrente.

As correntes, resultantes da combinação de duas ou mais correntes, tiveram sua temperatura calculada pela soma da energia das correntes que a estão formando, dividida pela massa e pelo calor específico médio da corrente formada (Equação 24).

1º Lei da Termodinâmica, para sistemas abertos (WYLEN, 2003)

$$dE/dt = Q/t - W/t + m_e/t \cdot (h_e + v_e^2/2 + gze) - m_s/t \cdot (h_s + v_s^2/2 + gzs) \quad (16)$$

sendo que:

$$\text{para regime permanente} \quad dE/dt = 0 \quad (17)$$

$$\text{sem realização de trabalho} \quad W/t = 0 \quad (18)$$

$$\text{desconsiderando energia cinética e potencial} \quad v \text{ e } z = 0 \quad (19)$$

$$Q/t = -(m_e/t \cdot h_e - m_s/t \cdot h_s) \quad (20)$$

$$Q/t = m_s/t \cdot h_s - m_e/t \cdot h_e \quad \text{ou} \quad Q = m \cdot h_s - m \cdot h_e$$

e

$$h = c \cdot T \quad [\text{kcal}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}) \cdot ^\circ\text{C}] = [\text{kcal}/\text{kg}] \quad (21)$$

$$Q = m \cdot c \cdot (T_s - T_e) \quad (22)$$

e

$$T_s = T_e + (Q/(m \cdot c)) \quad (23)$$

Para os casos em que não há troca de calor ($Q = 0$)

$$Q/t = m_s/t * h_s - m_e/t * h_e = 0 \quad \text{ou}$$

$$m_s/t * h_s = m_e/t * h_e \quad \text{ou}$$

$$m_s * h_s = m_e * h_e \quad \text{considerando a energia interna da corrente}$$

$$Q_s = Q_e \quad \text{a energia que entra é igual a que sai e}$$

$$m_s * h_s = Q_e \quad \text{ou}$$

$$m_s * c_s * T_s = Q_e \quad \text{ou} \quad (24a)$$

$$T_s = Q_e / (m_s * c_s) \quad (24)$$

Teve-se como resultado (Tabela 8):

- considerando-se o processamento contínuo de 1.000kg/h de borra de refino, como calculado no balanço de massa;
- considerando-se vapor com 566 kcal/kg (9 bar a);
- considerando-se o diferencial de temperatura da água de refrigeração de 5°C; e a vazão de água de reposição igual a 1% da vazão de água de refrigeração circulante:

Tabela 8 - Consumos de vapor e água de reposição da água de refrigeração

Consumo Total			
		kg/h	kg/kg éster
Vapor total			
1% água de refrig. tot			
Vapor			
		kg/h	%
Process. Borra			
Desidr. Álcool			
ETA			
Total			
1% água de refrig.			
		kg/h	%
Process. Borra			
Desidr. Álcool			
ETA			
Total			

Fonte: Elaborado pelo autor

Os números foram analisados separadamente, buscando identificar as etapas maiores consumidoras de energia.

4.5.3 Metodologia de Pré-avaliação do Lucro Líquido

Apresentado na Equação 15, o custo operacional foi função das quantidades gastas em matérias-primas (MP), das quantidades gastas em energia, somando-se a térmica e a elétrica e da mão-de-obra utilizada:

$$\text{Custo Operacional} = \text{MP} + \text{energias} + \text{MO} \quad (15)$$

O preenchimento da Tabela 9 levou ao custo operacional específico (R\$/kg de éster):

Tabela 9 - Modelo para Custo Operacional do Processo.

Resumo Balanço de Massa							
item	Produto	kg/h	R\$/kg	kg/kg éster	R\$/kg éster	R\$/kg éster	
						receita	custo
entradas	Borra de Refino						0,000
	Água de Processo						0,000
	Ácido Sulfúrico						0,000
	Etanol Anidro						0,000
	Soda em Escamas						0,000
	Sulfato de Alumínio (ETA)						0,000
	Polímero (ETA)						0,000
	Ciclohexano (desidratação do etanol)						0,000
saídas	Éster Etilíco de Ácido Graxo					0,000	
	Glicerina Loira (ETA)					0,000	
	Água Tratada (ETA)						
	Lodo do Tratamento de Água (ETA)						0,000
total						0,000	0,000
Resumo Energias							
		kg/h	R\$/kg	kg/kg éster	R\$/kg éster	receita	custo
	vapor						0,000
	água de reposição torre resfr.						0,000
	energia elétrica	kW/h					0,000
	demanda						
	consumo						
total						0,000	0,000
Mão de obra							
		qtde./turno	total	R\$/pessoa 1732,5 Total			
	operador processo			0			
	operador ETA/ETE						
	operador caldeira						
	laboratório				para 25 dias/mês		
	man. elétrica						
	man. mecânica						
		0	0				
total geral						0,000	0,000
lucro						0,000 R\$/kg éster	

Fonte: Elaborado pelo autor

O Lucro Líquido, por sua vez, foi a diferença entre o preço de Venda (descontados os impostos) e o custo operacional conforme simplificação da Equação 14, ou Custo do Produto Vendido (descontando-se também as despesas administrativas), que foi obtido pelo preenchimento da Tabela 10:

$$\text{Lucro Líquido} = \text{Preço de Venda} - \text{Custo Operacional} \quad (14)$$

Tabela 10 – Obtenção do Lucro Líquido a partir da Receita de Vendas

Demonstrativo de Resultado do Exercício (milhões de R\$)			
		R\$	%
Rec. Operacional ou Vendas (V)		-	
Custo do Produto Vendido (CPV)		-	
Lucro Bruto (LB)		-	
Desp. Administrativas		-	
Desp. Gerais		-	
Desp. Vendas		-	
Lucro Operacional (LO)		-	
Receitas Financeiras		-	
Despesas Financeiras		-	
Lucros (prejuízos) excepcionais		-	
Lucro Antes do IR (LAIR)		-	
IR (15%) CSSL (9%)		-	
Lucro Líquido (LL)		-	

Fonte: Elaborado pelo autor

4.5.4 Metodologia de Pré-avaliação dos Investimentos

O valor de Investimento foi baseado nos valores dos principais equipamentos da instalação, avaliados no pré-dimensionamento em função das vazões definidas.

Principais equipamentos:

- a) Tanques (borra, etanol, água, éster, ácido sulfúrico, soda cáustica diluída, água ácida, e outros tanques de processo);
- b) Reatores CSTR (acidulação, esterificação, neutralização, transesterificação, neutralização, saponificação e floculador);
- c) Decantadores (4 ao longo do processo);
- d) Colunas de Destilação (5 ao longo do processo, com seus aquecedores e condensadores);
- e) Centrífugas (3 etapas);
- f) Caldeira;
- g) Torre de Resfriamento.

Estimativa de áreas necessárias, definição de local e avaliação de terreno, para composição do Custo de Investimento.

4.5.5 Metodologia de Pré-análise Econômica (tempo de retorno)

Fez-se a avaliação de Tempo de Retorno com os valores levantados de Lucro Líquido e de Investimento, (Equação 13):

$$\text{Tempo de Retorno} = \text{Investimento} / \text{Lucro Líquido} \quad (13)$$

Teve-se, então, uma visão do risco do investimento e de sua atratividade com o resultado do Tempo de Retorno. Como já foi dito, considerou-se atrativo, um Tempo de Retorno inferior a 2 anos. Os períodos de avaliação foram anuais.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Seguem os resultados obtidos das análises e ensaios realizados, assim como a avaliação dos mesmos.

5.1 Caracterização da Matéria-Prima

A matéria prima, borra de refino de óleo de soja, foi amostrada na quantidade de 2 kg para cada teste, permitindo a realização das análises e operações programadas na metodologia:

- análise de % umidade (5 g);
- análise de % óleo neutro (10 g);
- cálculo do % de sabões totais (Equação 3):

$$\% \text{ sabões totais} = 100\% - (\% \text{ óleo neutro}) - (\% \text{ umidade}) \quad (3)$$

- cálculo do % de sabões de sódio (Equação 6):

$$\% \text{ sabões de sódio} = \frac{(\% \text{ red. AGL} * 1,079)}{((\% \text{ red. AGL} * 1,079) + \% \text{ red. fosfatídeos})} \times (\% \text{ sabões tot.}) \quad (6)$$

- cálculo do % de fosfatídeos (Equação 7):

$$\% \text{ fosfatídeos} = \% \text{ sabões totais} - \% \text{ sabões de sódio} \quad (7)$$

Sobrando material suficiente para a realização das demais etapas do processo - acidulação, esterificação e transesterificação.

Segue Tabela 11 com a caracterização da matéria prima, a borra de refino, indicando também a sua evolução ao longo do tempo.

Tabela 11 - Variação da qualidade da borra de refino com a variação da qualidade do óleo de soja – 2009

Variação da Qualidade da Borra de Refino com a Variação da Qualidade do Óleo de Soja													
	início testes	28/abr	30/mai	26/jun	20/jul	05/ago	13/ago	21/ago	25/ago	02/set	06/set	12/set	21/set
% AGL do óleo deg. ppm fósforo no óleo deg.	1,40 130	0,47 159	0,73 164	0,89 177	1,08 150	1,05 135	1,30 100	1,70 105	1,70 105	1,50 100	1,51 114	1,51 114	1,60 114
redução para													
% AGL	0,05												
% fosfatídeos	0,03												
% óleo neutro	19,00	17,60	18,00	18,50	12,33	18,77	18,97	20,30	20,30	16,04	21,54	17,78	18,50
% umidade	50,00	57,70	55,60	55,90	65,80	54,12	50,86	45,84	45,84	50,34	47,75	54,37	49,80
% sabões totais (*)	31,00	24,70	26,40	25,60	21,87	27,11	30,17	33,86	33,86	33,62	30,71	27,85	31,70
% sabões de sódio	24,86	12,43	16,20	16,49	15,87	20,12	25,14	29,19	29,19	28,67	25,63	23,25	26,72
% fosfatídeos	6,14	12,27	10,20	9,11	6,00	6,99	5,03	4,67	4,67	4,95	5,08	4,60	4,98
% total (*)	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

(*) lembrando que os sabões totais são compostos pelos sabões de sódio e pelos fosfatídeos

Fonte: Elaborado pelo autor

5.2 Ensaios de Obtenção do Éster Etilico

Após caracterização da matéria prima, borra de refino, iniciaram-se os ensaios de obtenção do éster etílico de ácidos graxos, conforme a metodologia:

- acidulação;
- esterificação;
- transesterificação.

Na acidulação, com 400 g de borra de refino, adição de água (125 % da borra), ácido sulfúrico (6,4 % da borra), aquecimento (95 °C) e agitação por uma hora, separou-se após decantação da água ácida a camada de óleo ácido que foi filtrado e teve retirado aproximadamente 20 g desse óleo para as análises de % AGL e % glicerol total.

Repetiu-se mais três vezes esse processo, para se ter um volume de óleo ácido suficiente para os testes e análises (aproximadamente 700 g, 80 g destas para as análises de % de AGL e % de glicerol total).

(Resultados na caracterização do produto em processo – Tabela 12)

Com as 620 g restantes, partiu-se para a etapa de esterificação.

Na esterificação utilizou-se 100 g do óleo ácido gerado e acrescentou-se o etanol anidro (210 % do óleo ácido) e o catalisador ácido sulfúrico (1,5 % do óleo ácido), aqueceu-se a mistura (70 °C) em agitação durante uma hora e após isso se centrifugou para a retirada da pequena quantidade de água e glicerol formados.

Repetiu-se a etapa mais três vezes para acumular material suficiente e continuar os testes.

Retirou-se amostra do material (28 g) para análise do % de AGL e para calcular o volume de soda cáustica necessária à neutralização do mesmo.

Neutralizou-se, então, o material com soda cáustica em escamas, diluída em etanol anidro e centrifugou-se o mesmo para separação da borra formada.

Retirou-se nova amostra (80 g) para análise do % de AGL e % de glicerol total, para acompanhamento da evolução do processo.

(Resultados na caracterização do produto em processo – Tabela 12)

Seguiu-se então para a etapa de transesterificação. Com todo o material obtido após centrifugação, adicionou-se o catalisador, soda cáustica em escamas (2 % do óleo éster) diluída em etanol, aqueceu-se (40 °C) e agitou-se o material por uma hora.

Fez-se, então, a neutralização do catalisador com adição de ácido sulfúrico, e executou-se a lavagem do material com água aquecida após a neutralização, para a retirada do glicerol formado, assim como dos sabões e da água da neutralização.

Após lavagem, realizou-se a centrifugação para retirada de toda a borra formada; então destilou-se o material para recuperação do etanol e retirada do residual de umidade.

Oteve-se, então, o biodiesel de borra de refino, do qual se retirou nova amostra (80 g), para avaliação do % de AGL e do % de glicerol total do produto obtido.

No final, conseguiu-se algo em torno de 200 g de produto, essa quantidade se deve às grandes perdas nas separações por centrifugação, e, também, na retirada de material para análise. O material separado na centrifugação deverá ser realimentado, quando em processado em escala industrial.

(Resultados na caracterização do produto em processo – Tabela 12)

5.3 Caracterização do Produto em Processo

Seguem os resultados dos testes das etapas realizadas (Tabela 12):

Tabela 12 - Testes com resultados das análises das principais etapas sem o efeito do etanol nas amostras:

CARACTERIZAÇÃO DO PRODUTO EM PROCESSO (resultados sem álcool)														
Data nº teste	Óleo de soja		Borra		Acidulação		Esterific.	Neutralização (Esterificação)		Neutralização (Transesterificação)		Eficiência		
	AGL %	fósf. ppm	óleo %	umid. %	AGL %	glic. %	AGL %	AGL %	glic. %	AGL %	glic. %	Esterific. %	Transtest. %	
2008 teste 01	1,40	130	19,00	50,00	58,88	5,43	38,27	16,57	9,44	0,88	1,65	35,0	82,5	
2008 teste 02	1,40	130	19,00	50,00	61,43	6,15	18,57	8,23	5,78	1,10	1,46	69,8	74,7	
28/04/2009 teste 03	0,47	159	17,60	57,70	67,59	2,61	12,32	5,86	7,02	0,09	n.a.	81,8	n.a.	
26/06/2009 teste 04	0,89	177	18,50	55,90	54,47	0,09	9,84	7,19	4,93	0,09	1,06	81,9	78,5	
20/07/2009 teste 05	1,08	150	12,33	65,80	77,92	n.a.	17,47	2,17	n.a.	n.a.	n.a.	77,6	n.a.	
05/08/2009 teste 06	1,05	135	18,77	54,12	75,16	n.a.	12,68	4,51	4,26	5,15	0,30	83,1	93,0	
12/09/2009 teste 07	1,51	114	17,78	54,37	55,23	n.a.	8,99	1,49	n.a.	0,53	n.a.	83,7	n.a.	
21/09/2009 teste 08	1,60	114	18,50	49,80	66,72	3,04	11,22	0,20	0,85	0,50	0,14	83,2	83,8	
Média (s/ result.descart.)					%	64,68	3,46	16,17	5,78	5,38	1,19	0,92	74,5	82,5

Fonte: Elaborado pelo autor

Notas: - n.a.- não avaliado

Nas etapas de Esterificação e Neutralização da Esterificação o efeito da massa de etanol nas amostras foi anulado pela divisão dos resultados analíticos por 0,355, fração mássica estimada das amostras sem o etanol.

As amostras da etapa de Neutralização da Transesterificação já são destiladas, não sofrendo portanto o efeito do etanol nas mesmas.

5.4 Caracterização do Produto

A caracterização total do produto, conforme previsto na metodologia, não ocorreu devido à dificuldade em se encontrar um laboratório para sua realização.

Tentou-se, também, a análise por laboratório independente apenas do teor de éster (EN 14103) e do teor de glicerol total (EN 14105 e EN 14106), porém novamente não se conseguiu a realização das análises.

Sendo assim, a caracterização do produto ficou restrita às análises de caracterização do produto em processo, ou seja, ao percentual de AGL e de glicerol total, segundo metodologia deste trabalho, via titulação.

Tal como apresentado na tabela 12 de caracterização do produto em processo (item 5.3), atingiu-se em média um produto com 1,19 % de AGL e 0,92 % de glicerol total, porém estes valores não atendem à especificação ANP 255 de 2003 (KNOTHE et al., 2006).

Pode-se ver, também, que em alguns testes os valores foram obtidos, no entanto houve muita oscilação de resultados, determinando a necessidade de um volume maior de testes para que se consiga maior confiabilidade nos mesmos.

5.5 Discussão dos Resultados

Segue a pré-avaliação técnica dos resultados obtidos nas etapas de acidulação, esterificação e transesterificação, assim como dos novos testes realizados.

5.5.1 Acidulação

Conforme comentado na revisão bibliográfica relativa à etapa de acidulação, sentiu-se forte influência do fator “soja verde”, ou seja, da borra do óleo de soja gerado por soja da safra, soja recentemente colhida, portanto com % de AGL baixo e % de fosfatídeos mais alto, que em laboratório, na utilização do sistema de agitação por bastão magnético, não ocorreu a concretização da acidulação, e o produto manteve uma camada clara, apresentando a estrutura de uma goma na superfície do béquer, ao invés da camada escura de óleo ácido.

Conforme a Tabela 11 - a borra de refino obtida do óleo de 28/04/2009, com 0,47 % de AGL e 159 ppm de fósforos, apresentou teor de fosfatídeos praticamente

igual ao teor de sabões de ácidos graxos. Sendo que o valor considerado para uma composição média da borra de refino, com um óleo com 0,80 % de AGL e 130 ppm de fósforos, seria de praticamente a metade do teor de sabões de ácidos graxos.

À medida que o tempo de colheita se afastava, a acidez aumentava e os fosfatídeos diminuía (ver Gráfico 10, baseado nos dados da Tabela 11) , voltando a facilitar a separação da fase óleo ácido da etapa de acidulação.

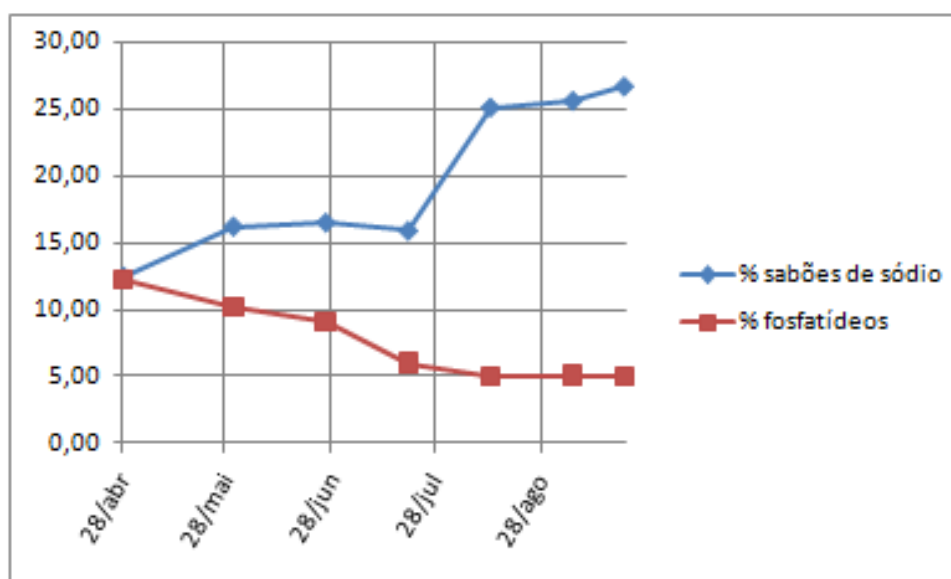


Gráfico 10 – Percentual de sabões de sódio e de fosfatídeos na borra (ao longo do ano)
Fonte: Elaborado pelo autor

Em tanque protótipo montado para pequenos testes, a acidulação foi possível com agitador por pás mesmo quando não ocorreu em laboratório, fato que evidencia, também, o fator físico da eficiência do agitador.

Através destes testes, pode-se concluir que quanto maior o teor de fosfatídeos maior a dificuldade e menor o percentual de ésteres gerados (kg de éster /kg de borra), ou seja, a produção de biodiesel (Tabela 13).

Tabela 13 - Variação da qualidade da borra de refino com a variação da qualidade do óleo de soja e rendimento de éster

Variação da Qualidade da Borra de Refino com a Variação da Qualidade do Óleo de Soja													
	início testes	28/abr	30/mai	26/jun	20/jul	05/ago	13/ago	21/ago	25/ago	02/set	06/set	12/set	21/set
% AGL do óleo deg.	1,40	0,47	0,73	0,89	1,08	1,05	1,30	1,70	1,70	1,50	1,51	1,51	1,60
ppm fósforo no óleo deg.	130	159	164	177	150	135	100	105	105	100	114	114	114
redução para													
% AGL	0,05												
% fosfatídeos	0,03												
% óleo neutro	19,00	17,60	18,00	18,50	12,33	18,77	18,97	20,30	20,30	16,04	21,54	17,78	18,50
% umidade	50,00	57,70	55,60	55,90	65,80	54,12	50,86	45,84	45,84	50,34	47,75	54,37	49,80
% sabões totais (*)	31,00	24,70	26,40	25,60	21,87	27,11	30,17	33,86	33,86	33,62	30,71	27,85	31,70
% sabões de sódio	24,86	12,43	16,20	16,49	15,87	20,12	25,14	29,19	29,19	28,67	25,63	23,25	26,72
% fosfatídeos	6,14	12,27	10,20	9,11	6,00	6,99	5,03	4,67	4,67	4,95	5,08	4,60	4,98
% total (*)	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
(*) lembrando que os sabões totais são compostos pelos sabões de sódio e pelos fosfatídeos													
kg éster/kg borra	0,45	0,31	0,35	0,36	0,29	0,40	0,46	0,51	0,51	0,46	0,49	0,42	0,47
considerando 1,0520 kg éster/kg de óleo neutro considerando 1,1000 kg éster/kg ácido graxo													

Fonte: Elaborado pelo autor

Analisando-se os resultados da etapa da acidulação, para a matéria prima borra de refino com 25 % de sais de sódio, 6 % de fostatídeos, 19 % de óleo neutro e 50 % de água em peso (Tabela 12, testes 01 e 02. Tabela 13, início testes), considerando-se que na acidulação os sais de sódio liberem os ácidos graxos (Reação 2), que seriam aproximadamente 92,7 % em peso dos sais de sódio, tem-se 23,2 % de ácidos graxos livres.

Considerando-se que os fosfatídeos se dissolvem na água eles deixam de fazer parte da fase óleo ácido, passando a fazer parte da fase água ácida.

Este produto sem a água (óleo ácido) terá então, teoricamente, a acidez livre de: $(23,2/(23,2+19,0)*100) = 55,0 \%$. Porém, ao se analisar o produto resultante da acidulação ou corte, sem a umidade, tem-se um resultado médio em torno de 60 % de ácidos graxos livres (% AGL, acidulação, testes 01 e 02, Tabela 12).

Observando-se também os demais testes (Tabela 12) tem-se um resultado médio de 64,7 % de AGL, para um percentual calculado e esperado de 51,3 % (Tabela 14).

Tabela 14 – Comparativo de valores analisados e calculados para a etapa de acidulação

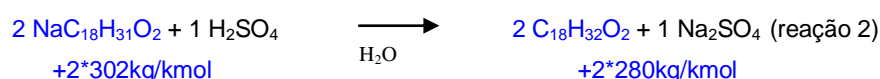
CARACTERIZAÇÃO DO PRODUTO EM PROCESSO (resultados sem álcool)												acidulação cálculo			
Data nº teste	Óleo de soja		Borra		Acidulação		Esterific.	Neutralização (Esterificação)		Neutralização (Transesterificação)		pelo óleo e pela borra		pela análise da acidul.	
	AGL %	fósf. ppm	óleo %	umid. %	AGL %	glic. %	AGL %	AGL %	glic. %	AGL %	glic. %	% AGL	% glicerol	% glicerol	
2008 teste 01	1,40	130	19,00	50,00	58,88	5,43	38,27	16,57	9,44	0,88	1,65	54,8	4,5	4,1	
2008 teste 02	1,40	130	19,00	50,00	61,43	6,15	18,57	8,23	5,78	1,10	1,46	54,8	4,5	3,9	
28/4/2009 teste 03	0,47	159	17,60	57,70	67,59	2,61	12,32	5,86	7,02	0,09	n.a.	39,6	6,0	3,2	
26/6/2009 teste 04	0,89	177	18,50	55,90	54,47	0,09	9,84	7,19	4,93	0,09	1,06	45,2	5,5	4,6	
20/7/2009 teste 05	1,08	150	12,33	65,80	77,92	n.a.	17,47	2,17	n.a.	n.a.	n.a.	54,4	4,6	2,2	
5/8/2009 teste 06	1,05	135	18,77	54,12	75,16	n.a.	12,68	4,51	4,26	5,15	0,30	49,8	5,0	2,5	
12/9/2009 teste 07	1,51	114	17,78	54,37	55,23	n.a.	8,99	1,49	n.a.	0,53	n.a.	54,8	4,5	4,5	
21/9/2009 teste 08	1,60	114	18,50	49,80	66,72	3,04	11,22	0,20	0,85	0,50	0,14	57,2	4,3	3,3	
Média (s/ result. descart.)					%	64,68	3,46	16,17	5,78	5,38	1,19	0,92	51,33	4,87	3,53

Fonte: Elaborado pelo autor

Nota: n.a. – não avaliado.

Entende-se que este percentual maior de acidez pode ser atribuído à hidrólise parcial dos triglicerídeos e fosfatídeos, gerando glicerol, mono e diglicerídeos e ácidos graxos, ou simplesmente à presença de residual de ácido sulfúrico na amostra.

Conforme a Reação 2 de acidulação do sal de sódio :



$$+280/302=0,927 \text{ ou } 92,7\%$$

Chegando aos números citados (para testes 01 e 02, Tabela 12):

	Borra de refino	Óleo ácido (relação)
% sais de sódio	25 %	-
% fosfatídeos	6 %	-
% óleo neutro	19 %	19,0
% ácidos graxos	-	23,2
% umidade	50 %	eliminada com os sais e fosfatídeos

e para os novos componentes do óleo ácido o novo percentual de acidez será:

$$+(23,2)/(23,2+19,0)*100 = 55,0 \%$$

Portanto, considerando (por resultados analíticos) a matéria prima com aproximadamente 65 % de ácidos graxos livres tem-se a presença de 35 % de óleo neutro, valor abaixo da previsão do corte (45 % de óleo neutro, para 55 % de AGL).

Quanto ao glicerol total analisado pode-se dizer que deve ter ocorrido alguma alteração por amostragem ou de análise justificando a oscilação do valor, sendo que deveria apresentar um resultado em torno de 3,5 % para o percentual médio de óleo neutro de 35 %.

Para a condição de o aumento do percentual de acidez ser devido ao residual de ácido sulfúrico na amostra, o glicerol resultante deveria estar por volta de 4,5 %.

Portanto o percentual de glicerol esperado para a etapa de acidulação deveria estar entre 3,5 e 4,5 %.

Nos dois primeiros testes os valores foram elevados, no terceiro foi pouco abaixo do esperado, e no quarto muito baixo (0,9 %), indicando que provavelmente a saponificação da amostra para liberação do glicerol do óleo neutro não tenha sido eficiente. No oitavo teste o valor foi próximo ao esperado (3,04 %. Tabela 12).

Apesar das oscilações, o valor médio do % de glicerol total ficou em 3,46 % (Tabela 12).

5.5.2 Esterificação

Analisando-se a etapa de esterificação: conseguiu-se a conversão média de 74,5 % dos ácidos graxos em éster, considerando-se a redução do % acidez, ou % AGL. Resultado menor que o previsto na revisão bibliográfica que ficava entre 90 e 95 % (RITTNER, 2002).

Reduziu-se em média de 64,5 % para 16,2 % o percentual de AGL do produto em processo.

Se desconsiderarmos o teste 01 (Tabela 12) conseguiremos um rendimento médio de 80,2 %, mais próximo ao esperado.

Quanto ao glicerol total, sua tendência é de redução em função da retirada do glicerol livre na centrifugação pós esterificação e na centrifugação pós neutralização do ácido sulfúrico mais o glicerol liberado na esterificação em si que é pouco representativo pela pequena conversão que se apresenta nesta fase (VELJKOVIC et al., 2006).

O número esperado para o percentual de glicerol total livre seria algo em torno de 3,5 % a 4,9 % e o resultado obtido ficou 5,38 %, após neutralização da amostra. Novamente desconsiderando-se o teste 01 (Tabela 12) atingiríamos uma média de 4,57 % para o glicerol total na esterificação.

5.5.3 Transesterificação

Ao se analisar a etapa de transesterificação observa-se que se atingiu uma média de 1,19 % de AGL e de 0,92 % de glicerol total, considerando-se os valores da etapa após neutralização de seu catalisador (Tabela 12).

Neste caso o resultado mais interessante é a redução do glicerol total que foi em média 82,5% (Tabela 12) da etapa de esterificação para a transesterificação (ambas após neutralização).

Estes resultados foram baixos em relação ao previsto na revisão bibliográfica aonde se esperava uma conversão de 93 a 98% dos triglicerídeos em éster (RITTNER, 2002). A fraca conversão pode ter sido influenciada pelo elevado percentual de acidez do óleo na entrada do processo (em média 5,78%, conforme Tabela 12), que consome parte do catalisador (NaOH) formando sabões que dificultam as reações e a retirada do glicerol formado.

Apesar dos sabões formados não houve gelatinização das amostras ao serem resfriadas por se estar utilizando etanol anidro e se diluindo os catalisadores em etanol evitando-se ao máximo a presença de umidade no processo.

A redução da acidez da etapa após esterificação para a transesterificação ocorre basicamente pela neutralização dos ácidos graxos livres que formam sabões ou borra que é separada do processo na centrifugação, gerando perda ou sendo retornada para reprocessamento quando em escala industrial.

Os números atingidos, tanto de % AGL como de % glicerol total, estão acima das especificações ANP 255, de 2003 (KNOTHE et al., 2006), que limitam em 0,40 % de AGL e 0,38 % de glicerol total. Porém geram boas expectativas por não estarem tão distantes das metas.

Seguem os gráficos (Gráfico 11 e Gráfico 12 a seguir) indicando a evolução dos resultados obtidos em cada etapa dos testes:

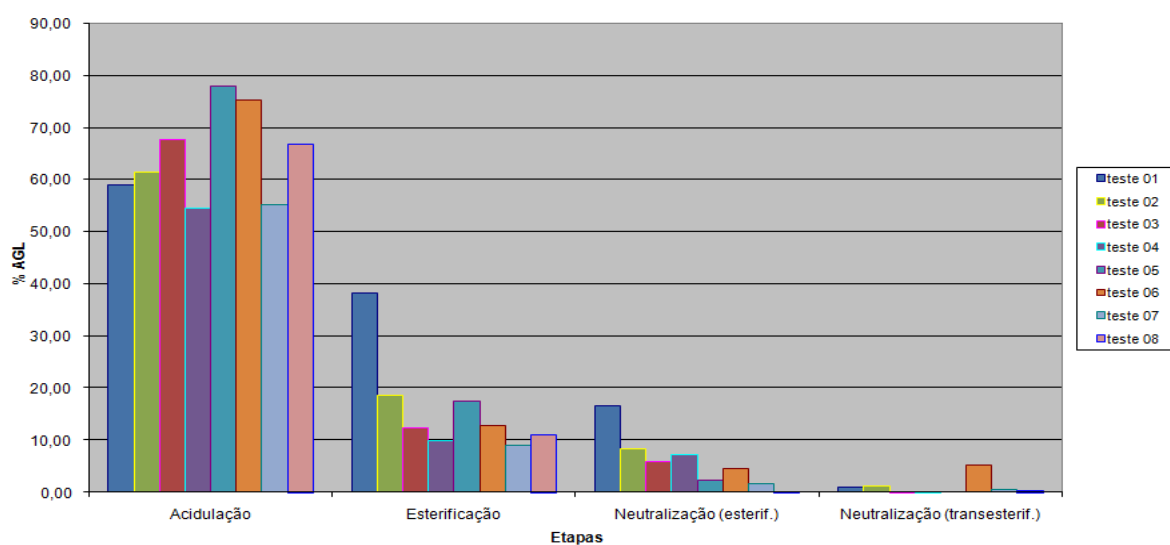


Gráfico 11 – Resultados dos testes - % AGL – conforme a Tabela 12
 Fonte: Elaborado pelo autor

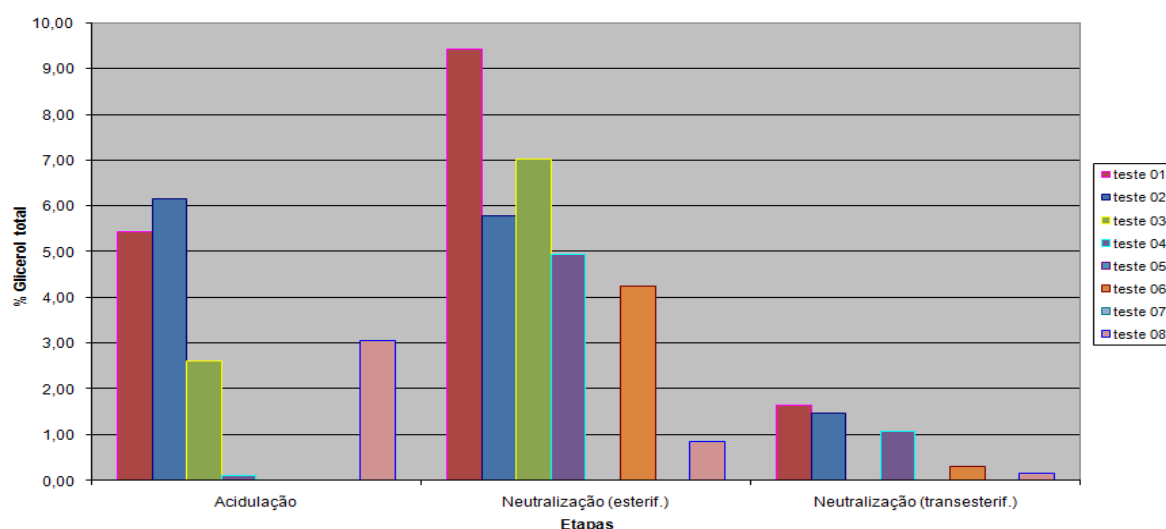


Gráfico 12 – Resultados dos testes - % glicerol total – conforme a Tabela 12.
 Fonte: Elaborado pelo autor

5.5.4 Novos Testes

Para que se atingissem as especificações da ANP (KNOTHE et al., 2006), melhorias foram buscadas, no intuito de redução do percentual de AGL da saída da etapa de esterificação, para a entrada da etapa de transesterificação, com o objetivo

de aumentar a eficiência da conversão da transesterificação, que ficou abaixo do previsto, dado que determinou um percentual de glicerol total elevado.

O percentual de AGL, também, ficou acima da especificação, o que deve ter sido resultado da dificuldade de neutralização e remoção do excesso de sabões formados e também indicando uma falha na lavagem do produto final, pois em alguns testes (teste 06, Tabela 12) a acidez final subiu em relação ao atingido na esterificação levando a crer que é gerada pelo ácido sulfúrico residual da neutralização final.

Outro problema de processo que surgiu foi a cor escura do produto final. Devido ao ácido sulfúrico utilizado, pois já na acidulação há um escurecimento no óleo ácido gerado, previsto na revisão bibliográfica (RITTNER, 2002). A diminuição do ácido reduz o escurecimento, porém pode dificultar a quebra das emulsões.

Deve ser encontrado um ponto de equilíbrio. Além disso, na etapa de transesterificação também foi utilizado ácido sulfúrico, que também colabora na geração de escurecimento (RITTNER, 2002).

Com relação à acidez elevada resultante da esterificação (seria desejável um produto com menos que 0,50 % de AGL para a transesterificação) (RITTNER, 2002), novos testes foram realizados visando melhorar os resultados (Tabela 15 a seguir):

Tabela 15 - Testes de esterificação

Data nº teste	Soja		Borra		Acidulação		Esterific.	Neutralização (Esterificação)		Neutralização (Transesterificação)		Variáveis dos testes (Esterificação)		Eficiência		
	AGL %	fósf. ppm	óleo %	umid. %	AGL %	glic. %	AGL %	AGL %	glic. %	AGL %	glic. %	tempo h	catalisador %	Esterific. %	Transest %	
30/5/2009 teste 1	0,73	164	18,00	55,60	33,51	n.a.	17,33	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	1	1,5	48,3	n.a.	
30/5/2009 teste 2	0,73	164	18,00	55,60	33,51	n.a.	13,75	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	4	1,5	59,0	n.a.	
13/8/2009 teste 3	1,30	100	18,97	50,86	70,43	n.a.	13,81	0,08	n.a.	n.a.	n.a.	4	1,5	80,4	n.a.	
15/8/2009 teste 4	1,30	100	18,97	50,86	70,43	n.a.	9,81	4,00	n.a.	n.a.	n.a.	1	3,0	86,1	n.a.	
21/8/2009 teste 5	1,70	105	20,30	45,84	74,02	n.a.	13,84	0,48	n.a.	n.a.	n.a.	1	3,0	81,3	n.a.	
25/8/2009 teste 6	1,70	105	20,30	45,84	74,02	n.a.	9,64	2,17	n.a.	n.a.	n.a.	4	1,5	87,0	n.a.	
2/9/2009 teste 7	1,50	100	16,04	50,34	69,09	n.a.	10,96	0,25	n.a.	n.a.	n.a.	4	1,5	84,1	n.a.	
6/9/2009 teste 8	1,51	114	21,54	47,75	69,02	4,11	32,07	0,68	7,78	4,88	1,18	1	3,0	53,5	84,8	
6/9/2009 teste 9	1,51	114	21,54	47,75	77,82	3,52	15,50	1,49	4,45	0,25	0,53	4	1,5	80,1	88,1	
Média (s/result.descart.)																
					%	63,54	4,11	15,19	1,31	6,12	2,57	0,86			73,3	86,5

Fonte: Elaborado pelo autor

Nota:- n.a.- não avaliado

Nos testes de Maio de 2009 (Tabela 15) se executou a esterificação do mesmo óleo ácido com uma hora e com quatro horas de tempo de reação e se obteve melhora, indo de 17,33% de AGL para o teste com uma hora para 13,75% de AGL no teste com quatro horas.

A questão é que os valores ainda permaneceram altos em relação ao valor desejado de 0,5% de AGL para garantir uma matéria prima menos impura para a etapa de transesterificação.

Dos nove testes realizados um foi nas condições normais (teste 1) de tempo de esterificação e percentual de catalisador utilizado, três foram com o dobro de catalisador (3,0%) e cinco com quatro horas de reação (Tabela 16):

Tabela 16- Testes de esterificação – comparativo resultados

NOVOS TESTES - TESTES DE ESTERIFICAÇÃO											
Data nº teste	Soja		Borra		Acidulaçã	Esterificaç	Neutralizaçã	Variáveis dos testes (Esterificação)		Eficiência Esterific. %	
	AGL %	fósf. ppm	óleo %	umid. %	AGL %	AGL %	AGL %	tempo h	catalisador %		
teste 1	30/05/2009	0,73	164	18,00	55,60	33,51	17,33	n.a.	1	1,5	48,3
teste 4	15/08/2009	1,30	100	18,97	50,86	70,43	9,81	4,00	1	3,0	86,1
teste 5	21/08/2009	1,70	105	20,30	45,84	74,02	13,84	0,48	1	3,0	81,3
teste 8	06/09/2009	1,51	114	21,54	47,75	69,02	32,07	0,68	1	3,0	53,5
teste 2	30/05/2009	0,73	164	18,00	55,60	33,51	13,75	n.a.	4	1,5	59,0
teste 3	13/08/2009	1,30	100	18,97	50,86	70,43	13,81	0,08	4	1,5	80,4
teste 6	25/08/2009	1,70	105	20,30	45,84	74,02	9,64	2,17	4	1,5	87,0
teste 7	02/09/2009	1,50	100	16,04	50,34	69,09	10,96	0,25	4	1,5	84,1
teste 9	06/09/2009	1,51	114	21,54	47,75	77,82	15,50	1,49	4	1,5	80,1
Média (s/ result. descart.)				%		63,54	15,19	1,31			73,3
Dobro catalisador				%		61,75	18,26	1,72	1	3,0	67,30
4 horas esterif.				%		64,97	12,73	1,00	4	1,5	78,11
Primeiros Testes				%		64,68	16,17	5,78	1	1,5	74,5

Fonte: Elaborado pelo autor

Nota:- n.a.- não avaliado

Na média dos resultados dos novos testes não houve grandes melhoras em relação aos testes iniciais (73,3 % de eficiência contra 74,5 % de eficiência dos testes iniciais, em média) e nos resultados com o dobro do catalisador (talvez influenciado pelos resultados ruins do teste 8) a eficiência diminuiu (67,3 %).

Porém na média dos resultados com quatro horas de esterificação o rendimento foi melhor (78,1%) apesar de o percentual de AGL continuar bem acima do desejado (12,7% na média, contra 0,5% desejado).

A acidez maior aumenta a importância da etapa de neutralização para limpar o produto para que se possa atingir melhores resultados na etapa seguinte de transesterificação.

Conforme se vê nos resultados dos Gráficos 12 e 13 e nas médias dos comparativos da Tabela 16, o % de AGL após esterificação permaneceu acima dos 10% e sendo assim definiu-se pela continuação dos estudos e avaliação econômica do processo com as condições iniciais, ou seja, uma hora de reação de esterificação e 1,5% de catalisador.

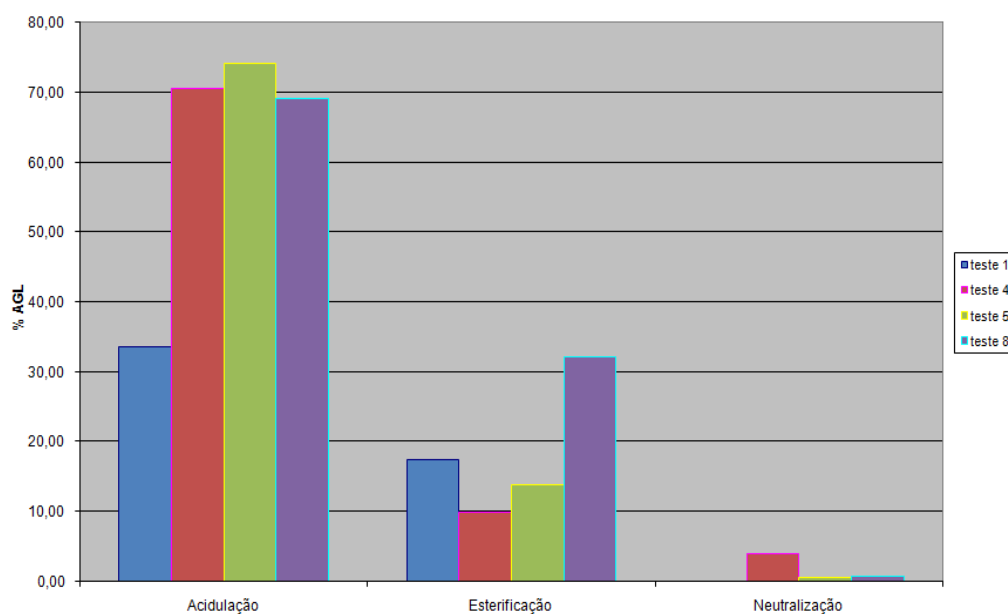


Gráfico 13 – Resultados dos novos testes, dobro de catalisador - % AGL – conforme a Tabela 16

Fonte: Elaborado pelo autor

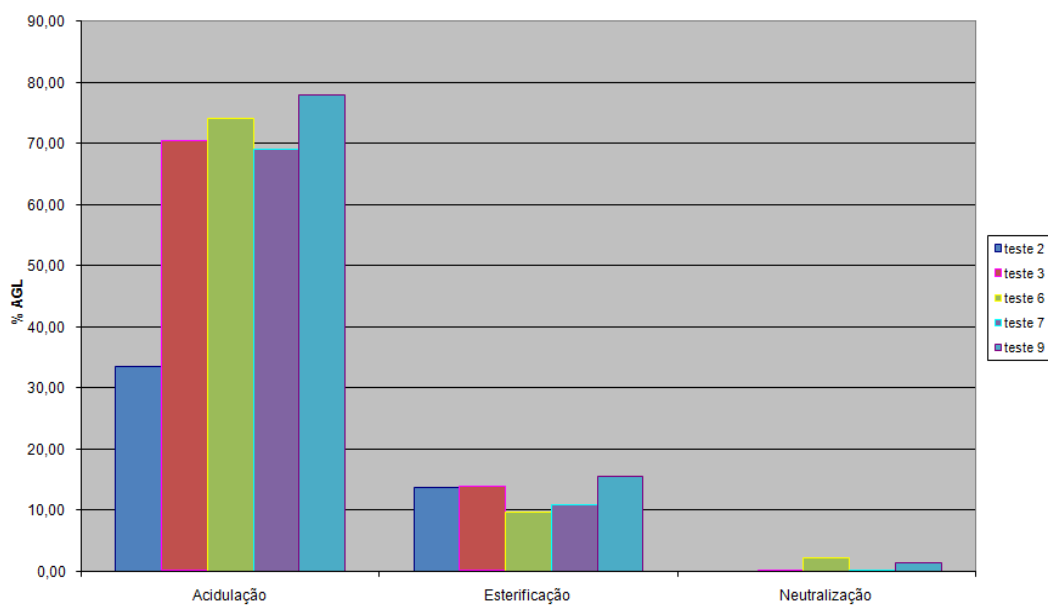


Gráfico 14 – Resultados dos novos testes, 4 h de reação - % AGL – conforme a Tabela 16

Fonte: Elaborado pelo autor

5.6 Pré-avaliação Econômica

Considerando-se os resultados obtidos nos testes de laboratório, desenvolveu-se um processo virtual contínuo para simulação de balanços de massa e de energia, visando facilitar a pré-avaliação econômica.

Nesse processo contínuo, considerou-se a vazão de 1.000kg/h de borra de refino de óleo de soja.

Atentou-se também ao retorno das borras formadas para novo processamento, assim como o tratamento da água de processo e a desidratação do etanol.

5.6.1 Fluxograma de Processo

O fluxograma de processo contendo dados do balanço de material é apresentado nas Figuras 15 e 16 a seguir:

Fluxograma de Processo
Bordele de Borra de Petróleo

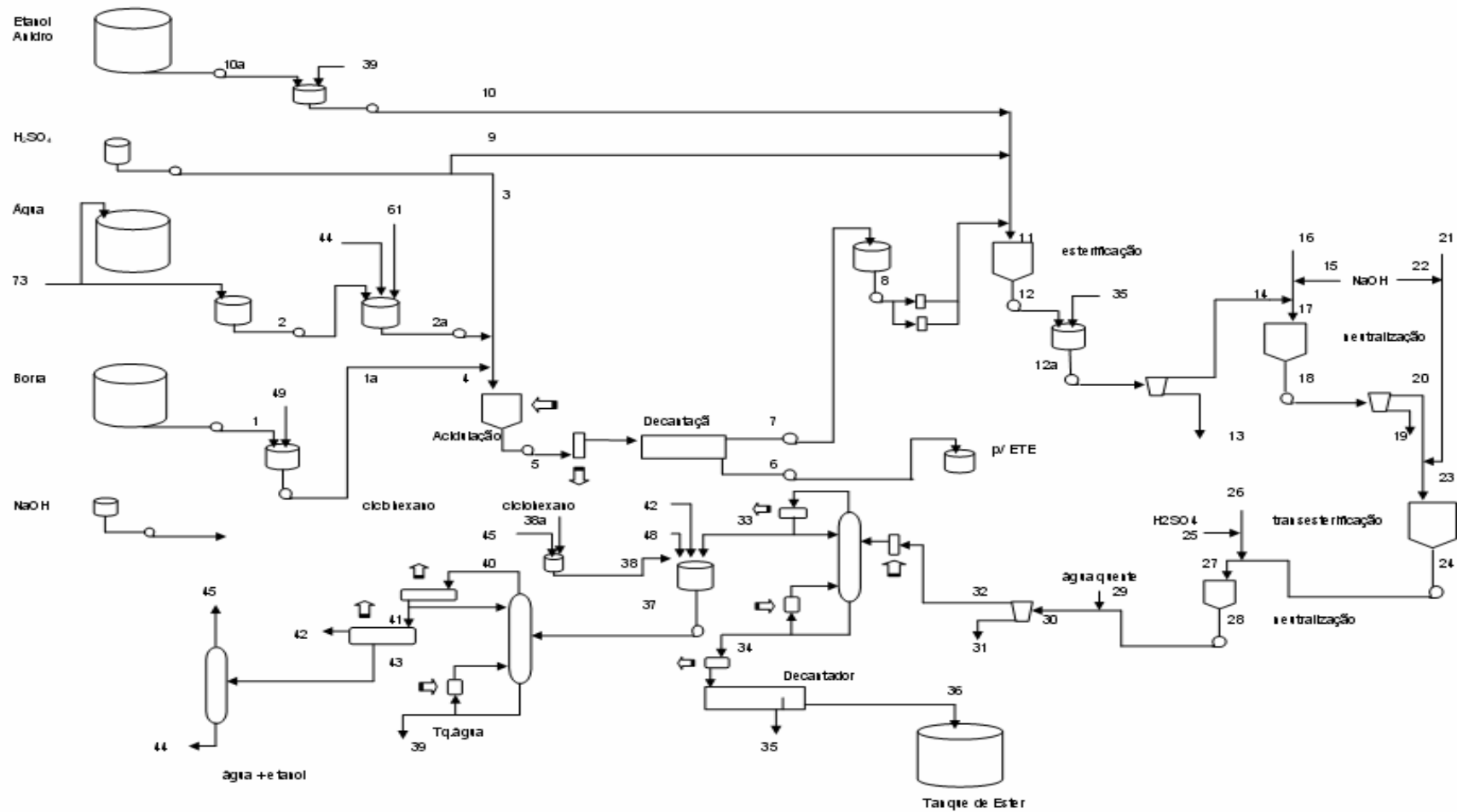
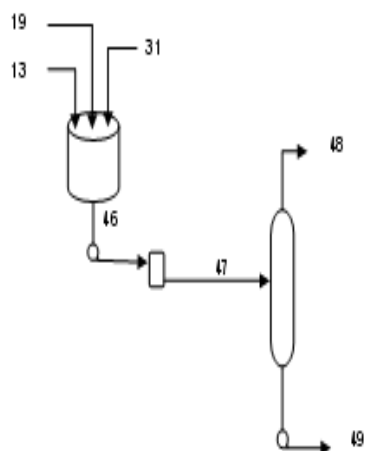


Figura 15 – Fluxograma – Etapa de processamento da borra
Fonte: Elaborado pelo autor

Recuperação do Etanol da Borra de Processo



Tratamento da Água de Processo

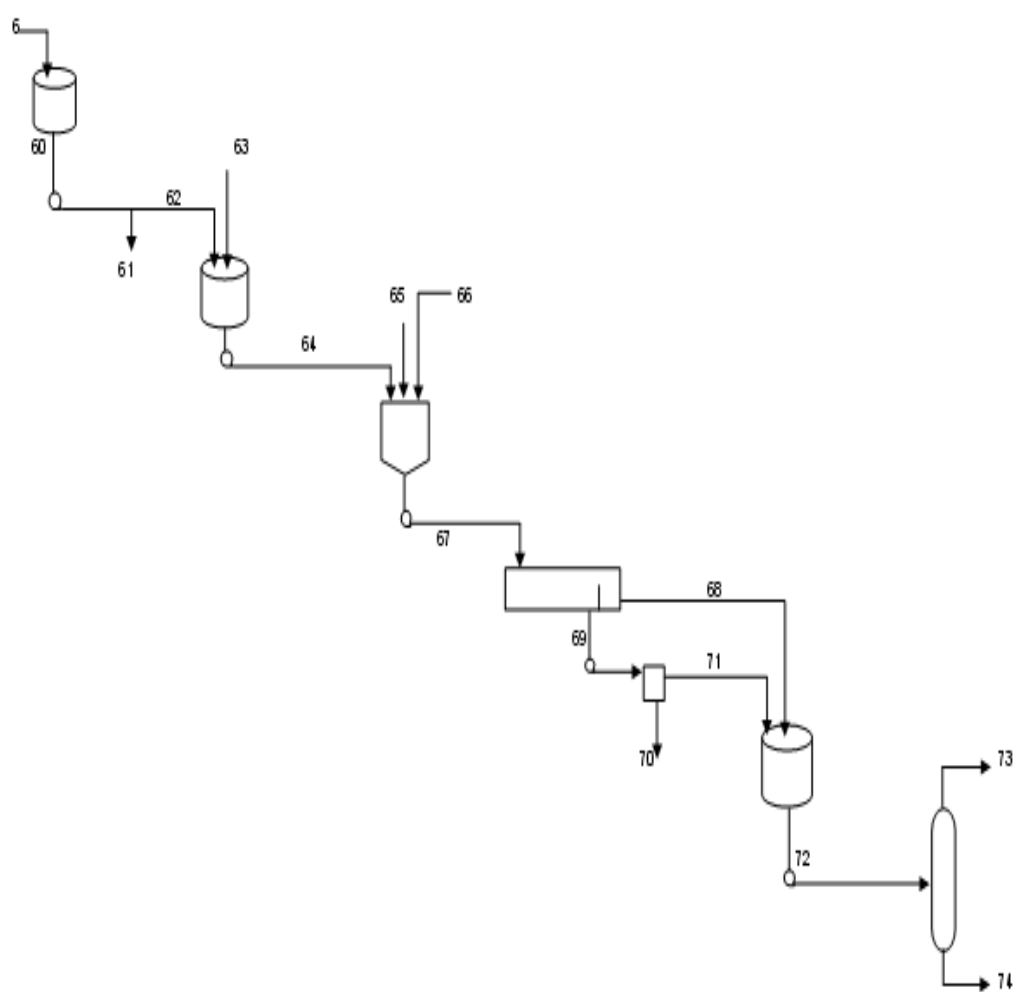


Figura 16 - Fluxograma – Etapas de desidratação do etanol, recuperação do etanol da borra e de tratamento de água

Fonte: Elaborado pelo autor

5.6.2 Balanço de Massa

Seguem os resultados do balanço de massa (Tabela 17):

Tabela 17 - Resumo do balanço de massa (dados)

item	Produto	kg/h
entradas	Borra de Refino	1000,0
	Água de Processo	-519,3
	Ácido Sulfúrico	82,8
	Etanol Anidro	67,7
	Soda em Escamas	40,1
	Sulfato de Alumínio (ETA)	24,2
	Polímero (ETA)	0,003
	Ciclohexano (desidratação do etanol)	0,0
saídas	Éster Etilico de Ácido Graxo	454,2
	Glicerina Loira (ETA)	20,5
	Lodo do Tratamento de Água (ETA)	220,8

Fonte: Elaborado pelo autor

Portanto, obteve-se teoricamente 454,2 kg de éster para cada 1000 kg de borra de refino de óleo de soja (para a qualidade de borra avaliada). O resultado foi de 454,2 kg de éster para 500 kg de óleo ácido, desconsiderando-se a umidade.

O item “água de processo” resultou em valor negativo (-519,3 kg/h) pelo fato de se obter mais água tratada do que a consumida, gerando portanto um consumo negativo, ou seja, uma sobra de água. Esta sobra se dá basicamente pela própria água contida na borra, que é separada, tratada e retorna ao processo.

Ver Apêndice A, com os dados completos do balanço de massa teórico realizado.

5.6.3 Balanço de Energia Térmica

Como considerado na descrição da metodologia a ser adotada, para o balanço de energia térmica adotou-se:

- a) vapor com 566 kcal/kg (9 bar a);

- b) diferencial de temperatura da água de refrigeração de 5 °C; e a vazão de água de reposição igual a 1 % da vazão de água de refrigeração circulante.

Tabela 18 - Resumo do Balanço de Energia (dados)

Consumo Total

	kg/h	kg/kg éster
Vapor total	1794	3,95
1% água de refrig. total	1950	4,29

Vapor

	kg/h	%
Process. Borra	632	35,2
Desidr. Álcool	275	15,3
ETA	887	49,4
Total	1794	100,0

1% água de refrig.

	kg/h	%
Process. Borra	663	34,0
Desidr. Álcool	338	17,3
ETA	949	48,7
Total	1950	100,0

Fonte: Elaborado pelo autor

Ver no Apêndice B os dados completos do balanço de energia.

Como se pode observar na Tabela 18, dividiu-se os consumos de vapor e de água de refrigeração (ou água de reposição da água de refrigeração) em três partes sendo elas o processamento da borra em si, a etapa da desidratação do etanol e também a etapa de tratamento de água (ETA). Pode-se notar que estas duas últimas etapas, a da desidratação do etanol e a do tratamento de água (ETA) tiveram participação considerável, porém, a do tratamento de água (ETA) se evidenciou quanto à sua importância.

Essa observação citada no parágrafo anterior é importante para o consumo de energia térmica, pois nestas etapas se realiza a evaporação do etanol e também

a evaporação da água, e sendo assim, ressaltam a influência destas operações que podem ser sujeitas a testes de análise de sensibilidade para otimização de custos no processo.

5.6.4 Lucro Líquido

Através das informações levantadas nos balanços de massa e de energia, e com os custos específicos de cada item conseguiu-se completar a tabela de Custo Operacional (Tabela 19).

Da tabela 19 foi obtido o Custo Operacional Específico (R\$/kg de éster), e com ele calculou-se o Custo Operacional Anual, para completar a Tabela 20, da qual obteve-se o Lucro Líquido através do Demonstrativo de Resultados do Exercício. Nas tabelas 21 e 22 estão as considerações para cálculos de receita e impostos.

$$\text{Lucro Líquido} = \text{Preço de Venda} - \text{Custo Operacional} \quad (14)$$

e

$$\text{Custo Operacional} = \text{MP} + \text{energias} + \text{MO} \quad (15)$$

Tabela 19 - Custo Operacional (dados)

Resumo Balanço de Massa							R\$/kg éster	
item	Produto	kg/h	R\$/kg	kg/kg éster	R\$/kg éster	receita	custo	
entradas	Borra de Refino	1000,0	0,17	2,20	0,37		0,374	
	Água de Processo	-519,3	0,03	-1,14	-0,04		-0,038	
	Ácido Sulfúrico	82,8	2,05	0,18	0,37		0,374	
	Etanol Anidro	67,7	1,46	0,15	0,22		0,217	
	Soda em Escamas	40,1	3,30	0,09	0,29		0,291	
	Sulfato de Alumínio (ETA)	24,2	1,25	0,05	0,07		0,067	
	Polímero (ETA)	0,003	19,00	0,00	0,00		0,000	
	Ciclohexano (desidratação do etanol)	0,0		0,00			0,000	
saídas	Éster Etilico de Ácido Graxo	454,2	2,03	1,00	2,03	2,035		
	Glicerina Loira (ETA)	20,5	1,22	0,05	0,05	0,055		
	Água Tratada (ETA)		0,03	0,00	0,00			
	Lodo do Tratamento de Água (ETA)	220,8	0,10	0,49	0,05		0,049	
total						2,090	1,334	

Resumo Energias					receita	custo
	kg/h	R\$/kg	kg/kg éster	R\$/kg éster		
vapor	1794	0,067	3,95	0,265		0,265
água de reposição torre resfr.	1950	0,03	4,29	0,142		0,142
energia elétrica	150	0,26	0,33	0,086		0,086
demanda consumo						
total					0,000	0,493

Mão de obra		R\$/pessoa			receita	custo
	qtde./turno	total	1732,5	Total		
operador processo	2	6	10395	36382,5	0,13	
operador ETA/ETE	1	3	5197,5			0,134
operador caldeira	1	3	5197,5			
laboratório	1	3	5197,5			
man. elétrica	1	3	5197,5			
man.mecânica	1	3	5197,5			
	7	21				
total geral					2,090	1,960
lucro					0,129 R\$/kg éster	

Fonte: Elaborado pelo autor

Com a tabela se chega ao Custo Operacional de R\$ 1,960/kg de éster (receita bruta operacional de R\$ 2,090/kg e lucro operacional de R\$ 0,129/kg de éster).

Os valores específicos de cada produto utilizado nesta tabela foram obtidos da mesma empresa refinadora de óleos que também forneceu as informações da matéria-prima, sendo os números referentes a Junho de 2009.

Tabela 20 – Obtenção do Lucro Líquido a partir da Receita de Vendas

Biodiesel de Borra de Refino de Óleo de Soja

Demonstrativo de Resultado do Exercício (milhões de R\$)
31/12/2008

	R\$	%
Rec. Operacional ou Vendas (V)	4.530.608,39	100,0%
Custo do Produto Vendido (CPV)	5.876.392,85	129,7%
Lucro Bruto (LB)	(1.345.784,46)	-29,7%
Desp.Administrativas	12.000,00	0,3%
Desp.Gerais	12.000,00	0,3%
Desp.Vendas	36.000,00	0,8%
Lucro Operacional (LO)	(1.405.784,46)	-31,0%
Receitas Financeiras	-	0,0%
Despesas Financeiras	-	0,0%
Lucros (prejuízos) excepcionais	-	0,0%
Lucro Antes do IR (LAIR)	(1.405.784,46)	-31,0%
IR (15%) CSSL (9%)	-	0,0%
Lucro Líquido (LL)	(1.405.784,46)	-31,0%

Fonte: Elaborado pelo autor

Tabela 21 – Dados para cálculo de receita

processamento:	24 h/dia 25 dias/mês 11 meses/ano
	6600 horas/ano
Preço Biodiesel R\$/kg	2,03 (preço final do diesel)
Preço Glicerina Loira R\$/kg	1,22 (US\$ 0,64 a R\$1,55/US\$)
Custo Produção R\$/kg bd (biodiesel + glicerina)	1,960
Biodiesel	454,2 kg/h
Glicerina	20,5 kg/h
Biodiesel	2997654 kg/ano
Glicerina	135272 kg/ano
Receita Bruta	6099877 R\$/ano Biodiesel 164491 R\$/ano Glicerina
	6264368 R\$/ano Total
Custo Produto Vendido (CPV)	5876393 R\$/ano

Fonte: Elaborado pelo autor

Tabela 22 – Dados para calculo de impostos

Impostos	%	R\$/ano
IR	15	
CSSL	9	
PIS	R\$ 31,75/m³	108154
COFINS	R\$ 146,20/m³	498019
IPI	0	
ICMS	18	1127586
Total (sem IR e CSSL)		1733760

Fonte: Elaborado pelo autor com dados de Rocha Consulte (2009);
Ministério de Minas e Energia (2009); Carramenha (2007)

Portanto, chegou-se a um Lucro Líquido negativo (R\$ 1.405.784,46).

Grande parte deste prejuízo foi gerado pelos impostos (R\$ 1.733.760,00) descontados da Receita Bruta (R\$ 6.264.368,00), reduzindo a Receita Operacional (R\$ 4.530.608,39).

Uma segunda consideração que se fez, sendo essa a responsável de se considerar um processamento de 1000 kg/h de borra de refino, é que este biodiesel produzido seria para consumo de frota própria, utilizada no transporte de matéria-prima e produtos das empresas esmagadoras e refinadoras de óleo de soja, assim como usinas de álcool. Pois essas empresas do ramo estão, quase todas, partindo para a atuação em ambas as áreas (Tabela 23 a seguir).

Tabela 23 - Consumo de Diesel na Cadeia do Soja e do Álcool

Consumo de Diesel - Cadeia de Processamento de Óleo de Soja

Produto		Process.	carga/viagem t	viagens/dia	distância percorrida		Consumo de diesel		
					c/ carga km	vazio km	médio km/l		médio l
óleo degomado	t/dia	400	37	10,8	1600	1600	2		17297
soja	t/dia	2000	27	74,1	100	100	2		7407
farelo	t/dia	1600	37	43,2	400	400	2		17297
								total/dia	42002
									litros

Consumo de Diesel - Cadeia de Processamento da Cana-de-açúcar (usina de álcool)

Produto		Process.	carga/viagem t	viagens/dia	distância percorrida		Consumo de diesel		
					c/ carga km	vazio km	médio km/l		médio l
cana	t/dia	3000	37	81,1	10	10	2		811
álcool	t/dia	480	27	17,8	400	400	2		7111
								total/dia	7922
									litros

Fonte: Elaborado pelo autor com dados do Departamento Nacional de Infra-Estrutura de Transporte (2008); Universidade Regional do Noroeste do Estado do Rio Grande do Sul (2008)

Notas: - distância entre Cuiabá e São Paulo – 1614 km;
- distância entre Cuiabá e Rio Verde – 699 km.

Neste caso não existiriam os impostos, pois não existiria a venda, a avaliação de lucro seria apenas para análise do processo, e o resultado do exercício seria o apresentado na Tabela 24.

Nas tabelas 25 e 26 estão as considerações para cálculo de receita e impostos:

Tabela 24 – Obtenção do Lucro Líquido (consumo próprio)

Biodiesel de Borra de Refino de Óleo de Soja
(consumo próprio - sem impostos)

Demonstrativo de Resultado do Exercício (milhões de R\$)

31/12/2008 (consumo próprio - sem impostos)

	R\$	%
Rec. Operacional ou Vendas (V)	6.264.367,92	100,0%
Custo do Produto Vendido (CPV)	5.876.392,85	93,8%
Lucro Bruto (LB)	387.975,07	6,2%
Desp.Administrativas	12.000,00	0,2%
Desp.Gerais	12.000,00	0,2%
Desp.Vendas		0,0%
Lucro Operacional (LO)	363.975,07	5,8%
Receitas Financeiras	-	0,0%
Despesas Financeiras	-	0,0%
Lucros (prejuízos) excepcionais	-	0,0%
Lucro Antes do IR (LAIR)	363.975,07	5,8%
IR (15%) CSSL (9%)	87.354,02	1,4%
Lucro Líquido (LL)	276.621,05	4,4%

Fonte: Elaborado pelo autor

Tabela 25 – Dados para cálculo de receita na condição de consumo próprio

processamento:	24 h/dia 25 dias/mês 11 meses/ano 6600 horas/ano
Preço Biodiesel R\$/kg	2,03 (preço final do diesel)
Preço Glicerina Loira R\$/kg	1,22 (US\$ 0,64 a R\$1,55/US\$)
Custo Produção R\$/kg bd (biodiesel + glicerina)	1,960
Biodiesel	454,2 kg/h
Glicerina	20,5 kg/h
Biodiesel	2997654 kg/ano
Glicerina	135272 kg/ano
Receita Bruta	6099877 R\$/ano Biodiesel 164491 R\$/ano Glicerina
	6264368 R\$/ano Total
Custo Produto Vendido (CPV)	5876393 R\$/ano

Fonte: Elaborado pelo autor

Tabela 26 – Dados para cálculo de impostos na condição de consumo próprio

Impostos	%	R\$/ano
IR	15	
CSSL	9	
PIS	R\$ 31,75/m ³	0
COFINS	R\$ 146,20/m ³	0
IPI	0	
ICMS	18	0
Total (sem IR e CSSL)		0

Fonte: Elaborado pelo autor com dados de Rocha Consulte (2009);
Ministério de Minas e Energia (2009); Carramenha (2007)

Neste caso, haveria um “lucro líquido” de 4,4% da Receita Operacional.

5.6.5 Investimento

Conforme lista de equipamentos pré-definidos no fluxograma de processo (Seção 5.6.1) os investimentos levantados foram baseados no site da Matches (2008) com valores em US\$, convertidos para R\$ à taxa de R\$ 1,90/US\$.

Para os valores do prédio e do terreno, (Figura 17) foram estimados preços por metro quadrado, sendo que para o prédio foi considerada uma área de 400 m², e para o terreno 2.000 m².

A seguir, tabela 27 com valores levantados.



Figura 17 - Exemplo de unidade de processamento
Fonte: Parente (2006)

Tabela 27 – Folha de Custo dos equipamentos

continua

Folha de Custo dos Equipamentos

Tanques			Volumes		diâmetro	altura	Preço	m ² material	tipo
			m ³	m	m	m	US\$		
1	Borra de Refino		96,0	4,96	4,96		36.100,00	100 AC	1
2	Etanol hidratado		51,5	4,03	4,03		23.000,00	50 AC	1
3	Água		-49,8	-3,99	-3,99		23.000,00	50 AC	1
4	Éster		309,7	7,33	7,33		73.800,00	300 AC	1
5	Ácido Sulfúrico 37% (aço inox)		5,4	1,90	1,90		17.800,00	5 inox 304	2
6	Soda cáustica (50Bé)		9,5	2,29	2,29		8.100,00	10 AC	1
7	Ciclohexano		2,8	1,52	1,52		3.900,00	2 AC	2
8	Glicerina Loira		2,0	1,36	1,36		3.900,00	2 AC	2
9	Álcool recuperado		2,3	1,43	1,43		3.900,00	2 AC	2
10	Água recuperada		0,7	0,37	0,37		1.800,00	0,5 AC	2
11	Água reciclo		2,5	1,47	1,47		10.600,00	2 inox 304	2
12	Borra recuperada		2,2	1,41	1,41		3.900,00	2 AC	2
13	Água p/ ETA		7,9	2,16	2,16		21.600,00	7 inox 304	2
14	Óleo ácido		1,9	1,35	1,35		3.900,00	2 AC	2
15	Óleo éster		6,1	1,99	1,99		8.000,00	7 AC	2
16	Etanol destilado		32,5	3,46	3,46		16.500,00	30 AC	1
17	Reciclo Ciclohexano		0,1	0,51	0,51		1.800,00	0,5 AC	2
18	Borra of etanol		1,0	1,07	1,07		2.600,00	1 AC	2
19	Saponificação		1,0	1,09	1,09		2.600,00	1 AC	2
20	Água of glicerina		0,8	1,02	1,02		2.600,00	1 AC	2

tipo 1 vertical, teto cônico, fundo chato, fab campo.
 tipo 2 vertical, teto e fundo cônico, pequenos

Reatores CSTR

Reatores CSTR		Volumes		diâmetro	altura	Rotação		
		m ³	m	m	m	rpm		(25 psi)
R1	Acidulação da borra (aço inox)	2,42	1,01	3,02	60		84.400,00	2 inox 304
R2	Esterificação	3,00	1,08	3,25	60		29.900,00	3 AC
R3	Neutralização	0,48	0,59	1,76	60		11.600,00	0,5 AC
R4	Transesterificação	1,49	0,86	2,58	60		20.700,00	1,5 AC
R5	Neutralização	0,52	0,60	1,81	60		11.600,00	0,5 AC
R6	Saponificação	0,34	0,52	1,57	60		11.600,00	0,5 AC
R7	Floculação	1,04	0,76	2,29	60		16.700,00	1 AC

Decantador

Decantador		Volumes	largura	comprimento	altura		
		m ³	m	m	m		
D1	Água ácida/óleo ácido (aço inox)	2,42	0,74	2,23	1,46	33.364,13	inox 304
D2	Purificador éster	0,58	0,36	1,09	1,46	13.987,11	AC
D3	Separação ciclohexano	0,22	0,22	0,67	1,46	8.161,97	AC
D4	ETA	1,04	0,49	1,46	1,46	19.852,02	AC

Coluna de Destilação

Coluna de Destilação		Volumes	diâmetro	altura	Pressão		
		m ³	m	m			
CD1	Evaporação álcool/éster	0,39	0,44	2,53	1 atm a	18.973,03	AC
CD2	desidratação álcool	0,09	0,21	2,56	1 atm a	8.720,80	AC
CD3	separação ciclohexano	0,01	0,07	2,59	1 atm a	3.047,17	AC
CD4	evaporação etanol/borra	0,17	0,29	2,54	1 atm a	12.106,32	AC
CD5	separação glicerina loira	0,48	0,45	2,95	1 atm a	22.413,47	AC

Centrífuga

Centrífuga		Vazão			Densidade			
(sep. éster de borra)		total	leve	pesado	leve	pesado		
		kg/h	kg/h	kg/h	kg/m ³	kg/m ³		
C1	pós esterificação	1404	1234	110	880	1000	21.200,00	inox 304
C2	pós neutralização	1308	1276	31	880	1000	21.200,00	inox 305
C3	pós neutral.transester	1520	1270	250	880	1000	21.200,00	inox 306

Caldeira a gás natural

Caldeira a gás natural		Vapor Saturado	
		12 atm a	
		vazão	2690 kg/h
			291.900,00

Torre de Resfriamento

Torre de Resfriamento		Vazão	Temperatura	saída		
		água	entrada	°C	°C	
		kcal/h	kg/h	30	25	
		774050	169578			177.500,00 3,07METU/h

Condensador dos vapores da coluna		A=				
casco tubo		Q=	8,7 m ²	214886 kcal/h	28.100,00	casco AC, vertical
		vazão	42977 kg/h água	848 kg/h vapores de etanol		
CND2	Condensador dos vapores da coluna	A=	3,8 m ²	66419 kcal/h	16.500,00	
	casco tubo	Q=	13284 kg/h água	192 kg/h vapores de etanol		
CND3	Condensador dos vapores da coluna	A=	0,2 m ²	4335 kcal/h	2.500,00	
	casco tubo	Q=	867 kg/h água	24 kg/h vapores de ciclohexano		
CND4	Condensador dos vapores da coluna	A=	3,6 m ²	87805 kcal/h	16.000,00	
	casco tubo	Q=	17561 kg/h água	363 kg/h vapores de etanol		

conclusão

CND5	Condensador dos vapores da coluna casco tubo	A= Q= vazão	13,8 m ³ 474448 kcal/h 94890 kg/h água 891 kg/h vapores de água	33.600,00	
AQ1	Aquecedor do líquido de fundo da col casco tubo	A= Q= vazão	13,8 m ³ 204641 kcal/h 423 kg/h vapor de água 5066 kg/h de líquido de fundo (80% éster)	9.800,00	150 psi casco AC, tubos inox 304
AQ2	Aquecedor do líquido de fundo da col casco tubo	A= Q= vazão	1,5 m ³ 65632 kcal/h 136 kg/h vapor de água 3691 kg/h de líquido de fundo (80% éster)	400,00	
AQ3	Aquecedor do líquido de fundo da col casco tubo	A= Q= vazão	0,1 m ³ 4297 kcal/h 9 kg/h vapor de água 683 kg/h de líquido de fundo (80% éster)	400,00	
AQ4	Aquecedor do líquido de fundo da col casco tubo	A= Q= vazão	2,4 m ³ 86470 kcal/h 179 kg/h vapor de água 3371 kg/h de líquido de fundo (80% éster)	700,00	
AQ5	Aquecedor do líquido de fundo da col casco tubo	A= Q= vazão	13,2 m ³ 468801 kcal/h 970 kg/h vapor de água 197852 kg/h de líquido de fundo (80% éster)	7.200,00	
Total US\$				1.244.726,02	
Bombas (30unid.)				45.000,00	
Instrumentação				26.000,00	
Prédio				80.000,00	
Terreno				200.000,00	
Outros				414.908,67	
Total Ge US\$				2.010.634,70	
Total Ge R\$				3.820.205,93	

Fonte: Elaborado pelo autor com dados da Matches (2008)

Portanto obteve-se um valor de R\$ 3.820.205,93 para a instalação.

Essa instalação foi dimensionada para 1000 kg/h de borra de refino como foi definido no início da Pré-avaliação Econômica (Seção 5.6), e 2.997.654 kg/ano de biodiesel, conforme apresentado na avaliação do Lucro Líquido (Seção 5.6.4).

5.6.6 Pré-análise Econômica (Tempo de Retorno)

Para a execução da pré-análise econômica utilizou-se o Lucro Líquido e o Investimento, conforme Equação 13:

$$\text{Tempo de Retorno} = \frac{\text{Investimento}}{\text{Lucro Líquido}}$$

sendo

Investimento =	3.820.205,93 R\$
Lucro Líquido =	(1.405.784,46) R\$/ano

Portanto, inviável, não cabendo no caso a análise do tempo de retorno.

Considerando-se o lucro obtido quando o biodiesel é para consumo próprio, sem impostos (Equação 13):

$$\text{Tempo de Retorno} = \frac{\text{Investimento}}{\text{Lucro Líquido}}$$

sendo

Investimento =	3.820.205,93 R\$
Lucro Líquido =	276.621,05 R\$/ano

portanto

Tempo de Retorno =	13,81 anos
---------------------------	-------------------

Para tanto, mesmo sem os impostos, considerando-se a referência de 2 anos definida na Metodologia como um Tempo de Retorno viável, ou seja, atrativo para os padrões brasileiros de investimentos, o processo continua inviável.

5.6.7 Análise de Sensibilidade

Antes da análise de sensibilidade, levantou-se a contribuição de cada componente do custo operacional, para que se evidenciasse seu grau de importância (Gráfico 15, Tabela 28).

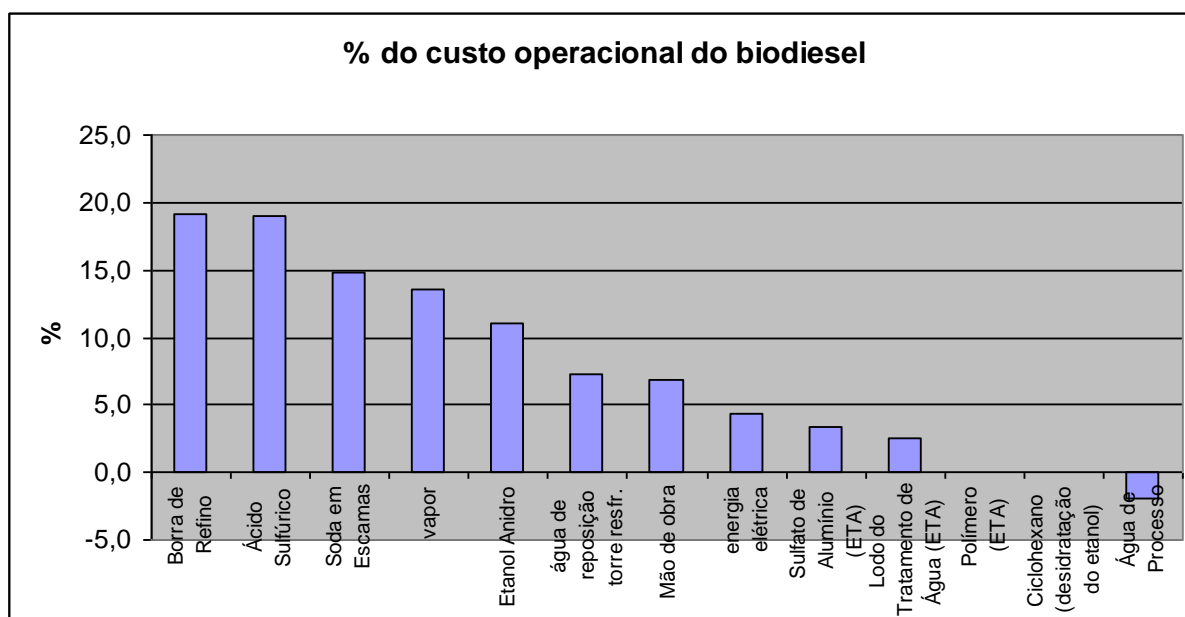


Gráfico 15 - Percentual do Custo Operacional do Biodiesel
Fonte: Elaborado pelo autor

Tabela 28 - % do custo operacional do biodiesel

Componente	% do custo operacional
Borra de Refino	19,1
Ácido Sulfúrico	19,1
Soda em Escamas	14,9
vapor	13,5
Etanol Anidro	11,1
água de reposição torre restr.	7,2
Mão de obra	6,8
energia elétrica	4,4
Sulfato de Alumínio (ETA)	3,4
Lodo do Tratamento de Água (ETA)	2,5
Polímero (ETA)	0,0
Ciclohexano (desidratação do etanol)	0,0
Água de Processo	-1,9
Total	100,0

Fonte: Elaborado pelo autor

Fez-se o mesmo gráfico de participação no Custo Operacional, porém agora se considerou as etapas envolvidas (Gráfico 16, Tabela 29):

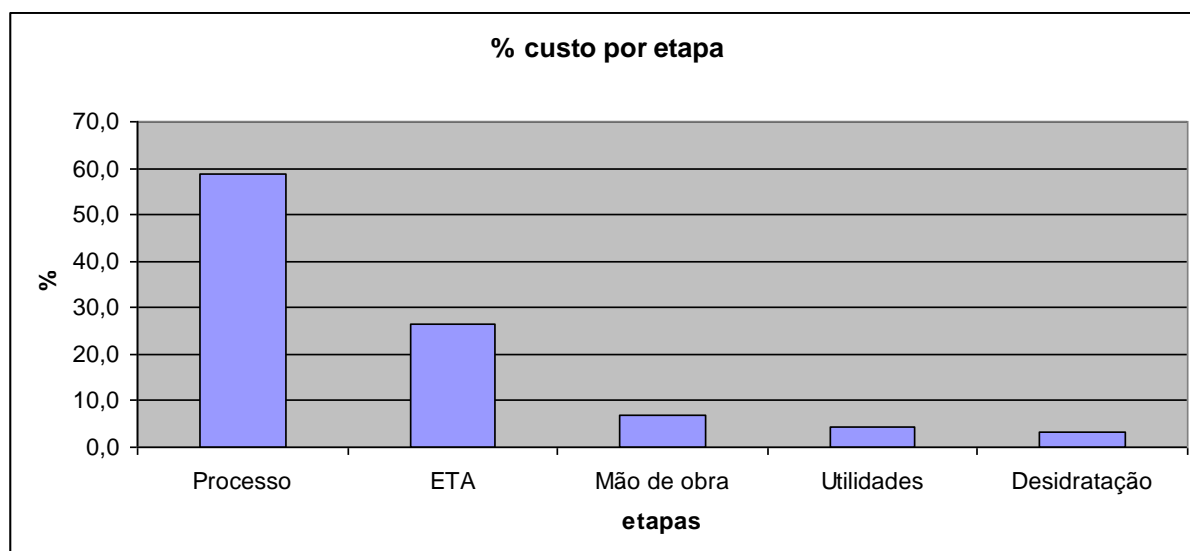


Gráfico 16 - Percentual do Custo Operacional por Etapa
Fonte: Elaborado pelo autor

Tabela 29 - % do custo operacional por etapa

Etapa	% custo op./etapa
Processo	58,9
ETA	26,6
Mão de obra	6,8
Utilidades	4,4
Desidratação	3,3
	100,0

Fonte: Elaborado pelo autor

Nas etapas de Processo (da borra), ETA e Desidratação, foram incluídos os consumos de vapor e da água de refrigeração. No item Utilidades constou apenas o custo de energia elétrica.

Pelo Gráfico 16 (% custo por etapa) ficou clara a importância da ETA (Estação de Tratamento de Água) no custo operacional.

Evidenciados os participantes com maior influência no custo operacional, definiram-se aqueles a serem testados:

- a) preço da borra;
- b) consumo de ácido sulfúrico;
- c) consumo de soda;
- d) preço do vapor;
- e) consumo de etanol;
- f) água de reciclo;
- g) água de acidulação.

Definiu-se também a simulação a ser realizada para avaliar sua influência no custo operacional total:

- a) preço da borra (aumento de 10%);
- b) consumo de ácido sulf. Acidulação (aumento de 10%);
- c) consumo de ácido sulf. Esterif. (aumento de 10%);
- d) consumo de soda transest. (aumento de 10%);
- e) consumo de soda ETA neutraliz. (aumento de 10%);
- f) consumo de soda ETA saponif. (aumento de 10%);
- g) preço do vapor (aumento de 10%);
- h) consumo de etanol esterif. (aumento de 10%);
- i) consumo de etanol transesterif. (aumento de 10%);
- j) água ácida de reciclo (redução de 10%);
- k) água de acidulação (aumento de 10%).

Seguem os resultados obtidos, no gráfico 17 e tabela 30:

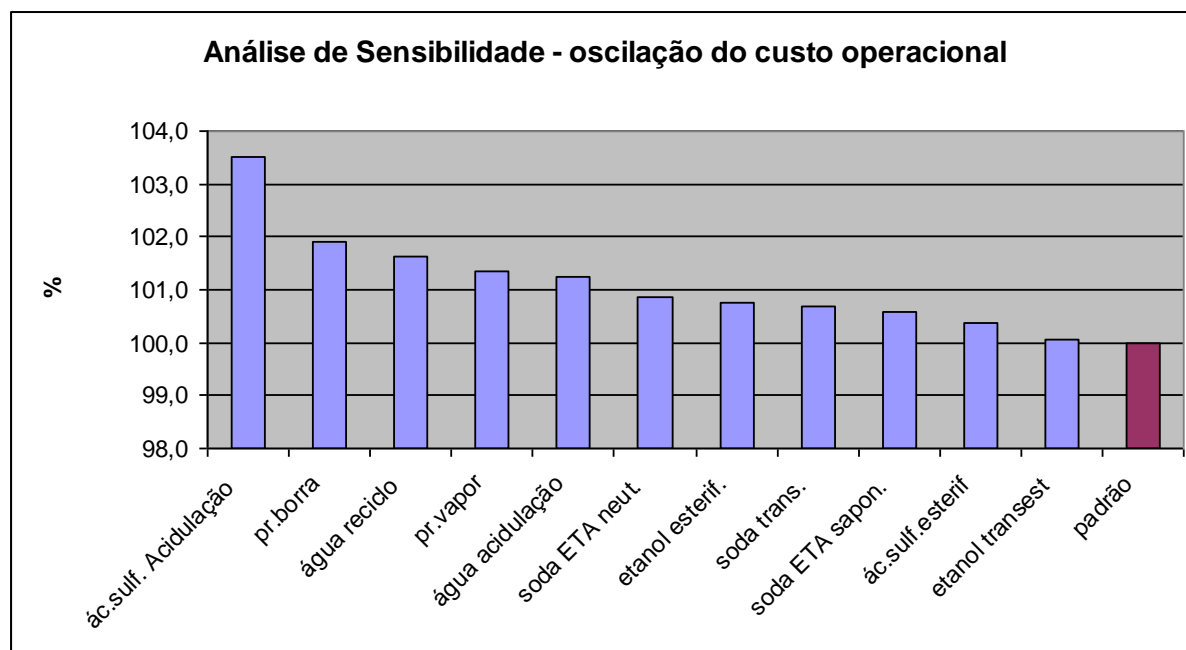


Gráfico 17 - Análise de Sensibilidade – Oscilação do Custo Operacional
 Fonte: Elaborado pelo autor

Tabela 30 - Análise de Sensibilidade – oscilação do custo operacional

Componente	célula	alteração	Custo R\$/kg éster
ác.sulf. Acidulação	C47	>10% ácido sulf.acidulação	103,5
pr.borra	L171	>10% preço borra	101,9
água reciclo	C918	<10% água reciclo	101,6
pr.vapor	L227	>10% preço vapor	101,4
água acidulação	C46	>10% água acidulação	101,2
soda ETA neut.	C920	>10% soda ETA neutralizaç	100,9
etanol esterif.	C48	>10% etanol esterificação	100,7
soda trans.	C54	>10% soda transesterif	100,7
soda ETA sapon.	C919	>10% soda ETA saponifica	100,6
ác.sulf.esterif	C49	>10% ác.sulf.esterificação	100,4
etanol transest	C55	>10% etanol transesterifica	100,0
padrão		padrão	100,0

Fonte: Elaborado pelo autor

Portanto, o maior reflexo da oscilação das principais variáveis em 10 %, ocorreu no ácido sulfúrico utilizado na acidulação, que gerou um aumento de 3,5 % no custo operacional. Deve-se, também, levar em conta que o ácido sulfúrico era o segundo componente em importância no custo operacional, com 19,1 % de participação (somando-se o ácido sulfúrico da acidulação, com 14,8 %, da esterificação e da neutralização, que somam 4,3 %), portanto seu reflexo foi maior que seu aumento de custo direto.

Depois tem-se o preço da borra, água de reciclo, preço do vapor e água de acidulação. Desconsiderando-se o preço da borra, os demais principais itens da análise de sensibilidade estão direta ou indiretamente ligados ao tratamento de água (ETA), e este à etapa de acidulação, maior consumidora de ácido sulfúrico e geradora de água para tratamento.

Esta análise indicou os efeitos diretos de cada item avaliado sobre o custo operacional total.

Por outro lado, pode-se também visualizar os reflexos de cada item à sua variação, analisando o quanto geraram de aumento no custo total em relação à sua participação inicial (Gráfico 18 e Tabela 31):

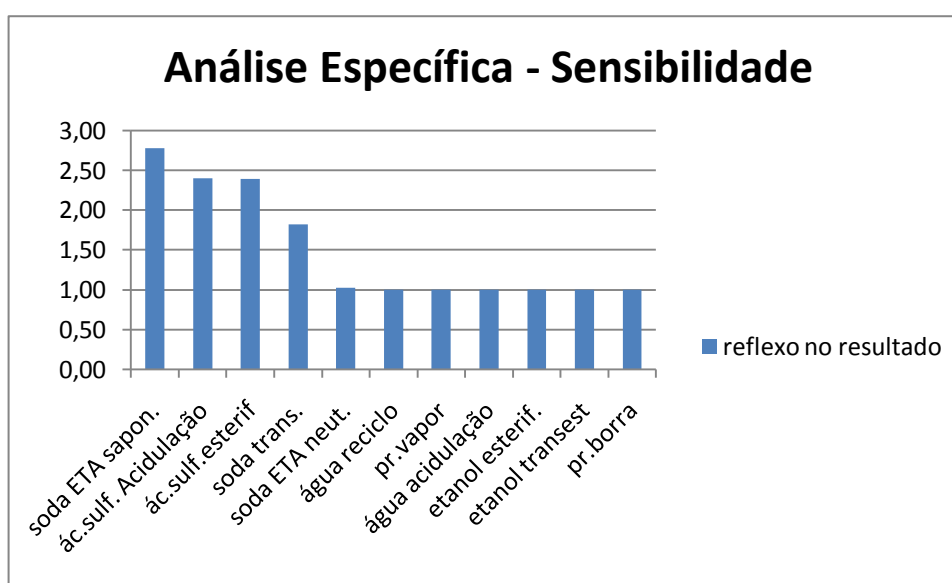


Gráfico 18 - Análise de Sensibilidade – Oscilação Relativa do Custo Operacional
Fonte: Elaborado pelo autor

Tabela 31 - Análise de Sensibilidade – oscilação relativa do custo operacional

Componente	reflexo no resultado
soda ETA sapon.	2,78
ác.sulf. Acidulação	2,40
ác.sulf. esterif	2,39
soda trans.	1,82
soda ETA neut.	1,02
água reciclo	1,00
pr.vapor	1,00
água acidulação	1,00
etanol esterif.	1,00
etanol transest	1,00
pr.borra	1,00

Fonte: Elaborado pelo autor

Reforçando neste caso a importância dos itens ácido sulfúrico e soda, pois como no caso do ácido sulfúrico da Acidulação, em segundo lugar quanto à oscilação relativa, seu aumento de consumo em 10% refletiu à proporção de 2,40 vezes no custo total.

Alguns itens como preço da borra e preço do vapor tiveram reflexo igual a 1 por estarem refletindo diretamente o próprio aumento. Outros itens como a água de acidulação, água de reciclo e os etanóis foram analisados como reflexo 1 por não terem um valor definido de custo para comparação, apenas os custos de seus reflexos, impedindo sua análise relativa.

5.7 Discussão da Pré-análise Econômica

Comentários pertinentes a se fazer a respeito dos resultados:

- Neste trabalho foi considerada a aquisição de todos os equipamentos, inclusive de um terreno, o que acaba elevando o valor do investimento e aumentando o Tempo de Retorno;
- A instalação de uma unidade de biodiesel de borra de refino junto a uma refinaria de óleo de soja ou uma usina de álcool, levaria à diminuição dos investimentos necessários, porque poderia aproveitar as utilidades já

existentes como caldeira, torres de resfriamento, laboratório e mão-de-obra;

- Considerou-se um processamento diário pequeno, visando justamente atender à produção de borra de refino de uma refinaria de óleo de soja, com aproximadamente 400 ton/dia de processamento de óleo bruto degomado, gerando cerca de 15 ton/dia de borra de refino;
- Um processamento em maior quantidade da matéria prima traria retorno mais rápido do investimento, porém provavelmente excederia à situação de consumo próprio (Tabela 23), levando à incidência de impostos e piorando novamente o lucro líquido;
- Conforme comentado na pré-avaliação econômica e na pré-análise de sensibilidade, o peso da etapa de tratamento de água (ETA) nos custos gerados, mostra que vale a pena um estudo mais aprofundado na definição da tecnologia mais adequada para a mesma, pois ela contribui com 26,6 % dos custos operacionais (Gráfico 16), valor maior que o da matéria prima, borra de refino com 19,1 %, (Gráfico 15), e individualmente esta etapa é a maior consumidora de vapor e de soda em escamas, além do que a reciclagem de água ácida (que vai para o tratamento de água) gera a redução no consumo de ácido sulfúrico e também no volume de água de tratamento;
- Apesar do Lucro Líquido negativo na condição de venda, o Lucro Operacional na condição de consumo próprio foi positivo (R\$ 0,129/kg éster). A carga de impostos considerada na situação de venda foi de 27,7 % da Receita Bruta. O Lucro Operacional foi de 5,8 % da Receita Bruta, analisando a situação de consumo próprio.

6 CONCLUSÃO

O estudo da produção de biodiesel a partir da borra de refino de óleo de soja foi realizado.

Quanto à pré-viabilidade técnica do produto:

Com a execução dos ensaios de laboratório, conforme metodologia e etapas definidas, não se obteve o biodiesel dentro da especificação ANP 255 (KNOTHE et al., 2006), que indicasse uma qualidade mínima necessária para o uso habitual nos motores diesel e a eventual substituição do óleo diesel de petróleo.

A acidez residual (máximo de 0,40 % AGL) ficou em torno de 0,98 %. O glicerol total (máximo de 0,38 %) obtido resultou em média em 1,12 %.

O biodiesel apresentou uma coloração muito escura, indicando a presença de impurezas indesejáveis, oriundas do uso do ácido sulfúrico desde a etapa de acidulação.

Constatou-se a variação da matéria-prima, que depende da qualidade do processamento do grão e do próprio óleo, influenciando os resultados obtidos.

A pré-viabilidade técnica não foi atingida com os experimentos realizados.

Quanto à pré-viabilidade econômica do processo:

Considerando-se que os resultados técnicos estiveram próximos do objetivo, a pré-análise econômica ainda se tornou interessante.

Numa primeira avaliação onde se considerou a venda do biodiesel produzido para o mercado, o resultado da pré-avaliação econômica indicou que este é um processo inviável, pois o Lucro Líquido resultou em número negativo.

Uma segunda pré-avaliação foi realizada no sentido de se obter o resultado no caso de produção do biodiesel para consumo próprio, sem os impostos que incidem sobre a venda. Nesta avaliação, o Tempo de Retorno conseguido foi de 13,8 anos, um número elevado para o desejado e definido na metodologia, na qual foi estipulado o retorno dentro de dois anos.

Portanto em ambos os casos, o processo se manteve economicamente inviável.

Fazendo-se a análise final dos dados, o projeto está desaprovado, tanto na pré-avaliação técnica como na econômica para a produção de biodiesel a partir da borra de refino de óleo de soja.

7 RECOMENDAÇÕES

Deve-se observar as possibilidades levantadas pelos resultados atingidos, que, apesar de fora das especificações técnicas e econômicas, parecem ser interessantes. Principalmente quando se considera o consumo próprio do biodiesel nas frotas envolvidas.

Considerar um estudo com a redução de investimentos pelo aproveitamento de infra-estrutura existente em uma unidade refinadora de óleo ou uma usina de álcool.

Estudar opções de tratamento de água pois o sistema utilizado de neutralização levou a elevado consumo de soda cáustica. Também o sistema considerado de destilação da água para recuperação da glicerina loira, com elevado consumo de vapor inerente ao processo (49,4% do vapor consumido).

Avaliar etapas posteriores de filtração ou de destilação do éster obtido visando a clarificação.

Também deve-se efetuar a análise cromatográfica do produto obtido visando a confirmação dos resultados alcançados.

Analisar, visando aumento de rendimento e aproveitamento dos ácidos graxos existentes nos fosfatídeos que são perdidos para o tratamento de água no estudo realizado, a opção de alteração no processo e realização de saponificação total da borra de refino, hidrolisando os glicerídeos e fosfatídeos separando o glicerol dos ácidos graxos.

Neste caso, após a separação dos ácidos graxos liberados apenas a etapa de esterificação seria necessária, simplificando o processamento.

Pesquisar o processamento em estado supercrítico que poderia gerar a hidrólise da borra sem o uso de ácido, reduzindo muito a necessidade de tratamento de água e talvez facilitando a separação do glicerol, e permitindo a realização da esterificação direta para a conversão dos ácidos graxos em ésteres, sem a necessidade de transesterificação.

No estudo realizado foi utilizado o preço do diesel como valor para o biodiesel gerado, porém sabe-se que o mesmo está com preço maior devido à política governamental de estímulo à sua produção. Neste caso, nova análise seria

interessante para se verificar os efeitos do novo preço sobre a pré-viabilidade econômica.

Portanto, há ainda muito o que se estudar, porém os resultados aqui alcançados servem como um ponto de partida e um direcionador para se atingir melhores resultados futuros na busca do aproveitamento da borra de refino do óleo de soja, objeto de estudo deste trabalho.

REFERÊNCIAS

- ABOISSA ÓLEOS VEGETAIS. **Informativo Semanal**: Borra de Refino, 25 set. 2008a. Disponível em:
<<http://www.aboissa.com.br/InformativoseNot%c3%adcias/Cota%c3%a7%c3%b5esdeMercado/SoybeanOil/DetalhesCota%c3%a7%c3%a3o/tabid/167/newsId/1127/language/pt-BR/Default.aspx>>. Acesso em: 05 nov. 2008.
- ABOISSA ÓLEOS VEGETAIS. **Informativo Semanal**: Óleo Refinado, 23 out. 2008b. Disponível em:
<<http://www.aboissa.com.br/InformativoseNot%c3%adcias/Cota%c3%a7%c3%b5esdeMercado/SoybeanOil/DetalhesCota%c3%a7%c3%a3o/tabid/167/newsId/1127/language/pt-BR/Default.aspx>>. Acesso em: 05 nov. 2008.
- AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS. **Anuário Estatístico da ANP 2006**. Rio de Janeiro: ANP, 2006.
- AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS. **Biocombustíveis**: biodiesel. Disponível em:
<<http://www.anp.gov.br/biocombustiveis/biodiesel.asp>>. Acesso em: 18 out. 2008.
- AMERICAN OIL CHEMISTS'S SOCIETY. **Official Methods and Recommended Practices of the AOCS**. 5th ed. Urbana: AOCS, 1998.
- ARANDA, D. et al. **Processo para produção de biodiesel a partir da esterificação de ácidos graxos livres**. Rio de Janeiro: Instituto Nacional da Propriedade Industrial, 2006. (PI 0500417-9 A)
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DAS INDÚSTRIAS DE ÓLEOS VEGETAIS. **Capacidade instalada da indústria de óleos vegetais**. Disponível em:
<http://www.abiove.com.br/capacidade_br.html>. Acesso em: 7 out. 2008.
- BAILEY, A. **Industrial oil and fat products**. New York: Interscience Publishers, 1945.
- BONOMI, A. M. F. L. J. ; POÇO, J. G.; TRIELLI, M. A. Biocombustíveis – a solução brasileira para uma matriz energética sustentável. **Revista Brasileira de Engenharia Química**, v.22, p.16-21, 2006.
- CANDEIA, R. A. et al. **Análise comparativa do biodiesel derivado de óleo de soja obtido com diferentes álcoois**. Campina Grande: Universidade Federal de Campina Grande, 2005.
- CARRAMENHA, F. **Estudo de viabilidade técnica e econômica da produção de biodiesel em escala industrial no Brasil**. 2007. Dissertação (Mestrado em Processos Industriais) – Instituto de Pesquisas Tecnológicas, São Paulo, 2007.

DEPARTAMENTO NACIONAL DE INFRA-ESTRUTURA DE TRANSPORTE.

Distância entre Cidades. Disponível em:

<<http://www1.dnit.gov.br/rodovias/distancias/distancias.asp>>. Acesso em: 20 set. 2008.

DORSA, R. **Tecnologia de óleos vegetais.** Campinas: Gráfica Ideal, 2004.

EMPRESA BRASILEIRA DE PESQUISA AGROPECUÁRIA. **Tecnologias de produção de soja, região central do Brasil 2003:** a importância da soja. Londrina: Embrapa, [2004?] (Embrapa Soja, Sistema de produção, nº1). Disponível em: <<http://www.cnpso.embrapa.br/html/sistemasdeproducao/importancia.htm>>. Acesso em: 21 set. 2008.

GARCIA, C. et al. **Transesterification of soybean oil catalyzed by sulfated zirconia.** Campinas: Instituto de Química, Universidade Estadual de Campinas, 2007.

HIRSCHFELD, H. **Engenharia econômica e análise de custos.** 4. ed. São Paulo: Atlas, 1989.

INSTITUTO DE PESQUISAS TECNOLÓGICAS. **Determinação de glicerol:** número DQEQ / AB: 01.01. São Paulo: IPT, 1982.

KNOTHE, G. et al. **Manual de biodiesel.** São Paulo: Edgard Blücher, 2006.

LIMA, P. C. R. **O biodiesel e a inclusão social.** Brasília: Consultoria Legislativa, Câmara dos Deputados, 2004a.

LIMA, P. C. R. **O biodiesel e a inclusão social.** Brasília: Câmara dos Deputados, 2004b. 33p. (Estudo 4)

MARKLEY, K. **Fatty acids:** their chemistry, properties, production, and uses. 2nd ed. New York: Interscience Publishers, 1960. part. 1

MATCHES. **Custo de equipamento.** Disponível em:

<<http://www.matche.com/EquipCost.htm>>. Acesso em: 22 set. 2008.

MINISTÉRIO DA AGRICULTURA, PECUÁRIA E ABASTECIMENTO. Assessoria de Gestão Estratégica. **Projeções do agronegócio, mundial e Brasil, 2006/07 a 2017/18.** Brasília: Mapa, 2008.

MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA. **Consulta geral a homepage.** Disponível em: <<http://www.mme.gov.br/mme>>. Acesso em: 20 set. 2008.

OLIVEIRA, L. B.; COSTA, Â. O. **Biodiesel – uma experiência de desenvolvimento sustentável.** Rio de Janeiro: COPPE/UFRJ, 2001.

PARENTE, E. J. S. **Produção de biodiesel em mini usinas.** Rio de Janeiro: Abepro, 2006. p.50. Disponível em:

<http://www.abepro.org.br/arquivos/websites/4/Expedito_Parente.pdf>. Acesso em: 20 set. 2008.

PAULA, S. R.; FAVERET, P. F. **Panorama do complexo soja**. Rio de Janeiro: BNDES, 1998. 35p. (BNDES Setorial) Disponível em: <http://www.bndes.gov.br/SiteBNDES/export/sites/default/bndes_pt/Galerias/Arquivos/conhecimento/bnset/set804.pdf>. Acesso em: 21 set. 2008.

PERRY, R. H.; GREEN, D. W. **Perry's chemical engineer's handbook**. 7th ed. New York: McGrawHill, 1997.

PUBCHEM. **Linoleic Acid - Substance Summary**. Disponível em: <<http://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/summary/summary.cgi?sid=4750>>. Acesso em: 14 set. 2008.

RIBEIRO, S. K. Combustível feito à base de grãos pode aliviar a demanda por diesel e diminuir o impacto no efeito estufa. **Scientific American Brasil**, n.53, out. 2006. Disponível em: <http://www2.uol.com.br/sciam/conteudo/materia/materia_107.html>. Acesso em: 11 nov. 2009.

RITTNER, H. **Tecnologia das matérias graxas: derivados óleoquímicos**. São Paulo: Livraria Triângulo Editora, 2002. v.3

ROCHA CONSULTE. **Comparação entre o lucro real e simples-EPP**. Disponível em: <<http://www.rochaconsulte.com.br/ensina/compara%C3%A7%C3%A3o.htm>>. Acesso em: 20 set. 2008.

SINDICATO NACIONAL DAS EMPRESAS DISTRIBUIDORAS DE COMBUSTÍVEIS E LUBRIFICANTES. **Vendas, pelas distribuidoras associadas ao SINDCOM e mercado ANP, dos derivados combustíveis de petróleo e álcool**. Disponível em: <http://www.sindicom.com.br/pub_sind/media/Vendas_de_Combustiveis_m3_SINDCOM.xls>. Acesso em: 03 jul. 2008.

SWERN, D. **Bailey's industrial oil and fat products**. 3rd ed. New York: John Wiley & Sons, 1964.

UNITED STATES DEPARTMENT OF AGRICULTURE, FOREIGN AGRICULTURE SERVICE. **Oilseeds: world market and trade**. Washington: USDA, 2008a. (Circular Series, FOP 03-08).

UNITED STATES DEPARTMENT OF AGRICULTURE, FOREIGN AGRICULTURE SERVICE. **World agricultural production**. Washington: USDA, 2008b. (Circular Series, WAP 03-08).

UNIVERSIDADE REGIONAL DO NOROESTE DO ESTADO DO RIO GRANDE DO SUL. **Qual o lucro líquido de cada viagem?** Disponível em: <<http://www.projetos.unijui.edu.br/matematica/modelagem/modelagem/fase1.htm>>. Acesso em: 20 set. 2008.

VELJKOVIC, V. B. et al. **Biodiesel production from tobacco (*Nicotiana tabacum* L.) seed oil with a high content of free fatty acids.** Leskovac, Serbia, Montenegro: Faculty of Technology, 2006.

WIKIPEDIA. **Exemplo de estrutura molecular do óleo.** Disponível em: <http://pt.wikipedia.org/wiki/%C3%93leo_essencial>. Acesso em: 21 set. 2008a.

WIKIPEDIA. **Molécula de fosfatideo.** Disponível em: <<http://pt.wikipedia.org/wiki/Fosfol%C3%ADpido>>. Acesso em: 21 set. 2008b.

WUST, E. **Estudo da viabilidade técnico-científica da produção de biodiesel a partir de resíduos gordurosos.** 2004. Dissertação (Mestrado) - Centro de Ciências Tecnológicas, Universidade Regional de Blumenau, Blumenau, 2004.

WYLEN, V. **Fundamentos da termodinâmica.** São Paulo: Edgard Blücher, 2003.

APÊNDICE A - Dados dos Balanço de Massa

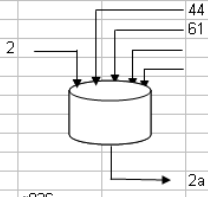
1 - Etapas do Processamento da Borra:

Composição da borra de óleo de soja:			n kmol/h	fração molar
25	% sal de sódio e ác.graxo		0,8278	0,0286
19	% óleo de soja		0,2164	0,0075
6	% fosfatídeo		0,0812	0,0028
50	% umidade		27,7778	0,9611
		total	28,9032	1,0000

Componentes			
j	nome	fórmula	kg/kmol
1	sal de sódio	$\text{NaC}_{18}\text{H}_{31}\text{O}_2$	302
2	água	H_2O	18
3	ácido graxo	$\text{C}_{18}\text{H}_{32}\text{O}_2$	280
4	sulfato de sódio	Na_2SO_4	142
5	etanol	$\text{C}_2\text{H}_6\text{O}$	46
6	ácido sulfúrico	H_2SO_4	98
7	éster de ác.graxo	$\text{C}_{20}\text{H}_{38}\text{O}_2$	308
8	soda	NaOH	40
9	óleo soja	$\text{C}_{57}\text{H}_{98}\text{O}_6$	878
10	glicerol	$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$	92
11	fosfatídeo	$\text{C}_{24}\text{H}_{40}\text{O}_4\text{HPO}_4(\text{CH}_2)_2\text{NH}_2$	739
12	ciclohexano	C_6H_{12}	84

Consumo de borra	1000 kg/h				
Água adic.p/corte	1250 kg/h	(1,25*borra)			
Excesso ác.sulfú.p/corte	1,5 fator		6,4 % ác.sulf./kg borra		
Excesso etanol p/esterif.	13 fator		22,7 moles de etanol/mol ác.graxo	209,5 % (etanol/(ác.graxo+óleo))	
Ácido sulfúrico catalisador	1,5 % peso do ác.graxo + óleo			2,7 % ác.sulf./ác.graxo	
Conversão ác.graxo na est.	0,95 fator (<=1)				
Conversão do óleo na est.	0,10 fator (<=1)				
Água diluição soda	0,0 kg/h	50°Bé (50% em peso)			
%peso Etanol (alc/(alc+ag))	99,8 INPM				
% soda p/ transesterificaçã	2 % da massa éster + óleo			5,7 % soda/óleo	
Etanol para transesterificaç	6 moles/mol óleo			11,0 % etanol/(óleo éster)	
Considerar o Etanol Hidratado - azeotrópico		0,8943 moles Etanol/(moles Etanol+Água)		95,6 %peso (INPM)	
0,995 moles Etanol/(moles Etanol+Água)		Fij	fluxo mássico (kg/h)		
1 atm a		xij	fração mássica do componente j na corrente i		
99,8 %peso (INPM)					
Etapas do Processo					

Reaproveitamento de água

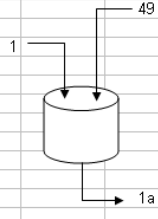


LB42 g926

frações mássicas

j	Componentes			Corrente			
	nome	fórmula	kg/kmol	2	44	61	2a
				259,4		990,6	1250,0
1	sal de sódio	NaC18H31O2	302	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
2	água	H2O	18	1,0000	1,0000	0,8124	0,8513
3	ácido graxo	C18H32O2	280	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142	0,0000	0,0000	0,0803	0,0636
5	etanol	C2H6O	46	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98	0,0000	0,0000	0,0281	0,0223
7	éster de ác. graxo	C20H36O2	308	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
8	soda	NaOH	40	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
9	óleo soja	C57H98O6	878	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
10	glicerol	C3H8O3	92	0,0000	0,0000	0,0186	0,0148
11	fosfatídeo	C ₂₇ H ₄₇ O ₈ HP0 ₄ (CH ₂) ₂ NH ₂	739	0,0000	0,0000	0,0606	0,0480
12	ciclohexano	C6H12	84	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
				1,0000	1,0000	1,0000	1,0000

Reaproveitamento de Borra do Processo

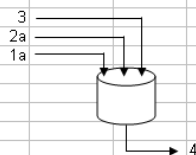


k881

frações mássicas

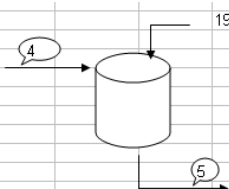
j	Componentes			Corrente		
	nome	fórmula	kg/kmol	1	49	1a
				1000,0	101,1	1101,1
1	sal de sódio	NaC18H31O2	302	0,2500	0,1301	0,2390
2	água	H2O	18	0,5000	0,4481	0,4952
3	ácido graxo	C18H32O2	280	0,0000	0,0000	0,0000
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142	0,0000	0,1750	0,0161
5	etanol	C2H6O	46	0,0000	0,0000	0,0000
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98	0,0000	0,0644	0,0059
7	éster de ác. graxo	C20H36O2	308	0,0000	0,0000	0,0000
8	soda	NaOH	40	0,0000	0,0000	0,0000
9	óleo soja	C57H98O6	878	0,1900	0,0000	0,1726
10	glicerol	C3H8O3	92	0,0000	0,1824	0,0168
11	fosfatídeo	C ₂₇ H ₄₇ O ₈ HP0 ₄ (CH ₂) ₂ NH ₂	739	0,0600	0,0000	0,0545
12	ciclohexano	C6H12	84	0,0000	0,0000	0,0000
				1,0000	1,0000	1,0000

Mistura de água, borra e ácido



				frações mássicas			
				Corrente			
				1a	2a	3	4
j	nome	fórmula	kg/kmol	1101,1	1250,0	64,0	2415,2
1	sal de sódio	NaC18H31O2	302	0,2390	0,0000		0,1090
2	água	H2O	18	0,4952	0,8513		0,6664
3	ácido graxo	C18H32O2	280	0,0000	0,0000		0,0000
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142	0,0161	0,0636		0,0403
5	etanol	C2H6O	46	0,0000	0,0000		0,0000
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98	0,0059	0,0223	1,0000	0,0407
7	éster de ác. graxo	C20H36O2	308	0,0000	0,0000		0,0000
8	soda	NaOH	40	0,0000	0,0000		0,0000
9	óleo soja	C57H98O6	878	0,1726	0,0000		0,0787
10	glicerol	C3H8O3	92	0,0168	0,0148		0,0153
11	fosfatídeo	C ₃₇ H ₇₅ O ₈ PO ₄ (CH ₂) ₃ NH ₂	739	0,0545	0,0480		0,0497
12	ciclohexano	C6H12	84				
				1,0000	1,0000	1,0000	1,0000

Reator R1 (acidulação da borra)



linha 4 ----- linha 5
Borra + ác. sulfúrico + água = óleo ácido + água ácida

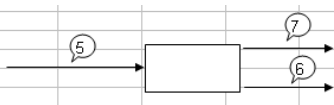
	NaC18H31O2	H2O	C57H98O6	H2SO4	→	C18H32O2	Na2SO4	H2O	C57H98O6	H2SO4
kmoles/h	0,8714	89,4141	0,2164	1,0042		0,8714	0,4357	89,4141	0,2164	0,5685
kg/kmol	302	18	878	98		280	142	18	878	98
kg/h	263,2	1609,5	190,0	98,4		244,0	61,9	1609,5	190,0	55,7
kg/h corrente				2161,0						2161,0
xij	0,1218	0,7448	0,0879	0,0455		0,1129	0,0286	0,7448	0,0879	0,0258

linha 19 ----- linha 5

	NaC18H31O2	H2O	Na2SO4	C3H8O3	H2SO4		C18H32O2	Na2SO4	H2O	C3H8O3	H2SO4
kmoles/h	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
kg/kmol	302	18	142	92	98		280	142	18	92	98
kg/h	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
kg/h corrente					0,0						0,0
xij	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000			#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!	#DIV/0!

				frações mássicas		
				Corrente		
				4	19	5
j	nome	fórmula	kg/kmol	2415,2		2415,2
1	sal de sódio	NaC18H31O2	302	0,1090		
2	água	H2O	18	0,6664		0,6664
3	ácido graxo	C18H32O2	280	0,0000		0,1010
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142	0,0403		0,0659
5	etanol	C2H6O	46	0,0000		
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98	0,0407		0,0231
7	éster de ác. graxo	C20H36O2	308	0,0000		
8	soda	NaOH	40	0,0000		
9	óleo soja	C57H98O6	878	0,0787		0,0787
10	glicerol	C3H8O3	92	0,0153		0,0153
11	fosfatídeo	C ₃₇ H ₇₅ O ₈ PO ₄ (CH ₂) ₃ NH ₂	739	0,0497		0,0497
12	ciclohexano	C6H12	84			
				1,0000	0,0000	1,0000

Decantador

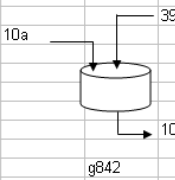


Separa a matéria graxa da água e245-g245

frações mássicas

j	Componentes			Corrente			kg/h
	nome	fórmula	kg/kmol	5	6	7	
1	sal de sódio	NaC18H31O2	302	2415,2	1981,2	434,0	
2	água	H2O	18	0,0000	0,6664	0,8124	
3	ácido graxo	C18H32O2	280	0,1010		0,5622	
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142	0,0659	0,0803		
5	etanol	C2H6O	46	0,0000			
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98	0,0231	0,0281		
7	éster de ác.graxo	C20H36O2	308	0,0000			
8	soda	NaOH	40	0,0000			
9	óleo soja	C57H98O6	878	0,0787		0,4378	
10	glicerol	C3H8O3	92	0,0153	0,0186		
11	fosfatídeo	C4H9O4HPO4(CH2)2NH2	739	0,0497	0,0606		
12	ciclohexano	C6H12	84				
				1,0000	1,0000	1,0000	

Reaproveitamento do etanol

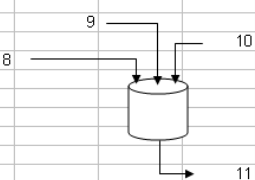


g842

frações mássicas

j	Componentes			Corrente			kg/h
	nome	fórmula	kg/kmol	10a	39	10	
1	sal de sódio	NaC18H31O2	302	911,1		911,1	
2	água	H2O	18	0,0020		0,0020	
3	ácido graxo	C18H32O2	280			0,0000	
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142			0,0000	
5	etanol	C2H6O	46	0,9980		0,9980	
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98			0,0000	
7	éster de ác.graxo	C20H36O2	308			0,0000	
8	soda	NaOH	40			0,0000	
9	óleo soja	C57H98O6	878			0,0000	
10	glicerol	C3H8O3	92			0,0000	
11	fosfatídeo	C4H9O4HPO4(CH2)2NH2	739			0,0000	
12	ciclohexano	C6H12	84			0,0000	
				1,0000	0,0000	0,0000	1,0000
							0,0000

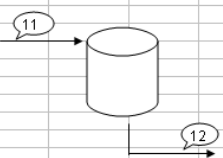
Componentes Esterificação



frações mássicas

j	Componentes			Corrente				kg/h
	nome	fórmula	kg/kmol	8	9	10	11	
1	sal de sódio	NaC18H31O2	302	434,0	0,0000	0,0000	0,0000	
2	água	H2O	18	0,0000	0,0000	0,0020	0,0013	
3	ácido graxo	C18H32O2	280	0,5622	0,0000	0,0000	0,1805	
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
5	etanol	C2H6O	46	0,0000	0,0000	0,9980	0,6728	
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98	0,0000	1,0000	0,0000	0,0048	
7	éster de ác.graxo	C20H36O2	308	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
8	soda	NaOH	40	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
9	óleo soja	C57H98O6	878	0,4378	0,0000	0,0000	0,1406	
10	glicerol	C3H8O3	92	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
11	fosfatídeo	C39H67O4HPO4(C	739	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
12	ciclohexano	C6H12	84	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
				1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	

Reator R2 (esterificação)

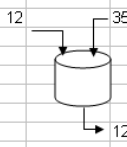


1) Ácido Graxo + Etanol = Ester + Água (principal) rendim. 0,95
 2) Óleo + Etanol = Ester + Glicerol (devido ao residual de óleo) rendim. 0,10

	C18H32O2	C57H98O6	C2H6O	H2O	H2SO4	→	C20H36O2	H2O	C18H32O2	C3H8O3	H2SO4	C2H6O	C57H98O6
kmol/s	0,8714	0,2164	19,7676	0,0993	0,0684		0,8927	0,9271	0,0436	0,0216	0,0664	18,8749	0,19476
kg/kmol	280	878	46	18	98		308	18	280	92	98	46	878
kg/h	244,0	190,0	909,3	1,8	6,5		275,0	16,7	12,2	2,0	6,5	868,2	171,0
kg/h corrente					1351,6								1351,6
xij	0,1805	0,1406	0,6728	0,0013	0,0048		0,2034	0,0123	0,0090	0,0015	0,0048	0,6424	0,1265

				frações mássicas	
				Corrente	
				11	12
j	nome	fórmula	kg/kmol		
1	sal de sódio	NaC18H31O2	302	0,0000	0,0000
2	água	H2O	18	0,0013	0,0123
3	ácido graxo	C18H32O2	280	0,1805	0,0090
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142	0,0000	0,0000
5	etanol	C2H6O	46	0,6728	0,6424
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98	0,0048	0,0048
7	éster de ác. graxo	C20H36O2	308	0,0000	0,2034
8	soda	NaOH	40	0,0000	0,0000
9	óleo soja	C57H98O6	878	0,1406	0,1265
10	glicerol	C3H8O3	92	0,0000	0,0015
11	fosfatídeo	C39H67O4HPO4(C	739	0,0000	0,0000
12	ciclohexano	C6H12	84	0,0000	0,0000
				1,0000	1,0000

Recirculação do éster+óleo do decantador final




f758

frações mássicas

				Corrente		
				12	35	12a
j	nome	fórmula	kg/kmol			
1	sal de sódio	NaC18H31O2	302	0,0000	0,0000	0,0000
2	água	H2O	18	0,0123	0,0000	0,0119
3	ácido graxo	C18H32O2	280	0,0090	0,0000	0,0067
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142	0,0000	0,0000	0,0000
5	etanol	C2H6O	46	0,6424	0,0000	0,6184
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98	0,0048	0,0000	0,0046
7	éster de ác. graxo	C20H36O2	308	0,2034	0,9334	0,2307
8	soda	NaOH	40	0,0000	0,0000	0,0000
9	óleo soja	C57H98O6	878	0,1265	0,0666	0,1243
10	glicerol	C3H8O3	92	0,0015	0,0000	0,0014
11	fosfatídeo	C ₃₉ H ₆₇ O ₄ HPO ₄ (CH ₂) ₄ NH ₂	739	0,0000	0,0000	0,0000
12	ciclohexano	C6H12	84	0,0000	0,0000	0,0000
				1,0000	1,0000	1,0000

Centrifugação



Retirar a água e o álcool da mistura

12a → 14

13

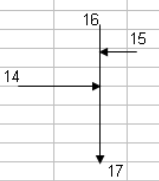
CENTRIFUGAÇÃO

umidade residual linha 14 10 %
residual de etanol linha 14 90 %

frações mássicas

j	nome	Componentes fórmula	kg/kmol	Corrente			kg/h
				12a	13	14	
1	sal de sódio	NaC18H31O2	302	1404,0	0,0000	110,3	1293,7
2	água	H2O	18	0,0119	0,1361	0,0013	0,0013
3	ácido graxo	C18H32O2	280	0,0087	0,0087	0,0094	0,0094
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
5	etanol	C2H6O	46	0,6184	0,7868	0,6040	0,6040
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98	0,0046	0,0590	0,0000	0,0000
7	éster de ác.graxo	C20H36O2	308	0,2307	0,2307	0,2504	0,2504
8	soda	NaOH	40	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
9	óleo soja	C57H98O6	878	0,1243	0,1243	0,1349	0,1349
10	glicerol	C3H8O3	92	0,0014	0,0180	0,0000	0,0000
11	fosfatídeo	C ₄₄ H ₈₀ O ₈ HP0 ₄ (CH ₂) ₄ NH ₄	739	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
12	ciclohexano	C6H12	84	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
				1,0000	1,0000	1,0000	1,0000

Formação da linha 17



16

15

14

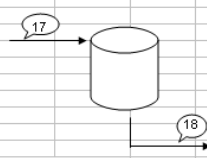
17

linha 16 - etanol de diluição da soda 0,94 %

frações mássicas

j	nome	Componentes fórmula	kg/kmol	Corrente				kg/h
				14	15	16	17	
1	sal de sódio	NaC18H31O2	302	1293,7	0,0000	1,7	12,2	1307,6
2	água	H2O	18	0,0013	0,0013	0,0020	0,0013	0,0013
3	ácido graxo	C18H32O2	280	0,0094	0,0094	0,0093	0,0093	0,0093
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
5	etanol	C2H6O	46	0,6040	0,6040	0,9980	0,6069	0,6069
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
7	éster de ác.graxo	C20H36O2	308	0,2504	0,2504	0,2477	0,2477	0,2477
8	soda	NaOH	40	0,0000	1,0000	0,0013	0,0013	0,0013
9	óleo soja	C57H98O6	878	0,1349	0,1349	0,1334	0,1334	0,1334
10	glicerol	C3H8O3	92	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
11	fosfatídeo	C ₄₄ H ₈₀ O ₈ HP0 ₄ (CH ₂) ₄ NH ₄	739	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
12	ciclohexano	C6H12	84	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
				1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000

Reator R3 (neutralização)



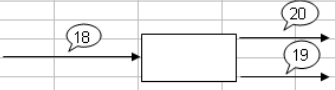
17

18

Neutralização do ácido graxo e do ác.sulfúrico c/NaOH

	C20H36O2	C18H32O2	C57H98O6	C2H6O	H2SO4	NaOH	H2O	→	C20H36O2	NaC18H31O2	C2H6O	Na2SO4	H2O	C57H98O6
kmol/h	1,0515	0,0436	0,1987	17,2521	0,0000	0,0436	0,0940		1,0515	0,0436	17,2521	0,0000	0,1376	0,1987
kg/kmol	308	280	878	46	98	40	18		308	302	46	142	18	878
kg/h	323,9	12,2	174,5	793,6	0,00	1,74	1,7		323,9	13,2	793,6	0,0	2,5	174,5
kg/h corrente							1307,6							1307,6
xij	0,2477	0,0093	0,1334	0,6069	0,0000	0,0013	0,0013		0,2477	0,0101	0,6069	0,0000	0,0019	0,1334

Centrífuga

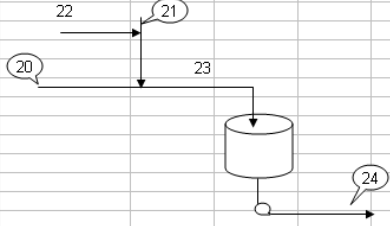


Separa o éster da borra (ác.graxo e sulf. Neutraliz.+água+glicerol)

Teor de etanol na linha 19 **50 %**

				frações mássicas			
				Corrente			
j	nome	Componentes fórmula	kg/kmol	18	19	20	
				1307,6	31,3	1276,3	kg/h
1	sal de sódio	NaC18H31O2	302	0,0101	0,4208		
2	água	H2O	18	0,0019	0,0792		
3	ácido graxo	C18H32O2	280	0,0000			
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142	0,0000	0,0000		
5	etanol	C2H6O	46	0,6069	0,5000	0,6095	
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98	0,0000			
7	éster de ác.graxo	C20H36O2	308	0,2477		0,2538	
8	soda	NaOH	40				
9	óleo soja	C57H98O6	878	0,1334		0,1367	
10	glicerol	C3H8O3	92		0,0000		
11	fosfatídeo	C ₄₄ H ₈₀ O ₈ HP ₂ O ₄ (CH ₂) ₄ NH ₂	739				
12	ciclohexano	C6H12	84	0,0000		0,0000	
				1,0000	1,0000	1,0000	

Reator R4
Transesterificação



rendimento da transesterificação **90 %**

	C20H36O2	C57H98O6	NaOH	C2H6O	→	C20H36O2	C3H8O3	C57H98O6	NaOH	C2H6O
kmol/h	1,0515	0,1987	0,2492	1,1924		1,5881	0,1789	0,0199	0,2492	0,6558
kg/kmol	308	878	40	46		308	92	878	40	46
kg/h	323,9	174,5	10,0	54,9		489,1	16,5	17,4	10,0	30,2
kg/h corrente				563,2						563,2
xij	0,5751	0,3098	0,0177	0,0974		0,8685	0,0292	0,0310	0,0177	0,0536

				frações mássicas					
				Corrente					
j	nome	Componentes fórmula	kg/kmol	20	21	22	23	24	
				1276,3	55,0	10,0	1341,3	1341,3	kg/h
1	sal de sódio	NaC18H31O2	302	0,0000			0,0000		
2	água	H2O	18	0,0000	0,0020		0,0001	0,0001	
3	ácido graxo	C18H32O2	280	0,0000			0,0000		
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142	0,0000			0,0000		
5	etanol	C2H6O	46	0,6095	0,9980		0,6209	0,6025	
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98	0,0000			0,0000		
7	éster de ác.graxo	C20H36O2	308	0,2538			0,2415	0,3647	
8	soda	NaOH	40	0,0000		1,0000	0,0074	0,0074	
9	óleo soja	C57H98O6	878	0,1367			0,1301	0,0130	
10	glicerol	C3H8O3	92	0,0000	0,0000		0,0000	0,0123	
11	fosfatídeo	C ₄₄ H ₈₀ O ₈ HP ₂ O ₄ (CH ₂) ₄ NH ₂	739	0,0000			0,0000		
12	ciclohexano	C6H12	84	0,0000			0,0000	0,0000	
				1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	

Dosagem de ácido

Etanol de diluição (linha 26) 0,05 da vazão de éster + óleo

				frações mássicas			
				Corrente			
j	nome	Componentes		24	25	26	27
	fórmula		kg/kmol	1341,3	12,2	67,1	1420,5
1	sal de sódio	NaC18H31O2	302	0,0000			0,0000
2	água	H2O	18	0,0001		0,0020	0,0002
3	ácido graxo	C18H32O2	280	0,0000			0,0000
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142	0,0000			0,0000
5	etanol	C2H6O	46	0,6025		0,9980	0,6160
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98	0,0000	1,0000		0,0086
7	éster de ác. graxo	C20H36O2	308	0,3647			0,3443
8	soda	NaOH	40	0,0074			0,0070
9	óleo soja	C57H98O6	878	0,0130			0,0123
10	glicerol	C3H8O3	92	0,0123			0,0116
11	fosfatídeo	C ₅₄ H ₉₈ O ₄ HP0 ₄ (CH ₂) ₄ NH ₂	739	0,0000			0,0000
12	ciclohexano	C6H12	84	0,0000			0,0000
				1,0000	1,0000	1,0000	1,0000

Reator R5
Neutralização (tanque de contato)

$2 \text{ NaOH} + 1 \text{ H}_2\text{SO}_4 \rightarrow 1 \text{ Na}_2\text{SO}_4 + 2 \text{ H}_2\text{O}$

	C20H36O2	C57H98O6	C3H8O3	C2H6O	NaOH	H2SO4		C20H36O2	C57H98O6	C3H8O3	C2H6O	Na2SO4	H2O
kmoles/h	1,5881	0,0199	0,1789	19,0230	0,2492	0,1246	→	1,5881	0,0199	0,1789	19,0230	0,1246	0,2492
kg/kmol	308	878	92	46	40	98		308	878	92	46	142	18
kg/h	489,1	17,4	16,5	875,1	10,0	12,2		489,1	17,4	16,5	875,1	17,7	4,5
kg/h corrente						1420,3							1420,3
xij	0,3444	0,0123	0,0116	0,6161	0,0070	0,0086		0,3444	0,0123	0,0116	0,6161	0,0125	0,0032

				frações mássicas	
				Corrente	
j	nome	Componentes		27	28
	fórmula		kg/kmol	1420,5	1420,5
1	sal de sódio	NaC18H31O2	302	0,0000	
2	água	H2O	18	0,0002	0,0033
3	ácido graxo	C18H32O2	280	0,0000	
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142	0,0000	0,0125
5	etanol	C2H6O	46	0,6160	0,6160
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98	0,0086	
7	éster de ác. graxo	C20H36O2	308	0,3443	0,3443
8	soda	NaOH	40	0,0070	
9	óleo soja	C57H98O6	878	0,0123	0,0123
10	glicerol	C3H8O3	92	0,0116	0,0116
11	fosfatídeo	C ₅₄ H ₉₈ O ₄ HP0 ₄ (CH ₂) ₄ NH ₂	739	0,0000	
12	ciclohexano	C6H12	84	0,0000	0,0000
				1,0000	1,0000

Lavagem (centrifuga)

água de lavagem 7 %
 umidade do "éster+óleo" na saída 5 % do "éster+óleo"
 teor de etanol retido na água 20 %

frações mássicas

				Corrente					
				28	29	30	31	32	
j	nome	fórmula	kg/kmol	1420,5	99,4	1520,0	249,8	1270,1	kg/h
1	sal de sódio	NaC18H31O2	302	0,0000		0,0000		0,0000	
2	água	H2O	18	0,0033	1,0000	0,0685	0,1627	0,0500	
3	ácido graxo	C18H32O2	280	0,0000		0,0000		0,0000	
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142	0,0125		0,0116	0,0708	0,0000	
5	etanol	C2H6O	46	0,6160		0,5757	0,7006	0,5512	
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98	0,0000		0,0000		0,0000	
7	éster de ác.graxo	C20H36O2	308	0,3443		0,3218		0,3851	
8	soda	NaOH	40	0,0000		0,0000		0,0000	
9	óleo soja	C57H98O6	878	0,0123		0,0115		0,0137	
10	glicerol	C3H8O3	92	0,0116		0,0108	0,0659	0,0000	
11	fosfatídeo	C ₃₉ H ₇₀ O ₄ PCO ₄ (CH ₂) ₂ NH ₂	739	0,0000		0,0000		0,0000	
12	ciclohexano	C6H12	84	0,0000		0,0000		0,0000	
				1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	

Secador

água retirada 100 %
 etanol retirado 100 %

frações mássicas

				Corrente			
				32	33	34	
j	nome	fórmula	kg/kmol	1270,1	763,6	506,6	kg/h
1	sal de sódio	NaC18H31O2	302	0,0000		0,0000	
2	água	H2O	18	0,0500	0,0832	0,0000	
3	ácido graxo	C18H32O2	280	0,0000		0,0000	
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142	0,0000		0,0000	
5	etanol	C2H6O	46	0,5512	0,9168	0,0000	
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98	0,0000		0,0000	
7	éster de ác.graxo	C20H36O2	308	0,3851		0,9656	
8	soda	NaOH	40	0,0000		0,0000	
9	óleo soja	C57H98O6	878	0,0137		0,0344	
10	glicerol	C3H8O3	92	0,0000		0,0000	
11	fosfatídeo	C ₃₉ H ₇₀ O ₄ PCO ₄ (CH ₂) ₂ NH ₂	739	0,0000		0,0000	
12	ciclohexano	C6H12	84	0,0000	0,0000	0,0000	
				1,0000	1,0000	1,0000	

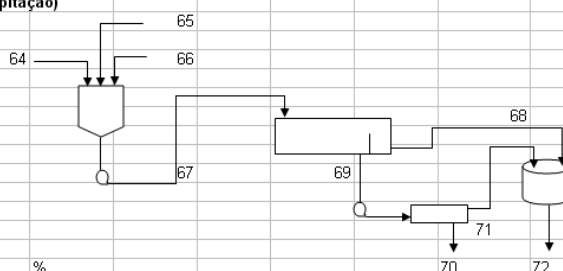
Decantação e Reciclo

Percentual de éster arrastado 10 %
 Percentual de óleo arrastado 20 %

frações mássicas

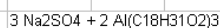
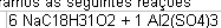
				Corrente			
				34	35	36	
j	nome	fórmula	kg/kmol	506,6	52,4	454,2	kg/h
1	sal de sódio	NaC18H31O2	302	0,0000		0,0000	
2	água	H2O	18	0,0000		0,0000	
3	ácido graxo	C18H32O2	280	0,0000		0,0000	
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142	0,0000		0,0000	
5	etanol	C2H6O	46	0,0000		0,0000	
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98	0,0000		0,0000	
7	éster de ác.graxo	C20H36O2	308	0,9656	0,9334	0,9693	
8	soda	NaOH	40	0,0000		0,0000	
9	óleo soja	C57H98O6	878	0,0344	0,0666	0,0307	
10	glicerol	C3H8O3	92	0,0000		0,0000	
11	fosfatídeo	C ₃₉ H ₇₀ O ₄ PCO ₄ (CH ₂) ₂ NH ₂	739	0,0000		0,0000	
12	ciclohexano	C6H12	84	0,0000		0,0000	
				1,0000	1,0000	1,0000	

ETA (neutralização, floculação e precipitação)

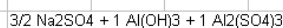
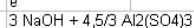


	%	
sulfato de alumínio	0	(água de diluição do próprio processo)
água de diluição do $Al_2(SO_4)_3$	0,0003	
polímero	0	(água de diluição do próprio processo)
água de diluição do polímero	50	
umidade do lodo (linha 69)	5	
umid.lodo filtrado (linha 70)		

consideramos as seguintes reações

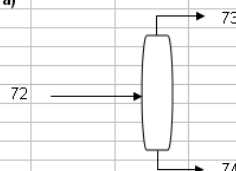


e



				frações mássicas										
				Corrente										
	Componentes			64	65	66	67	68	69	70	71	72	kg	
j	nome	fórmula	kg/kmol	1019,0	24,2	0,003	1043,2	586,7	456,5	220,8	235,6	822,4		
1	sal de sódio	$NaC18H31O2$	302	0,0000			0,0000							
1	água	H_2O	18	0,7998	0,0000	0,0000	0,7812	1,0000	0,5000	0,0500	0,9217	0,9776		
2	ácido graxo	$C18H32O2$	280	0,0000			0,0000							
3	sulfato de sódio	Na_2SO_4	142	0,1177			0,1246		0,2847	0,5886				
4	etanol	C_2H_6O	46	0,0000			0,0000							
5	ácido sulfúrico	H_2SO_4	98	0,0000			0,0000							
6	éster de ác.graxo	$C20H36O_2$	308	0,0000			0,0000							
7	soda	$NaOH$	40	0,0056			0,0000							
8	óleo soja	C_57H98O_6	878	0,0000			0,0000							
9	glicerol	$C_3H_8O_3$	92	0,0181			0,0177		0,0404		0,0783	0,0224		
10	fosfatídeo	$C_{18}H_{31}O_4P(O)(CH_2)_2NH_2$	739	0,0589			0,0575		0,1314	0,2717				
11	ciclohexano	C_6H_{12}	84				0,0000							
12	sulfato de alumínio	$Al_2(SO_4)_3$	342		1,0000		0,0155		0,0353	0,0731				
13	polímero					1,0000	0,0000		0,0000	0,00001				
14	hidróxido alumínio	$Al(OH)_3$	78				0,0035		0,0081	0,0167				
15	sal de alumínio	$Al(C18H31O_2)_3$	864				0,0000		0,0000	0,0000				
				1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000

Destilação da água (recuperação da glicerina loira)



	10	%
água residual na glicerina		

				frações mássicas		
				Corrente		
	Componentes			72	73	74
j	nome	fórmula	kg/kmol	822,4	801,9	20,5
	sal de sódio	$NaC18H31O2$	302	0,0000		
1	água	H_2O	18	0,9776	1,0000	0,1000
2	ácido graxo	$C18H32O2$	280	0,0000		
3	sulfato de sódio	Na_2SO_4	142	0,0000		
4	etanol	C_2H_6O	46	0,0000		
5	ácido sulfúrico	H_2SO_4	98	0,0000		
6	éster de ác.graxo	$C20H36O_2$	308	0,0000		
7	soda	$NaOH$	40	0,0000		
8	óleo soja	C_57H98O_6	878	0,0000		
9	glicerol	$C_3H_8O_3$	92	0,0224		0,9000
10	fosfatídeo	$C_{18}H_{31}O_4P(O)(CH_2)_2NH_2$	739	0,0000		
11	ciclohexano	C_6H_{12}	84			
12	sulfato de alumínio	$Al_2(SO_4)_3$	342			
13	polímero					
14	hidróxido alumínio	$Al(OH)_3$	78			
15	sal de alumínio	$Al(C18H31O_2)_3$	864			
				1,0000	1,0000	1,0000

APÊNDICE B - Dados do Balanço de Energia

Balanço de Energia Térmica

Vazões dos componentes, temperatura da corrente e calor trocado:

a) Processamento da borra

				F em kg/h, e vazões mássicas														
Componentes				Correntes (i)														
i	nome	fórmula	kg/kmol	F	1	1a	2	2a	3	4	5	6	7	8	9	10a	10	
1	sal de sódio	NaCl	58,5	302	250,0	263,2	0,0	0,0	0,0	263,2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
2	água	H ₂ O	18	18	500,0	545,3	259,4	1064,1	0,0	1609,5	1609,5	1609,5	0,0	0,0	0,0	1,8	1,8	0,0
3	ácido graxo	C ₁₈ H ₃₂ O ₂	280	280	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	244,0	0,0	244,0	244,0	0,0	0,0	0,0	0,0
4	sulfato de sódio	Na ₂ SO ₄	142	142	0,0	17,7	0,0	79,6	0,0	97,3	159,1	159,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
5	etanol	C ₂ H ₆ O	46	46	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	909,3	909,3	0,0
6	ácido sulfúrico	H ₂ SO ₄	98	98	0,0	6,5	0,0	27,9	64,0	98,4	55,7	55,7	0,0	0,0	6,5	0,0	0,0	0,0
7	éster de ácido graxo	C ₂₀ H ₃₆ O ₂	308	308	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
8	soda	NaOH	40	40	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
9	óleo soja	C ₅₇ H ₉₈ O ₆	878	878	190,0	190,0	0,0	0,0	0,0	190,0	190,0	0,0	190,0	190,0	0,0	0,0	0,0	0,0
10	glicerol	C ₃ H ₈ O ₃	92	92	0,0	18,4	0,0	18,4	0,0	36,9	36,9	36,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
11	fosfatídeo	C ₃₉ H ₇₇ O ₄ P	739	739	60,0	60,0	0,0	60,0	0,0	120,0	120,0	120,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
					1000,0	1101,1	259,4	1250,0	64,0	2415,2	2415,2	1981,2	434,0	434,0	6,5	911,1	911,1	
temperaturas °C					25	31,2	98	76,0	25	100	100	65	65	65	25	25	95,9	
							retorno água tratada			44,6								
									q+		q-							
									116208		-73785							

				Correntes (i)												
Componentes																
i	nome	fórmula	kg/kmol	F	11	12	12a	13	14	15	16	17	18	19	20	
1	sal de sódio	NaCl	58,5	302	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	13,2	13,2	0,0
2	água	H ₂ O	18	18	1,8	16,7	16,7	15,0	1,7	0,0	0,0	1,7	2,5	2,5	0,0	
3	ácido graxo	C ₁₈ H ₃₂ O ₂	280	280	244,0	12,2	12,2	0,0	12,2	0,0	0,0	12,2	0,0	0,0	0,0	
4	sulfato de sódio	Na ₂ SO ₄	142	142	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
5	etanol	C ₂ H ₆ O	46	46	909,3	868,2	868,2	86,8	781,4	0,0	12,2	793,6	793,6	15,6	778,0	
6	ácido sulfúrico	H ₂ SO ₄	98	98	6,5	6,5	6,5	6,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
7	éster de ácido graxo	C ₂₀ H ₃₆ O ₂	308	308	0,0	275,0	323,9	0,0	323,9	0,0	0,0	323,9	323,9	0,0	323,9	
8	soda	NaOH	40	40	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1,7	0,0	1,7	0,0	0,0	0,0	
9	óleo soja	C ₅₇ H ₉₈ O ₆	878	878	190,0	171,0	174,5	0,0	174,5	0,0	0,0	174,5	174,5	0,0	174,5	
10	glicerol	C ₃ H ₈ O ₃	92	92	0,0	2,0	2,0	2,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
11	fosfatídeo	C ₃₉ H ₇₇ O ₄ P	739	739	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
					1351,6	1351,6	1404,0	110,3	1293,7	1,7	12,2	1307,6	1307,6	31,3	1276,3	
temperaturas °C					87	87	85,7	85,7	85,7	25	25	85,0	50	50	50	
					87,4		85,7						85			
					q+							q-				
					0							-26450				

				F em kg/h, e vazões mássicas										
Componentes				Correntes (i)										
j	nome	fórmula	kg/kmol	F	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
					55,0	10,0	1341,3	1341,3	12,2	67,1	1420,5	1420,5	99,4	1520,0
1	sal de sódio	NaC18H31O2	302		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
2	água	H2O	18		0,1	0,0	0,1	0,1	0,0	0,1	0,2	4,7	99,4	104,2
3	ácido graxo	C18H32O2	280		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	17,7	0,0	17,7
5	etanol	C2H6O	46		54,9	0,0	832,8	808,1	0,0	66,9	875,1	875,1	0,0	875,1
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98		0,0	0,0	0,0	0,0	12,2	0,0	12,2	0,0	0,0	0,0
7	éster de ác.graxo	C20H36O2	308		0,0	0,0	323,9	489,1	0,0	0,0	489,1	489,1	0,0	489,1
8	soda	NaOH	40		0,0	10,0	10,0	10,0	0,0	0,0	10,0	0,0	0,0	0,0
9	óleo soja	C57H98O6	878		0,0	0,0	174,5	17,4	0,0	0,0	17,4	17,4	0,0	17,4
10	glicerol	C3H8O3	92		0,0	0,0	0,0	16,5	0,0	0,0	16,5	16,5	0,0	16,5
11	fosfatídeo	C33H57O4HPO4	739		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
					55,0	10,0	1341,3	1341,3	12,2	67,1	1420,5	1420,5	99,4	1520,0
	temperatura	°C			25	25	48,6	48,6	25	25	47,1	47,1	98	52

				Correntes (i)						
j	nome	fórmula	kg/kmol	F	31	32	33	34	35	36
					249,8	1270,1	763,6	506,6	52,4	454,2
1	sal de sódio	NaC18H31O2	302		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
2	água	H2O	18		40,7	63,5	63,5	0,0	0,0	0,0
3	ácido graxo	C18H32O2	280		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142		17,7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
5	etanol	C2H6O	46		175,0	700,0	700,0	0,0	0,0	0,0
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
7	éster de ác.graxo	C20H36O2	308		0,0	489,1	0,0	489,1	48,9	440,2
8	soda	NaOH	40		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
9	óleo soja	C57H98O6	878		0,0	17,4	0,0	17,4	3,5	14,0
10	glicerol	C3H8O3	92		16,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
11	fosfatídeo	C33H57O4HPO4	739		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
					249,8	1270,1	763,6	506,6	52,4	454,2
	temperatura	°C			52	100,0	80	35	35,0	35
						52	100			
					q+	q+ aquec	q- cond	q-		
					36359	204641	-214886	-16396		

b) Desidratação do etanol, recuperação do etanol da borra e tratamento de água

				Correntes (i)													
j	nome	fórmula	kg/kmol	F	37	38	39	40	41	42	38a	42b	43	44	45	46	47
					1095,5	41,6	922,8	172,7	172,7	85,1	22,4	0,0	87,6	68,3	19,3	391,4	391,4
1	sal de sódio	NaC18H31O2	302		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	13,2	13,2
2	água	H2O	18		79,9	3,6	1,8	79,9	79,9	8,0	0,0	0,0	71,9	68,3	3,6	58,2	58,2
3	ácido graxo	C18H32O2	280		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	17,7	17,7
5	etanol	C2H6O	46		983,6	6,1	921,0	60,8	60,8	54,7	0,0	0,0	6,1	0,0	6,1	277,5	277,5
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	6,5	6,5
7	éster de ác.graxo	C20H36O2	308		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
8	soda	NaOH	40		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
9	óleo soja	C57H98O6	878		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
10	glicerol	C3H8O3	92		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	18,4	18,4
11	fosfatídeo	C33H57O4HPO4	739		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
12	ciclohexano	C6H12	84		32,0	32,0	0,0	32,0	32,0	22,4	22,4	0,0	9,6	0,0	9,6	0,0	0,0
13	sulfato de alumínio	Al2(SO4)3	342		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
14	polímero				0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
15	hidróxido de alumínio	Al(OH)3	78		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
16	sal de alumínio	Al(C18H31O2)3	864		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
					1095,5	41,6	922,8	172,7	172,7	85,1	22,4	0,0	87,6	68,3	19,3	391,4	391,4
	temperatura	°C			70	45,93	70	63	50	50	25		70	70	65	61,7	85
					82,1								50				
					q+	q+ aquec	q- cond	q-				q+	q+ aquec	q- cond			q+
					-8794,53		65632	-66419	-1753,28				1612,686	4297	-4335		6433,13

Componentes				Correntes (i)											
j	nome	fórmula	kg/kmol	F	48	49	60	61	62	63	64	65	66	67	68
1	sal de sódio	NaC18H31	302		290,3	101,1	1981,2	990,6	990,6	28,4	1019,0	24,2	0,003	1043,2	586,7
2	água	H2O	18		0,0	13,2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
3	ácido graxo	C18H32O2	280		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142		0,0	17,7	159,1	79,6	79,6	0,0	119,9	0,0	0,0	130,0	0,0
5	etanol	C2H6O	46		277,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98		0,0	6,5	55,7	27,9	27,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
7	éster de ác.grax	C20H36O2	308		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
8	soda	NaOH	40		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	28,4	5,7	0,0	0,0	0,0	0,0
9	óleo soja	C57H98O6	878		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
10	glicerol	C3H8O3	92		0,0	18,4	36,9	18,4	18,4	0,0	18,4	0,0	0,0	18,4	0,0
11	fosfatídeo	C33H70O4HP	739		0,0	0,0	120,0	60,0	60,0	0,0	60,0	0,0	0,0	60,0	0,0
12	ciclohexano	C6H12	84		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
13	sulfato de alum	Al2(SO4)3	342		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	24,2	0,0	16,1	0,0
14	polímero				0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,003	0,0	0,0
15	hidróxido alumín	Al(OH)3	78		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	3,7	0,0
16	sal de alumínio	Al(C18H31	864		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
					290,3	101,1	1981,2	990,6	990,6	28,4	1019,0	24,2	0,0	1043,2	586,7
temperatur °C					78	85	65	65	65	65	64,7	65	65	64,6	64,6
q+ aquec					86470			1981,2							
q- cond						-87805									

Componentes				Correntes (i)						
j	nome	fórmula	kg/kmol	F	69	70	71	72	73	74
1	sal de sódio	NaC18H31	302		456,5	220,8	235,6	822,4	801,9	20,5
2	água	H2O	18		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
3	ácido graxo	C18H32O2	280		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142		130,0	130,0	0,0	0,0	0,0	0,0
5	etanol	C2H6O	46		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
7	éster de ác.grax	C20H36O2	308		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
8	soda	NaOH	40		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
9	óleo soja	C57H98O6	878		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
10	glicerol	C3H8O3	92		18,4	0,0	18,4	18,4	0,0	18,4
11	fosfatídeo	C33H70O4HP	739		60,0	60,0	0,0	0,0	0,0	0,0
12	ciclohexano	C6H12	84		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
13	sulfato de alum	Al2(SO4)3	342		16,1	16,1	0,0	0,0	0,0	0,0
14	polímero				0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
15	hidróxido alumín	Al(OH)3	78		3,7	3,7	0,0	0,0	0,0	0,0
16	sal de alumínio	Al(C18H31	864		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
					456,5	220,8	235,6	822,4	801,9	20,5
temperatur °C					64,6	64,6	64,6	105	98	102
								64,6		
								q+	q+ aquec	q- cond
								32814,33	468801	-474448

Equação 24:

$$T_s = Q_e / (m_s \cdot c_s) \quad (24)$$

O Calor (kcal/h) de cada componente e corrente:

Com as vazões mássicas e temperaturas de cada corrente, calculamos o calor Q (kcal/h), conforme a planilha a seguir, (e o calor específico médio de cada corrente foi calculado através da ponderação do calor específico de cada componente e sua fração mássica).

Componentes			Correntes (i)													
j	nome	fórmula	c	1	1a	2	2a	3	4	5	6	7	8	9	10a	10
1	sal de sódio	NaC18H31O	0,500	3125		0	0	0	13158	0	0	0	0	0	0	0
2	água	H2O	1,000	12500		25422	80898	0	160945	160945	104614	0	0	0	45	171
3	ácido graxo	C18H32O2	0,500	0		0	0	0	0	12199	0	7930	7930	0	0	0
4	sulfato de sódio	Na2SO4	1,000	0		0	6048	0	9725	15912	10343	0	0	0	0	0
5	etanol	C2H6O	0,641	0		0	0	0	0	0	0	0	0	0	14572	55898
6	ácido sulfúrico	H2SO4	0,997	0		0	2111	1596	9810	5554	3610	0	0	162	0	0
7	éster de ácido graxo	C20H36O2	0,500	0		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
8	soda	NaOH	0,782	0		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
9	óleo soja	C57H98O6	0,440	2090		0	0	0	8360	8360	0	5434	5434	0	0	0
10	glicerol	C3H8O3	0,500	0		0	701	0	1845	1845	1199	0	0	0	0	0
11	fosfatídeo	C39H79O4HPO4	0,500	750		0	2281	0	6000	6000	3900	0	0	0	0	0
			kcal/h	18465	0	25422	92039	1596	209843	210815	123666	13364	13364	162	14616	56070

Componentes			Correntes (i)												
j	nome	fórmula	c	11	12	12a	13	14	15	16	17	18	19	20	
1	sal de sódio	NaC18H31O	0,500	0	0	0	0	0	0	0	0	329	329	0	
2	água	H2O	1,000	156	1458	1430	1287	143	0	1	144	124	124	0	
3	ácido graxo	C18H32O2	0,500	10656	533	523	0	523	0	0	518	0	0	0	
4	sulfato de sódio	Na2SO4	1,000	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
5	etanol	C2H6O	0,641	50914	48615	47697	4770	42927	0	195	43221	25435	501	24934	
6	ácido sulfúrico	H2SO4	0,997	567	567	556	556	0	0	0	0	0	0	0	
7	éster de ácido graxo	C20H36O2	0,500	0	12009	13879	0	13879	0	0	13759	8097	0	8097	
8	soda	NaOH	0,782	0	0	0	0	0	34	0	116	0	0	0	
9	óleo soja	C57H98O6	0,440	7303	6572	6580	0	6580	0	0	6523	3839	0	3839	
10	glicerol	C3H8O3	0,500	0	87	85	85	0	0	0	0	0	0	0	
11	fosfatídeo	C39H79O4HPO4	0,500	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
			kcal/h	69596	69840	70750	6698	64052	34	196	64281	37823	954	36869	

Componentes			Correntes (i)												
j	nome	fórmula	c	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30		
1	sal de sódio	NaC18H31O	0,500	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
2	água	H2O	1,000	3	0	5	5	0	3	11	222	9745	5462		
3	ácido graxo	C18H32O2	0,500	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
4	sulfato de sódio	Na2SO4	1,000	0	0	0	0	0	0	0	833	0	928		
5	etanol	C2H6O	0,641	879	0	25955	25186	0	1073	26403	26403	0	29414		
6	ácido sulfúrico	H2SO4	0,997	0	0	0	0	304	0	573	0	0	0		
7	éster de ácido graxo	C20H36O2	0,500	0	0	7874	11891	0	0	11512	11512	0	12825		
8	soda	NaOH	0,782	0	195	379	379	0	0	367	0	0	0		
9	óleo soja	C57H98O6	0,440	0	0	3733	373	0	0	361	361	0	403		
10	glicerol	C3H8O3	0,500	0	0	0	400	0	0	387	387	0	431		
11	fosfatídeo	C39H79O4HPO4	0,500	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
			kcal/h	882	195	37946	38235	304	1076	39615	39719	9745	49464		

Componentes			Correntes (i)						
j	nome	fórmula	c	31	32	33	34	35	36
1	sal de sódio	NaC18H31O	0,500	0	0	0	0	0	0
2	água	H2O	1,000	2132	6351	5081	0	0	0
3	ácido graxo	C18H32O2	0,500	0	0	0	0	0	0
4	sulfato de sódio	Na2SO4	1,000	928	0	0	0	0	0
5	etanol	C2H6O	0,641	5883	44873	35898	0	0	0
6	ácido sulfúrico	H2SO4	0,997	0	0	0	0	0	0
7	éster de ácido graxo	C20H36O2	0,500	0	24457	0	8560	856	7704
8	soda	NaOH	0,782	0	0	0	0	0	0
9	óleo soja	C57H98O6	0,440	0	768	0	269	54	215
10	glicerol	C3H8O3	0,500	431	0	0	0	0	0
11	fosfatídeo	C39H79O4HPO4	0,500	0	0	0	0	0	0
			kcal/h	9374	76449	40979	8829	910	7919

j	Componentes			F	Correntes (i)											
	nome	fórmula	kcal/(kg°C)		37	38	39	40	41	42	38a	42b	43	44	45	46
1	sal de sódio	NaC18H31	0,500		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	406
2	água	H2O	1,000		5596	165	127	5036	3997	400	0	0	5036	4784	234	3587
3	ácido graxo	C18H32O2	0,500		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
4	sulfato de sódio	Na2SO4	1,000		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1091
5	etanol	C2H6O	0,641		44134	179	41327	2453	1947	1752	0	0	273	0	253	10972
6	ácido sulfúrico	H2SO4	0,997		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	400
7	éster de ác.grax	C20H36O2	0,500		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
8	soda	NaOH	0,782		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
9	óleo soja	C57H98O6	0,440		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
10	glicerol	C3H8O3	0,500		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	569
11	fosfatídeo	C39H70O4HP	0,500		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
12	ciclohexano	C6H12	0,500		1119	734	0	1007	799	560	280	0	336	0	312	0
13	sulfato de alum	Al2(SO4)3	1,000		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
14	polímero		1,000		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
15	hidróxido alumín	Al(OH)3	0,782		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
16	sal de alumínio	Al(C18H31	1,000		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
					50849	1078	41453	8497	6743	2712	280	0	5644	4784	799	17026

j	Componentes			F	Correntes (i)											
	nome	fórmula	kcal/(kg°C)		47	48	49	60	61	62	63	64	65	66		
1	sal de sódio	NaC18H31	0,500		559	0	559	0	0	0	0	0	0	0	0	0
2	água	H2O	1,000		4943	1001	3852	104614	52307	52307	0	52699	0	0	0	0
3	ácido graxo	C18H32O2	0,500		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
4	sulfato de sódio	Na2SO4	1,000		1504	0	1504	10343	5171	5171	0	7755	0	0	0	0
5	etanol	C2H6O	0,641		15118	13873	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
6	ácido sulfúrico	H2SO4	0,997		552	0	552	3610	1805	1805	0	0	0	0	0	0
7	éster de ác.grax	C20H36O2	0,500		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
8	soda	NaOH	0,782		0	0	0	0	0	0	1444	286	0	0	0	0
9	óleo soja	C57H98O6	0,440		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
10	glicerol	C3H8O3	0,500		784	0	784	1199	600	600	0	596	0	0	0	0
11	fosfatídeo	C39H70O4HP	0,500		0	0	0	3900	1950	1950	0	1940	0	0	0	0
12	ciclohexano	C6H12	0,500		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
13	sulfato de alum	Al2(SO4)3	1,000		0	0	0	0	0	0	0	0	0	1573	0	0
14	polímero		1,000		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
15	hidróxido alumín	Al(OH)3	0,782		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
16	sal de alumínio	Al(C18H31	1,000		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
					23459	14874	7251	123666	61833	61833	1444	63277	1573	0	0	0

j	Componentes			F	Correntes (i)											
	nome	fórmula	kcal/(kg°C)		67	68	69	70	71	72	73	74				
1	sal de sódio	NaC18H31	0,500		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
2	água	H2O	1,000		52683	37929	14754	714	14040	84411	78583	209	0	0	0	0
3	ácido graxo	C18H32O2	0,500		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
4	sulfato de sódio	Na2SO4	1,000		8402	0	8402	8402	0	0	0	0	0	0	0	0
5	etanol	C2H6O	0,641		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
6	ácido sulfúrico	H2SO4	0,997		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
7	éster de ác.grax	C20H36O2	0,500		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
8	soda	NaOH	0,782		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
9	óleo soja	C57H98O6	0,440		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
10	glicerol	C3H8O3	0,500		596	0	596	0	596	968	0	941	0	0	0	0
11	fosfatídeo	C39H70O4HP	0,500		1939	0	1939	1939	0	0	0	0	0	0	0	0
12	ciclohexano	C6H12	0,500		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
13	sulfato de alum	Al2(SO4)3	1,000		1043	0	1043	1043	0	0	0	0	0	0	0	0
14	polímero		1,000		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
15	hidróxido alumín	Al(OH)3	0,782		186	0	186	186	0	0	0	0	0	0	0	0
16	sal de alumínio	Al(C18H31	1,000		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
					64850	37929	26921	12284	14637	85380	78583	1150	0	0	0	0

Equação 24a:

$$ms^*cs^*Ts = Qe$$

(24a)

O calor específico (kcal/(kg.°C)) de cada componente e de cada corrente (também o vapor consumido e a água de refrigeração em cada corrente):

Componentes			Correntes (i)													
j	nome	fórmula	c kcal/(kg°C)	1	1a	2	2a	3	4	5	6	7	8	9	10a	10
1	sal de sódio	NaC18H31O	0,500	0,125	0,119	0,000	0,000	0,000	0,054	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
2	água	H2O	1,000	0,500	0,495	1,000	0,851	0,000	0,666	0,666	0,812	0,000	0,000	0,000	0,000	0,002
3	ácido graxo	C18H32O2	0,500	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,051	0,000	0,281	0,281	0,000	0,000	0,000
4	sulfato de sódio	Na2SO4	1,000	0,000	0,016	0,000	0,064	0,000	0,040	0,066	0,080	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
5	etanol	C2H6O	0,641	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,640	0,640
6	ácido sulfúrico	H2SO4	0,997	0,000	0,006	0,000	0,022	0,997	0,041	0,023	0,028	0,000	0,000	0,997	0,000	0,000
7	éster de ác.graxo	C20H36O2	0,500	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
8	soda	NaOH	0,782	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
9	óleo soja	C57H98O6	0,440	0,084	0,076	0,000	0,000	0,000	0,035	0,035	0,000	0,193	0,193	0,000	0,000	0,000
10	glicerol	C3H8O3	0,500	0,000	0,008	0,000	0,007	0,000	0,008	0,008	0,009	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
11	fosfatídeo	C39H72O4HPO	0,500	0,030	0,027	0,000	0,024	0,000	0,025	0,025	0,030	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
			c méd.	0,739	0,748	1,000	0,969	0,997	0,869	0,873	0,960	0,474	0,474	0,997	0,642	0,642
	vapor	kg/h		0		0		0	205	0		0	0	0	0	0
	água conde:	kg/h		0		0		0		0	14757	0	0	0	0	0

Componentes			Correntes (i)											
j	nome	fórmula	c kcal/(kg°C)	11	12	12a	13	14	15	16	17	18	19	20
1	sal de sódio	NaC18H31O	0,500	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,005	0,210	0,000
2	água	H2O	1,000	0,001	0,012	0,012	0,136	0,001	0,000	0,002	0,001	0,002	0,079	0,000
3	ácido graxo	C18H32O2	0,500	0,090	0,005	0,004	0,000	0,005	0,000	0,000	0,005	0,000	0,000	0,000
4	sulfato de sódio	Na2SO4	1,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
5	etanol	C2H6O	0,641	0,431	0,412	0,396	0,504	0,387	0,000	0,640	0,389	0,389	0,321	0,391
6	ácido sulfúrico	H2SO4	0,997	0,005	0,005	0,005	0,059	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
7	éster de ác.graxo	C20H36O2	0,500	0,000	0,102	0,115	0,000	0,125	0,000	0,000	0,124	0,124	0,000	0,127
8	soda	NaOH	0,782	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,782	0,000	0,001	0,000	0,000	0,000
9	óleo soja	C57H98O6	0,440	0,062	0,056	0,055	0,000	0,059	0,000	0,000	0,059	0,059	0,000	0,060
10	glicerol	C3H8O3	0,500	0,000	0,001	0,001	0,009	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
11	fosfatídeo	C39H72O4HPO	0,500	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
			c méd.	0,589	0,592	0,588	0,708	0,578	0,782	0,642	0,579	0,579	0,610	0,578
	vapor	kg/h		0	0	0		0	0	0	0		0	0
	água conde:	kg/h			0		0		0	0	0	5290	0	0

Componentes			Correntes (i)											
j	nome	fórmula	c kcal/(kg°C)	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	
1	sal de sódio	NaC18H31O	0,500	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
2	água	H2O	1,000	0,002	0,000	0,000	0,000	0,000	0,002	0,000	0,003	1,000	0,069	
3	ácido graxo	C18H32O2	0,500	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
4	sulfato de sódio	Na2SO4	1,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,012	0,000	
5	etanol	C2H6O	0,641	0,640	0,000	0,398	0,386	0,000	0,640	0,395	0,395	0,000	0,369	
6	ácido sulfúrico	H2SO4	0,997	0,000	0,000	0,000	0,000	0,997	0,000	0,009	0,000	0,000	0,000	
7	éster de ác.graxo	C20H36O2	0,500	0,000	0,000	0,121	0,182	0,000	0,000	0,172	0,172	0,000	0,161	
8	soda	NaOH	0,782	0,000	0,782	0,006	0,006	0,000	0,000	0,005	0,000	0,000	0,000	
9	óleo soja	C57H98O6	0,440	0,000	0,000	0,057	0,006	0,000	0,000	0,005	0,005	0,000	0,005	
10	glicerol	C3H8O3	0,500	0,000	0,000	0,000	0,006	0,000	0,000	0,006	0,006	0,000	0,005	
11	fosfatídeo	C39H72O4HPO	0,500	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
			c méd.	0,642	0,782	0,582	0,586	0,997	0,642	0,592	0,594	1,000	0,621	
	vapor	kg/h		0	0	0	0	0		0	0	0	0	
	água conde:	kg/h		0		0	0		0		0	0	0	

i	Componentes			Correntes (i)					
	nome	fórmula	keal/(kg°C)	31	32	33	34	35	36
1	sal de sódio	NaC18H31O	0,500	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
2	água	H2O	1,000	0,163	0,050	0,083	0,000	0,000	0,000
3	ácido graxo	C18H32O2	0,500	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
4	sulfato de sódio	Na2SO4	1,000	0,071	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
5	etanol	C2H6O	0,641	0,449	0,353	0,588	0,000	0,000	0,000
6	ácido sulfúrico	H2SO4	0,997	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
7	éster de ác.graxo	C20H36O2	0,500	0,000	0,193	0,000	0,483	0,467	0,485
8	soda	NaOH	0,782	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
9	óleo soja	C57H98O6	0,440	0,000	0,006	0,000	0,015	0,029	0,014
10	glicerol	C3H8O3	0,500	0,033	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
11	fosfatídeo	C39H79O4HPO4	0,500	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
		c méd.		0,716	0,602	0,671	0,498	0,496	0,498
	vapor	kg/h		0	64	362			0
	água conde:	kg/h		0			42977	3279	0

i	Componentes			F	Correntes (i)											
	nome	fórmula	keal/(kg°C)		37	38	39	40	41	42	38a	42b	43	44	45	46
1	sal de sódio	NaC18H31O	0,500	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,017
2	água	H2O	1,000	0,073	0,086	0,002	0,463	0,463	0,094	0,000	0,000	0,821	1,000	0,187	0,149	
3	ácido graxo	C18H32O2	0,500	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
4	sulfato de sódio	Na2SO4	1,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,045	
5	etanol	C2H6O	0,641	0,576	0,094	0,640	0,226	0,226	0,412	0,000	0,000	0,044	0,000	0,202	0,454	
6	ácido sulfúrico	H2SO4	0,997	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,017	
7	éster de ác.graxo	C20H36O2	0,500	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
8	soda	NaOH	0,782	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
9	óleo soja	C57H98O6	0,440	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
10	glicerol	C3H8O3	0,500	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,024	
11	fosfatídeo	C39H79O4HPO4	0,500	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
12	ciclohexano	C6H12	0,500	0,015	0,384	0,000	0,093	0,093	0,132	0,500	0,000	0,055	0,000	0,249	0,000	
13	sulfato de alum.	Al2(SO4)3	1,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
14	polímero		1,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
15	hidróxido alumín.	Al(OH)3	0,782	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
16	sal de alumínio	Al(C18H31O)3	1,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
		c méd.		0,663	0,564	0,642	0,781	0,781	0,638	0,500	0,000	0,920	1,000	0,638	0,705	
	vapor	kg/h		-16	0	116			0	0	0	3	8		0	
	água cond:	kg/h		1759	0		13284	351	0	0	0			867	0	

i	Componentes			F	Correntes (i)										
	nome	fórmula	keal/(kg°C)		47	48	49	60	61	62	63	64	65	66	
1	sal de sódio	NaC18H31O	0,500	0,017	0,000	0,065	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
2	água	H2O	1,000	0,149	0,044	0,448	0,812	0,812	0,812	0,000	0,800	0,000	0,000		
3	ácido graxo	C18H32O2	0,500	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
4	sulfato de sódio	Na2SO4	1,000	0,045	0,000	0,175	0,080	0,080	0,080	0,000	0,118	0,000	0,000		
5	etanol	C2H6O	0,641	0,454	0,613	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
6	ácido sulfúrico	H2SO4	0,997	0,017	0,000	0,064	0,028	0,028	0,028	0,000	0,000	0,000	0,000		
7	éster de ác.graxo	C20H36O2	0,500	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
8	soda	NaOH	0,782	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,782	0,004	0,000	0,000		
9	óleo soja	C57H98O6	0,440	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
10	glicerol	C3H8O3	0,500	0,024	0,000	0,091	0,009	0,009	0,009	0,000	0,009	0,000	0,000		
11	fosfatídeo	C39H79O4HPO4	0,500	0,000	0,000	0,000	0,030	0,030	0,030	0,000	0,029	0,000	0,000		
12	ciclohexano	C6H12	0,500	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
13	sulfato de alum.	Al2(SO4)3	1,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1,000	0,000		
14	polímero		1,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1,000		
15	hidróxido alumín.	Al(OH)3	0,782	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
16	sal de alumínio	Al(C18H31O)3	1,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000		
		c méd.		0,705	0,657	0,844	0,960	0,960	0,960	0,782	0,960	1,000	1,000		
	vapor	kg/h		11	153		0	0	0	0	0	0	0		
	água cond:	kg/h				17561	0	0	0	0	0	0	0		

j	Componentes			Correntes (i)							
	nome	fórmula	kcal/(kg°C)	67	68	69	70	71	72	73	74
1	sal de sódio	NaCl	0,500	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
2	água	H ₂ O	1,000	0,781	1,000	0,500	0,050	0,922	0,978	1,000	0,100
3	ácido graxo	C ₁₈ H ₃₂ O ₂	0,500	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
4	sulfato de sódio	Na ₂ SO ₄	1,000	0,125	0,000	0,285	0,589	0,000	0,000	0,000	0,000
5	etanol	C ₂ H ₆ O	0,641	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
6	ácido sulfúrico	H ₂ SO ₄	0,997	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
7	éster de ác.graxo	C ₂₀ H ₃₆ O ₂	0,500	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
8	soda	NaOH	0,782	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
9	óleo soja	C ₅₇ H ₉₈ O ₆	0,440	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
10	glicerol	C ₃ H ₈ O ₃	0,500	0,009	0,000	0,020	0,000	0,039	0,011	0,000	0,450
11	fosfatídeo	C ₃₉ H ₇₆ O ₈ PP ₄	0,500	0,029	0,000	0,066	0,136	0,000	0,000	0,000	0,000
12	ciclohexano	C ₆ H ₁₂	0,500	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
13	sulfato de alum.	Al ₂ (SO ₄) ₃	1,000	0,015	0,000	0,035	0,073	0,000	0,000	0,000	0,000
14	polímero		1,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
15	hidróxido alumín.	Al(OH) ₃	0,782	0,003	0,000	0,006	0,013	0,000	0,000	0,000	0,000
16	sal de alumínio	AlCl ₃	1,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
		c méd.		0,962	1,000	0,912	0,861	0,961	0,989	1,000	0,550
		vapor	kg/h	0	0	0	0	0	58	829	
		água cond	kg/h	0	0	0	0	0			94890

Fonte: Elaborado pelo autor

O calor específico de cada corrente foi ponderado pela fração de cada componente na mesma (fração de seu calor específico).

O vapor de consumido nos trocadores foi calculado considerando-se o calor trocado dividido pela entalpia cedida pelo vapor (566 kcal/kg).

A água de refrigeração nos trocadores foi calculada considerando-se o calor trocado dividido pela entalpia absorvida pela água (5 kcal/kg, ou 5°C).

A energia trocada nas colunas de destilação foi calculada conforme modelos a seguir:

Componentes		F em kcal/h, e vapor mecânico em kcal/h										coef. reflivo									
		32		33		34		33a		33b		33c		34a		34b		34c		34d	
		Corrente (t)		T °C		c kcal/(kg°C)		T °C		c kcal/(kg°C)		T °C		c kcal/(kg°C)		T °C		c kcal/(kg°C)		T °C	
F		1270,1		763,6		506,6		848,4		84,8		5065,3		453,3							
1	1 gal de soda (NaCl 18%)	302	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
2	1 litro H ₂ O	18	63,5	63,5	0,0	70,6	7,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
3	300g soda (Na ₂ CO ₃)	280	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
4	1 litro de Na ₂ SO ₄	142	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
5	1 litro de C ₂ H ₆ O	46	700,0	700,0	0,0	771,8	77,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
6	1 litro de Na ₂ SO ₄	38	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
7	1 litro de C ₂ H ₆ O	308	483,1	0,0	483,1	0,0	0,0	4831,5	4402,3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
8	1 litro de NaOH	40	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
9	1 litro de C ₂ H ₆ O	878	17,4	0,0	17,4	0,0	0,0	174,5	157,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
10	1 litro de C ₂ H ₆ O	32	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0

BALANÇO DE ENERGIA

Componentes		F em kcal/h, e análise em kcal/h										Corrente (t)									
		32		33		34		33a		33b		33c		34a		34b		34c		34d	
		kcal/(kg°C)		T °C		c kcal/(kg°C)		T °C		c kcal/(kg°C)		T °C		c kcal/(kg°C)		T °C		c kcal/(kg°C)		T °C	
F		7644,9				25225		260418		4553		252250		438666							
1	1 gal de soda (NaCl 18%)	302	0,500	100	0	0,5	80	0	0	0,5	80,0	0	0,5	100,0	0	0,5	190	0	0,5	190	0
2	1 litro H ₂ O	18	1,000	100	6351	1,0	80	5081	0	631	44431	0	631	80,0	565	1,0	190	0	1,0	190	0
3	300g soda (Na ₂ CO ₃)	280	0,500	100	0	0,5	80	0	0	0	80,0	0	0	80,0	0	0,5	190	0	0,5	190	0
4	1 litro de Na ₂ SO ₄	142	1,000	100	0	1,0	80	0	0	0	80,0	0	0	80,0	0	1,0	190	0	1,0	190	0
5	1 litro de C ₂ H ₆ O	46	0,641	100	44873	0,6	80	35838	0	278	21527	0	278	80,0	3383	0,6	190	0	0,6	190	0
6	1 litro de Na ₂ SO ₄	38	0,397	100	0	1,0	80	0	0	0	80,0	0	0	80,0	0	1,0	190	0	1,0	190	0
7	1 litro de C ₂ H ₆ O	308	0,500	100	24457	0,5	80	0	0	24457	0	0	0	80,0	0	0,5	190	0	0,5	190	0
8	1 litro de NaOH	40	0,782	100	0	0,8	80	0	0	0	80,0	0	0	80,0	0	0,8	190	0	0,8	190	0
9	1 litro de C ₂ H ₆ O	878	0,440	100	768	0,4	80	0	0	768	0	0	0	80,0	0	0,4	190	0	0,4	190	0
10	1 litro de C ₂ H ₆ O	32	0,500	100	0	0,5	80	0	0	0	80,0	0	0	80,0	0	0,5	190	0	0,5	190	0

B33cond = 833a-833b-833
B33con = 214886 kcal/h

833a + 834aque = 833 + 833cond + 834
ou
834aque = 833 + 833cond + 834 - 833a
B34oper = 204641 kcal/h
ou
832a + 834aque - 833 - 833cond - 834 = 0

0

c m. 0,4373

Coluna de Destilação - C3				C3				j32*k30		L32*M30	
				F em kg/h, e frações mássicas				coef.refluxo			
				Correntes (i)							
				43	45	44	45a	45b	44a	44b	
j	Componentes	fórmula	kg/kmol	F							
1	sal de sódio	NaC18H31O2	302	87,6	19,3	68,3	24,1	4,8	683,5	615,1	
2	água	H2O	18	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
3	ácido graxo	C18H32O2	280	0,8212	0,1867	1,0000	0,1867	0,1867	1,0000	1,0000	
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
5	etanol	C2H6O	46	0,0693	0,3154	0,0000	0,3154	0,3154	0,0000	0,0000	
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
7	éster de ác.graxo	C20H36O2	308	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
8	soda	NaOH	40	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
9	óleo soja	C57H98O6	878	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
10	glicerol	C3H8O3	92	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
11	ciclohexano	C6H12	84	0,1095	0,4979	0,0000	0,4979	0,4979	0,0000	0,0000	
12	sulfato de alumín	Al2(SO4)3	342	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
13	polímero			0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
14	hidróxido alumin	Al(OH)3	78	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
15	sal de alumínio	Al(C18H31O2)	864	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
F43 = F44 + F45				1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	
F44a = F44 + F44b											
F45a = F45 + F45b											

F em kcal/h, e valores mássicos em kcal/h e coef.refluzo

Componentes	Fórmula	kcal/mol	Correntes (1)														
			43	44	45a	45b	44a	44b	45c	45d	44c	44d	45e	45f	44e	44f	
1	sal de sódio	NaCl	87,6	19,3	66,3	24,1	4,8	683,5	615,1								
2	água	H2O	71,9	3,6	68,3	4,5	0,3	683,5	615,1								
3	ácido oxálico	C2O4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0								
4	salifato de sódio	Na2SO4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0								
5	etanol	C2H5OH	6,1	6,1	0,0	7,6	1,5	0,0	0,0								
6	ácido sulfúrico	H2SO4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0								
7	éster de açúcar	C20H36O2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0								
8	soda	NaOH	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0								
9	óleo zeis	C57H86O6	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0								
10	glicícol	C2H6O3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0								
11	ciclohexano	C6H12	3,6	3,6	0,0	12,0	2,4	0,0	0,0								
12	salifato de alumínio	Al2(SO4)3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0								
13	polímero		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0								
14	hidróxido de alumínio	Al(OH)3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0								
15	sal de alumínio	AlCl3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0								

BALANÇO DE ENERGIA

F em kcal/h, e entalpis em kcal/h

Componentes	Fórmula	kcal/mol	Correntes (1)															
			43	44	45a	45b	44a	44b	45c	45d	44c	44d	45e	45f	44e	44f		
1	sal de sódio	NaCl	0,500	70	0	0,5	65	0	0	0	4784	4784	0	0	0	0	0	0
2	água	H2O	1,000	70	5036	1,0	65	234	0	4784	631	2835	1,0	65,0	58	1,0	70,0	4784,3
3	ácido oxálico	C2O4	0,500	70	0	0,5	65	0	0	0	0	0	0,5	65,0	0	0,5	70,0	0
4	salifato de sódio	Na2SO4	1,000	70	0	1,0	65	0	0	0	0	0	1,0	65,0	0	1,0	70,0	0
5	etanol	C2H5OH	0,641	70	273	0,6	65	253	0	0	218	2108	0,6	65,0	63	0,6	70,0	0
6	ácido sulfúrico	H2SO4	0,397	70	0	1,0	65	0	0	0	0	0	1,0	65,0	0	1,0	70,0	0
7	éster de açúcar	C20H36O2	0,500	70	0	0,5	65	0	0	0	0	0	0,5	65,0	0	0,5	70,0	0
8	soda	NaOH	0,440	70	0	0,4	65	0	0	0	0	0	0,4	65,0	0	0,4	70,0	0
9	óleo zeis	C57H86O6	0,500	70	0	0,5	65	0	0	0	0	0	0,5	65,0	0	0,5	70,0	0
10	glicícol	C2H6O3	0,500	70	336	0,5	65	312	0	0	0	0	0,5	65,0	78	0,5	70,0	0
11	ciclohexano	C6H12	1,000	70	0	1,0	65	0	0	0	0	0	1,0	65,0	0	1,0	70,0	0
12	salifato de alumínio	Al2(SO4)3	1,000	70	0	1,0	65	0	0	0	0	0	1,0	65,0	0	1,0	70,0	0
13	polímero		0,822	70	0	1,0	65	0	0	0	0	0	1,0	65,0	0	1,0	70,0	0
14	hidróxido de alumínio	Al(OH)3	1,000	70	0	1,0	65	0	0	0	0	0	1,0	65,0	0	1,0	70,0	0
15	sal de alumínio	AlCl3	1,000	70	0	1,0	65	0	0	0	0	0	1,0	65,0	0	1,0	70,0	0

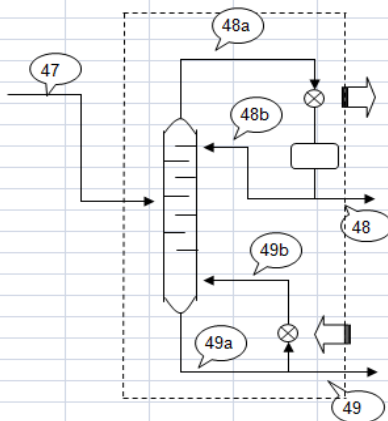
$Q_{45cond} = Q_{45a} - Q_{45b} - Q_{45c}$
 $Q_{45con} = 4335 \text{ kcal/h}$

$Q_{44} = Q_{44a} + Q_{44c} + Q_{44e} + Q_{44f}$
 $Q_{44} = 4297 \text{ kcal/h}$

$Q_{44} = Q_{44a} + Q_{44c} + Q_{44e} + Q_{44f} = 0$

c m 10,000

Coluna de Destilação - C4				C4				j32*k30		L32*M30	
				F em kg/h , e frações mássicas						coef.refluxo	
				Correntes (i)							
				47	48	49	48a	48b	49a	49b	
j	Componentes	fórmula	kg/kmol	F	47	48	49	48a	48b	49a	49b
	nome				391,4	290,3	101,1	362,9	72,6	3370,8	3269,7
1	sal de sódio	NaC18H31O2	302		0,0336	0,0000	0,1301	0,0000	0,0000	0,1301	0,1301
2	água	H2O	18		0,1486	0,0442	0,4481	0,0442	0,0442	0,4481	0,4481
3	ácido graxo	C18H32O2	280		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
4	sulfato de sódio	Na2SO4	142		0,0452	0,0000	0,1750	0,0000	0,0000	0,1750	0,1750
5	etanol	C2H6O	46		0,7089	0,9558	0,0000	0,9558	0,9558	0,0000	0,0000
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98		0,0166	0,0000	0,0644	0,0000	0,0000	0,0644	0,0644
7	éster de ác.graxo	C20H36O2	308		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
8	soda	NaOH	40		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
9	óleo soja	C57H98O6	878		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
10	glicerol	C3H8O3	92		0,0471	0,0000	0,1824	0,0000	0,0000	0,1824	0,1824
	F47 = F48 + F49				1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
	F48a = F48 + F48b										
	F49a = F49 + F49b										



i	Componentes		F em kcal/h, c vazões misteas em kcal/h										coef refluxo										
	nome	fórmula	kcal/mol	47	48	49	49a	49b	49c	49d	49e	49f	49g	49h	49i	49j	49k	49l	49m	49n			
	F																						
1	sal de sódio	NaClH3O2	302	3914	240,3	1011	362,9	72,6	3370,8	3363,7													
2	água	H2O	18	13,2	0,0	13,2	0,0	0,0	433,6	443,4													
3	ácido graxo	C18H32O2	280	56,2	12,8	45,3	16,0	3,2	1510,6	1463,3													
4	salato de sódio	Na2SO4	142	11,7	0,0	11,7	0,0	0,0	363,7	372,0													
5	etanol	C2H6O	46	271,5	271,5	0,0	346,8	634	0,0	2710	2015												
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98	6,5	0,0	6,5	0,0	0,0	210	2015													
7	leite de açúcar	C20H36O2	308	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0													
8	zoads	NaOH	40	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0													
9	óleo zeja	C57H98O6	878	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0													
10	glicerol	C3H8O3	92	18,4	0,0	18,4	0,0	0,0	614,3	536,4													
BALANÇO DE ENERGIA																							
	F em kcal/h, c vazões em kcal/h																						
	Correntes (i)			47	48	49	49a	49b	49c	49d	49e	49f	49g	49h	49i	49j	49k	49l	49m	49n			
i	Componentes	fórmula	kcal/mol	c	T	Q	c	T	Q	c	T	Q	c	T	Q	c	T	Q	c	T	Q		
1	sal de sódio	NaClH3O2	302	0,900	85	559	0,5	78	0	0,5	85	559	0	0,5	85,0	0,5	85,0	18640	0,5	116	24750		
2	água	H2O	18	1,000	85	4943	1,0	78	1001	1,0	85	3632	631	1,0	85,0	1,0	85,0	128401	1,0	116	170468		
3	ácido graxo	C18H32O2	280	0,900	85	0	0,5	78	0	0,5	85	0	0	0,5	85,0	0	0,5	116	0	0,5	116	0	
4	salato de sódio	Na2SO4	142	1,000	85	504	1,0	78	0	1,0	85	504	0	1,0	85,0	0	1,0	50127	1,0	116	66558		
5	etanol	C2H6O	46	0,641	85	1518	0,6	78	1373	0,6	85	0	278	0,6	85,0	0,6	85,0	3468	0,6	116	0		
6	ácido sulfúrico	H2SO4	98	0,337	85	552	1,0	78	0	1,0	85	552	0	1,0	85,0	1,0	85,0	18385	1,0	116	24412		
7	leite de açúcar	C20H36O2	308	0,900	85	0	0,5	78	0	0,5	85	0	0	0,5	85,0	0	0,5	116	0	0,5	116	0	
8	zoads	NaOH	40	0,782	85	0	0,8	78	0	0,8	85	0	0	0,8	85,0	0	0,8	85,0	0	0,8	116	0	
9	óleo zeja	C57H98O6	878	0,440	85	0	0,4	78	0	0,4	85	0	0	0,4	85,0	0	0,4	85,0	0	0,4	116	0	
10	glicerol	C3H8O3	92	0,900	85	784	0,5	78	0	0,5	85	784	0	0,5	85,0	0,5	85,0	26132	0,5	116	34638		
046cond = 046s + 046b + 046																							
048con 87805 kcal/h																							
047 + 048aquec = 048 + 048cond + 049																							
ou																							
049aquec = 048 + 048cond + 049 - 047																							
049sqr 86470 kcal/h																							
ou																							
047 + 048aquec - 048 - 048cond - 049 = 0																							
0																							
c 049b = 049s + 049aquec - 049																							
c π 0,8435																							

Resumo das vazões de vapor e água de refrigeração:

566	kcal/kg p/ 9 bar a											
-5	°C de delta t											
488	U kcal/(h.m².°C)											
		processo	desid.	ETA	total					Colunas	%	
	total vapor kg/h	632	275	887	1794	kg/h vapor				1673	93,3	
	total ág.con kg/h	66303	33821	94890	195014	kg/h ág.condensador				169578	87,0	

ANEXO A – Dados agrícolas USDA

Tabela 32 – Resumo de produção da safra mundial

Table 01 World Crop Production Summary
1000 Metric Tons

Commodity	World	Total Foreign		North America		EU-27	Former Soviet Russia	Ukraine	China	India	Asia (WAP)		Thailand	South America	Brazil	Australia	Selected Other	All Others	
		United States	Canada	Mexico	Pakistan						Indonesia								
---Million metric tons---																			
Wheat																			
2005/06	621.5	564.2	57.3	25.7	3.0	132.4	47.7	18.7	97.5	68.6	nr	21.6	nr	14.5	4.9	25.2	1.9	18.5	84.0
2006/07 prel.	593.2	543.9	49.3	25.3	3.2	124.8	44.9	14.0	104.5	69.4	nr	21.7	nr	15.2	2.2	10.6	2.1	17.5	88.5
2007/08 proj.																			
Feb	603.6	547.3	56.2	20.1	3.4	119.5	49.4	13.9	106.0	74.9	nr	23.0	nr	15.5	3.4	13.0	1.8	15.5	88.0
Mar	605.0	548.7	56.2	20.1	3.4	119.6	49.4	13.9	106.0	75.8	nr	23.0	nr	15.5	3.8	13.1	1.8	15.5	87.8
Coarse Grains																			
2005/06	977.3	678.6	298.8	25.0	25.8	146.7	27.6	18.1	147.7	34.0	6.5	1.8	4.1	19.2	44.2	13.5	7.3	11.9	145.0
2006/07 prel.	979.7	699.5	280.1	23.1	28.7	138.3	30.2	19.2	133.5	32.5	6.7	2.0	3.9	27.5	53.2	6.6	7.8	10.9	155.4
2007/08 proj.																			
Feb	1,051.9	700.8	351.1	27.8	29.8	136.6	29.3	14.6	133.4	35.7	7.0	2.0	3.9	26.7	52.9	9.4	11.5	10.0	150.2
Mar	1,056.1	705.1	351.1	27.8	29.8	136.6	29.3	14.6	133.6	36.0	7.0	2.0	3.9	26.7	55.9	9.7	11.5	10.0	150.7
Rice, Milled																			
2005/06	417.6	410.5	7.1	nr	0.2	1.7	0.4	0.1	126.4	91.8	35.0	5.5	18.2	0.8	7.9	0.7	nr	0.4	121.6
2006/07 prel.	418.2	412.0	6.2	nr	0.2	1.7	0.4	0.1	127.8	93.4	33.3	5.2	18.3	0.7	7.7	0.1	nr	0.4	122.8
2007/08 proj.																			
Feb	420.6	414.3	6.3	nr	0.2	1.7	0.5	0.1	129.5	92.0	34.0	5.4	18.6	0.8	8.0	0.0	nr	0.4	123.2
Mar	422.9	416.6	6.3	nr	0.2	1.7	0.5	0.1	129.5	94.0	34.0	5.4	18.6	0.8	8.0	0.0	nr	0.4	123.5
Total Grains																			
2005/06	2,016.4	1,653.3	363.2	50.7	29.0	200.8	75.7	36.9	371.6	194.5	41.5	29.0	22.3	34.5	56.9	39.4	9.2	30.8	350.6
2006/07 prel.	1,991.1	1,655.4	335.7	48.4	32.2	204.8	75.5	33.2	385.8	195.2	40.0	28.9	22.1	43.4	63.1	17.3	9.9	28.9	366.6
2007/08 proj.																			
Feb	2,076.1	1,662.5	413.6	47.9	33.4	237.8	79.2	28.6	388.9	202.6	41.0	30.4	22.5	43.0	64.2	22.4	13.2	25.9	361.5
Mar	2,084.1	1,670.5	413.6	47.9	33.4	258.0	79.2	28.6	389.1	205.8	41.0	30.4	22.5	43.0	67.7	22.8	13.2	25.9	362.0
Oilseeds																			
2005/06	391.8	296.3	95.5	12.9	0.7	23.6	7.4	5.6	57.2	30.6	7.7	5.1	0.5	45.0	59.1	2.5	1.1	2.0	35.2
2006/07 prel.	408.0	311.4	96.6	12.6	0.6	24.4	6.0	6.8	59.1	29.9	7.9	5.3	0.6	53.2	62.0	1.1	0.6	2.2	37.2
2007/08 proj.																			
Feb	390.1	310.1	80.0	11.6	0.6	24.2	7.0	6.0	55.6	33.5	8.2	4.7	0.6	52.2	63.6	1.2	1.0	1.9	38.2
Mar	390.1	310.1	80.0	11.6	0.6	24.4	7.0	6.0	54.3	34.2	8.2	4.9	0.6	52.3	64.1	1.4	1.0	1.9	37.6
Cotton																			
2005/06	117.7	93.8	23.9	nr	0.6	2.5	nr	nr	29.5	19.1	0.0	10.2	0.0	0.6	4.7	2.8	0.1	3.6	20.1
2006/07 prel.	122.1	100.5	21.6	nr	0.7	1.6	nr	nr	35.5	21.8	0.0	9.9	0.0	0.8	7.0	1.4	0.1	3.9	17.9
2007/08 proj.																			
Feb	119.2	100.2	19.0	nr	0.7	1.6	nr	nr	35.5	24.5	0.0	8.6	0.0	0.7	7.2	0.6	0.1	3.3	17.4
Mar	118.9	99.9	19.0	nr	0.7	1.6	nr	nr	35.0	24.5	0.0	9.0	0.0	0.7	7.1	0.6	0.1	3.2	17.4

1/ Includes wheat, coarse grains, and rice (milled) shown above.

Tabela 33 – Produção, área plantada e rendimento - soja

Country / Region	Area (Million hectares)						Yield (Metric tons per hectare)						Production (Million metric tons)						Change in Production			
	2005/06		2007/08 Proj.		2007/08 Proj.		2005/06		2007/08 Proj.		2007/08 Proj.		2005/06		2007/08 Proj.		2007/08 Proj.		From last month		From last year	
	Prel.	2006/07	Feb	Mar	2007/08 Proj.	2007/08 Proj.	Prel.	2006/07	Feb	Mar	2007/08 Proj.	2007/08 Proj.	Prel.	2006/07	Feb	Mar	2007/08 Proj.	2007/08 Proj.	MMT	Percent	MMT	Percent
World	92.92	94.29	91.29	90.85	21.30	21.30	2.37	2.52	2.41	2.42	2.42	220.59	237.27	220.08	219.65	219.65	219.65	219.65	-0.23	-0.10	-17.42	-7.34
United States	28.83	30.19	25.42	25.42	16.80	16.80	2.91	2.87	2.77	2.77	2.77	83.37	86.77	70.36	70.36	70.36	70.36	70.36	0.00	0.00	-16.41	-18.91
Total Foreign	64.08	64.10	65.87	65.43			2.14	2.35	2.27	2.28	2.28	137.22	150.50	149.72	149.49	149.49	149.49	149.49	-0.23	-0.13	-1.00	-0.67
South America																						
Brazil	22.23	20.70	21.50	21.30	16.80	16.80	2.56	2.85	2.81	2.86	2.86	57.00	59.00	60.50	61.00	61.00	61.00	61.00	0.50	0.83	2.00	3.39
Argentina	15.20	16.30	16.80	16.80	16.80	16.80	2.66	2.99	2.80	2.86	2.86	40.50	48.80	47.00	47.00	47.00	47.00	47.00	0.00	0.00	-1.80	-3.69
Paraguay	2.43	2.40	2.80	2.80	2.80	2.80	1.50	2.58	2.50	2.50	2.50	3.64	6.20	7.00	7.00	7.00	7.00	7.00	0.00	0.00	0.80	12.90
Bolivia	0.95	0.85	0.96	0.73	0.73	0.73	2.17	1.94	1.93	1.44	1.44	2.06	1.65	1.85	1.05	1.05	1.05	1.05	-0.80	-3.24	-0.60	-36.36
Uruguay	0.31	0.37	0.40	0.40	0.40	0.40	2.05	2.13	2.03	2.03	2.03	0.63	0.78	0.81	0.81	0.81	0.81	0.81	0.00	0.00	0.03	4.11
East Asia																						
China, Peoples	9.59	9.28	8.70	8.70	8.70	8.70	1.70	1.72	1.64	1.64	1.64	16.35	15.97	14.30	14.30	14.30	14.30	14.30	0.00	0.00	-1.67	-10.44
Korea, Republic of	0.11	0.09	0.09	0.08	0.08	0.08	1.74	1.73	1.65	1.50	1.50	0.18	0.16	0.14	0.11	0.11	0.11	0.11	-0.03	-18.57	-0.04	-26.92
Korea, Democratic	0.14	0.14	0.14	0.14	0.14	0.14	1.26	1.19	1.19	1.19	1.19	0.17	0.16	0.16	0.16	0.16	0.16	0.16	0.00	0.00	0.00	0.00
Japan	0.13	0.14	0.15	0.15	0.15	0.15	1.69	1.58	1.50	1.50	1.50	0.23	0.23	0.23	0.23	0.23	0.23	0.23	0.00	0.00	0.00	0.00
India	7.80	8.12	8.80	8.80	8.80	8.80	0.90	0.95	1.05	1.06	1.06	7.00	7.69	9.20	9.30	9.30	9.30	9.30	0.10	1.09	1.61	20.94
Canada	1.17	1.20	1.17	1.17	1.17	1.17	2.70	2.88	2.31	2.31	2.31	3.16	3.46	2.70	2.70	2.70	2.70	2.70	0.00	0.00	-0.76	-21.97
Former Soviet Union																						
Ukraine	0.43	0.71	0.63	0.63	0.63	0.63	1.43	1.25	1.03	1.03	1.03	0.61	0.89	0.65	0.65	0.65	0.65	0.65	0.00	0.00	-0.24	-26.97
Russian Federation	0.66	0.82	0.85	0.85	0.85	0.85	1.05	0.91	0.92	0.92	0.92	0.69	0.74	0.78	0.78	0.78	0.78	0.78	0.00	0.00	0.04	5.41
Southeast Asia																						
Indonesia	0.65	0.62	0.60	0.60	0.60	0.60	1.28	1.31	1.30	1.30	1.30	0.83	0.82	0.78	0.78	0.78	0.78	0.78	0.00	0.00	-0.04	-4.29
Vietnam	0.20	0.21	0.28	0.28	0.28	0.28	1.43	1.47	1.46	1.46	1.46	0.29	0.31	0.41	0.41	0.41	0.41	0.41	0.00	0.00	0.10	32.69
Thailand	0.14	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	1.57	1.45	1.52	1.52	1.52	0.23	0.21	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22	0.00	0.00	0.01	4.76
Burma, Union of	0.16	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	1.21	1.17	1.17	1.17	1.17	0.19	0.18	0.18	0.18	0.18	0.18	0.18	0.00	0.00	0.00	0.00
EU-27																						
Italy	0.15	0.18	0.14	0.14	0.14	0.14	3.64	3.10	3.30	3.30	3.30	0.55	0.55	0.45	0.45	0.45	0.45	0.45	0.00	0.00	-0.11	-19.24
France	0.06	0.05	0.04	0.04	0.04	0.04	2.49	2.73	2.86	2.86	2.86	0.14	0.12	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.00	0.00	-0.02	-18.70
Sub-Saharan Africa																						
South Africa, Republic	0.24	0.18	0.17	0.17	0.17	0.17	1.77	1.13	1.76	1.76	1.76	0.42	0.21	0.29	0.29	0.29	0.29	0.29	0.00	0.00	0.08	40.78
Nigeria	0.42	0.43	0.44	0.44	0.44	0.44	1.02	1.02	1.02	1.02	1.02	0.43	0.44	0.45	0.45	0.45	0.45	0.45	0.00	0.00	0.01	2.27
Uganda	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	1.10	1.10	1.10	1.10	1.10	0.17	0.17	0.17	0.17	0.17	0.17	0.17	0.00	0.00	0.00	0.00
Serbia	0.00	0.17	0.15	0.15	0.15	0.15	0.00	2.12	2.20	2.20	2.20	0.00	0.35	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.00	0.00	-0.02	-5.71
Mexico	0.09	0.05	0.07	0.07	0.07	0.07	1.99	1.48	1.54	1.54	1.54	0.19	0.08	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.00	0.00	0.02	25.00
Iran	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	1.38	1.38	1.38	1.38	1.38	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.00	0.00	0.00	0.00
Others	0.60	0.58	0.49	0.49	0.49	0.49	2.40	2.14	1.68	1.68	1.68	1.45	1.24	0.83	0.83	0.83	0.83	0.83	0.00	0.00	-0.42	-33.60

3/11/2008 10:50:22 AM

World and Selected Countries and Regions

Foreign Agricultural Service/USDA
Office of Global Analysis

March 2008

Fonte: United States Department of Agriculture, Foreign Agriculture Service (2008b)

Tabela 34 – Óleo de Soja - distribuição e fornecimento mundial

	2003/04	2004/05	2005/06	2006/07	Feb 2007/08	Mar 2007/08
Production						
United States	7,748	8,782	9,248	9,292	9,530	9,614
Argentina	4,729	5,128	5,998	6,424	7,350	7,375
China, Peoples Republic	4,535	5,421	6,149	6,340	6,800	6,800
Brazil	5,588	5,615	5,430	5,890	5,700	6,085
EU-27	2,531	2,545	2,419	2,600	2,680	2,600
India	996	900	1,050	1,180	1,395	1,415
Mexico	663	635	657	683	690	690
Other	3,383	3,507	3,564	3,839	3,933	3,789
Total	30,173	32,533	34,515	36,248	38,078	38,368
Imports						
China, Peoples Republic	2,728	1,728	1,516	2,404	3,000	3,000
India	906	2,026	1,727	1,403	1,100	1,100
EU-27	57	179	712	958	916	916
Iran	735	741	600	606	650	680
Morocco	328	318	372	382	390	400
Venezuela	302	247	285	364	340	370
Bangladesh	332	228	262	327	347	347
Algeria	20	270	310	281	340	340
Korea, Republic of	211	244	265	302	310	310
Peru	230	263	302	304	310	310
Other	2,480	2,620	2,660	2,421	2,624	2,748
Total	8,329	8,864	9,011	9,752	10,327	10,521
Exports						
Argentina	4,238	4,757	5,597	5,959	6,400	6,300
Brazil	2,718	2,414	2,466	2,462	2,270	2,570
United States	425	600	523	856	884	1,088
Paraguay	251	112	207	383	400	400
EU-27	556	525	269	242	225	190
Malaysia	68	104	89	90	100	100
United Arab Emirates	58	76	56	81	82	82
Other	512	531	609	595	561	437
Total	8,826	9,119	9,816	10,668	10,922	11,167
Domestic Consumption						
China, Peoples Republic	7,157	7,203	7,607	8,600	9,790	9,790
United States	7,650	7,911	8,146	8,502	8,845	8,573
Brazil	2,954	3,115	3,133	3,430	3,498	3,598
EU-27	2,107	2,178	2,869	3,310	3,384	3,343
India	1,885	2,627	2,918	2,598	2,615	2,625
Argentina	394	396	397	570	935	1,085
Mexico	747	781	779	818	828	858
Iran	813	801	800	701	748	775
Japan	720	639	573	577	596	588
Morocco	422	429	449	458	470	480
Korea, Republic of	405	406	418	448	469	469
Taiwan	437	405	396	404	410	410
Venezuela	306	249	295	368	345	375
Bangladesh	366	275	276	336	371	371
Egypt	233	303	351	363	348	348
Other	3,442	3,896	4,106	4,105	4,269	4,261
Total	30,038	31,614	33,513	35,588	37,921	37,949
Ending Stocks						
United States	488	771	1,366	1,317	1,135	1,287
Argentina	511	486	490	385	400	375
Brazil	365	454	313	315	301	332
China, Peoples Republic	341	247	200	250	210	210
EU-27	180	201	194	200	183	183
Other	496	886	679	519	363	372
Total	2,381	3,045	3,242	2,986	2,592	2,759

Most countries are on an October/September Marketing Year (MY). Mexico is on a September/August MY. Peru is on an January/December MY and Paraguay and Bolivia are on a March/February MY.

Foreign Agricultural Service/USDA
Office of Global Analysis

March 2008

Fonte: United States Department of Agriculture, Foreign Agriculture Service (2008a)

Tabela 35 – Farelo de Soja - distribuição e fornecimento mundial

	2003/04	2004/05	2005/06	2006/07	Feb 2007/08	Mar 2007/08
Production						
United States	32,953	36,936	37,416	39,033	39,720	39,720
China, Peoples Republic	20,190	24,026	27,296	28,090	30,150	30,170
Argentina	19,761	21,601	25,012	26,061	30,225	29,900
Brazil	22,360	22,658	21,842	23,684	23,000	24,510
EU-27	11,084	11,194	10,643	11,450	11,800	11,410
India	4,422	4,005	4,772	5,268	6,245	6,315
Mexico	3,090	2,958	3,030	3,160	3,178	3,178
Other	14,745	15,331	15,570	16,773	17,232	16,571
Total	128,605	138,709	145,581	153,519	161,550	161,774
Imports						
EU-27	22,012	21,910	22,823	22,075	24,000	24,400
Indonesia	1,665	1,849	2,071	2,237	2,300	2,300
Thailand	1,662	1,779	2,042	2,275	2,400	2,300
Vietnam	963	1,152	1,722	1,740	2,200	2,199
Korea, Republic of	1,307	1,462	1,773	1,870	2,000	2,000
Mexico	792	1,251	1,728	1,780	1,850	1,850
Japan	1,196	1,503	1,601	1,737	1,725	1,725
Philippines	1,163	1,377	1,272	1,418	1,560	1,560
Canada	1,079	1,145	1,342	1,416	1,490	1,490
Malaysia	579	677	779	950	1,000	1,000
Other	12,602	11,828	13,617	14,121	15,371	15,471
Total	45,020	45,933	50,770	51,619	55,896	56,295
Exports						
Argentina	19,221	20,650	24,192	25,617	29,492	29,264
Brazil	14,792	14,256	12,895	12,715	12,000	12,900
United States	4,690	6,659	7,301	7,971	7,893	7,893
India	3,310	1,794	3,679	3,461	4,100	4,170
Paraguay	1,082	644	836	1,564	1,715	1,715
Other	2,470	2,601	2,530	2,766	2,432	1,932
Total	45,565	46,604	51,433	54,094	57,632	57,874
Domestic Consumption						
EU-27	32,735	32,574	32,758	32,992	35,342	35,352
United States	28,530	30,446	30,114	31,171	32,024	32,024
China, Peoples Republic	19,547	23,437	27,776	27,255	30,000	30,120
Brazil	7,696	8,878	9,250	10,992	11,240	11,740
Mexico	3,865	4,208	4,751	4,935	5,025	5,025
Japan	4,175	3,978	3,846	3,992	4,002	3,973
Thailand	2,766	2,985	3,186	3,430	3,566	3,516
Korea, Republic of	2,194	2,196	2,381	2,661	2,760	2,745
Canada	2,191	2,277	2,391	2,479	2,485	2,405
Indonesia	1,650	1,839	2,085	2,236	2,290	2,290
Vietnam	963	1,152	1,722	1,740	2,200	2,199
India	1,123	1,379	1,660	1,945	2,132	2,132
Taiwan	1,719	1,705	1,815	1,767	1,845	1,845
Philippines	1,376	1,407	1,452	1,528	1,674	1,674
Iran	1,631	1,091	1,488	1,621	1,677	1,655
Other	16,320	17,420	18,878	20,535	21,573	21,528
Total	128,481	136,972	145,553	151,279	159,835	160,223
Ending Stocks						
Brazil	1,801	1,577	1,469	1,613	1,363	1,703
Argentina	1,017	1,423	1,677	1,521	1,664	1,522
EU-27	858	859	866	854	862	862
United States	191	156	285	318	271	271
India	35	880	314	176	189	189
Other	1,535	1,608	1,257	1,151	1,078	1,058
Total	5,437	6,503	5,868	5,633	5,427	5,605

Most countries are on an October/September Marketing Year (MY). The Mexico and Thailand are on a September/August MY. Canada is an August/July MY. Paraguay is on a March/February MY. Vietnam and the Philippines are on a January/December MY and Bolivia is on March/February MY.

Foreign Agricultural Service/USDA
Office of Global Analysis

March 2008

Fonte: United States Department of Agriculture, Foreign Agriculture Service (2008a)

Tabela 36 – Soja brasileira e seus produtos: distribuição e fornecimento anual - mercado local

	Area Harvested	Beginning Stocks	Production	Imports	Total Supply	Exports	Crush	Domestic Consumption	Ending Stocks
Oilseed, Soybean (Local)									
1994/95	11,680	589	25,900	900	27,389	3,492	21,599	23,249	648
1995/96	10,950	648	24,150	1,300	26,098	3,633	20,083	21,631	834
1996/97	11,800	834	27,300	1,450	29,584	8,327	18,944	20,658	599
1997/98	13,000	599	32,500	634	33,733	9,325	21,832	23,586	822
1998/99	12,900	822	31,300	616	32,738	8,912	21,645	23,423	403
1999/00	13,600	403	34,700	794	35,897	11,779	21,578	23,502	616
2000/01	13,934	616	39,500	854	40,970	15,521	22,773	24,992	457
2001/02	16,350	457	43,500	1,100	45,057	16,074	25,843	28,302	681
2002/03	18,448	681	52,000	1,124	53,805	19,987	27,796	30,520	3,298
2003/04	21,476	3,298	51,000	364	54,662	19,257	28,914	31,807	3,598
2004/05	22,800	3,598	53,000	352	56,950	22,799	29,728	32,513	1,638
2005/06	22,229	1,638	57,000	40	58,678	24,770	28,756	31,656	2,252
2006/07	20,700	2,252	59,000	108	61,360	23,805	30,770	33,704	3,851
2007/08	21,300	3,851	61,000	130	64,981	27,900	31,800	34,750	2,331
Meal, Soybean (Local)									
1994/95	nr	440	16,977	0	17,417	11,471	21,599	5,300	646
1995/96	nr	646	15,835	109	16,590	10,900	20,083	5,242	448
1996/97	nr	448	14,863	305	15,616	9,841	18,944	5,350	425
1997/98	nr	425	17,235	157	17,817	10,861	21,832	6,435	521
1998/99	nr	521	17,000	75	17,596	10,132	21,645	6,870	594
1999/00	nr	594	16,831	119	17,544	9,876	21,578	7,068	600
2000/01	nr	600	17,753	230	18,583	11,110	22,773	7,171	302
2001/02	nr	302	20,392	388	21,082	12,783	25,843	7,596	703
2002/03	nr	703	21,773	337	22,813	13,542	27,796	8,292	979
2003/04	nr	979	22,330	227	23,536	14,596	28,914	8,099	841
2004/05	nr	841	22,928	244	24,013	14,256	29,728	9,121	636
2005/06	nr	636	22,300	214	23,150	12,287	28,756	10,000	863
2006/07	nr	863	23,850	146	24,859	12,346	30,770	11,500	1,013
2007/08	nr	1,013	24,615	210	25,838	12,923	31,800	12,000	915
Oil, Soybean (Local)									
1994/95	nr	146	4,061	162	4,369	1,643	21,599	2,502	224
1995/96	nr	224	3,776	175	4,175	1,323	20,083	2,664	188
1996/97	nr	188	3,527	178	3,893	1,077	18,944	2,662	154
1997/98	nr	154	4,083	197	4,434	1,413	21,832	2,795	226
1998/99	nr	226	4,048	243	4,517	1,519	21,645	2,762	236
1999/00	nr	236	4,036	111	4,383	1,134	21,578	2,971	278
2000/01	nr	278	4,370	87	4,735	1,616	22,773	2,937	182
2001/02	nr	182	4,905	140	5,227	2,100	25,843	2,936	191
2002/03	nr	191	5,349	47	5,587	2,405	27,796	2,897	285
2003/04	nr	285	5,579	14	5,878	2,531	28,914	3,054	293
2004/05	nr	293	5,708	3	6,004	2,697	29,728	3,059	248
2005/06	nr	248	5,521	18	5,787	2,315	28,756	3,172	300
2006/07	nr	300	5,910	62	6,272	2,521	30,770	3,450	301
2007/08	nr	301	6,105	125	6,531	2,575	31,800	3,640	316

Data based on Brazil's local February/January Marketing Year (MY).
Where February 2006 - January 2007 is the 2005/06 MY.

Fonte: United States Department of Agriculture, Foreign Agriculture Service (2008a)

ANEXO B - Produtos da Soja

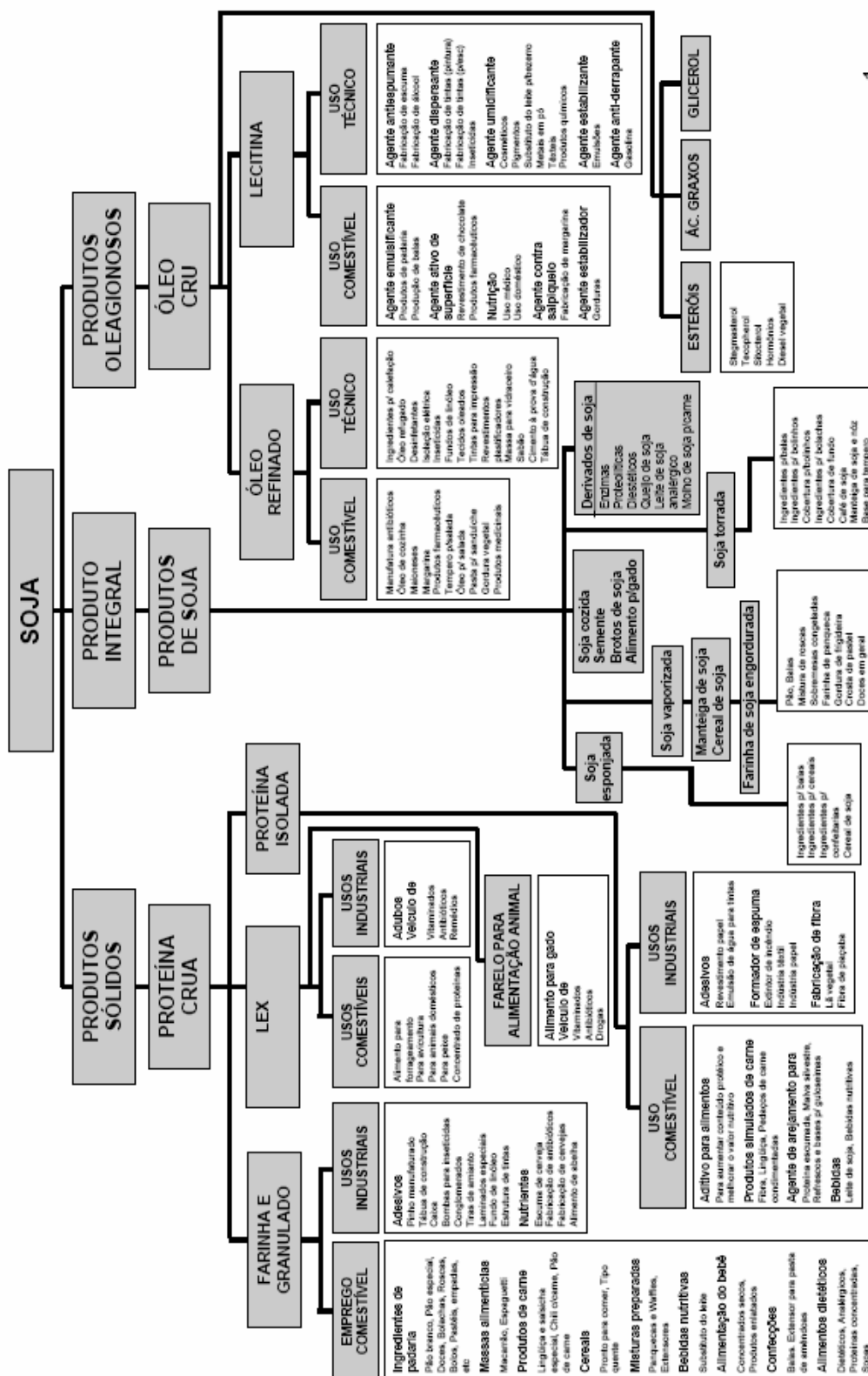


Figura 18 - Diagrama de Blocos – Produtos da Soja
 Fonte: Paula e Faveret (1998)

ANEXO C - Capacidade de Esmagamento, de Refino e de Envase de Óleos Vegetais no Brasil

Tabela 37 – Capacidade de Processamento

■ Capacidade Instalada da Indústria de Óleos Vegetais

Veja abaixo as tabelas com capacidade de processamento, refino e envase de óleos vegetais no Brasil, em toneladas/dia por estado e total do país. Os valores de tonelada/dia de capacidade instalada contemplam as unidades ativas e paradas.

► Capacidade de Processamento - valores em tonelada/dia

Estado	UF	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	%
Paraná	PR	31.500	28.650	28.950	31.765	32.115	32.950	33.850	22,6
Rio Grande do Sul	RS	19.000	20.150	20.100	19.700	21.200	23.600	24.800	16,6
Mato Grosso	MT	10.820	14.500	14.500	20.600	21.000	21.400	22.000	14,7
Goiás	GO	8.660	9.060	10.320	16.920	18.500	18.800	19.650	13,1
São Paulo	SP	14.700	12.950	14.450	14.950	15.600	16.400	16.650	11,1
Mato Grosso do Sul	MS	7.330	6.630	6.980	7.295	8.295	9.360	9.560	6,4
Minas Gerais	MG	5.750	6.450	6.350	6.400	6.600	6.600	6.600	4,4
Bahia	BA	5.200	5.460	5.460	5.344	5.344	5.500	5.500	3,7
Santa Catarina	SC	4.130	4.050	4.000	4.034	4.034	4.034	4.034	2,7
Piauí	PI	260	260	1.760	2.360	2.360	2.460	2.460	1,6
Amazonas	AM	-	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	1,3
Maranhão	MA	-	-	-	-	-	-	2.000	1,3
Pernambuco	PE	400	400	400	400	400	400	400	0,3
Ceará	CE	200	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL		107.950	110.560	115.270	131.768	137.098	143.504	149.504	100

Fonte: Associação Brasileira das Indústrias de Óleos Vegetais (2008)

Tabela 38 – Capacidade de Refino e envase

► Capacidade de Refino - valores em tonelada/dia

Estado	UF	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	%
Paraná	PR	2.730	2.490	2.650	2.910	3.160	3.160	3.460	16,3
Rio Grande do Sul	RS	1.860	1.890	1.720	1.650	1.650	1.950	2.000	9,4
Mato Grosso	MT	600	650	650	1.250	1.250	2.450	2.700	12,7
Goiás	GO	1.420	1.570	1.610	2.090	2.230	2.770	3.070	14,4
São Paulo	SP	6.256	5.840	5.880	6.230	6.010	5.850	6.220	29,2
Mato Grosso do Sul	MS	490	540	540	540	540	540	540	2,5
Minas Gerais	MG	1.050	1.270	1.270	1.270	1.270	1.270	1.270	6,0
Bahia	BA	570	970	880	880	880	970	970	4,6
Santa Catarina	SC	530	530	530	530	530	450	450	2,1
Piauí	PI	120	120	120	120	120	120	120	0,6
Amazonas	AM	-	-	-	450	450	-	-	-
Maranhão	MA	-	-	-	-	-	-	-	-
Pernambuco	PE	500	500	450	80	80	400	400	1,9
Ceará	CE	42	-	-	-	-	80	80	0,4
TOTAL		16.168	16.370	16.300	18.000	18.170	20.010	21.280	100

► Capacidade de Envase- valores em tonelada/dia

Estado	UF	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	%
Paraná	PR	2.302	1.890	1.905	1.381	1.581	1.366	1.350	8,6
Rio Grande do Sul	RS	2.370	2.370	1.800	1.740	1.740	2.180	2.180	13,9
Mato Grosso	MT	600	600	745	945	755	1.755	1.755	11,2
Goiás	GO	1.370	1.370	1.570	2.020	2.190	2.287	1.750	11,1
São Paulo	SP	3.836	3.310	4.080	4.170	4.000	4.700	5.000	31,8
Mato Grosso do Sul	MS	690	690	540	540	520	520	520	3,3
Minas Gerais	MG	968	1.070	1.034	1.034	1.034	1.084	1.084	6,9
Bahia	BA	795	1.195	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	6,4
Santa Catarina	SC	450	450	450	450	450	400	400	2,5
Piauí	PI	180	180	180	180	180	180	180	1,1
Amazonas	AM	-	-	-	230	230	-	-	-
Maranhão	MA	-	-	-	-	-	-	-	-
Pernambuco	PE	500	300	230	80	80	400	400	2,5
Ceará	CE	33	-	-	-	-	80	80	0,5
TOTAL		14.094	13.425	13.534	13.770	13.760	15.952	15.699	100

Fonte: Associação Brasileira das Indústrias de Óleos Vegetais (2008)

Livros Grátis

(<http://www.livrosgratis.com.br>)

Milhares de Livros para Download:

[Baixar livros de Administração](#)

[Baixar livros de Agronomia](#)

[Baixar livros de Arquitetura](#)

[Baixar livros de Artes](#)

[Baixar livros de Astronomia](#)

[Baixar livros de Biologia Geral](#)

[Baixar livros de Ciência da Computação](#)

[Baixar livros de Ciência da Informação](#)

[Baixar livros de Ciência Política](#)

[Baixar livros de Ciências da Saúde](#)

[Baixar livros de Comunicação](#)

[Baixar livros do Conselho Nacional de Educação - CNE](#)

[Baixar livros de Defesa civil](#)

[Baixar livros de Direito](#)

[Baixar livros de Direitos humanos](#)

[Baixar livros de Economia](#)

[Baixar livros de Economia Doméstica](#)

[Baixar livros de Educação](#)

[Baixar livros de Educação - Trânsito](#)

[Baixar livros de Educação Física](#)

[Baixar livros de Engenharia Aeroespacial](#)

[Baixar livros de Farmácia](#)

[Baixar livros de Filosofia](#)

[Baixar livros de Física](#)

[Baixar livros de Geociências](#)

[Baixar livros de Geografia](#)

[Baixar livros de História](#)

[Baixar livros de Línguas](#)

[Baixar livros de Literatura](#)
[Baixar livros de Literatura de Cordel](#)
[Baixar livros de Literatura Infantil](#)
[Baixar livros de Matemática](#)
[Baixar livros de Medicina](#)
[Baixar livros de Medicina Veterinária](#)
[Baixar livros de Meio Ambiente](#)
[Baixar livros de Meteorologia](#)
[Baixar Monografias e TCC](#)
[Baixar livros Multidisciplinar](#)
[Baixar livros de Música](#)
[Baixar livros de Psicologia](#)
[Baixar livros de Química](#)
[Baixar livros de Saúde Coletiva](#)
[Baixar livros de Serviço Social](#)
[Baixar livros de Sociologia](#)
[Baixar livros de Teologia](#)
[Baixar livros de Trabalho](#)
[Baixar livros de Turismo](#)