



PROGRAMA EQ-ANP

**Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria
do Petróleo e Gás Natural**



**Comparação da Produção de Biodiesel a partir dos
Óleos de Soja e de Dendê com Etanol via Catálise
Homogênea Alcalina**

André Ferreira Young

Projeto de Final de Curso

Orientadores

Prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D. Sc.

Prof. Eduardo Mach Queiroz, D. Sc.

Fevereiro de 2015

COMPARAÇÃO DA PRODUÇÃO DE BIODIESEL A PARTIR DOS ÓLEOS DE SOJA E DE DENDÊ COM ETANOL VIA CATÁLISE HOMOGÊNEA ALCALINA

André Ferreira Young

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente do Programa Escola de Química/Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis – Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria de Petróleo e Gás Natural, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Engenheiro Químico com ênfase na área de Petróleo e Gás Natural – Biocombustíveis.

Aprovado por:

Andréa Medeiros Salgado, D. Sc.

Tito Lívio Moitinho Alves, D. Sc.

Hugo Gomes D'Amato Villardi, M. Sc.

Orientado por:

Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D. Sc.

Eduardo Mach Queiroz, D. Sc.

Rio de Janeiro, RJ - Brasil

Fevereiro de 2015

Ficha Catalográfica

Young, André Ferreira.

Comparação da produção de biodiesel a partir dos óleos de soja e de dendê com etanol via catálise homogênea alcalina/ André Ferreira Young. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2015. xi, 117 p.; il.

(Monografia) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2015.

Orientadores: Fernando Luiz Pellegrini Pessoa e Eduardo Mach Queiroz.

1. Biodiesel. 2. Soja. 3. Dendê. 4. Monografia. (Graduação – UFRJ/EQ). 5. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa e Eduardo Mach Queiroz. I. Comparação da Produção de Biodiesel a partir dos Óleos de Soja e de Dendê com Etanol via Catálise Homogênea Alcalina.

Dedicatória

Dedico este trabalho aos meus pais, que me apoiaram em todas as minhas decisões e momentos difíceis, que eu amo e admiro. Serão sempre, para mim, exemplos de vida.

Aos meus irmãos e demais familiares, com quem a cada dia eu pude compartilhar cada etapa desta empreitada.

Aos meus colegas de faculdade, amigos, com quem eu tive a honra de compartilhar toda a aventura que é o curso de Engenharia Química, pelo qual me apaixonei.

AGRADECIMENTOS

Ao apoio financeiro da **Agência Nacional do Petróleo** – ANP – e da **Financiadora de Estudos e Projetos** – FINEP – por meio do Programa de Recursos Humanos da ANP para o Setor de Petróleo e Gás – PRH-ANP/MCT, em particular ao **PRH 13**, da Escola de Química - Processamento, Gestão e Meio Ambiente na Indústria do Petróleo e Gás Natural.

Aos meus orientadores, Fernando Luiz Pellegrini Pessoa e Eduardo Mach Queiroz, que me ensinaram muito e com quem eu tive a honra de compartilhar bons momentos dentro e fora da Universidade.

A todos os professores que me ajudaram na construção deste trabalho, seja na obtenção de referências ou no esclarecimento de qualquer dúvida. E a todos os professores que, ao longo da minha formação, me ajudaram a adquirir todo o conhecimento necessário para a sua produção.

À Universidade Federal do Rio de Janeiro.

A todos que tornaram possível a realização deste trabalho, direta ou indiretamente.

Resumo do Projeto Final apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Engenheiro Químico com ênfase na área de Petróleo e Gás Natural – Biocombustíveis.

COMPARAÇÃO DA PRODUÇÃO DE BIODIESEL A PARTIR DOS ÓLEOS DE SOJA E DE DENDÊ COM ETANOL VIA CATÁLISE HOMOGÊNEA ALCALINA

André Ferreira Young
Fevereiro, 2015

Orientadores: Prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D. Sc.
Prof. Eduardo Mach Queiroz, D. Sc.

O aumento da preocupação ambiental aliado às incertezas relacionadas à produção e ao preço do petróleo tem motivado o estudo e desenvolvimento de tecnologias e fontes de energia sustentáveis. O biodiesel é uma alternativa ao diesel tradicional. É um combustível renovável, produzido a partir de óleos vegetais ou gordura animal através da transesterificação desses componentes com um álcool, normalmente metanol ou etanol. É biodegradável, atóxico e a sua queima emite menos poluentes do que a queima do diesel produzido a partir do petróleo.

No Brasil, são objetivos do Programa Nacional de Produção e Uso do Biodiesel a geração de divisas para o país, a diminuição dos gastos com a importação de diesel, a obtenção de créditos de carbono, a geração de empregos e a valorização do homem no campo. No entanto, cerca de 75% do biodiesel brasileiro é produzido a partir do óleo de soja, cuja cultura emprega pouca mão-de-obra e grande extensão territorial. Uma forma de tornar a produção mais robusta e atender aos objetivos do programa é fazer uso da grande biodiversidade da qual o país dispõe. O Programa de Produção Sustentável de Óleo de Palma, criado em 2010, tem contribuído para o crescimento acelerado da cultura da palma de óleo no país. O cultivo da palma (ou dendê) gera uma produtividade de óleo até vinte vezes superior que o cultivo da soja. O dendê surge, então, como uma boa opção.

O objetivo do trabalho é simular a produção de biodiesel a partir dos óleos de soja e de dendê via catálise homogênea alcalina visando mostrar se, no cenário brasileiro relativo ao primeiro semestre de 2014, o biodiesel de dendê é competitivo com relação ao biodiesel de soja e quais as principais diferenças processuais entre as duas matérias-primas. Além disso, foram feitas proposições acerca do tratamento dos efluentes.

Foi mostrado que o maior preço do biodiesel de dendê em relação ao biodiesel de soja deve-se principalmente aos maiores gastos com o pré-tratamento da matéria-prima. Porém, como o preço do biodiesel é fortemente influenciado pelo preço das oleaginosas, há a possibilidade de inversão desse cenário com o crescimento da produção de dendê no país. Foi mostrado também que é possível reduzir custos com o tratamento correto dos efluentes e que a produção de biodiesel com etanol pode vir a ser competitiva, tornando a produção brasileira de biodiesel ainda mais sustentável.

Abstract of a Final Project presented to Escola de Química/UFRJ as partial fulfillment of the requirements for the degree of Chemical Engineer with emphasis on Petroleum and Natural Gas – Biofuels.

COMPARISON OF BIODIESEL PRODUCTION FROM SOYBEAN OIL AND PALM OIL WITH ETHANOL BY HOMOGENEOUS ALKALI CATALYSIS

Author, Ferreira Young
February, 2015

Supervisors: Prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D. Sc.
Prof. Eduardo Mach Queiroz, D. Sc.

The improvement of environmental concerns, allied with the uncertainties related to petroleum production and prices, have motivated the study and development of sustainable technologies and energy sources. Biodiesel is an alternative to traditional diesel. It is a renewable fuel, produced from vegetable oils or animal fat by transesterification with an alcohol, usually methanol or ethanol. It is biodegradable, atoxic and its burning generates fewer pollutants than the burning of petroleum diesel.

In Brazil, some objectives of the National Program of Biodiesel Production and Usage are the generation of foreign exchange for the country, the diminishing of expenses with diesel importation, the acquisition of carbon credits, job creation and rural worker valorization. However, about 75% of the Brazilian biodiesel is produced from soybean oil, whose cultivation employs little work force and a big territorial extension. A way to make the production more robust and to follow the objectives of the program is to explore the great biodiversity that the country has. The Program of Sustainable Production of Palm Oil, created in 2010, have contributed to the accelerated growth of palm cultivation in Brazil. Palm cultivation generates an oil productivity up to twenty times the soy cultivation productivity. Then, palm surges as a good option.

The objective of this work is to simulate the biodiesel production from soybean oil and palm oil by homogeneous alkali catalysis aiming to show if, in the Brazilian scenario relative to the first semester of 2014, palm biodiesel was competitive against soy biodiesel and what are the main processual differences among the two raw materials. Besides that, some proposals were done about effluents treatment.

It was demonstrated that the higher price of the palm biodiesel, in comparison with soy biodiesel, is mainly due the higher expenses in the raw material pre-treatment step. However, due to the big influence that the oilseeds costs have in the biodiesel price, there is a possibility of inversion of this scenario because of the palm production growth in Brazil. It was demonstrated also that it is possible to reduce the manufacturing costs with the correct effluents treatment and that the production of biodiesel with ethanol can be competitive, making Brazilian biodiesel production even more sustainable.

ÍNDICE

Capítulo 1 – Introdução	1
1.1 – A Questão Ambiental	1
1.2 – Biodiesel no Brasil	3
1.3 – O que é Biodiesel	6
1.3.1 – Definição	6
1.3.2 – Vantagens e Desvantagens do Biodiesel	9
1.3.2.1 – Vantagens	9
1.3.2.2 – Desvantagens	10
1.3.3 – Matérias-Primas, Produtos e Efluentes da Indústria do Biodiesel	12
1.3.3.1 – Matérias-Primas	12
1.3.3.2 – Produtos e Efluentes	16
1.3.4 – Processos de Produção de Biodiesel	18
1.4 – Objetivo do Trabalho	21
Capítulo 2 – Estado da Arte	23
2.1 – Pré-Tratamento da Matéria-Prima	23
2.2 – Transesterificação via Catálise Homogênea Alcalina	26
2.2.1 – Cinética	27
2.2.2 – Catalisadores	28
2.2.3 – Aplicação Industrial	29
2.2.4 – Peculiaridades Técnicas do Processo	29
2.3 – Simulação da Produção de Biodiesel	31
2.4 – Avaliações Econômicas e Estudos de Sensibilidade	33

Capítulo 3 – Preparação do Ambiente de Simulação	38
3.1 – Definição dos Componentes Químicos Envolvidos	38
3.1.1 – Representação dos Óleos, Biodiesel e Ácidos Graxos	38
3.1.2 – Escolha do Álcool	44
3.1.3 – Escolha dos Catalisadores	44
3.1.4 – Solventes e Demais Componentes	45
3.2 – Definição do Pacote Termodinâmico	46
3.3 – Definição das Condições de Entrada das Correntes de Processo	46
3.4 – Definição da Capacidade das Plantas	48
3.5 – Modelagem das Reações	48
Capítulo 4 – Simulação da Produção de Biodiesel	51
4.1 – Cenário 1: Projeto Base	51
4.1.1 – Esterificação	52
4.1.2 – Lavagem com Glicerol	52
4.1.3 – Transesterificação	54
4.1.4 – Recuperação de Etanol	57
4.1.5 – Lavagem com água	57
4.1.6 – Purificação do Biodiesel	58
4.1.7 – Remoção da Base	58
4.2 – Cenário 2: Reaproveitamento do Óleo Não-Reagido	59
4.3 – Cenário 3: Tratamento e Recirculação de Glicerol	60
4.4 – Cenário 4: Produção de Etanol Hidratado	61
4.5 – Cenário 5: Produção de Etanol Anidro	63
Capítulo 5 – Dimensionamento dos Equipamentos	66
5.1 – Reatores	66
5.1.1 – Obtenção do Tempo de Residência para o Reator de Esterificação	67
5.1.2 – Obtenção do Tempo de Residência para o Reator de Transesterificação	72
5.1.3 – Obtenção do Tempo de Residência para o Reator de Neutralização	74
5.1.4 – Detalhamento dos Reatores	74
5.2 – Colunas de Destilação	75
5.3 – Vasos de <i>Flash</i>	78
5.4 – Vasos de Lavagem	80
5.5 – Clarificador	80
5.6 – Trocadores de Calor	81

Capítulo 6 – Avaliação Econômica dos Processos	84
6.1 – Investimento	85
6.1.1 – Custo das Bombas	87
6.1.2 – Custo dos Motores Elétricos	88
6.1.3 – Custo dos Trocadores de Calor	89
6.1.4 – Custo das Colunas de Destilação	91
6.1.5 – Custo dos Reatores	93
6.1.6 – Custo dos Vasos de <i>Flash</i>	94
6.1.7 – Custo do Decantador	95
6.1.8 – Custo dos Sistemas de Lavagem	95
6.1.9 – Custo do Clarificador	96
6.2 – Custo de Produção	96
6.3 – Critérios de Avaliação Econômica	97
Capítulo 7 – Resultados e Discussão	98
7.1 – Comparação entre Biodiesel de Soja e de Dendê	98
7.2 – Comparação entre os Diferentes Cenários de Tratamento dos Efluentes	102
Capítulo 8 – Conclusão e Sugestões	107
Referências Bibliográficas	110
Anexo 1 – Caracterização das Correntes de Processo	
Anexo 2 – Propriedades e Custos dos Equipamentos	

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 – Comparação de estruturas comuns ao diesel (hexadecano) e ao biodiesel (palmitato de etila).	8
Figura 1.2 – Matérias-primas utilizadas para a produção de biodiesel no mês de maio de 2014.	14
Figura 1.3 – Reação de transesterificação.	18
Figura 2.1 – Pré-tratamento: condicionamento.	24
Figura 2.2 – Pré-tratamento: neutralização.	24
Figura 2.3 – Pré-tratamento: lavagem.	24
Figura 2.4 – Pré-tratamento: secagem.	24
Figura 2.5 – Esterificação de ácidos-graxos livres.	25
Figura 4.1 – Módulo de esterificação com (dendê) e sem (soja) o decantador, indicado pelo retângulo.	55
Figura 4.2 – Módulo de Transesterificação.	56
Figura 4.3 – Módulo de produção de etanol hidratado.	63
Figura 4.4 – Módulo de produção de etanol anidro.	65
Figura 5.1 – Esquema de dimensionamento de um vaso de flash.	79

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1.1 – Especificação do Biodiesel.	7
Tabela 1.2 – Comparação entre propriedades do diesel e do biodiesel.	8
Tabela 1.3 – Principais matérias-primas vegetais em cada região do Brasil.	13
Tabela 1.4 – Produtividade média e teor de óleo em algumas oleaginosas.	14
Tabela 2.1 – Resultados da avaliação econômica de Zhang et al. (2003b).	35
Tabela 2.2 – Resultados da avaliação econômica de Whest et al. (2008).	36
Tabela 3.1 – Grupos de primeira ordem de Constantinou e Gani e suas contribuições.	40
Tabela 3.2 – Composição molar e mássica dos óleos, ácidos e biodieseis e massas moleculares.	43
Tabela 3.3 – Propriedades críticas, ponto de ebulição e fator acêntrico dos pseudo-componentes.	43
Tabela 4.1 – Especificações para etanol anidro e hidratado.	62
Tabela 5.1 – Coeficientes globais de transferência de calor em equipamentos.	82
Tabela 6.1 – Preços dos componentes envolvidos nos processos (US\$/Kg).	85
Tabela 6.2 – Diâmetros mínimos para a parede de vasos verticais.	92
Tabela 7.1 – Dimensões e custo dos principais equipamentos.	99
Tabela 7.2 – Comparação dos Resultados Econômicos entre Soja e Dendê no Cenário 1 (US\$ x 10⁻⁶).	100
Tabela 7.3a – Resultados Econômicos para a Soja (US\$ x 10⁻⁶).	103
Tabela 7.3b – Resultados Econômicos para o Dendê (US\$ x 10⁻⁶).	104

CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO

1.1 – A Questão Ambiental

A história do petróleo é marcada por constantes incertezas com relação a disponibilidade e preço. Em momentos de estabilidade econômica a demanda sempre tendeu a crescer, impulsionando produção e preços. Em contrapartida, quando os mercados tendem a se fechar por razões políticas, sociais ou financeiras, ou em momentos de superprodução, as empresas produtoras e os órgãos reguladores internacionais se veem obrigados a permitir menores preços para garantir o escoamento do óleo. E desde o início do século o petróleo sempre figurou entre os principais requisitos para o desenvolvimento e soberania nacional. As duas Guerras Mundiais tornaram evidente a necessidade de se garantir suprimentos de combustível para as forças armadas em tempos de crise. E, diante da dúvida com relação à disponibilidade de petróleo, as principais nações do mundo sempre estiveram engajadas na pesquisa e no desenvolvimento de formas alternativas de energia, embora nunca tenham se mostrado mais vantajosas, técnica e economicamente, do que o petróleo (YERGIN, 2008).

No entanto, nas últimas décadas, visíveis impactos no meio ambiente e na saúde humana foram associados à exploração e ao uso indiscriminado de combustíveis fósseis. Isso contribuiu para a geração de discussões acerca da preservação dos ecossistemas e da qualidade de vida do homem na Terra. As mudanças climáticas têm estado em pauta nas reuniões das Nações Unidas. Em 1972, a Conferência de Estocolmo pode ser considerada um marco histórico, a partir do qual a questão ambiental passou a ser discutida cada vez menos em caráter científico e cada vez mais em caráter político, social e econômico. A Conferência de Estocolmo abriu espaço para outras várias conferências sobre o tema. Em 1992, a Conferência do Rio (Eco 92) foi o maior evento realizado pelas Nações Unidas até aquele momento, demonstrando a relevância da questão ambiental em todo o mundo. Nela lançou-se o conceito de desenvolvimento sustentável e foram criadas recomendações para a sua instauração, na que ficou

conhecida como Agenda 21. Em 1997, foi assinado o Protocolo de Quioto, valendo a partir de 2005, no qual alguns países, principalmente os chamados desenvolvidos, firmaram o compromisso de diminuir suas emissões de gases do efeito estufa (GEE) numa média de 5,2% em relação aos níveis que emitiam em 1990, tendo como prazo o período entre 2008 e 2012. Entre progressos e dificuldades, outras reuniões foram se seguindo, como a Cúpula de Joanesburgo em 2002 e, recentemente, a Rio +20 em 2012. Ao término do prazo estabelecido pelo Protocolo de Quioto, foi estabelecida a Emenda ao Protocolo de Quioto, em oito de dezembro de 2012, em Doha, Qatar. Nela, alguns pontos do Protocolo foram revistos, novas metas foram impostas, a lista de GEE foi renovada e novos membros aderiram ao tratado. O novo prazo para realização das metas é dezembro de 2020 (LAGO, 2006; PORTAL BRASIL, 2010; UNFCCC, 2014).

Desse modo, apesar das boas perspectivas com relação a suprimentos futuros para a indústria, advindas principalmente das descobertas no Pré-Sal brasileiro e do desenvolvimento das tecnologias de exploração do gás de folhelho nos Estados Unidos, há um grande consentimento na diminuição da demanda por combustíveis fósseis e na pesquisa e desenvolvimento de formas alternativas de energia e, dentre elas, os combustíveis renováveis, como o biodiesel e o etanol (WEST, POSARAC e ELLIS, 2008).

O etanol é completamente renovável, pois origina-se da fermentação do açúcar contido na cana-de-açúcar, grãos ou leguminosas. Já o biodiesel, origina-se da reação entre o óleo extraído de vegetais ou a gordura animal e um álcool. Se produzido com metanol, como é muito comum em todo o mundo, não é inteiramente renovável, pois o metanol é produzido a partir de hidrocarbonetos, geralmente oriundos do petróleo. Mas se produzido com etanol, o biodiesel passa a ser inteiramente renovável e o apelo ecológico associado a ele será muito maior. Isso é particularmente interessante para o Brasil, que possui uma indústria de etanol bem estabelecida e os mais antigos, avançados e eficientes programas de etanol do mundo, sendo o segundo maior produtor mundial, o maior exportador mundial e, não por menos, a primeira economia sustentável em biocombustíveis. Há ainda a vantagem de que o etanol produzido a partir da cana-de-açúcar, como é feito no Brasil, é mais barato que o produzido a partir

do amido de milho, como é feito nos Estados Unidos (BUDNY e SOTERO, 2007; INSLEE e HENDRICKS, 2007; ROTHER, 2006).

1.2 – Biodiesel no Brasil

Os investimentos em biodiesel no Brasil têm como primícias diversos aspectos ambientais, sociais e econômicos. No âmbito ambiental, a utilização de biodiesel na frota veicular brasileira acarreta a redução de diversos componentes tóxicos nas emissões gasosas. Além disso, o país acompanha todas as negociações em torno da regulamentação do Mecanismo de Desenvolvimento Limpo (MDL) e do mercado de carbono. A utilização de biocombustíveis possibilitará a venda de créditos de carbono, que poderão ser utilizados para promover geração de riquezas, distribuição de renda e inclusão social (MCT, 2008).

No âmbito social, espera-se que a produção de biodiesel contribua para a geração de empregos, valorização do homem no campo, promoção do trabalhador rural, aumento da demanda de mão de obra qualificada e integração entre pequenos produtores e grandes empresas (FRANÇA e RODRIGUES, 2009). Com a ampliação do mercado do biodiesel, milhares de famílias brasileiras seriam beneficiadas com o aumento de renda proveniente do cultivo e comercialização das oleaginosas utilizadas na sua produção (ANP, 2014a). No entanto, apesar de a promoção da agricultura familiar ser um dos pilares da política de incentivo ao biodiesel no Brasil, a maior parte da matéria-prima utilizada na sua produção hoje ainda provém das plantações de soja, cuja safra cresce a cada ano. Esse é um dos assuntos que estão frequentemente em pauta nas discussões políticas sobre o tema (PAPP, 2014).

E no âmbito econômico, a produção de biodiesel reduz a dependência nacional às importações de óleo diesel, gerando divisas para o país e diminuindo os custos que empresas importadoras, como a Petrobras, teriam. Essa economia não é pequena, dado que o óleo diesel corresponde à maior parcela do combustível veicular utilizado no país, que é uma consequência da política de

apoio ao transporte rodoviário vivenciado nas últimas décadas. Frente ao interesse internacional por produtos de cunho sustentável, o desenvolvimento de biodiesel etílico no Brasil poderia colocar o país em posição de destaque no cenário energético internacional nos próximos anos. De acordo com dados divulgados pela Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária (Embrapa) em 2009, o Brasil possuía naquele ano 90 milhões de hectares disponíveis para a expansão agrícola, o que correspondia a cerca de 20% da área possível de ampliação da agricultura mundial. Além disso, o país conta com grande experiência e tecnologia agroindustrial e reconhecidas qualidades naturais como clima, formação e características do solo, nível de insolação, recursos hídricos, intensidade pluviométrica, etc. (FRANÇA e RODRIGUES, 2009).

Em 13 de janeiro de 2005, a Lei nº 11.097 introduziu o biodiesel na matriz energética nacional e concedeu à então renomeada Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP) a função de regular e fiscalizar as atividades relativas à produção, controle de qualidade, distribuição, revenda e comercialização do biodiesel e da mistura deste ao diesel tradicional (ANP, 2014a).

A mesma Lei autorizava a adição de 2% de biodiesel ao diesel tradicional comercializado em postos de gasolina em todo o país entre os anos de 2005 e 2007 e tornava obrigatória a adição de igual quantidade a partir de janeiro de 2008. A Lei também tornava obrigatória a adição de 5% de biodiesel ao diesel tradicional a partir de janeiro de 2013 (MAN, 2014). No entanto, em julho de 2008, foi aprovada a Lei que aumentava a mistura obrigatória para 3% e em julho de 2009 a mistura obrigatória passou a ser de 4%, evidenciando o sucesso do programa (BIODIESELBR.COM, 2009). Desde 1º de janeiro de 2010, o óleo diesel comercializado em todo o Brasil possuía 5% de biodiesel, atendendo à Resolução nº 6/2009 do Conselho Nacional de Política Energética (CNPE) (ANP, 2014a). Finalmente, no dia 28 de maio de 2014, foi assinada pela Presidência da República a medida provisória de nº 647, que determinou o aumento da mistura obrigatória de biodiesel no óleo diesel vendido nos postos de gasolina de todo o país de 5% para 6% a partir do dia 1º de julho e para 7% a partir do dia 1º de novembro do mesmo ano. Tal medida permitiria uma redução de 1,2

bilhão de litros de diesel importados ao ano pela Petrobras, o que corresponderia a uma economia anual de US\$ 1 bilhão (OLIVEIRA e ALENCASTRO, 2014).

Em junho de 2014, eram 61 plantas produtoras de biodiesel autorizadas pela ANP para operação no Brasil, com quatro dessas plantas possuindo autorização para aumento de capacidade e duas novas plantas autorizadas para construção. A capacidade total autorizada era de 21.167,79 m³/dia, com um acréscimo de 6% previsto ao término das obras de construção e ampliação supracitadas (ANP, 2014b). O Ministério de Minas e Energia (MME) previu que o aumento da porcentagem de mistura para 7% deveria posicionar o Brasil como o segundo maior produtor de biodiesel no mundo, superando a marca de 3,4 bilhões de litros. O país ultrapassaria a atual segunda colocada, a Alemanha, que detém 3 bilhões de litros e ficaria atrás apenas dos Estados Unidos, que produzem mais de 5 bilhões de litros por ano (MME, 2014a).

No Brasil, desde 2005 a principal forma de comércio de biodiesel é através de leilões públicos, que são organizados trimestralmente pela ANP. Os leilões têm o objetivo de assegurar que todo o óleo diesel comercializado no país contenha o percentual de biodiesel determinado em lei, além de estimular a produção de biodiesel no país, garantindo mercado para tal. Os leilões acontecem na forma de rodadas, onde os produtores (fornecedores) fazem as ofertas e as distribuidoras (adquirentes) negociam os preços. Têm prioridade aqueles produtores que detém o Selo Combustível Social (ANP, 2014a).

Ainda hoje, o alto custo de produção de biodiesel, principalmente associado ao alto custo da matéria-prima, impede que o produto seja viável economicamente. O combustível produzido é muito mais caro que o diesel tradicional e os produtores de grãos poderiam lucrar mais vendendo para a indústria alimentícia do que para a indústria de extração de óleo e produção de biodiesel. Por isso, diversas alternativas tecnológicas vêm sendo estudadas como forma de baratear os custos de produção (VALOR ECONÔMICO, 2014; WEST, POSARAC e ELLIS, 2008). Enquanto essas tecnologias não se tornam uma realidade industrial, o Governo Federal promove a produção de biodiesel através da concessão de subsídios, redução de impostos na compra de grãos e produção do combustível e medidas sociais, como o Selo Combustível Social. Este tem por objetivo estimular a inclusão social na agricultura e permite aos

produtores acesso a melhores condições de financiamento junto ao Banco Nacional do Desenvolvimento (BNDES), dá direito de concorrência em leilões de compra de biodiesel e permite a desoneração de alguns tributos. Em troca, os produtores devem garantir a compra da matéria-prima a preços pré-estabelecidos. Os agricultores familiares podem também entrar como sócios das indústrias extratoras de óleo ou de produção de biodiesel, aumentando sua renda. Todas essas medidas e incentivos fazem parte do Programa Nacional de Produção e Uso do Biodiesel (CNT, 2012; MME, 2014b).

1.3 – O que é Biodiesel

A palavra biodiesel carrega uma ampla gama de conceitos, seja na sua significação específica, seja nos aspectos técnicos e políticos envolvidos. Nesta seção, define-se biodiesel a partir do ponto de vista legal e da sua discrepância com relação ao diesel tradicional. São apresentadas as vantagens e desvantagens dessa forma alternativa de combustível, bem como as matérias-primas e produtos envolvidos em sua manufatura e algumas tecnologias disponíveis para produção.

1.3.1 – Definição

A ANP define biodiesel B100 no Artigo 2º da Resolução nº 25 de 2 de setembro de 2008 como “combustível composto de alquil ésteres de ácidos graxos de cadeia longa, derivados de óleos vegetais ou de gorduras animais”, conforme a especificação vigente. Segundo Zhang et al. (2003a), o prefixo “bio” remete à origem biológica e renovável do combustível, contrastando com o caráter não-renovável do diesel tradicional proveniente do petróleo. O sufixo “diesel”, por sua vez, diz respeito ao fato de que o mesmo pode ser utilizado em motores de Ciclo Diesel, puro ou em misturas com o diesel tradicional, conforme discutido anteriormente.

De acordo com a definição da ANP, para ser considerado biodiesel puro o combustível deve obedecer à determinada norma de qualidade. As três principais normas vigentes nos três maiores produtores de biodiesel no mundo (União Europeia, Estados Unidos e Brasil) são, respectivamente, a EN 14214, a ASTM D6751 e a ANP nº 4/2012 (ANP, 2012; QUELHAS, 2012).

Segundo França e Rodrigues (2009), a norma brasileira garante que os padrões de qualidade do biodiesel produzido no Brasil sejam equivalentes aos exigidos nos Estados Unidos e na Europa, visando permitir a exportação do produto nacional para estes países. Há, no entanto, uma diferença fundamental quanto ao teor de ésteres permitido (96,5% nas normas brasileira e europeia, contra 99,6% na norma americana). As especificações brasileiras estão descritas na Tabela 1.1.

Tabela 1.1 – Especificação do Biodiesel. Adaptado de: (ANP, 2012)

CARACTERÍSTICA	UNIDADE	LIMITE
Aspecto	-	LII ^a
Massa específica a 20° C	kg/m ³	850 a 900
Viscosidade Cinemática a 40°C	mm ² /s	3,0 a 6,0
Teor de água, máx.	mg/kg	200
Contaminação Total, máx.	mg/kg	24
Ponto de fulgor, mín.	°C	100
Teor de éster, mín	% massa	96,5
Resíduo de carbono, máx.	% massa	0,05
Cinzas sulfatadas, máx.	% massa	0,02
Enxofre total, máx.	mg/kg	10
Sódio + Potássio, máx.	mg/kg	5
Cálcio + Magnésio, máx.	mg/kg	5
Fósforo, máx.	mg/kg	10
Corrosividade ao cobre, 3h a 50 °C, máx.	-	1
Número Cetano	-	Anotar
Ponto de entupimento de filtro a frio, máx.	°C	19 ^b
Índice de acidez, máx.	mg KOH/g	0,5
Glicerol livre, máx.	% massa	0,02
Glicerol total, máx.	% massa	0,25
Monoacilglicerol, máx.	% massa	0,8
Diacilglicerol, máx.	% massa	0,2
Triacilglicerol, máx.	% massa	0,2
Metanol e/ou Etanol, máx.	% massa	0,2
Índice de Iodo	g/100g	Anotar
Estabilidade à oxidação a 110 °C, mín.	h	6

^a Límpido e Isento de Impurezas.

^b Exceto em determinados estados, a depender da estação do ano.

Adotou-se mundialmente a nomenclatura “BX” para designar a porcentagem de biodiesel na mistura com o diesel tradicional, onde “X” representa a porcentagem em volume do biodiesel na mistura. O “B” vem da palavra em inglês *blend*, que significa mistura. Essa mistura pode se dar em vários níveis. Como tratado anteriormente, o preço do biodiesel ainda não é competitivo com relação ao preço do diesel tradicional, mas sua adição ao diesel petroquímico pode contribuir com uma série de vantagens. A Tabela 1.2 mostra uma comparação entre algumas propriedades do diesel tradicional e do biodiesel. A Figura 1.1 mostra a diferença composicional e estrutural entre os dois combustíveis.

Tabela 1.2 – Comparação entre propriedades do diesel e do biodiesel.

Propriedades	Diesel	Biodiesel
Método padrão	ASTM D975	ASTM D651
Poder calorífico inferior, Btu/gal	~129,050	118,17
Viscosidade Cinemática, mm ² /s (40 °C)	1,3 a 4,1	4,0 a 6,0
Peso Específico, kg/l (60 °F)	0,85 a 0,88	0,88
Densidade, lb/gal (15 °C)	7,079	7,328
Água e sedimentos (% volume)	0,05 máx	0,05 máx
Carbono (% massa)	87	77
Hidrogênio (% massa)	13	12
Oxigênio (% massa)	0	11
Enxofre (% massa)	0,05 máx	0,0 a 0,0024
Ponto de Ebulição (°C)	180 a 340	315 a 350
Ponto de Inflamação (°C)	60 a 80	100 a 170
Lubricidade SLBOCLE (g)	2000 a 5000	> 7000
Lubricidade HFRR (mg)	300 a 600	< 300

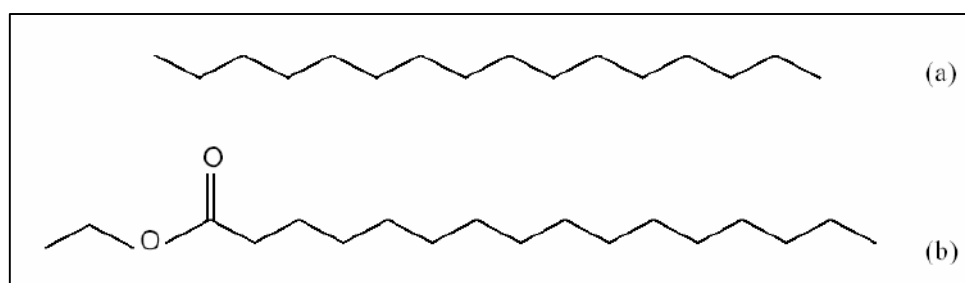


Figura 1.1 – Comparação de estruturas comuns ao diesel (hexadecano, a) e ao biodiesel (palmitato de etila, b). Fonte: (FRANÇA e RODRIGUES, 2009)

1.3.2 – Vantagens e Desvantagens do Biodiesel

A seguir, são apresentadas vantagens e desvantagens do biodiesel frente ao diesel tradicional.

1.3.2.1 - Vantagens

- É renovável.
- O balanço de dióxido de carbono (CO₂) no ciclo de vida do biodiesel de origem vegetal, desde a plantação da oleaginosa até a queima do combustível, é nulo. Ou seja, a queima emite tanto CO₂ quanto o cultivo da matéria-prima consome (MÉNDEZ, 2006).
- Testes com ésteres metílicos de soja mostraram que a queima do biodiesel é capaz de reduzir as emissões de dióxido de carbono (CO₂), monóxido de carbono (CO), hidrocarbonetos (HC), compostos poli aromáticos (CPAs), óxidos de enxofre (SO_x) e materiais particulados (MP) em 78%, 48%, 67%, 80%, 99% e 47%, respectivamente, em comparação com a queima do diesel tradicional. A grande redução das emissões de enxofre diz respeito à ausência deste na composição do biodiesel, salvo pela sua possível presença nos fertilizantes empregados nas plantações das oleaginosas (EPA, 2002).
- Não contém benzeno, metais pesados e outras substâncias aromáticas carcinogênicas. É biodegradável e no caso de acidente ou derrame, não coloca em risco o solo e o lençol freático (MÉNDEZ, 2006).
- Como sua combustão não contribui com o aumento das emissões de GEE, ajuda no cumprimento do Protocolo de Quioto e outras diretrizes, possibilitando a arrecadação de créditos de carbono (QUELHAS, 2012).
- Contribui para a redução das importações de petróleo e óleo diesel refinado, sendo particularmente importante para países importadores, como o Brasil (ANP, 2014a; MÉNDEZ, 2006).

- Grande diversidade de matérias-primas disponíveis para sua produção, o que acarreta flexibilidade para a indústria. A diversificação do uso dessas matérias-primas pode contribuir para o aumento dos postos de trabalho e qualidade de vida no setor primário, bem como gerar emprego na coleta de óleo residual em restaurantes e cozinhas domésticas, que também pode ser usado para a produção de biodiesel (ANP, 2014a; MÉNDEZ, 2006; QUELHAS, 2012).
- Fácil adaptação dos motores de Ciclo Diesel (QUELHAS, 2012).
- Seu transporte, manipulação e armazenamento são seguros, dado que o seu ponto de fulgor é superior a 110 °C (MÉNDEZ, 2006).
- Na sua produção há geração de glicerol, que possui larga aplicação na indústria química (MANFRO, 2013; ZHANG et al., 2003a).
- A adição de biodiesel ao diesel petroquímico pode melhorar a eficiência da combustão e diminuir os níveis de ruído do motor, devido ao aumento do número de cetano e a uma correção de viscosidade, respectivamente (GALLO, 2003).
- Quando misturado ao diesel de baixo teor de enxofre, confere a este melhores características lubrificantes (BIODIESELBR.COM, 2009).

1.3.2.2 - Desvantagens

- Por apresentar viscosidade mais elevada do que o diesel tradicional, principalmente quando possui alto teor de compostos graxos saturados, como o biodiesel de palma, pode ocasionar problemas de injeção. Por conta disso, pode encontrar barreiras legais principalmente em países frios, como acontece na Europa (FLACH et al., 2013; MILAZZO et al., 2013).
- Um alto teor de insaturações, como pode ocorrer com o óleo de soja, pode resultar em grande tendência a oxidação (MILAZZO et al., 2013).
- Pode haver, também, formação de cristais a baixas temperaturas, que obstruem as vias de passagem do combustível (MÉNDEZ, 2006).

- Devido às suas propriedades solventes, o biodiesel B100 pode degradar componentes de borracha natural e espuma de poliuretano, normalmente presentes em mangueiras e retentores de motores veiculares. Na Europa, desde os anos de 1990, a maior parte dos fabricantes vem substituindo essas peças por condutas plásticas, que não são degradados pelo biodiesel. Mas os proprietários de carros mais antigos devem ficar atentos a esse risco (MÉNDEZ, 2006).
- Embora apresente menor emissão dos demais gases, estudos apontam uma maior emissão de NO_x na utilização de biodiesel (FRANÇA e RODRIGUES, 2009). Os NO_x são perigosos não apenas pelo risco de intensificação de chuva ácida, mas principalmente porque reagem com o oxigênio no ar gerando ozônio. Na presença de compostos orgânicos voláteis, também emitidos pela queima do combustível, esse ozônio se acumula e outros compostos tóxicos podem ser gerados. Embora seja um importante GEE na estratosfera, o ozônio é extremamente perigoso na troposfera, por ser um oxidante fotoquímico poderoso. (GEDDES e MURPHY, 2012). Os NO_x presentes no biodiesel são provenientes dos fertilizantes utilizados nas plantações das oleaginosas.
- A maior barreira para a comercialização do biodiesel é o seu elevado custo, que pode chegar a ser 1,5 vez o custo do diesel tradicional, dependendo da matéria-prima utilizada (ZHANG et al., 2003a). Estudos indicam que entre 70% e 95% do custo total de produção do biodiesel venha da aquisição das matérias-primas, seja óleo vegetal ou gordura animal (CONNEMANN e FISCHER, 1998; ZHANG et al., 2003a). Esse é um dos motivos pelos quais se estuda a implementação de óleo residual como matéria-prima. Este rejeito provém principalmente de restaurantes, cozinhas domésticas ou industriais e pode ser perigoso quando derramado em rios ou no solo (podendo vir a atingir lençóis freáticos, por exemplo). Sua utilização para a produção de biodiesel seria bastante relevante em caráter ambiental (SUPPLE et al., 2002; WILTSEE, 1998).
- O uso de matéria-prima vegetal enfrenta também problemas próprios da indústria agrícola, como o mal uso e rápida degradação de terras, por exemplo através do uso de queimadas ou a exaustão do solo por cultivo indiscriminado e sucessivo de diferentes produtos, o desmatamento de

florestas nativas e o conflito com a indústria de alimentos, embora a grande disponibilidade de terras plantáveis no Brasil e a crescente produção de soja indiquem que atualmente este último ainda está longe de ser um problema (FRANÇA e RODRIGUES, 2009; PAPP, 2014). Mas esses são motivos suficientes para impulsionar pesquisas acerca de matérias-primas alternativas, como o óleo de microalgas (AZEREDO, 2012; CONCEIÇÃO, 2014).

- A elevada quantidade de glicerol gerada na produção de biodiesel pode se tornar um grande problema se não houver demanda por este produto na indústria química. No Brasil, estima-se que a produção de glicerina oriunda exclusivamente da produção de biodiesel já supere em dez vezes a quantidade requerida pelo mercado. A “gliceroquímica”, na qual o glicerol é utilizado como matéria-prima para a confecção de variados produtos químicos, é uma área relativamente nova e vem crescendo ano após ano, surgindo como uma alternativa para este excedente (PERLINGEIRO, 2014).

1.3.3 – Matérias-Primas, Produtos e Efluentes da Indústria do Biodiesel

A produção de biodiesel pode envolver uma ampla variedade de insumos e gerar diferentes produtos e subprodutos, dependendo da tecnologia aplicada. A seguir, são apresentados os componentes comumente encontrados.

1.3.3.1 - Matérias-Primas

O biodiesel é produzido fundamentalmente a partir de duas classes de matérias-primas: compostos graxos e álcoois de cadeia curta. A natureza desses compostos é um fator determinante das propriedades do combustível produzido, no entanto a escolha dos compostos a serem utilizados demanda uma série de considerações econômicas, políticas e sociais.

O composto graxo mais elementar é o ácido graxo. Este consiste em um ácido monocarboxílico de cadeia longa que é sintetizado nos organismos vivos a partir de acetil-CoA. Os ácidos graxos são usados na construção de lipídios, que por sua vez desempenham diversas funções vitais. Dentre os lipídeos encontram-se os triglicerídeos, ésteres formados por um mol de glicerol e três moles de ácidos graxos. Entre os triglicerídeos formados pelo organismo, as cadeias graxas podem variar quanto ao comprimento e quanto ao número, orientação e posição das duplas ligações. Cada espécie, vegetal ou animal, tende a formar preferencialmente determinado tipo de triglicerídeos (NELSON e COX, 2002). Dependendo da origem dos lipídeos, estes costumam ser classificados como óleos ou gorduras, aos quais este trabalho se refere. Os lipídios vegetais são chamados de óleos devido ao aspecto fluido, que é uma consequência da maior presença de insaturações em seus compostos graxos. Já os lipídeos animais costumam ser chamados gorduras, devido ao menor teor de insaturações e o consequente aspecto mais denso.

Os óleos vegetais podem ser obtidos de espécies chamadas oleaginosas, isto é, espécies vegetais que apresentem um elevado teor de óleo em sua composição, tais como o grão de soja, a semente de girassol, a mamona, o milho, a amêndoa de babaçu, o buriti, a polpa ou a amêndoa de dendê, o grão de amendoim, a semente de colza ou canola, entre muitas outras (OLIVEIRA, 2008; RAMOS et al., 2003). No mundo, as duas matérias-primas mais utilizadas para a produção de biodiesel são a soja e a palma (ou dendê) (PASHLEY, 2013). A Tabela 1.3 mostra as principais matérias-primas vegetais disponíveis em cada região brasileira e a Tabela 1.4 mostra o teor de óleo e a produtividade média de algumas oleaginosas nacionais.

Tabela 1.3 – Principais matérias-primas vegetais em cada região do Brasil.
Fonte: (FRANÇA e RODRIGUES, 2009)

Região	Oleaginosas disponíveis
Norte	Dendê / Babaçu / Soja
Nordeste	Babaçu / Soja / Mamona / Dendê / Algodão / Coco
Centro-Oeste	Girassol / Soja / Mamona / Algodão / Dendê / Nabo Forrageiro
Sudeste	Girassol / Soja / Mamona / Algodão
Sul	Girassol / Soja / Algodão / Nabo Forrageiro

Tabela 1.4 – Produtividade média e teor de óleo em algumas oleaginosas. Adaptado de: (FRANÇA e RODRIGUES, 2009; OLIVEIRA, 2008)

Oleaginosa	Teor de Óleo (% m/m)	Produtividade de Óleo (L/ha)
Soja	18	400 - 650
Dendê	20	5.500 - 8.000
Colza	38	650 - 1000
Mamona	50	400 - 1000
Girassol	42	800 - 1000
Amendoim	40	800 - 1200
Pinhão-Manso	33	3.000 - 3.600
Algodão	15	250-500
Babaçu	6	1.500-2.000

Gorduras animais também podem ser usadas para a produção de biodiesel. Estas podem ser obtidas em matadouros ou indústrias de pescado, a partir de ossos e peles de aves, sebo bovino, óleo de peixe, banha de porco, entre outros (QUELHAS, 2012). No Brasil, a segunda matéria-prima mais utilizada é a gordura de boi ou sebo bovino, conforme mostrado na Figura 1.2.

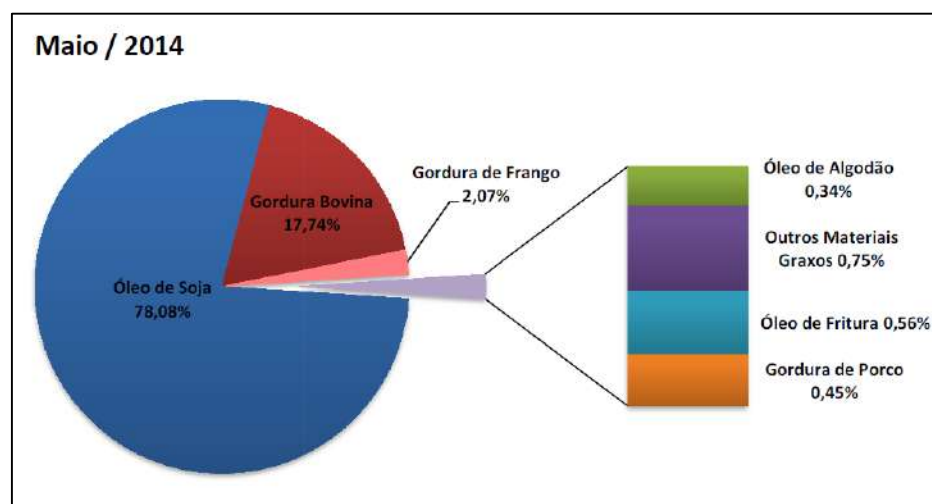


Figura 1.2 – Matérias-primas utilizadas para a produção de biodiesel no mês de maio de 2014. Fonte: (ANP, 2014b)

Devido a possíveis problemas relativos ao uso desregrado da agricultura para produção de biodiesel e o conflito com a produção de alimentos, conforme discutido anteriormente, estuda-se também a utilização de fontes alternativas de óleo, como as microalgas. No entanto, essa é uma linha que ainda luta para se

estabelecer técnica e economicamente, devido principalmente ao alto custo relacionado à geração de biomassa (AZEREDO, 2012; CONCEIÇÃO, 2014; FRANCO et al., 2013).

Também há grande interesse na produção de biodiesel a partir de óleos e gorduras usados, seja no âmbito doméstico, comercial ou industrial. Essa alternativa é particularmente interessante porque a reutilização de material permite tornar a produção de biodiesel mais competitiva. Estima-se que o óleo usado deva custar até a metade do preço do óleo vegetal virgem (ZHANG et al., 2003a). No entanto, o principal problema na utilização de óleos e gorduras residuais prende-se no tratamento requerido, sendo necessário recorrer a decantações e neutralizações para redução de impurezas e acidez da matéria-prima (QUELHAS, 2012).

Neste trabalho, escolheu-se avaliar a produção de biodiesel a partir do óleo de soja e a partir do óleo de dendê. O óleo de soja é interessante por ser a matéria-prima mais utilizada no Brasil, correspondendo a 78% do total em maio de 2014. É também a matéria-prima mais utilizada no mundo todo. Ela pode ser considerada, portanto, um padrão. Já o dendê, além de ser a segunda matéria-prima mais utilizada no mundo, é particularmente interessante a nível econômico por ter uma produtividade muito mais elevada que a soja. E a nível de pesquisa, é interessante por conter um teor maior de compostos graxos saturados e por apresentar um teor maior de acidez, o que implicará alterações processuais. Além disso, nos últimos quatro anos a produção de dendê triplicou no Brasil. E se for aproveitado todo o espaço previsto pelo Programa de Produção Sustentável de Óleo de Palma do Governo Federal, criado em 2010, o país pode se tornar, dentro em breve, o maior produtor de dendê do mundo, superando Indonésia e Malásia (NEHER, 2014). Estudos apontam ainda que o óleo de palma é uma das fontes mais eficientes de energia (BUDNY e SOTERO, 2007). No entanto, não serão abordados nesse trabalho parâmetros técnicos relativos ao cultivo de soja ou de dendê, que também devem ser avaliados no momento da escolha da matéria-prima.

Segundo Sprules e Preice (1950), para se fazer uma transesterificação, via mais comum de produção de biodiesel, o álcool escolhido deve conter de um a oito átomos de carbono, sendo alifático primário ou secundário. Os álcoois

mais utilizados são o metanol, o etanol, o propanol e o butanol. Devido ao seu baixo custo e por possuir algumas vantagens técnicas com relação ao etanol, o metanol é o álcool preferido em todo o mundo. Mas o etanol é bastante interessante para o Brasil, uma vez que o país já possui uma indústria de etanol muito bem estruturada e que o biodiesel gerado pode ser considerado totalmente sustentável.

O metanol pode ser produzido a partir de gás natural, petróleo, como destilado de pirólise de carvão e como produto de gaseificação de biomassa. Ele é mais barato e mais ativo que o etanol para a produção de biodiesel. A quantidade necessária no processo é menor. A reação é mais rápida, levando a menores custos volumétrico e energético. Entretanto, suas principais fontes não são renováveis e, por ser tóxico e volátil, oferece maiores risco operacionais (QUELHAS, 2012).

Já o etanol é produzido principalmente através da fermentação de açúcares, sendo dessa forma plenamente renovável. Além dessa via, pode-se produzir etanol através da hidratação de alcanos, por conversão enzimática de gás sintético e por síntese a partir de petróleo ou carvão. Ele é menos tóxico e menos volátil que o metanol, oferecendo menores riscos de incêndio e contaminação. Com ele produz-se um biodiesel com maior índice de cetano e lubricidade. Porém, é notável a dificuldade em separar a água utilizada no processo, devido à formação de azeótropo. A água pode ser danosa à reação de transesterificação. Isso pode implicar em maiores custos com equipamentos e energia. Além disso, os ésteres formados apresentam maior interação com o glicerol, o que dificulta a separação (QUELHAS, 2012).

1.3.3.2 - Produtos e Efluentes

Depois do biodiesel, o maior produto oriundo da transesterificação de triglicerídeos é a glicerina. Normalmente, chama-se de glicerina o glicerol com baixo grau de pureza. Essa é a definição adotada neste trabalho. Quimicamente, o glicerol é um produto fortemente polar, em oposição ao biodiesel que é apolar.

Isso traz para o processo a interessante característica de lidar com meios bifásicos. Para cada tonelada de biodiesel produzido são produzidos também cerca de 100 Kg de glicerina (ZHANG et al., 2003a). A presença de glicerina no biodiesel pode levar à formação de acroleína durante a combustão. Trata-se de um composto tóxico e que contribui para a formação de depósitos de carbono no motor (MITTELBAACH et al., 1983). Por isso, após a transesterificação o processo deve conter etapas responsáveis por separar todo esse material, juntamente com outros subprodutos indesejados como di e monoglicerídeos, sabões, ácidos graxos livres e água. A glicerina bruta gerada no processo, se tratada, pode ser vendida para uma série de indústrias, agregando valor ao processo. O glicerol é amplamente utilizado nas indústrias de cosméticos, fármacos, alimentos, explosivos, tintas e vernizes (ZHANG et al., 2003a). Uma outra importante via de consumo do glicerol é a produção de poliglicerol, que é muito usado como surfactante em diversas indústrias. E antevendo o crescimento da indústria de biocombustíveis, muitos estudos vêm sendo feitos em novas formas de se aproveitar esse subproduto. Destaca-se o trabalho de Manfro (2013), que estudou a reforma do glicerol para produção de hidrogênio, outra fonte de energia limpa e com enorme potencial.

Uma vez que uma grande variedade de matérias-primas e uma grande variedade de tecnologias estão disponíveis para a produção de biodiesel, a eficiência do processo e a identidade dos efluentes pode variar. Tratando-se da transesterificação em meio alcalino, o catalisador também deve ser removido, tanto do biodiesel quanto da glicerina, caso deseje-se produzir glicerol de mais elevada pureza. Uma lavagem com água é suficiente para extrair o catalisador do biodiesel. Depois, um ácido deve ser escolhido para neutralização do catalisador e o sal formado pode ser mais facilmente removido da glicerina. Dependendo da escolha do catalisador básico e do ácido usado para remoção, o sal formado pode ser economicamente interessante.

Além do rejeito sólido formado, os efluentes da transesterificação alcalina são essencialmente correntes de etanol impuro, glicerina e óleo não reagido. É importante dar o tratamento adequado a cada um desses efluentes, visando a redução dos custos com sua disposição, a obtenção de créditos com a venda ou recirculação do material e visando também tornar o processo ambientalmente

mais interessante. Justamente por conta da diferença que pode haver entre os efluentes gerados por uma matéria-prima ou outra é importante avaliar cada uma separadamente para escolher os processos de tratamento que melhor se adequam.

1.3.4 – Processos de Produção de Biodiesel

Atualmente, são conhecidas diversas rotas tecnológicas para a produção de biodiesel. Muitas delas ainda não se mostraram viáveis industrialmente, outras estão em fase de estudo e implementação. A maioria é baseada na reação de transesterificação, cuja estequiometria é mostrada na Figura 1.3.

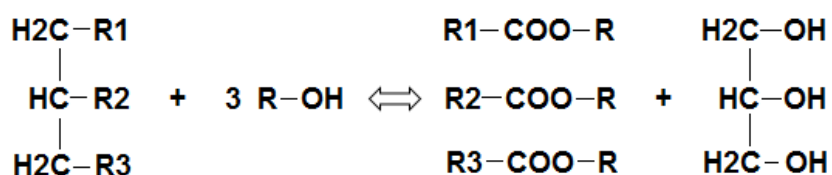


Figura 1.3 – Reação de transesterificação.

A transesterificação também é conhecida como alcoólise, pois um álcool é usado para a transformação do óleo ou gordura. É a rota mais empregada na indústria. Os triacilglicerois (triglicerídeos) reagem com álcoois de cadeia curta, na proporção estequiométrica de 1:3, para formar novos ésteres graxos (biodiesel) e glicerol. A transesterificação é uma reação reversível e para o deslocamento do equilíbrio se faz necessária a adição de um excesso de álcool (FREEDMAN, BUTTERFIELD e PRYDE, 1986; FREEDMAN, PRYDE e MOUNTS, 1984). Dependendo da tecnologia utilizada, para atingir elevadas conversões será necessária a utilização de catalisadores, que podem ser básicos, ácidos ou enzimáticos. A transesterificação com metanol é fortemente exotérmica, enquanto que com o etanol, propanol e butanol ela é levemente endotérmica (FABIANO, 2007).

A transesterificação por catálise homogênea alcalina é a via mais empregada industrialmente. Essa preferência se deve ao menor tempo de reação requerido, menor temperatura reacional e menores razões molares entre o álcool e o óleo (FREEDMAN, BUTTERFIELD e PRYDE, 1986; FREEDMAN, PRYDE e MOUNTS, 1984). Além disso, o meio alcalino é menos corrosivo que o meio ácido, de modo que os equipamentos podem ser construídos com aço-carbono desde que a concentração de hidróxido de sódio, por exemplo, seja menor que 50% em massa, para temperaturas entre a ambiente e 90 °C (DAVIS, 2000). Os catalisadores mais utilizados são o hidróxido de sódio (NaOH) e o hidróxido de potássio (KOH) (ZHANG et al., 2003a). Um grande problema desta rota é o elevado risco de saponificação, ou seja, formação de sabão através da reação entre o catalisador e os ácidos graxos livres, promovida pela presença de água. Além de se perder eficiência na formação de produtos, a separação pode ser dificultada pela formação de emulsões. Segundo Freedman (1984), o conteúdo de ácidos graxos na entrada do reator de transesterificação deve ser inferior a 0,5% em massa e o conteúdo de água inferior a 0,05% em massa para eliminar completamente o risco de saponificação. Portanto, os óleos devem passar por um pré-tratamento para diminuição de acidez e umidade antes de seguir para a transesterificação.

A catálise homogênea ácida pode ser o método mais indicado quando há um elevado teor de ácidos graxos livres no óleo, como é comum em óleos de reuso e no óleo de dendê. Ela permite a utilização de óleos com teores de ácidos graxos livres superiores a 5% em massa, no entanto é sensível ainda a teores de água maiores que 0,5% em massa. Nesse método, o catalisador mais usado é o ácido sulfúrico (H₂SO₄). A reação é mais lenta que a catálise homogênea alcalina e maiores quantidades de álcool são necessárias (CANAKCI e GERPEN, VAN, 2003). Segundo Davis (2000), há um sério risco de corrosão se a concentração de ácido sulfúrico for menor que 5% ou maior que 85% em massa e a temperatura for menor que a de ebulição do ácido sulfúrico. Nesses casos, será necessária a utilização de materiais especiais e substancialmente mais caros na construção dos equipamentos, como aço inoxidável (ZHANG et al., 2003a). Se não utilizada como a etapa de reação principal, a catálise

homogênea ácida pode ser usada como pré-tratamento, visando a eliminação de ácidos graxos livres que poderiam formar sabões no reator principal.

Uma outra alternativa é a catálise heterogênea, que pode ser ácida ou alcalina. A sua vantagem consiste principalmente nos menores custos requeridos para separação do catalisador. No caso de meios reacionais multifásicos, um hidrociclone ou um filtro podem ser utilizados. O catalisador pode ser regenerado e reutilizado no processo. No caso da utilização de leitos fixos, a etapa de separação é completamente eliminada. A velocidade de reação dependerá da razão molar álcool/óleo e do tipo de catalisador, mas a reação costuma ser muito lenta, havendo a necessidade de se recorrer a elevadas temperaturas e agitação (OLIVEIRA, 2008; SUPPLE et al., 2002). Segundo West (2008), seria possível obter um processo mais lucrativo fazendo-se uso da catálise heterogênea, que reduziria custos com equipamentos, solventes e álcool. Mas essa tecnologia ainda está em fase de busca por catalisadores, estudos cinéticos ainda precisam ser realizados e os efeitos dos ácidos graxos livres e da água sobre os catalisadores ainda necessitam de maior explanação.

Lipases também podem ser usadas para hidrolisar os ésteres de glicerol e promover a formação de biodiesel. Essa é a chamada catálise enzimática. As enzimas atuam imobilizadas em diversos tipos de microorganismos, como *Pseudomonas cepacia*, *Pseudomonas fluorescens*, *Rhizomncor mieheri*, *Candida antárctica* e *Rhizopus oryzae*. Os tempos de reação podem variar, mas a princípio são bastante elevados e por isso esse tipo de catalisador raramente é utilizado (LEE, LIÃO e SHIELD, 2003; MA e HANNA, 1999).

O uso de condições supercríticas é uma alternativa que tem ganho bastante atenção atualmente. Neste processo, a transesterificação pode ser realizada sem a presença de catalisadores, reduzindo custos com a separação. Altas pressões e temperaturas são utilizadas. A ideia é fazer com que a mistura se torne homogênea, aumentando o contato entre os reagentes. É um processo com elevada velocidade de reação. Estima-se que poucos minutos sejam suficientes para converter todo o triglicerídeo em uma batelada. Teores de álcool e de água de até 36% e 30% em massa, respectivamente, seriam tolerados. No entanto, a elevada relação álcool/óleo e as elevadas temperatura e pressão

necessárias ainda tornam o processo industrialmente inviável (KUSDIANA e SAKA, 2004; QUELHAS, 2012; WEST, POSARAC e ELLIS, 2008).

Vias diferentes da transesterificação também podem ser utilizadas. A mais comum é a pirólise, que consiste na conversão de substâncias em outras através de aquecimento. As cadeias mais longas são degradadas, originando cadeias menores. Esta técnica não faz uso de álcool e catalisadores. No entanto, o rendimento da reação é baixo, há formação de alcanos e alcenos indesejáveis e o custo dos equipamentos pode ser muito elevado para operações em menor escala (OLIVEIRA, 2008).

1.4 – Objetivo do Trabalho

O objetivo do trabalho é comparar, com base em fluxogramas básicos de processos, a produção de biodiesel via catálise homogênea alcalina a partir do óleo de soja e de dendê.

Para tal, foi utilizado o simulador de processos SimSci PRO/II, da Invensys Software. O PRO/II é interessante para a simulação de problemas relacionados a biodiesel porque possui um banco de dados específico sobre o tema, onde constam diversos compostos, como mono, di e triglicerídeos, ácidos graxos e ésteres graxos, dentre outros. É particularmente interessante para este trabalho porque não foram encontrados na literatura, até então, nenhum outro trabalho semelhante realizado nesse software. Diferenças são esperadas com relação ao que foi obtido por outros autores em outros simuladores de processos. O procedimento para a simulação de processos envolve a definição dos componentes químicos presentes, a seleção do pacote termodinâmico, a determinação da capacidade de produção, a seleção dos equipamentos necessários e a montagem do fluxograma de processo.

Em um primeiro momento, os fluxogramas foram construídos no PRO/II com base no fluxograma apresentado por Zhang et al. (2003a). As condições de processo foram sendo aperfeiçoadas, para que os produtos fossem obtidos dentro das especificações e para que os custos com reagentes e solventes

fossem minimizados. Soja e dendê eventualmente demandam condições distintas de processamento, conforme será mostrado adiante.

Depois, foram feitas propostas de tratamento dos efluentes de processo, visando aproveitar ao máximo a matéria-prima não reagida e visando a obtenção de créditos com a venda de glicerina e etanol, reduzindo o custo de produção e o impacto ambiental dos processos.

Por último, foram dimensionados os equipamentos e foi realizada uma análise econômica dos processos, com cada alternativa de tratamento dos efluentes. A análise mostrou se e quanto cada alternativa contribui ou compromete economicamente os processos.

Parâmetros técnicos e econômicos semelhantes são usados para a soja e para o dendê para permitir uma real comparação. Nesse ínterim, as mesmas tecnologias e as mesmas fórmulas de custo foram utilizadas para as duas oleaginosas.

O cenário econômico proposto no trabalho remete ao Brasil no final do 1º semestre do ano de 2014. No entanto, os preços utilizados podem ser facilmente alterados caso deseje-se adaptar os valores a outra época ou região. Uma vez realizada a comparação entre as duas matérias-primas, espera-se que a metodologia proposta possa ser aplicada facilmente a outras matérias-primas ou a outras tecnologias.

CAPÍTULO 2 – ESTADO DA ARTE

Neste capítulo, relata-se a revisão bibliográfica acerca dos tópicos pertinentes para a realização deste trabalho. Primeiro, é descrita a tecnologia adotada para o pré-tratamento da matéria-prima e as informações disponíveis na literatura acerca da reação química envolvida. A seguir, é feita uma revisão da reação de transesterificação dos triglicerídeos, abordando a cinética de reação, os catalisadores envolvidos, sua aplicação industrial e peculiaridades técnicas. São pontuados também os trabalhos que envolveram simulação de processos e avaliações econômicas da produção de biodiesel.

2.1 – Pré-Tratamento da Matéria-Prima

Conforme discutido anteriormente, para serem usados na produção de biodiesel via catálise homogênea alcalina, óleo ou gordura devem estar isentos de acidez e umidade. Após extraídos dos grãos, sementes, polpas ou partes de animais nos quais são formados, eles se encontram na forma bruta, contendo impurezas de vários tipos, água e um teor de acidez elevado. Então são empregados pré-tratamentos visando a remoção desses constituintes.

A forma convencional de preparo da matéria-prima envolve uma etapa de condicionamento, na qual são quebrados os lipídeos não-hidrolisáveis em formas hidrolisáveis através da ação de um ácido forte sob aquecimento. Em seguida, o óleo segue para uma etapa de neutralização (remoção da acidez), que pode ser feita com soda cáustica, formando sabões. Os sabões são separados, normalmente por centrifugação, e o óleo segue para uma etapa de lavagem, que visa a remoção de sabão residual e outros contaminantes. A lavagem costuma ser feita com água, a quente. Em seguida, o óleo é submetido a uma etapa de secagem. O óleo obtido é dito, então, refinado. Este deve atender a determinadas especificações, conforme legislação aplicável (INNOCENTINI, 2007). O processo completo pode ser visualizado nas Figuras 2.1 a 2.4.



Figura 2.1 – Pré-tratamento: condicionamento.

Fonte: (INNOCENTINI, 2007)



Figura 2.2 – Pré-tratamento: neutralização.

Fonte: (INNOCENTINI, 2007)

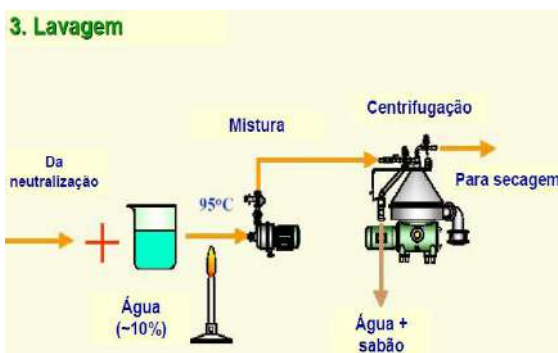


Figura 2.3 – Pré-tratamento: lavagem.

Fonte: (INNOCENTINI, 2007)

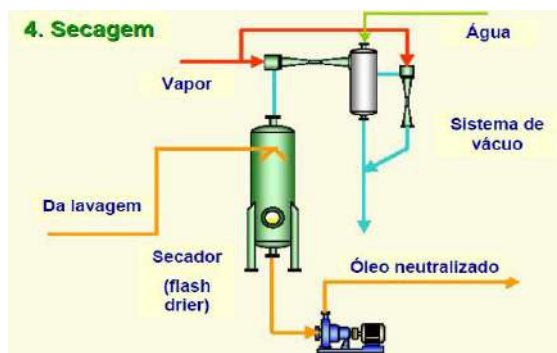


Figura 2.4 – Pré-tratamento: secagem.

Fonte: (INNOCENTINI, 2007)

Pensando na integração do processo de refino do óleo residual e do processo de transesterificação para produção de biodiesel, Zhang et al. (2003a) sugeriram a utilização de uma outra forma de pré-tratamento, que também foi adotada por outros autores que o sucederam (WEST, POSARAC e ELLIS, 2008). Ela é baseada na proposta de Lepper e Friesenhagen (1986), que sugeriram que a remoção dos ácidos graxos livres no óleo seja feita por esterificação desses com um álcool de cadeia curta através de catálise ácida. Idealmente, o álcool utilizado seria o mesmo álcool utilizado na reação de transesterificação. Devido à simplicidade do processo sugerido e diante das perspectivas de menores custos envolvidos, esse foi o processo adotado nesse trabalho.

Os autores sugerem que a quantidade de álcool utilizado esteja preferencialmente entre 15% e 30% do volume de óleo a ser tratado. Além do álcool os autores sugerem a utilização de um agente de separação, que seja

suficientemente polar e mais denso que o álcool utilizado. Sua função é facilitar a remoção do catalisador ácido e da água formada na reação, já visando a etapa posterior de transesterificação. Convenientemente, os autores indicam o glicerol como sendo o agente de separação ideal, dado que ele pode ser fornecido pela própria reação de transesterificação que se sucederá. Idealmente, a quantidade de catalisador utilizado deve estar entre 0,5% e 5% em massa, baseado na quantidade de óleo bruto. A reação pode ser dar a pressões abaixo de 5 bar e a temperaturas entre 50 °C e 100 °C. Nessas condições os autores garantem que a reação de esterificação entre os ácidos graxos livres e o álcool é a mais rápida, sendo desprezíveis as reações de transesterificação do óleo ou de esterificação entre os ácidos graxos e o glicerol. Em ensaios de trinta minutos, os autores obtiveram conversões acima de 95% dos ácidos graxos, seja com metanol, etanol ou butanol. A única mudança sugerida por Zhang et al. (2003a) é que o glicerol não fosse adicionado durante a reação, mas em uma etapa posterior de lavagem do produto. Essa foi a estratégia adotada neste trabalho.

A reação de esterificação dos ácidos graxos livres pode ser vista na Figura 2.5. Destaca-se a grande dificuldade em se encontrar na literatura parâmetros cinéticos para essa reação. Embora vários autores tenham feito trabalhos sobre o tema, poucos são os que permitem a realização de um estudo comparativo, como este trabalho, em que optou-se pelo uso de condições semelhantes para o processamento da soja e do dendê. Devido à diferente natureza dos compostos graxos presentes em cada óleo, seria importante que se tivesse dados cinéticos para estes dois óleos, em condições semelhantes. Mas tal informação não foi encontrada. Além disso, embora haja muitos trabalhos acerca

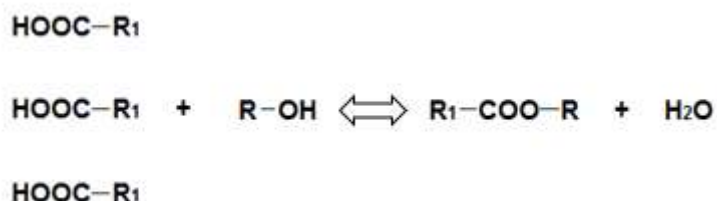


Figura 2.5 – Esterificação de ácidos-graxos livres.

da esterificação com metanol, há muito pouca informação sobre a reação com etanol (CHONGKHONG et al., 2007; FARAG, EL-MAGHRABY e TAHA, 2011; HASSAN e VINJAMUR, 2014; KHAN, YUSUP e AHMAD, 2010; LIANHUA et al., 2010; ZHANG e JIANG, 2008).

Marchetti e Errazu (2008) estudaram a esterificação de ácido oleico disperso em óleo de girassol com etanol e ácido sulfúrico como catalisador. Eles destacam que quanto maior a quantidade de álcool utilizada, menor a velocidade de reação e maior a conversão de equilíbrio. Isso se deve à separação de fases ocasionada pela grande quantidade de álcool, que carrega consigo o catalisador. Com tempo e agitação apropriados, no entanto, a maior quantidade de um dos reagentes desloca o equilíbrio no sentido de maiores conversões. As temperaturas utilizadas pelos autores são baixas e não foram obtidos parâmetros cinéticos.

Pisarello et al. (2010) estudaram a esterificação de óleo de coco e óleo de girassol com metanol e etanol. Os autores destacam a importância de se considerar as reações paralelas de transesterificação, que consomem o álcool, e a alquilação entre o catalisador e o álcool, que parece influenciar mais a cinética da esterificação do que o poder inibitório da água. Os autores propuseram modelos de segunda ordem reversível para esta reação e obtiveram maiores taxas de reação para o metanol do que para o etanol. O efeito inibitório da água na esterificação por catálise ácida homogênea e heterogênea foi comprovada por Park et al. (2010).

2.2 – Transesterificação via Catálise Homogênea Alcalina

Como dito anteriormente, essa é a rota mais bem consolidada para a produção de biodiesel. Mas embora ela já venha sendo estudada há muito tempo, ainda há divergências acerca da cinética e do mecanismo de reação. Além disso, há determinadas peculiaridades técnicas que a fazem bastante interessante do ponto de vista da pesquisa científica ou do projeto de equipamentos e processos. Esses tópicos são abordados a seguir.

2.2.1 – Cinética

Estudos em escala de bancada apontaram temperaturas em torno de 60 °C e razão metanol/óleo de 6:1 como condições recomendáveis para a transesterificação (FREEDMAN, PRYDE e MOUNTS, 1984; NOUREDDINI e ZHU, 1997). Freedman et al. (1986), Noureddini e Zhu (1997) e Darnoko e Cheryan (2000) estudaram a cinética dessa reação e mostraram que, em 90 minutos, era possível obter uma conversão de 90% a 98%. Os autores concordam com cinéticas de segunda ordem reversível ou pseudo-segunda ordem para as reações. Assim como ocorre com a esterificação, dados cinéticos para a transesterificação com etanol ainda são escassos.

Kucek et al. (2007) fizeram um estudo fatorial 2^3 para avaliar as melhores condições para a etanolise do óleo de soja. Rendimento de 97,5% foi obtido quando foi utilizada uma razão molar etanol/óleo 12:1, 70 °C e 0,3% m/m de NaOH. Nesse estudo, os resultados obtidos para o KOH, segundo os autores, foram piores que para o NaOH.

Garnica (2009) utilizou diversos planejamentos experimentais fatoriais para determinar as condições ótimas de reação do óleo de palma, do óleo de soja e do óleo de coco, com os catalisadores hidróxido de sódio, hidróxido de potássio, etóxido de sódio e guanidina e para determinação dos parâmetros cinéticos. A condição ótima para a soja foi obtida com o catalisador NaOH, razão molar álcool/óleo 9,36:1 e 1,31% em massa de catalisador. A temperatura de reação não teve influência estatisticamente significativa na faixa estudada. Para o dendê, a condição ótima ocorreu com o catalisador etóxido de sódio, a 1,03% em massa de catalisador e 10,41 de razão molar álcool/óleo. Os parâmetros cinéticos foram determinados apenas nessas condições para ambos os óleos, impedindo que seja feita uma análise comparativa proveitosa neste trabalho. Mas uma informação interessante pode ser tirada do ponto central experimental de ambos os óleos (50 °C, 75 min, 1% de catalisador, relação etanol/óleo 9:1). Como nesse ponto foram realizadas réplicas dos experimentos, os dados são mais confiáveis. Além disso, as condições se aproximam das que foram apontadas como ótimas para a soja pelo mesmo autor e por Silva, Camargo e

Ferreira (2011). Nesse ponto, a conversão média para a soja foi de 98% com o NaOH e de 99% com o KOH. Para o dendê, a conversão média foi de 95% com o NaOH e de 96,5% com o KOH.

Silva, Camargo e Ferreira (2011) fizeram um planejamento composto central para determinar as condições ótimas da etanolise do óleo de soja. Metodologia de superfície de resposta foi usada para avaliar o efeito combinado de temperatura de reação, concentração de catalisador, tempo de reação e relação molar álcool/óleo. Os autores observaram condições ótimas de reação a 56,7 °C, 1,3 mol/L de NaOH, 80 minutos de reação e razão molar 9:1.

A cinética da etanolise do óleo de dendê catalisada por etóxido de sódio 1% m/m e razão molar álcool/óleo 12:1 foi estudada por Shahla, Ngoh e Yusoff (2012). Os autores alegam ter obtido 97,5% de rendimento em etil-ésteres. Segundo eles, a cinética da reação se ajusta bem a um modelo de 2ª ordem irreversível.

2.2.2 – Catalisadores

Os catalisadores básicos mais comuns são o hidróxido de sódio (NaOH) e o hidróxido de potássio (KOH). As quantidades recomendadas na literatura estão entre 0,1% e 1% em relação à massa de óleo ou gordura utilizada (OLIVEIRA, 2008). A utilização de pouco catalisador torna as reações muito lentas, mas o excesso pode favorecer a formação de sabão (INNOCENTINI, 2007), de modo que essa quantidade deve ser otimizada. O hidróxido de sódio é mais barato que o hidróxido de potássio. No entanto, após ser removido do biodiesel, o potássio pode entrar na composição de fertilizantes, que podem ser aproveitados nas próprias plantações de oleaginosas, gerando créditos financeiros e ambientais para o processo (VICENTE, MARTÍNEZ e ARACIL, 2004). Alguns autores observam que o KOH é mais ativo que o NaOH, embora isso não seja uma regra (GARNICA, 2009; SHAHBAZI et al., 2012). Alcóxidos de sódio e potássio também são utilizados (FREEDMAN, BUTTERFIELD e PRYDE, 1986; FREEDMAN, PRYDE e MOUNTS, 1984; GARNICA, 2009). Mas

por conta dos menores custos, os hidróxidos de sódio e potássio ainda são preteridos (FRANÇA e RODRIGUES, 2009).

2.2.3 – Aplicação Industrial

Muitos estudos foram necessários para que a catálise alcalina se tornasse um processo industrial. Kreutzer (1984) sugeriu um processo em altas pressões (90 bar) e temperaturas (240 °C), mas críticas foram feitas a ele por conta do alto custo dos equipamentos envolvidos, do alto consumo de energia e dos problemas com segurança. Na sequência, outros autores continuaram desenvolvendo soluções para essas questões até que Connemann e Fischer (1998) estruturaram um processo para produção de biodiesel por catálise alcalina a pressão ambiente e temperaturas entre 65 e 70 °C, a partir de óleo de colza refinado. Esse processo teve imediato sucesso e é hoje a base para o desenvolvimento de novos fluxogramas. Ele faz uso de uma coluna de destilação para separar o metanol do biodiesel e do glicerol. O metanol é reciclado para o reator de transesterificação e a purificação do biodiesel é feita através de lavagem com água. Essa última etapa também mereceu especial atenção na indústria. Karaosmanoglu et al. (1996) concluíram que uma lavagem com água a 50 °C seria uma boa forma de se obter um biodiesel de alta pureza.

2.2.4 – Peculiaridades Técnicas do Processo

Uma característica interessante é a natureza bifásica do processo. Quanto menor a cadeia do álcool utilizado, mais polar é o composto. Além disso, um dos produtos da transesterificação é o glicerol, que é altamente polar. No entanto, óleo e biodiesel são altamente apolares. Essa diferença de polaridade poderia implicar em problemas de transferência de massa ao longo da reação. Entretanto, os autores que primeiramente estudaram a cinética de transesterificação do processo, Freedman et al. (1986; 1984), Nouredini e Zhu (1997), Darnoko e Cherian (2000), concluíram que esta limitação à transferência

de massa só ocorre nos primeiros instantes de reação, de modo que seus efeitos podem ser desprezados em uma simulação básica do processo sem implicar em grandes erros. De qualquer forma, é importante que se promova a agitação do sistema.

Outra curiosidade é que, apesar do grande número de trabalhos feitos com relação à cinética do processo, o mecanismo exato de reação ainda é desconhecido. E mesmo atendo-se a leis de potências, os autores divergem com relação à ordem de reação. A maioria dos autores propõem reações reversíveis de segunda ordem para a transesterificação com metanol. Mas os valores encontrados para as constantes de reação e energia de ativação variam entre os trabalhos e entre as oleaginosas.

Se a natureza bifásica do processo não interfere tanto na reação, ela será crucial para as etapas de separação que virão em sequência, principalmente na lavagem com água. Não é tão relevante na separação do álcool logo após o reator. Apesar dos simuladores de processo conterem algoritmos capazes de calcular equilíbrios bifásicos, a destilação é baseada na diferença de volatilidade entre os compostos. Nesse caso específico, por experiência própria, é possível dizer que não há diferenças significativas entre simular o equilíbrio bifásico ou não. Simular o equilíbrio bifásico na coluna, nesse caso, implicaria apenas em um maior custo computacional.

A última observação é com relação às condições de reação. Primeiramente, como a reação é reversível, deve-se utilizar um excesso de álcool para promover mais elevadas conversões. No entanto, quanto maior a quantidade de álcool utilizado, maior o custo inerente ao processo e por isso é tão importante se preocupar com o reciclo do álcool. Uma observação pertinente é que, nesse ponto, metanol é muito mais fácil de se separar que o etanol, inclusive porque na presença de umidade o etanol poderia formar azeótropo. Se contiver água, o álcool reciclado à carregará para o reator de transesterificação, onde ela não deve estar presente por conta do risco de saponificação. Além disso, há uma limitação com relação à temperatura, uma vez que o metanol tem um ponto de ebulição de 64,7 °C e o etanol 78,4 °C. Supondo que a reação só aconteça na fase líquida, é interessante manter a maior quantidade de álcool possível em mistura. Para tal, utiliza-se um pequeno aumento de pressão. Zhang

et al. (2003a) recomendam a pressão de 4 bar. Esse aumento é suficiente para manter o álcool na fase líquida, sem requerer a utilização de reatores próprios para sistemas sob pressão, que são muito mais caros.

Tudo isso faz do processo de produção de biodiesel via catálise homogênea alcalina um processo bastante interessante a nível de simulação computacional.

2.3 – Simulação da Produção de Biodiesel

Zhang et al. (2003a) fizeram um trabalho pioneiro em termos de simulação computacional aplicada à produção de biodiesel. Em seu trabalho, os autores compararam quatro vias de produção: a catálise homogênea alcalina de óleo vegetal virgem (sem ácidos graxos), a catálise homogênea alcalina de óleo usado (contendo ácidos graxos), a catálise homogênea ácida de óleo usado e a catálise ácida com a utilização de hexano para extração do biodiesel, também feita a partir de óleo usado. Os objetivos do trabalho eram principalmente mostrar quão vantajosas seriam essas alternativas à catálise homogênea alcalina e quão vantajosa seria a utilização de óleo de reuso no processo, na busca por um custo muito inferior de matéria-prima. Os fluxogramas propostos pelos autores foram baseados nas soluções apresentadas por Connemann e Fischer (1998) e foram reproduzidos no software HYSYS.Plant NetVers 2.1.3, da Hyprotec Ltd. Para o pré-tratamento do óleo vegetal residual, etapa necessária anteriormente à catálise homogênea alcalina, foi proposta a tecnologia apresentada por Lepper e Friesenhagen (1986). O álcool escolhido para a transesterificação foi o metanol. O óleo vegetal foi simulado de maneira simplificada pelo composto trioleína, que em geral é um dos compostos em maior proporção nos óleos vegetais, especialmente no de canola, que os autores queriam representar, e cujos compostos relacionados, ácido oleico e metil-oleato, se encontravam disponíveis no simulador. Embora não estivesse presente no banco de dados do simulador, os autores criaram a trioleína como um pseudo-componente, cujas propriedades mais importantes foram tiradas da literatura. Foram avaliados os fluxos materiais e de energia e dimensionados os equipamentos, de modo a

permitir futura avaliação econômica dos processos. O trabalho de Zhang et al. (2003a) serviu de base para uma série de trabalhos que se seguiram (CONCEIÇÃO, 2014; FRANÇA e RODRIGUES, 2009; QUELHAS, 2012; WEST, POSARAC e ELLIS, 2008) e também é a base para este trabalho.

West et al. (2008) desenvolveram um trabalho nos mesmos moldes do trabalho de Zhang et al. (2003a), inclusive no que se refere aos parâmetros dimensionais e econômicos adotados, de modo a permitir comparação. Pequenos ajustes foram feitos apenas em algumas condições processuais. O objetivo era comparar como possíveis alternativas para a produção de biodiesel a catálise homogênea alcalina, a catálise homogênea ácida, a catálise ácida heterogênea e o processamento em meio supercrítico, sempre fazendo uso de óleo residual e metanol como matérias-primas.

França e Rodrigues (2009) reproduziram o fluxograma proposto por Zhang et al. (2003a) para a catálise homogênea do óleo de girassol puro, sem ácidos graxos. Foi utilizado o software UniSim® Design Suíte R370.1, com o objetivo de avaliar técnica e economicamente o processo. O óleo de girassol e o biodiesel foram simulados como pseudo-componentes, cujas propriedades foram calculadas a partir das propriedades de mistura dos triglicerídeos presentes no óleo (25% trioleína, 64% trilinoleína, 7% tripalmitina e 4% triestearina). As grandes inovações trazidas por esse trabalho foram a utilização do etanol ao invés do metanol e a determinação experimental da cinética de transesterificação, de modo a prover ao simulador informações mais acertadas com relação à reação (Zhang et al. (2003a) e West et al. (2008), na falta de informação disponível, fizeram uso de reatores de conversão, sem entrar em detalhes com respeito à cinética).

Quelhas (2012) também reproduziu o fluxograma proposto por Zhang et al. (2003a) para a catálise homogênea alcalina no software Aspen Plus, da Aspen Tech. As mesmas simplificações foram feitas e uma escala semelhante foi adotada para o processo. Também só foi simulado o processamento do óleo vegetal puro, sem ácidos graxos. Foi usado metanol como matéria-prima. O catalisador utilizado foi o KOH, em contraste com o NaOH utilizado pelos autores anteriormente citados. O objetivo deste trabalho era fazer uma integração energética na planta, visando a redução de custos com trocadores de calor e

utilidades. É uma forma de tornar a produção de biodiesel mais competitiva economicamente.

Já Conceição (2014) fez uma modelagem muito mais precisa dos óleos utilizados. Seu objetivo era avaliar o óleo de microalgas para a produção de biodiesel como alternativa aos óleos vegetais tradicionais, a nível técnico e ambiental. Os compostos graxos não foram representados como pseudo-componentes. Cada triglicerídeo foi incluído individualmente, inclusive triglicerídeos compostos por combinações de diferentes cadeias graxas, e suas propriedades foram estimadas pelo método de contribuição de grupos de Constantinou e Gani. O elevado nível de detalhamento tinha por objetivo permitir, com a maior precisão possível, a determinação de propriedades como ponto de fulgor, número de cetano, ponto de névoa e ponto de entupimento de filtro a frio, de modo a permitir a avaliação técnica dos combustíveis produzidos. No entanto, foi utilizado o metanol como matéria-prima e não foi considerada a presença de ácidos-graxos livres e o tratamento adequado para a sua remoção.

2.4 – Avaliações Econômicas e Estudos de Sensibilidade

Nelson et al. (1994) realizaram um estudo de viabilidade econômica de uma planta de biodiesel capaz de produzir cerca de 100.000 toneladas por ano. Como matéria-prima, eles escolheram o sebo-bovino, que foi transesterificado com metanol em meio alcalino. O investimento total estimado para construção da planta ficou em 12 milhões de dólares. O custo de produção anual foi quase três vezes superior ao investimento, 34 milhões de dólares. Eram gerados 6 milhões de dólares com a venda da glicerina. Nessas condições, o preço de equilíbrio do biodiesel, ou seja, o preço no qual a receita se iguala ao custo total de produção, foi estimado em 340 dólares por tonelada.

Noordam e Withers (1996) fizeram a avaliação econômica de uma planta com capacidade de aproximadamente 7.800 toneladas por ano de biodiesel, operando em batelada. Eles escolheram o óleo de canola como matéria-prima e aproveitaram em suas análises o crédito gerado pela venda do farelo de canola,

que correspondia no caso a 2,3 milhões de dólares. Embora não tenham sido revelados detalhes acerca do fluxograma utilizado como base para seus cálculos, o custo com equipamentos foi estimado em 695.656 dólares para a unidade de transesterificação. Os autores não levaram em conta custos com patentes e royalties, supervisão, pesquisa e desenvolvimento, etc. e não divulgaram o investimento total necessário para a construção da planta. O custo de produção total foi estimado em 5,95 milhões. Era gerado um crédito de 0,9 milhões com a venda da glicerina. Nessas condições, o ponto de equilíbrio foi obtido com o biodiesel sendo vendido a 763 dólares por tonelada.

Noordam e Withers (1996) também fizeram uma análise de sensibilidade com os preços da semente de canola e da glicerina. Eles concluíram que a cada US\$ 0,01/kg aumentado no custo da matéria-prima, o preço do biodiesel deveria aumentar em US\$ 0,03/kg. Já para cada US\$ 0,11/kg aumentado no preço da glicerina, US\$ 0,01/kg deveria diminuir no preço do biodiesel. Esses valores não devem ser aplicados de maneira generalizada para qualquer processo, mas já mostram quão suscetível é o preço do biodiesel a variações no preço da matéria-prima.

Bender (1999) fez uma revisão de 12 estudos de viabilidade econômica e constatou que o preço de equilíbrio do biodiesel produzido por oleaginosas ou por gordura animal poderia variar entre 0,3 e 0,69 dólares por litro, desde que sejam incluídos créditos com a venda de farelo e glicerina e que as unidades de moagem e esterificação permaneçam integradas às unidades de coleta de grãos ou sebo, reduzindo o investimento requerido. Partindo-se de óleos vegetais ou de borra ácida, os preços de equilíbrio foram estimados de forma não rigorosa entre 0,54 e 0,62 dólares por litro e entre 0,34 e 0,42 dólares por litro, respectivamente. Devido ao reduzido preço do óleo diesel nos Estados Unidos naquela época, o autor concluiu que biodiesel não era economicamente viável, a não ser que recebesse subsídios governamentais. Ele diz ainda que a grande volatilidade do preço do biodiesel se deve ao custo das matérias-primas e às possibilidades de crédito.

Zhang et al. (2003b) ressaltam que faltavam nos trabalhos precedentes detalhes com relação ao processo e com relação à análise econômica efetuada. Eles destacam ainda que cada autor utilizou um critério diferente para avaliar a

produção de biodiesel. Eles então propõem a avaliação econômica das quatro tecnologias investigadas em seu trabalho anterior com base nos critérios de investimento fixo, custo total de produção, taxa anual de retorno sobre o investimento e preço de equilíbrio do biodiesel. Os resultados obtidos podem ser visualizados na Tabela 2.1.

Com relação ao investimento fixo, os autores ressaltam o peso que a unidade de transesterificação teve nos processos catalisados por ácido. Como é requerida maior quantidade de metanol, são necessários maiores volumes. Além disso, por causa da presença de ácido sulfúrico os equipamentos devem ser construídos com aço inoxidável. A unidade de separação no processo com hexano também contribuiu para o aumento do capital investido, devido ao maior volume de solventes que as colunas de separação têm que suportar. E a unidade de pré-tratamento é responsável por dobrar o investimento necessário para a rota alcalina.

Tabela 2.1 – Resultados da avaliação econômica de Zhang et al. (2003b).

	Cat. Hom. Alcalina	Cat. Hom. Alcalina + Pré-Tratamento	Cat. Hom. Ácida	Cat. Hom. Ácida + Ext. c/ Hexano
Investimento Fixo (10 ⁶ US\$)	1,34	2,68	2,55	3,19
Custo Total de Produção (10 ⁶ US\$/ano)	7,59	7,76	5,92	6,35
Tx. Anual de Retorno sobre Investimento	-85,27%	-51,18%	-15,63%	-21,48%
Preço de Equilíbrio do Biodiesel (US\$/ton)	857	884	644	702

Os autores ressaltam o grande peso que a matéria-prima tem no custo total de produção. A matéria-prima virgem justifica o elevado custo do primeiro processo. Apesar de usar óleo de reuso, mais barato, o processo com pré-tratamento acaba sendo mais caro que o processo com óleo virgem por causa dos maiores custos operacionais e todo o gasto envolvido com a compra e a posterior disposição dos solventes e catalisadores. O processo mais econômico dentre os quatro avaliados foi a catálise ácida sem extração com hexano. A lavagem com hexano acaba demandando maiores custos com mão-de-obra e manutenção. Com o cenário econômico base escolhido pelos autores para a realização das análises, nenhum processo se mostrou lucrativo.

Além disso, Zhang et al. (2003b) realizaram um estudo de sensibilidade com nove variáveis. São elas: a capacidade da planta, o preço do óleo residual, o preço do metanol, o preço da glicerina, o modelo termodinâmico utilizado nas simulações, o preço do biodiesel, o preço do ácido sulfúrico, a quantidade de metanol reciclado para o reator e a pureza final do biodiesel. Para todos os processos que utilizam óleo residual como matéria-prima, as variáveis que possuíam o maior efeito sobre os resultados econômicos das plantas eram a capacidade, o custo da matéria-prima e o custo do biodiesel, o que segundo os autores concorda perfeitamente com premissas levantadas anteriormente por outros autores.

Whest et al. (2008) também fizeram uma análise econômica dos quatro processos que estudaram, utilizando os mesmos critérios que Zhang et al. (2003b). Os resultados podem ser vistos na Tabela 2.2. Apesar das condições processuais, dos dados de preço (exceto o preço do NaOH) e dos parâmetros utilizados nas estimativas econômicas terem sido bem próximos aos utilizados por Zhang et al. (2003b), houve uma grande diferença entre os custos de capital obtidos para a catálise homogênea alcalina e a catálise homogênea ácida entre os dois trabalhos. Provavelmente, isso se deve aos métodos utilizados para o dimensionamento e para a obtenção dos custos dos equipamentos, à obtenção do custo de mão-de-obra e a diferenças nos resultados das simulações. Nesse caso, o investimento necessário para a construção da planta apta a operar com catálise ácida homogênea foi maior que o necessário para a catálise alcalina.

Tabela 2.2 – Resultados da avaliação econômica de Whest et al. (2008).

	Cat. Hom. Alcalina + Pré-Tratamento	Cat. Hom. Ácida	Cat. Het. Ácida	Supercrítico
Investimento Fixo (10 ⁶ U\$)	1,59	1,99	0,63	2,15
Custo Total de Produção (10 ⁶ U\$/ano)	5,78	5,37	4,45	5,19
Tx. Anual de Retorno sobre Investimento	-22,20%	-8,71%	58,76%	-0,90%

No entanto, os custos com catalisador e solventes e com a disposição dos efluentes fazem da catálise alcalina um processo mais caro de se manter. O

processo em condições supercríticas, apesar de apresentar menos equipamentos, é o que exige o maior investimento, devido principalmente ao custo com o reator, que deve ser capaz de suportar tais condições, e ao maior tamanho da coluna de recuperação de metanol. Esse processo também apresenta um elevado custo de produção, devido à grande quantidade de energia requerida para a separação do metanol do biodiesel. O menor investimento e o menor custo de produção ficaram com o processo via catálise heterogênea ácida. Isso é porque ele contém poucos equipamentos e requer um menor volume de álcool, catalisador e utilidades. No cenário econômico tomado como base pelos autores, semelhante ao adotado por Zhang et al. (2003b), esse processo foi o único lucrativo.

Os autores também realizaram uma análise de sensibilidade com o objetivo de identificar o efeito das variáveis processuais que apresentavam algum grau de incerteza e identificar as especificações que poderiam ser alteradas para melhorar cada processo, nomeadamente a conversão no reator e a recuperação de metanol. Os autores concluíram que a taxa de retorno anual sobre o investimento para o processo heterogêneo operando a baixas conversões (entre 85% e 93%) será maior que a taxa para os processos ácido homogêneo e supercrítico operando com conversões de 100%. Eles concluíram também que seria possível recuperar mais do que 99% do metanol com o auxílio de um aparato de vácuo, necessário para evitar que a temperatura de fundo atingisse a temperatura de degradação do glicerol (150 °C), aumentando assim ainda mais a taxa de retorno.

Dada, portanto, a grande variedade de processos e materiais presentes na indústria de biodiesel, se fazem extremamente relevantes análises comparativas como a que o presente trabalho vem oferecer. Para tal, é importante que sejam usados parâmetros processuais e econômicos semelhantes entre matérias-primas e tecnologias de modo a permitir tal comparação, o que é difícil de encontrar na literatura. Devido à grande volatilidade dos preços dos produtos envolvidos e à velocidade com que a indústria vem se desenvolvendo, é importante também que as informações se encontrem sempre atualizadas, o que assegura o interesse político, econômico e industrial sobre este trabalho.

CAPÍTULO 3 – PREPARAÇÃO DO AMBIENTE DE SIMULAÇÃO

Antes de se proceder com as simulações, uma série de etapas devem ser cumpridas. Primeiro, define-se os componentes químicos que entrarão nas simulações. Depois, escolhe-se os métodos termodinâmicos mais adequados para representar os sistemas envolvidos. Então, define-se as condições e vazões de entrada das correntes de processo. E por último, faz-se o detalhamento dos equipamentos que serão utilizados, lembrando que para o correto dimensionamento do reator é necessário conhecer a cinética das reações envolvidas. Essas etapas são descritas neste capítulo.

3.1 – Definição dos Componentes Químicos Envolvidos

A seguir, são mostradas as escolhas feitas em termos de matéria-prima, catalisadores, solventes e demais componentes envolvidos nas simulações. A maior parte desses componentes já está presente no banco de dados do simulador, outros, no entanto, foram gerados como pseudo-componentes.

3.1.1 – Representação dos Óleos, Biodiesel e Ácidos Graxos

No intuito de melhor representar as peculiaridades de cada um dos óleos vegetais e seus respectivos produtos, óleo de soja, óleo de dendê, ácidos graxos livres da soja, ácidos graxos livres do dendê, biodiesel de soja e biodiesel de dendê foram tratados como seis pseudo-componentes, os quais tiveram as suas propriedades estimadas e inseridas no programa.

Cavalcante (2010) estimou as propriedades críticas de biodiesel proveniente de diversas matérias-primas através da equação de estado cúbica de Peng-Robinson e comparou com dados obtidos em laboratório. Para estimar os parâmetros da equação de estado, a autora utilizou métodos de contribuição

de grupos. Dentre os métodos utilizados, o método de contribuição de grupos de Constantinou e Gani foi o que apresentou os melhores resultados. Esse foi o método utilizado nesse trabalho, também por ser um método simples, completo, relativamente recente, além de não sofrer contraindicações para a modelagem de ácidos graxos (POLING, PRAUSNITZ e O'CONNELL, 2004).

Constantinou e Gani desenvolveram um método de contribuição de grupos baseado nos grupos do modelo termodinâmico UNIFAC. O método é composto de duas ordens de contribuição. A segunda ordem tem o objetivo de contornar problemas do modelo UNIFAC, que não é capaz de diferenciar moléculas com configurações espaciais distintas, como isômeros, estruturas de ressonância, etc. Neste trabalho, por motivo de simplificação, foram utilizados apenas os grupos de primeira ordem. O uso dos grupos de segunda ordem não necessariamente leva a melhores resultados (POLING, PRAUSNITZ e O'CONNELL, 2004). O método de Constantinou e Gani foi usado para o cálculo da temperatura de ebulição, da temperatura crítica, da pressão crítica e do volume crítico dos compostos graxos, conforme mostram as Equações 3.1 a 3.4.

$$T_b = 204,359 \ln \left[\sum_k N_k(tb1k) + W \sum_j M_j(tb2j) \right] \quad (3.1)$$

$$T_c = 181,128 \ln \left[\sum_k N_k(tc1k) + W \sum_j M_j(tc2j) \right] \quad (3.2)$$

$$P_c = \left[\sum_k N_k(pc1k) + W \sum_j M_j(pc2j) + 0,10022 \right]^{-2} + 1,3705 \quad (3.3)$$

$$V_c = -0,00435 + \left[\sum_k N_k(vc1k) + W \sum_j M_j(vc2j) \right] \quad (3.4)$$

Onde: N_k (tb1k) - Contribuição do grupo k de primeira ordem para a T_c ;

M_j (tb2j) - Contribuição do grupo j de segunda ordem para a T_c ;

N_k (tc1k) - Contribuição do grupo k de primeira ordem para a T_c ;

M_j (tc2j) - Contribuição do grupo j de segunda ordem para a T_c ;

N_k (pc1k) - Contribuição do grupo k de primeira ordem para a P_c ;

M_j (pc2j) - Contribuição do grupo j de segunda ordem para a P_c ;

N_k (vc1k) - Contribuição do grupo k de primeira ordem para a V_c ;

M_j (vc2j) - Contribuição do grupo j de segunda ordem para a V_c .

Como em qualquer método de contribuição de grupos, valores são atribuídos a cada grupo químico presente na molécula, multiplicados pelo número de vezes que o tal grupo aparece na molécula (N_k para os grupos de primeira ordem e M_k para os grupos de segunda ordem). Se a segunda ordem for considerada nos cálculos, W é igual a um. Como ela aqui não é considerada, W é igual a zero. A Tabela 3.1 mostra os grupos de primeira ordem de Constantinou e Gani usados nesse trabalho e a sua contribuição para cada uma das propriedades estimadas.

Tabela 3.1 – Grupos de primeira ordem de Constantinou e Gani e suas contribuições.

Grupo	tb1k	tc1k	pc1k	vc1k
CH₃	0,89	1,6781	0,0199	0,075
CH=CH	1,84	7,3691	0,0179	0,0954
-CH₂-	0,92	3,4920	0,0106	0,0558
CH₃COOH	3,64	12,5965	0,0290	0,1589
>CH-	0,60	4,0330	0,0013	0,0315
-OH	3,22	9,7292	0,0051	0,039

Para o cálculo do fator acêntrico e das demais propriedades dos biodiesel, ácidos graxos e óleos, foi utilizada a regra de mistura de Lee-Kesler, que foi a mesma utilizada por Cavalcante (2010), conforme as Equações 3.5 a 3.13.

$$w = \frac{\alpha}{\beta} \quad (3.5)$$

$$\alpha = -\ln P_c - 5,97214 + 6,09648 \theta^{-1} + 1,28862 \ln \theta - 0,169347 \theta^6 \quad (3.6)$$

$$\beta = 15,2518 - 15,6875 \theta^{-1} - 13,4721 \ln \theta - 0,43577 \theta^6 \quad (3.7)$$

Onde: θ - Razão entre a temperatura normal de ebulição e a temperatura crítica do composto.

$$T_{cm} = \frac{1}{V_{cm}^{1/4}} \sum_i \sum_j x_i x_j V_{cij}^{1/4} T_{cij} \quad (3.8)$$

$$P_{cm} = (0,29050 - 0,085 w_m) \frac{RT_{cm}}{V_{cm}} \quad (3.9)$$

$$V_{cm} = \sum_i \sum_j x_i x_j V_{cij} \quad (3.10)$$

Onde:

$$T_{cij} = (T_{ci} T_{cj})^{1/2} k_{ij} \quad (3.11)$$

$$w_m = \sum_i x_i w_i \quad (3.12)$$

$$V_{cij} = \frac{1}{8} (V_{ci}^{1/3} + V_{cj}^{1/3})^3 \quad (3.13)$$

E: T_{ci} - Temperatura crítica do composto i;

T_{cj} - Temperatura crítica do composto j;

T_{cm} - Temperatura crítica da mistura;

P_{cm} - Pressão crítica da mistura;

w_i - Fator acêntrico do composto i;

w_m - Fator acêntrico da mistura;

V_{ci} - Volume crítico do composto i;

V_{cj} - Volume crítico do composto j;

V_{cm} - Volume crítico da mistura;

x_i - Fração molar do composto i na mistura;

x_j - Fração molar do composto j na mistura;

k_{ij} - Parâmetro de interação entre o composto i e o composto j.

Por causa da falta de informação sobre o tema, os parâmetros de interação binários foram considerados iguais a um nesse trabalho. As temperaturas são estimadas em Kelvin, as pressões em bar e os volumes em centímetro cúbico por mol. O fator acêntrico é adimensional.

As composições dos óleos de soja e de dendê podem variar bastante entre safras e entre regiões. Por isso, optou-se por considerar nesse trabalho uma composição geral para ambos os óleos, que foi retirada de Knothe et al. (2005). As composições mássicas foram obtidas a partir dos valores médios dos intervalos apresentados pelos autores e foram devidamente ponderadas e convertidas em composições molares, as quais foram usadas nas equações para o cálculo das propriedades. Embora a composição do biodiesel (em termos de ésteres) não seja necessariamente igual à do óleo que o originou (em termos de triglicerídeos) e à dos ácidos graxos livres (em termos de ácidos graxos), essa igualdade foi assumida para a estimação das propriedades. A massa molecular de cada mistura foi obtida a partir da média das massas moleculares de seus constituintes (ésteres, ácidos ou triglicerídeos), ponderadas pela composição molar. A massa molecular de cada composto graxo foi extraída do banco de dados do *National Center for Biotechnology Information* (NCBI, 2014). As composições e as massas moleculares das misturas são mostradas na Tabela 3.2.

Todas as demais propriedades foram estimadas com base no componente mais representativo de cada mistura, extraído do banco de dados de biocombustíveis do PRO/II. Para os pseudo-componentes da soja, escolheu-

se como compostos representativos os compostos graxos linoleicos, por estarem presentes em maior quantidade e por representarem bem a grande quantidade de insaturações, que é uma das principais características do óleo de soja. Já para o dendê, optou-se por utilizar como compostos representativos os compostos graxos palmíticos. Dependendo da fonte, a concentração desses compostos pode ser superior ou inferior à dos compostos oleicos. No entanto, eles representam melhor o óleo de dendê por serem compostos saturados. Essa é uma das principais características desse óleo.

Tabela 3.2 – Composição molar e mássica dos óleos, ácidos e biodieseis e massas moleculares.

Comp.Molar (Mássica)	Biodiesel Soja	Biodiesel Dendê	Óleo Soja	Óleo Dendê	Ác. Graxos Soja	Ác. Graxos Dendê
Cáprico	0 (0)	0 (0)	0	0	0	0
Láurico	0 (0)	0,0026 (0,0020)	0	0,0026	0	0,0026
Mirístico	0 (0)	0,0169 (0,0145)	0	0,0169	0	0,0169
Palmítico	0,0880 (0,0815)	0,4178 (0,3983)	0,0880	0,4178	0,0880	0,4178
Esteárico	0,0431 (0,0439)	0,0469 (0,0491)	0,0431	0,0469	0,0431	0,0469
Oleico	0,2505 (0,2534)	0,4285 (0,4459)	0,2505	0,4285	0,2505	0,4285
Linoleico	0,5516 (0,5543)	0,0873 (0,0902)	0,5516	0,0873	0,5516	0,0873
Linolênico	0,0654 (0,0653)	0 (0)	0,0654	0	0,0654	0
Erúxico	0,0013 (0,0016)	0 (0)	0,0013	0	0,0013	0
MM (g/mol)	307,0108	298,4265	874,8222	849,1695	278,9260	270,3738

Os resultados para as propriedades críticas, ponto de ebulição e fator acêntrico para os seis pseudo-componentes se encontram na Tabela 3.3.

Tabela 3.3 – Propriedades críticas, ponto de ebulição e fator acêntrico dos pseudo-componentes.

	Óleo de Soja	Óleo de Dendê	Biodiesel de Soja	Biodiesel de Dendê	Ácidos da Soja	Ácidos do Dendê
Tc (K)	976,675	969,040	781,387	773,905	796,760	789,925
Pc (Kpa)	648,416	655,010	1259,137	1274,218	1419,857	1444,414
Vc (m3/kmol)	3,195	3,115	1,145	1,119	1,033	1,006
Tb (K)	835,981	828,670	621,469	614,510	625,481	618,675
w	0,416	0,438	0,806	0,811	0,813	0,814

3.1.2 – Escolha do Álcool

O álcool escolhido para o processamento dos óleos vegetais foi o etanol. A escolha é justificada pela posição de destaque do Brasil na produção de etanol e pelas vantagens técnicas, econômicas e ambientais relacionadas ao uso do etanol como matéria-prima, conforme discutido nas seções 1.1 e 1.3.2.

Além disso, atualmente são poucos os trabalhos, a nível mundial, que estudaram o etanol para a produção de biodiesel, se comparado ao número de trabalhos que utilizaram o metanol. Essa diferença se acentua principalmente a nível de simulação de processos e avaliação econômica. A utilização de etanol em trabalhos do tipo constitui portanto um avanço importante nessa área.

3.1.3 – Escolha dos Catalisadores

O catalisador escolhido para a transesterificação dos triglicerídeos foi o hidróxido de sódio (NaOH). Ele foi escolhido por ser barato, altamente eficiente e amplamente empregado na produção de biodiesel. O mesmo critério foi utilizado para a escolha do ácido sulfúrico (H₂SO₄) como catalisador da esterificação dos ácidos graxos na etapa de pré-tratamento do óleo vegetal. Além disso, dois outros fatores pesaram na escolha. Em primeiro lugar, o composto sulfato de sódio (Na₂SO₄), formado pela reação entre a base e o ácido supracitados, já se encontrava presente no banco de dados do simulador, de modo a dispensar custosa busca por suas propriedades termodinâmicas. Ele aparece na etapa de neutralização para remoção do catalisador após a transesterificação. Em segundo lugar, hidróxido de sódio e ácido sulfúrico costumam ser mais utilizados em estudos de cinética de esterificação e transesterificação, facilitando a busca por dados necessários para a modelagem de tais reações, de forma comparável entre óleo de soja e de dendê.

Outras alternativas consideradas foram o hidróxido de potássio (KOH) como catalisador da transesterificação e o ácido fosfórico (H₃PO₄) como catalisador da esterificação. No entanto, as informações acerca do ácido

fosfórico eram limitadas e o hidróxido de potássio, apesar de bastante empregado, é mais caro que o hidróxido de sódio e seus sais formados com qualquer um dos ácidos não se encontrava disponível no banco de dados do simulador. A vantagem de se utilizar esses dois outros compostos seria a formação de sais de fósforo e potássio, que poderiam compor excelentes fertilizantes para as plantações de oleaginosas (VICENTE, MARTÍNEZ e ARACIL, 2004).

3.1.4 – Solventes e Demais Componentes

Após a reação de esterificação o óleo deve ser lavado para a remoção do catalisador ácido e de água. Evidentemente, essa lavagem não deve ser executada com água. Seguindo as indicações de Lepper e Friesenhagen (1986), Zhang et al. (2003a) sugeriram utilizar glicerol como solvente. O glicerol aparece também como produto da reação de transesterificação.

Após a transesterificação uma nova etapa de lavagem deve ser realizada. Nessa etapa, no entanto, não há mais risco em utilizar-se água como solvente para a extração do glicerol e do catalisador básico. A água também aparece como produto da reação de esterificação dos ácidos graxos no pré-tratamento.

Conforme mencionado anteriormente, após a transesterificação o catalisador e o glicerol podem ser removidos por lavagem com água. Depois, para colocar a glicerina dentro das especificações de qualidade para posterior aproveitamento ou venda é essencial remover o catalisador. Isso pode ser feito com uma reação de neutralização. Se o ácido utilizado for o mesmo que o utilizado na esterificação (ácido sulfúrico), o produto formado será o sulfato de sódio.

Além destes compostos, também foi utilizado nas simulações o etilenoglicol, em uma tentativa de se produzir etanol anidro a partir dos efluentes ricos em etanol. Incluindo-se o próprio etanol, os catalisadores e os demais compostos citados nessa seção, todos esses componentes se encontravam no

banco de dados do PRO/II, de modo que não foi necessário estimar nenhuma de suas propriedades para a realização deste trabalho.

3.2 – Definição do Pacote Termodinâmico

Devido à presença de compostos fortemente polares, como o etanol e o glicerol, Zhang et al. (2003a) recomendam a utilização de métodos de energia livre de Gibbs de excesso, como o *Non-Random Two Liquid* (NRTL) ou o *Universal Quasi-Chemical* (UNIQUAC). Dentre estes foi escolhido o pacote termodinâmico NRTL para os cálculos dos coeficientes de atividade de cada componente, por requerer menos informações. Os parâmetros de interação binária que não estavam presentes na base de dados do simulador foram estimados com base nas estruturas UNIFAC dos compostos, mesma metodologia adotada por West et al. (2008) e França e Rodriguez (2009).

Em todos os equipamentos utilizou-se o módulo de equilíbrio líquido-líquido do pacote NRTL, para que fosse levada em conta a característica bifásica do processo, exceto nas colunas de destilação. Em algumas das colunas foram encontradas dificuldades de cálculo quando tentou-se utilizar o equilíbrio líquido-líquido além do líquido-vapor. No entanto, quando essa estratégia funcionava, os resultados eram praticamente idênticos aos que se apresentavam na ausência do equilíbrio líquido-líquido. Deixou-se de considera-lo, portanto, para diminuir o custo computacional das simulações. O algoritmo de cálculo utilizado nas colunas de destilação foi o Chemdist, que é o mais indicado pelos desenvolvedores do PRO/II para a destilação de misturas fortemente não-ideais.

3.3 – Definição das Condições de Entrada das Correntes de Processo

Foram escolhidas como condições ambientes a temperatura de 25 °C e a pressão de 101,3 KPa. Desse modo, toda corrente de alimentação do processo que tenha como origem o ambiente externo se encontrava nessa temperatura e

nessa pressão. O processo base, doravante chamado Cenário 1, conta com oito correntes de entrada. São elas a alimentação de óleo de soja ou de dendê brutos, a alimentação de etanol na esterificação e na transesterificação, a entrada de ácido sulfúrico na esterificação e na neutralização, a entrada de hidróxido de sódio na transesterificação e os solventes para as lavagens: glicerol e água.

A principal corrente de entrada é a alimentação de óleo bruto na planta. Neste trabalho não foi considerada a presença de sólidos suspensos, metais, umidade e outros compostos presentes em pequenas quantidades nos óleos vegetais. As correntes de óleo bruto, portanto, são constituídas apenas por triglicerídeos e ácidos graxos. Segundo Hammond et al. (2005), o teor de ácidos graxos presentes no óleo de soja bruto costuma variar entre 0,3% e 0,7% em massa, embora a Agência Nacional de Vigilância Sanitária (ANVISA) permita até 2% em massa de ácidos graxos livres no óleo de soja bruto. Foi adotado neste trabalho o valor médio de 0,5% de ácidos graxos livres. De acordo com Che Man et al. (1999), a Associação dos Refinadores de Óleo de Palma da Malásia determina que o teor máximo de ácidos graxos livres no óleo de dendê bruto seja igual ou inferior a 5% (em base de ácido palmítico). Esse é o mesmo valor especificado pela ANVISA no Brasil (ANVISA, 1999). Foi adotado o valor de 5% em massa para o teor de ácidos graxos livres no óleo bruto de dendê neste trabalho.

A utilização do etanol anidro é essencial, principalmente na transesterificação, para se evitar os problemas já citados relacionados à presença de água. Em um processo real, dificilmente se obterá um álcool a 100% de pureza para se utilizar no processo, mas 1% de umidade no álcool já é mais do que suficiente para superar o limite estabelecido como seguro por Freedman et al. (1984). Como é mostrado adiante, é possível obter etanol “puro” fazendo-se uso de uma destilação extrativa ou algum outro método de separação. Esse etanol “puro” poderia ser reciclado para o processo, diminuindo os custos com a compra de mais álcool. Por isso, o etanol que é alimentado tanto na esterificação quanto na transesterificação foi considerado puro no presente trabalho.

Glicerina foi usada para a lavagem do óleo que deixa o reator de esterificação. Neste trabalho, optou-se por simular a glicerina como sendo

constituída por 99% em massa de glicerol e 1% em massa de etanol. Essa escolha foi feita com base na glicerina que o próprio processo é capaz de gerar, conforme mostrado adiante.

Todas as correntes de catalisadores e de água foram consideradas puras. Os catalisadores são misturados ao etanol antes de entrarem nos reatores.

3.4 – Definição da Capacidade das Plantas

De acordo com o Boletim Mensal do Biodiesel de junho de 2014, publicado pela Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP), a produção total de biodiesel em território brasileiro era de 21.167,79 m³/dia. Eram, então, 61 plantas autorizadas, correspondendo a uma produção média de 347,01 m³/dia ou 14,07 m³/h de biodiesel (ANP, 2014b).

Considerando a densidade média a temperatura ambiente calculada por Cavalcante (2010) para o biodiesel de soja, principal tipo de biodiesel no Brasil, a capacidade mássica média das unidades brasileiras correspondia a aproximadamente 12.625 Kg/h. Essa foi, portanto, a capacidade escolhida para o presente trabalho.

3.5 – Modelagem das Reações

Foi realizada uma busca na literatura por dados cinéticos das reações de esterificação e transesterificação. O interesse era obter condições processuais que pudessem ser adotadas tanto para a soja quanto para o dendê. Por exemplo, cinéticas obtidas com o mesmo catalisador, com a mesma quantidade de catalisador, em faixas de temperatura comparáveis, mesma razão etanol/óleo, etc. Desse modo, a comparação se daria a nível de eficiência dos processos, refletindo no volume dos reatores e, conseqüentemente, no custo de capital. Entretanto, não foram encontradas expressões cinéticas que atendessem tal objetivo. A solução encontrada foi utilizar reatores de conversão no PRO/II para

simular as reações. A mesma estratégia foi adotada por Zhang et al. (2003a), West et al., (2008), Quelhas (2012) e Conceição (2014). Para isso, eram necessários dados de conversão por tempo.

Garnica (2009) observou que a 50 °C, 75 min de reação, 1% de catalisador NaOH e relação etanol/óleo 9:1 a conversão do óleo de soja em biodiesel era igual a 98% e a conversão do óleo de dendê a biodiesel era de 95%. Estes dados são particularmente interessantes porque as condições físico-químicas utilizadas se aproximam das condições ótimas obtidas pelo próprio autor e por Silva, Camargo e Ferreira (2011) para o óleo de soja. Essas foram, portanto, as condições adotadas no presente trabalho.

Destaca-se que Zhang et al. (2003a) e West et al. (2008) adotaram em seus trabalhos 1% de catalisador NaOH, razão metanol/óleo 6:1 e temperatura de reação igual a 60 °C e assumiram 95% de conversão. As condições são próximas às adotadas neste trabalho exceto pela mudança do álcool utilizado. Para prover ao trabalho possibilidade de comparação com estes aqui citados, os reatores, que operam em processo contínuo, foram dimensionados para prover 95% de conversão dos óleos.

Para a esterificação, a estratégia adotada foi baseada no estudo de Lepper e Friesenhagen (1986) e nos autores supracitados. Foi adotada a premissa de que a esterificação conduzida com ácido sulfúrico a 70 °C e com a quantidade adequada de álcool levasse a uma conversão de 95% após meia-hora, para o óleo de dendê, cujo teor de ácidos graxos se aproxima dos teores de ácidos graxos dos óleos testados pelos autores. Essa é uma premissa conservadora, em face à variedade de catalisadores, álcoois e óleos vegetais estudados por Lepper e Friesenhagen. Os outros autores adotaram uma conversão de 100% quando a reação era conduzida nas mesmas condições, porém com metanol.

A quantidade de álcool adequada para o dendê não é a mesma que para a soja. Por uma questão de equilíbrio químico, como será mostrado na seção 5.1, os cálculos mostraram que para o dendê seria necessário utilizar uma quantidade de etanol equivalente a 45% do volume de óleo bruto alimentado. Já para a soja, pode-se utilizar a quantidade mínima ideal apontada por Lepper e

Friesenhagen, 15%. Para a soja, foi necessário apenas a conversão de 50% dos ácidos graxos para que o biodiesel fosse gerado dentro das especificações. O tempo de batelada para se atingir tal conversão foi calculado com base nas premissas adotadas para o dendê, como será discutido na seção 5.1.

CAPÍTULO 4 – SIMULAÇÃO DA PRODUÇÃO DE BIODIESEL

Neste capítulo, são mostrados os fluxogramas das simulações do projeto base das plantas e das simulações de cada alternativa de tratamento dos efluentes. Os cinco cenários avaliados no trabalho foram:

- Cenário 1: E + T
- Cenário 2: E + T + RO
- Cenário 3: E + T + RO + TRG
- Cenário 4: E + T + RO + TRG + EH
- Cenário 5: E + T + RO + TRG + EA

Onde: E – Módulo de Esterificação;

T – Módulo de Transesterificação;

RO – Reciclo de Óleo;

TRG – Tratamento e Reciclo do Glicerol;

EH – Módulo de Produção de Etanol Hidratado;

EA – Módulo de Produção de Etanol Anidro.

4.1 – Cenário 1: Projeto Base

A Figura 4.1 mostra o módulo de pré-tratamento do óleo vegetal e a Figura 4.2 mostra o módulo de transesterificação, que foram usados nos projetos base, tanto para a soja quanto para o dendê. No Anexo 1 podem ser vistas as condições físicas e a composição de todas as correntes do processo.

4.1.1 – Esterificação

Primeiramente, a corrente de etanol puro ETHANOL-A se mistura com a corrente de catalisador H₂SO₄-A no misturador MIX1-A. Todos os misturadores citados nesse texto operam adiabaticamente e sem queda de pressão. Eles não necessariamente possuem representação física na planta, servindo apenas como um recurso de simulação. A mistura é bombeada a 400 KPa pela bomba PUMP1-A. Ao mesmo tempo, a corrente CRUDE-OIL, composta exclusivamente pelo óleo vegetal, contendo ácidos graxos livres e sem umidade ou outras impurezas, é pré-aquecida no trocador de calor HX1-A até 60 °C e bombeada pela bomba PUMP2-A a 400 KPa para então se juntar à corrente de álcool e catalisador. A mistura final é conduzida a um reator contínuo de mistura perfeita (CSTR), que opera a 400 KPa e 70 °C. Para a soja, 50% dos ácidos graxos livres são consumidos nesse reator. Para o dendê, a conversão é de 95%. O produto da reação é usado para aquecer a corrente de entrada de óleo e, então, segue para lavagem.

A quantidade de álcool alimentada ao processo nessa etapa corresponde a 15% do volume de óleo vegetal a ser tratado para a soja e 45% do volume de óleo a ser tratado para o dendê, seguindo as recomendações de Lepper e Friesenhagen (1986). Essa proporção é garantida pelo controlador estacionário C1-A, através da manipulação da vazão da corrente ETHANOL-A. Portanto, há uma diferença significativa de vazões volumétricas entre a soja e o dendê, que se reflete nas dimensões dos equipamentos subsequentes.

4.1.2 – Lavagem com Glicerol

Nessa etapa, o produto da esterificação segue para lavagem com glicerol visando a remoção de água e ácido sulfúrico. Zhang et al. (2003a) utilizaram para isso uma coluna de extração, mas não deixaram clara a forma como ela foi dimensionada. Segundo Seider, Seader e Lewin (2003), quando são requeridos poucos estágios teóricos para a extração e quando há disponibilidade de *floor-*

space, o melhor é utilizar uma bateria de agitadores e decantadores, pois é um sistema altamente eficiente e, provavelmente, mais barato e mais fácil de se projetar que uma coluna de extração.

Foi utilizada uma bateria de quatro misturadores/decantadores, representados no simulador como vasos de *flash*. A corrente de solvente GLYCEROL é bombeada a 190 KPa pela bomba PUMP5-A e dividida igualmente em quatro correntes pelo separador SPLITTER-A. Cada corrente de solvente alimenta um vaso de *flash*. O produto da esterificação alimenta o primeiro vaso e segue em série para os demais. O operador OP1 atua no sentido de minimizar a corrente de glicerol necessária para a remoção de todo o ácido sulfúrico e, conseqüentemente, toda a água. A fase polar é separada no fundo de cada vaso e segue para o misturador MIX3-A para formar a corrente extrato 116-A. A fase óleo sai do quarto vaso de *flash* na forma da corrente refinado 112-A, que é novamente pressurizada a 400 KPa pela bomba PUMP3-A e aquecida a 60 °C pelo aquecedor HX2-A. O óleo tratado segue para a transesterificação.

A corrente 116-A deve seguir para uma operação de recuperação do álcool, visando a redução de custos operacionais. Zhang et al. (2003a) e West et al. (2008) fazem uso de uma coluna de destilação para recuperar o metanol. No entanto, as simulações em PRO/II mostraram que um vaso de *flash* é capaz de atingir os mesmos resultados que uma coluna para o etanol. Portanto, esse foi o equipamento escolhido neste trabalho. O etanol obtido no FLASH-A é chamado, em um primeiro momento, de efluente 117-A. O *flash* opera sob vácuo (30 KPa) e sua temperatura é otimizada pelo operador OP2 para garantir total separação do glicerol na corrente de fundo e maximizar a recuperação de etanol na corrente de topo.

Nesse ponto aparece uma diferença importante entre os fluxogramas para o óleo de soja e para o óleo de dendê. Para a soja, a corrente de fundo, chamada 118-A, contendo ácido sulfúrico, é bombeada a 110 KPa pela bomba PUMP4-A e segue para tratamento no módulo de transesterificação. Já para o dendê, devido à maior quantidade de etanol e à conseqüente maior quantidade de glicerol necessário para a lavagem, parte do biodiesel acaba sendo arrastado durante a etapa de lavagem. Para recuperar essa fração desviada, a corrente 118-A é bombeada pela bomba PUMP4-A a 400 KPa e segue para um

decantador (representado nas simulações por um vaso de *flash*). Devido à diferença de polaridade, biodiesel e glicerol se separam facilmente por ação gravitacional. O biodiesel assim recuperado se junta ao refinado proveniente da lavagem no MIX4-A e então segue para a transesterificação. Livre de óleo e biodiesel, o glicerol pode seguir para o tratamento no módulo de transesterificação.

Uma observação importante nessa etapa é que o efluente 117-A da planta da soja é obtido dentro das especificações estabelecidas pela ANP para a sua comercialização como etanol anidro combustível (ANP, 2011), enquanto o efluente 117-A do dendê se encontra em uma pureza intermediária entre as definições para etanol hidratado e anidro, pelo menos no que se refere aos componentes avaliados nestas simulações. No entanto, nenhuma dessas correntes pode ser reciclada para o reator de esterificação devido à presença de água, ainda que em pequena quantidade, que pode acabar passando para a transesterificação.

4.1.3 – Transesterificação

Uma nova alimentação de etanol puro, corrente ETHANOL-B, se mistura com o catalisador básico NaOH no misturador MIX1-B e é bombeada a 400 KPa pela bomba PUMP1-B. A nova corrente se junta à corrente de reciclo de etanol e ao óleo tratado no MIX2-B e segue para o reator de transesterificação. Esse reator também opera continuamente e em mistura perfeita (CSTR), a 400 KPa e 50 °C. O reator é projetado para prover 95% de conversão, a mesma conversão sugerida por Zhang et al. (2003a) e West et al. (2008) e que se mostrou suficiente para atender às especificações dos combustíveis. Os controladores estacionários C1-B e C2-B têm a função de garantir a relação molar álcool/óleo de 9:1 e a alimentação de 1% de catalisador com relação à massa de óleo tratado na entrada do reator.

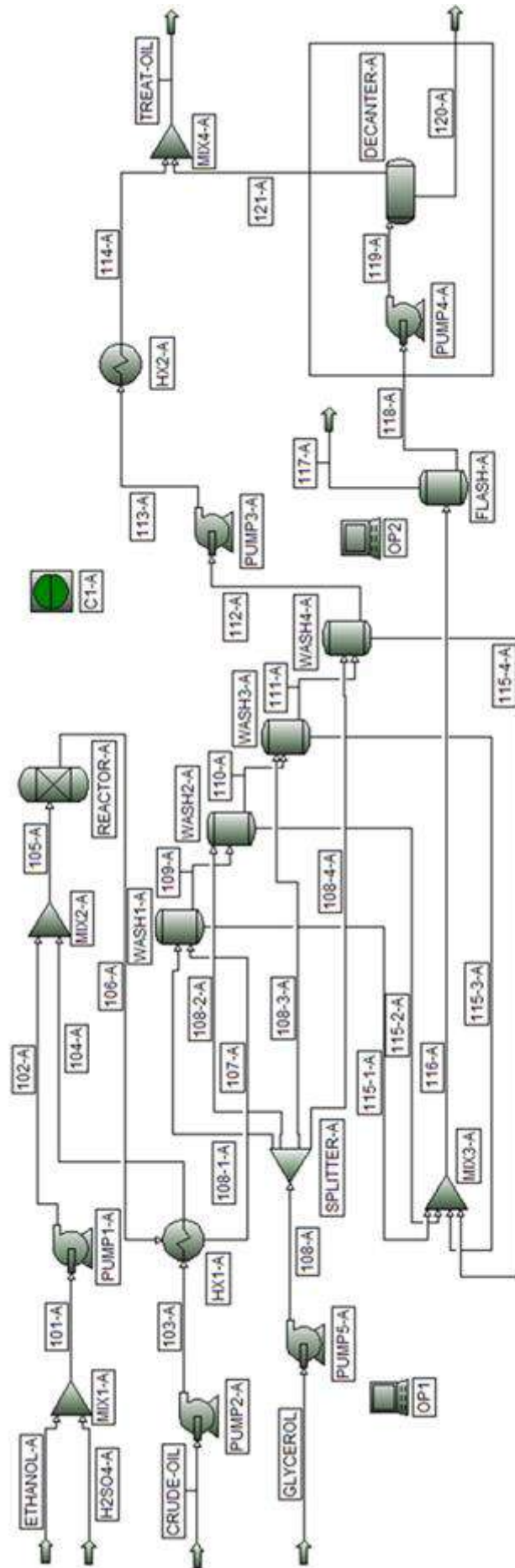


Figura 4.1 – Módulo de Esterificação com (dendê) e sem (soja) o decantador, indicado pelo retângulo.

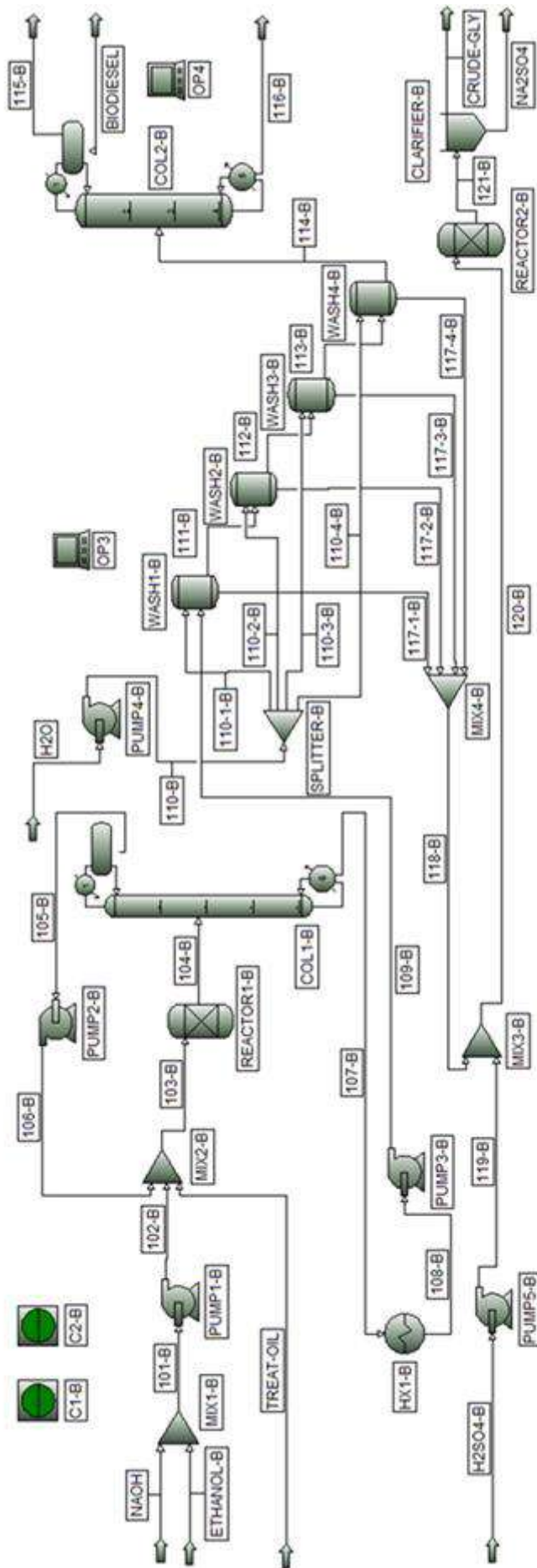


Figura 4.2 – Módulo de Transesterificação.

4.1.4 - Recuperação de Etanol

O produto da transesterificação é alimentado em uma coluna de destilação com seis estágios. Nesse trabalho, o termo “estágio” se refere aos estágios considerados pelo simulador, sendo o primeiro estágio o condensador e o último estágio o refeedor. Não se trata exclusivamente de estágios de equilíbrio, dado que o condensador pode ser total ou parcial. A coluna de recuperação do etanol, COL1-B, opera a razão de refluxo molar igual a dois e sob vácuo, para evitar que a temperatura de fundo alcance as temperaturas de degradação do glicerol (150 °C) e do biodiesel (250 °C) (GOODRUM, 2002; NEWMAN, 1968). O condensador utilizado nessa operação é total. Tanto para a soja quanto para o dendê foi possível recuperar até 99% do etanol restante no produto do reator. Esse álcool é bombeado pela bomba PUMP2-B a 400 KPa de volta ao MIX2-B.

4.1.5 – Lavagem com Água

A lavagem com água visa a separação do glicerol, do álcool e do catalisador básico do biodiesel. Ela também foi feita em quatro estágios, com misturadores e decantadores sendo representados por quatro vasos de *flash*. A corrente 107-B, oriunda do fundo da coluna de destilação, é resfriada até 60 °C no HX1-B e depois é bombeada pela bomba PUMP3-B a 110 KPa. Ao mesmo tempo, uma corrente de água pura é alimentada à bomba PUMP4-B, que a coloca a 110 KPa. Essa corrente de água é dividida em quatro no separador SPLITTER-B e alimenta cada um dos vasos de *flash*. O biodiesel é introduzido no primeiro vaso e segue em série pelos outros vasos. O operador OP3 tem a função de garantir que nenhuma quantidade significativa de NaOH seja encontrada no biodiesel ao final do processo, utilizando para isso o mínimo de água de lavagem possível.

O biodiesel proveniente da lavagem, corrente 114-B, segue para a coluna de purificação. Já a fase polar é separada e conduzida até o misturador MIX4-B,

que forma a corrente extrato 118-B. Esse extrato, por sua vez, é conduzido ao MIX3-B para remoção do hidróxido de sódio.

4.1.6 – Purificação do Biodiesel

A corrente 114-B segue para a coluna COL2-B, onde deseja-se colocar o biodiesel dentro das especificações comerciais. Essa coluna foi simulada com cinco estágios, sendo o condensador parcial e razão de refluxo molar igual a dois. A coluna também opera sob vácuo, para que a temperatura de degradação do biodiesel não seja atingida na parte superior da coluna. O operador OP4 visa garantir a menor perda de biodiesel possível no condensador e o cumprimento da especificação referente ao teor de umidade no combustível, manipulando a recuperação de etanol no topo.

No condensador da coluna são formados dois produtos. Na fase gasosa, o efluente 115-B é composto basicamente por água e etanol, carregando uma pequena quantidade de biodiesel. A vazão desse efluente e a proporção água/etanol varia entre a soja e o dendê. Na fase líquida é obtido o biodiesel dentro das especificações definidas pela ANP. A corrente de fundo, efluente 116-B, é formada principalmente por óleo não reagido, contendo pequenas quantidades de biodiesel e traços de NaOH e ácidos graxos.

4.1.7 – Remoção da Base

Ainda que deseje-se comercializar a glicerina na forma bruta, se faz necessária a remoção do hidróxido de sódio. Para tal, pensou-se em unificar-se o tratamento através da junção da corrente 118-B com a corrente 118-A (ou 120-A no caso do dendê) proveniente do módulo de esterificação no misturador MIX3-B. Esta última corrente deve, primeiro, ser pressurizada a 110 KPa na bomba PUMP4-A. Nela está presente o catalisador ácido que foi utilizado na reação de esterificação. Acredita-se que ao misturar-se com a corrente 118-B, o

ácido sulfúrico reagirá com o hidróxido de sódio quase que instantaneamente. Para extrair o excesso de NaOH, mais H₂SO₄ é adicionado, em quantidade estequiométrica, através da BOMBA5-B. A reação de neutralização se processa de fato em um reator CSTR a 60 °C e 110 KPa, onde supõe-se a conversão de 100% da base.

Após a neutralização, o sulfato de sódio pode ser removido da glicerina através de um clarificador. Foi assumida a remoção total dos sólidos no clarificador. Não foi avaliada a adição de agentes floculantes ou qualquer tipo de facilitador da precipitação. Essa mesma estratégia foi utilizada por todos os autores supracitados. O Na₂SO₄ neste trabalho não foi considerado um rejeito, mas sim um produto que pode agregar valor ao processo.

4.2 – Cenário 2: Reaproveitamento do Óleo Não-Reagido

Este cenário engloba os módulos de esterificação, de transesterificação e inclui o reciclo de óleo residual dentro do módulo de transesterificação.

Na literatura, não foram encontrados trabalhos que estudaram a reutilização do óleo residual na reação de transesterificação. Zhang et al. (2003b) e West et al. (2008) tratam este efluente como um “efluente líquido perigoso” e aplicam um custo relativo à sua disposição. Já França e Rodrigues (2009) não levam em conta o custo com a disposição desse efluente, mas sugerem que ele seja encaminhado para uma estação de tratamento apropriada. Conceição (2014) inclui este efluente na análise ambiental do sistema, mas também não avalia a possibilidade do reciclo.

Visando avaliar esta possibilidade e compará-la economicamente ao projeto base, foi simulado um cenário em que o óleo residual é reciclado para o MIX2-B e reintroduzido no reator de transesterificação. Mantendo-se a especificação quanto à quantidade de biodiesel produzido, o reciclo do óleo residual faz com que a quantidade de óleo bruto necessária seja menor, implicando em menores custos com a matéria-prima, que correspondem a uma grande parcela dos custos de produção (ZHANG et al., 2003b).

O óleo residual é primeiramente resfriado no HX2-B até uma temperatura tal que a temperatura da corrente 103-B, que entra no reator, seja 50 °C. Desse modo, economiza-se na vazão de utilidade necessária para manter a temperatura do reator. O óleo é bombeado a 400 KPa pela bomba PUMP6-B antes de se juntar às demais correntes no misturador. As propriedades de todas as correntes, para a soja e para o dendê, podem ser vistas no Anexo 1.

4.3 – Cenário 3: Tratamento e Recirculação de Glicerol

Este cenário engloba os módulos de esterificação, de transesterificação e de tratamento e reciclo de glicerol.

A glicerina bruta, nomeada nos fluxogramas como CRUDE-GLY, sai a 89,3% no processo da soja e a 83,8% no processo do dendê, já considerando o reciclo do óleo residual. A pureza encontrada para este efluente é superior à encontrada pelos outros autores devido à maior recuperação de álcool na coluna COL1-B. No entanto, é economicamente interessante a produção de glicerol grau técnico, que pode ser aproveitado na lavagem após a esterificação e pode ser vendido a um preço superior ao da glicerina bruta, admitindo-se sempre a existência de mercado para tal.

Para isso, foi utilizado um vaso de *flash*, operando sob vácuo (30 KPa) e cuja temperatura foi determinada com o intuito de maximizar a separação de etanol e água na forma de vapor, gerando a corrente 122-B. Novamente, Zhang et al. (2003a), West et al. (2008), França e Rodrigues (2009) e Conceição (2014) fizeram uso de uma coluna de destilação. Mas as simulações em PRO/II mostraram que tal recurso não seria necessário. O glicerol grau técnico produzido (99,1% para a soja e 98,2% para o dendê) é separado no FLASH-B. Parte dele segue para o módulo de esterificação, onde será usado como solvente na lavagem. O restante pode ser armazenado e vendido como produto.

Essa corrente de glicerol reciclado passa pelo trocador HX3-B para retornar à temperatura ambiente, é bombeado à 190 KPa pela bomba PUMP7-B e alimenta o separador SPLITTER-A, que dividirá a corrente de

solvente igualmente entre os quatro vasos de lavagem. As propriedades de todas as correntes desse novo cenário, para a soja e para o dendê, podem ser visualizadas no Anexo 1.

4.4 – Cenário 4: Produção de Etanol Hidratado

Este cenário engloba os módulos de esterificação, de transesterificação, de tratamento e reciclo de glicerol e de produção do etanol hidratado combustível (EHC).

Zhang et al. (2003a) e West et al. (2008) utilizam em seus trabalhos o reciclo do metanol obtido no que é equivalente à corrente 117-A para o reator de esterificação. As simulações com etanol feitas no PRO/II mostram que esse reciclo direto não é possível, devido à presença de água, ainda que em pequena quantidade, nesse efluente. Conceição (2014) sugere o tratamento das correntes 115-B e 122-B, formadas em seu trabalho por metanol e água, em uma coluna operando à pressão de 100 kPa, com 15 estágios teóricos e razão de refluxo igual a 2. O metanol isento de água é reconduzido ao reator de transesterificação.

Neste trabalho, o objetivo com o tratamento do etanol é torna-lo apto a ser comercializado na forma de etanol hidratado combustível ou etanol anidro combustível, segundo as normas brasileiras (ANP, 2011). As especificações para o etanol anidro combustível (EAC) e para o etanol hidratado combustível (EHC) segundo a Resolução ANP n° 7 de 9 de fevereiro de 2011 pode ser visualizada na Tabela 4.1. Como os efluentes considerados nesse trabalho são formados basicamente por etanol e água, foi considerado EHC aquele álcool com teor de etanol entre 92,5% e 93,8% em massa e foi considerado EAC aquele álcool com teor de etanol superior a 99,3% em massa.

Devido à elevada proporção de água nas correntes 115-B e 122-B, a produção de etanol anidro a partir desses efluentes não foi avaliada. Foi avaliada, no entanto, a produção de etanol hidratado. Para isso, foi proposto o módulo representado na Figura 4.3. Nele, o efluente 115-B é condensado no

trocador HX1-C e bombeado pela bomba PUMP1-C para se juntar ao efluente 122-B no MIX1-C. Devido à pequena vazão e elevado teor de água nestes efluentes, foi adicionado também ao MIX1-C o efluente 117-A. Esse último poderia também ser comercializado individualmente como EAC para a soja ou EHC para o dendê, mas essa opção não foi avaliada nesse trabalho.

A mistura é novamente liquefeita pelo trocador HX2-C e bombeada pela bomba PUMP2-C à uma coluna de destilação de 12 estágios, condensador parcial, razão de refluxo molar igual a 5 e pressão atmosférica. Altura e razão de refluxo dessa coluna foram otimizados para atender às especificações do EHC com o menor custo de capital possível. Os produtos da destilação são o etanol hidratado e um efluente aquoso (83,0% de água para a soja e 53,6% de água para o dendê). As propriedades das correntes de entrada e saída desse cenário, tanto para a soja quanto para o dendê, podem ser vistas no Anexo 1.

Tabela 4.1 – Especificações para etanol anidro e hidratado. Fonte: (ANP, 2011)

CARACTERÍSTICA	LIMITE	
	EAC	EHC
Aspecto	Límpido e isento de impurezas	
Cor	Vide texto da Resolução	
Acidez total, máx. (mg_ác_acét./L)	30	
Condutividade elétrica, máx. (µS/m)	350	
Massa específica a 20 °C	791,5 máx.	807,6 a 811
Teor alcoólico (% volume)	99,6 mín.	95,1 a 96,0
Teor alcóolico (% massa)	99,3 mín.	92,5 a 93,8
Potencial hidrogeniônico (pH)	-	6,0 a 8,0
Teor de etanol, mín. (% volume)	98,0	94,5
Teor de água, máx. (% volume)	0,4	4,9
Teor de metanol, máx. (% volume)		1
Resíduo por evaporação, máx. (mg/ 100 mL)		5
Goma Lavada (mg/100 mL)		5
Teor de hidrocarbonetos, máx. (% volume)		3
Teor de cloreto, máx. (mg/kg)		1
Teor de sulfato, máx. (mg/kg)		4
Teor de ferro, máx. (mg/kg)		5
Teor de sódio, máx. (mg/kg)		2
Teor de cobre, máx. (mg/kg)	0,07	-

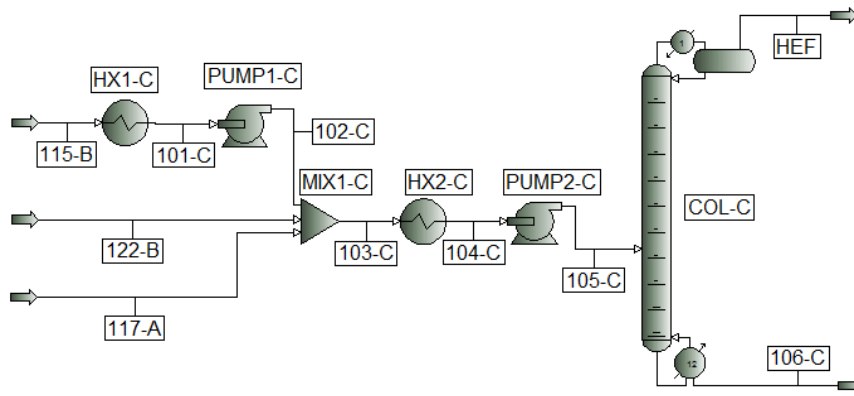


Figura 4.3 – Módulo de produção de etanol hidratado.

4.5 – Cenário 5: Produção de Etanol Anidro

Esse cenário engloba os módulos de esterificação, de transesterificação, de tratamento e reciclo de glicerol e de produção do etanol anidro combustível (EAC), apenas para a produção do biodiesel de dendê.

As simulações em PRO/II mostraram que o efluente obtido no módulo de esterificação da planta de processamento do óleo de soja já se encontra em condições de ser comercializado como EAC, embora o seu reciclo para o processo ainda seja inviável. Uma vez que na etapa de avaliação econômica não foi considerada uma diferenciação entre os preços do etanol puro e do EAC e diante da possibilidade de créditos com a venda desse subproduto, não foi avaliado o tratamento para o reciclo deste na planta do óleo de soja.

Já na unidade de processamento do óleo de dendê a produção de EAC foi avaliada como uma alternativa à formação de etanol hidratado. Optou-se por se processar apenas o efluente 117-A porque o teor de água nos demais efluentes era muito elevado, o que implicaria em maiores dificuldades no tratamento dessas correntes. Para a produção de EAC foi utilizada a tecnologia de destilação extrativa estudada por Ravagnani et al. (2010).

Os autores fizeram um estudo de otimização paramétrica no software HYSYS envolvendo o número de estágios da coluna, as posições de alimentação de etanol e de solvente, a temperatura do solvente e a razão entre as vazões de

solvente e de etanol na entrada da coluna, com o objetivo de minimizar o calor necessário no refeedor. Também foi minimizada a razão de refluxo para que o sistema atendesse às especificações. A alimentação foi simulada em condições próximas às azeotrópicas (85% de etanol e 15% de água em base molar). Dentre os solventes testados pelos autores, o etilenoglicol se mostrou o mais eficiente. Foram obtidas como condições ideais uma coluna de 40 estágios, com alimentação de etanol no 30º estágio e alimentação de solvente a 25 °C no 3º estágio. A razão solvente/etanol que se mostrou mais interessante foi de 3:1. A coluna de purificação do etanol é seguida por uma coluna para regeneração do solvente. Os autores não entraram em detalhes com relação à esta coluna.

Esse módulo foi reproduzido como mostrado na Figura 4.4. A corrente 117-A passa pelo trocador HX1-D, onde é condensada, e depois pela bomba PUMP1-D, através da qual é alimentada no 30º estágio da coluna de purificação. O solvente etilenoglicol é alimentado no 3º estágio a 25 °C. Como há uma pequena perda de solvente ao final do processo, uma corrente de reposição também foi posicionada no 3º estágio. Sua vazão é regulada pelo controlador estacionário C1-D, que garante que seja reposta exatamente a mesma quantidade de etilenoglicol que é perdida no topo da coluna de regeneração.

Nas simulações foi possível obter etanol a 99,6% de pureza no topo da coluna de purificação, que opera a pressão ambiente, possui 40 estágios e razão de refluxo igual a 3. O solvente segue para a coluna de regeneração, que foi simulada com 6 estágios e razão de refluxo igual a 5. No topo é eliminado um efluente contendo etilenoglicol, água e pequena quantidade de etanol. O solvente é recuperado puro no fundo da coluna, é resfriado no trocador HX2-D e retorna para a primeira coluna.

As condições físicas e composições das correntes na planta de produção de biodiesel de dendê contendo o módulo de produção do EAC podem ser vistas no Anexo 1.

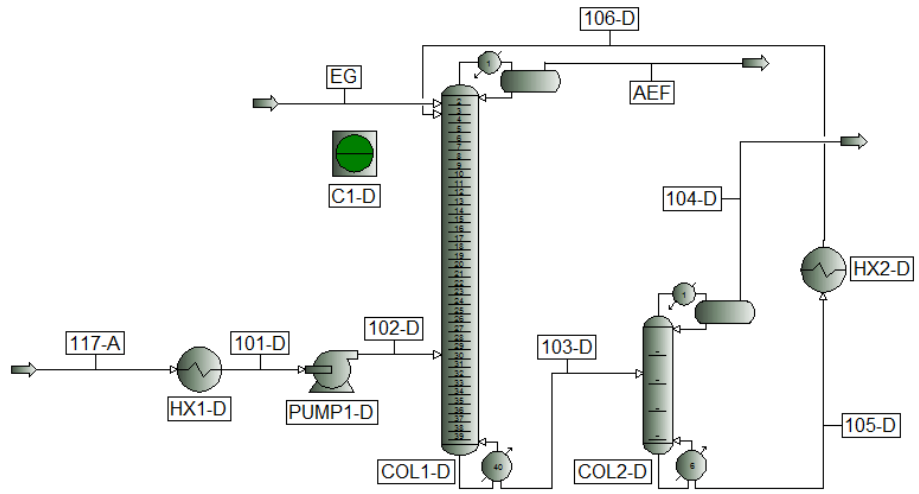


FIGURA 4.4 – Módulo de produção de etanol anidro.

CAPÍTULO 5 – DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS

Os resultados obtidos com as simulações, tanto para as correntes de processo quanto para os equipamentos, foram usados para o dimensionamento dos mesmos. As dimensões e principais propriedades dos equipamentos podem ser vistas no Anexo 2.

5.1 – Reatores

Para se dimensionar um reator é preciso ter conhecimento do tempo de residência requerido para que a reação se processe. É possível obter o tempo de residência necessário em um reator CSTR a partir de informações de conversão por tempo em um reator batelada.

No entanto, é necessário também se ter conhecimento da ordem de reação. Equações de taxa na forma de leis de potência com diferentes ordens de reação e mesma constante de velocidade podem resultar em reatores de volumes muito distintos. Nesse ponto, é importante destacar novamente a escassez de informação acerca das cinéticas de esterificação e transesterificação de óleos vegetais com etanol e a disparidade entre os resultados obtidos nos poucos trabalhos encontrados. Neste trabalho, optou-se por se utilizar os dados mais recentes que fossem encontrados em trabalhos envolvendo reações com etanol.

Pisarello et al. (2010) estudaram a esterificação de óleo de coco e óleo de girassol com etanol e propuseram modelos de segunda ordem reversível para esta reação. Não foram encontrados outros trabalhos que tenham estudado a esterificação por catálise ácida homogênea em condições compatíveis com a deste trabalho. Neste caso, os autores concluíram que a reação catalisada por ácido sulfúrico 1% v/v, ocorrendo a 70 °C, possuía uma constante de equilíbrio igual a 0,62. Por aproximar-se bastante das condições utilizadas neste trabalho, e porque neste trabalho não se está diferenciando os óleos vegetais quanto à cinética de esterificação, esse foi o modelo escolhido.

Shahla, Ngoh e Yusoff (2012) estudaram a cinética de transesterificação do óleo de dendê catalisada por etóxido de sódio 1% m/m e razão molar álcool/óleo 12:1. Os autores compararam modelos de 1ª ordem irreversível, modelos de segunda ordem irreversível e modelos de 2ª ordem reversível, com base na variedade de modelos apresentados anteriormente por outros autores. No entanto, eles concluíram que a cinética dessa reação se ajustava bem a um modelo de 2ª ordem irreversível. Esse foi o modelo escolhido neste trabalho.

5.1.1 – Obtenção do Tempo de Residência para o Reator de Esterificação

Seja o balanço de massa para um reagente em um reator batelada dado pela Equação 5.1.

$$-\frac{dC_A}{dt} = (-r_A) \quad (5.1)$$

Onde: C_A é a concentração do reagente limitante A no tempo t;

$(-r_A)$ é a taxa de consumo do reagente A no tempo t.

A equação da taxa de reação na forma de lei de potências de segunda ordem reversível para a reação de esterificação é dada pela Equação 5.2.

$$(-r_A) = k_D C_A C_B - k_R C_C C_D \quad (5.2)$$

Onde: C_A é a concentração de ácidos graxos livres no tempo t;

C_B é a concentração de etanol no tempo t;

C_C é a concentração de biodiesel no tempo t;

C_D é a concentração de água no tempo t ;

k_D é a constante de velocidade da reação direta;

k_R é a constante de velocidade da reação reversa.

Substituindo a Equação 5.2 na Equação 5.1, obtemos a Equação 5.3.

$$-\frac{dC_A}{dt} = k_D C_A C_B - k_R C_C C_D \quad (5.3)$$

Escrevendo a Equação 5.3 como função apenas da conversão dos ácidos graxos livres, obtém-se a Equação 5.4.

$$\frac{C_{A0} dX_A}{dt} = C_{A0}^2 [k_D (1 - X_A)(\theta_B - X_A) - k_R (\theta_C + X_A)(\theta_D + X_A)] \quad (5.4)$$

Onde: C_{A0} é a concentração molar inicial de ácidos graxos livres;

X_A é a conversão de ácidos graxos no tempo t ;

θ_B é a razão entre a concentração molar inicial de etanol e a concentração molar inicial de ácidos graxos livres;

θ_C é a razão entre a concentração molar inicial de biodiesel e a concentração molar inicial de ácidos graxos livres;

θ_D é a razão entre a concentração molar inicial de água e a concentração molar inicial de ácidos graxos livres.

A Equação 5.4 também pode ser escrita considerando-se a constante de equilíbrio da reação, que é determinada experimentalmente e corresponde a:

$$K = \frac{k_D}{k_R} \quad (5.5)$$

Substituindo a Equação 5.5 na Equação 5.4 e considerando que no instante inicial da reação não há biodiesel e água no reator, é obtida a Equação 5.6.

$$\frac{dX_A}{dt} = C_{A0}k_D \left[(1 - X_A)(\theta_B - X_A) - \frac{X_A^2}{K} \right] \quad (5.6)$$

Desse modo, o tempo de batelada necessário para se obter uma dada conversão X_A pode ser obtido pela Equação 5.7.

$$t_B = \frac{1}{C_{A0}k_D} \int_0^{X_A} \frac{1}{\left[(1 - X_A)(\theta_B - X_A) - \frac{X_A^2}{K} \right]} dX_A \quad (5.7)$$

A solução para essa equação pode ser obtida facilmente através de software matemático adequado ou de um manual de fórmulas matemáticas. A solução da integral indefinida corresponde à Equação 5.8. (GRADSHTEYN e I. M. RYZHIK, 2007).

$$t_B = \frac{1}{C_{A0}k_D} \left[\frac{1}{\sqrt{AC - B^2}} \arctan \frac{CX_A + B}{\sqrt{AC - B^2}} \right] \quad \text{para } AC > B^2$$

$$= \frac{1}{C_{A0}k_D} \left[\frac{1}{2\sqrt{B^2 - AC}} \ln \left| \frac{CX_A + B - \sqrt{B^2 - AC}}{CX_A + B + \sqrt{B^2 - AC}} \right| \right] \quad \text{para } AC < B^2 \quad (5.8)$$

Onde:

$$A = \theta_B \quad (5.9)$$

$$B = \frac{-(\theta_B + 1)}{2} \quad (5.10)$$

$$C = 1 - \frac{1}{K} \quad (5.11)$$

Segundo Pisarello et al. (2010), K é igual a 0,62 em condições próximas às utilizadas neste trabalho. A proporção de 15% em volume de etanol por volume de óleo bruto de soja utilizada corresponde a um θ_B de 157,8. Para o óleo de dendê, que possui um teor dez vezes superior de ácidos graxos livres, a proporção de 45% em volume de etanol por volume de óleo bruto corresponde a um θ_B de 45,8. Substituindo esses valores nas Equações 5.8 – 5.11, obtemos os tempos de residência no reator batelada.

Para a soja:

$$t_B = \frac{0,0044}{C_{A0}k_D} \quad (5.12)$$

Para o dendê:

$$t_B = \frac{0,0852}{C_{A0}k_D} \quad (5.13)$$

Baseado nos experimentos de Lepper e Friesenhagen (1986), supõe-se que para a conversão de 95% dos ácidos graxos do dendê seja necessária uma batelada de 30 minutos (0,5 h). A partir das condições da corrente de entrada do reator de esterificação obtidas no PRO/II, determinou-se um valor de C_{A0} igual a 0,1122 kmol/m³ para o óleo de dendê e igual a 0,0139 kmol/m³ para a soja.

Substituindo a concentração inicial de ácidos graxos no óleo de dendê na Equação 5.13, é obtido o valor de 1,5187 m³/kmol-h para a constante de velocidade direta da reação.

Apenas a título de comparação, convertendo-se o valor encontrado para a constante de velocidade direta da esterificação, obtém-se o valor de 0,025 L/mol-min. Esse valor se aproxima bastante do que foi encontrado por Pisarello et al. (2010), o que contribui para a aprovação da metodologia adotada neste trabalho.

Para obter o tempo de batelada para a conversão de 50% dos ácidos graxos livres no óleo de soja, basta substituir os valores de C_{A0} e k_D obtidos na Equação 5.12. O tempo de batelada, obtido dessa maneira, é igual a 0,21 h.

Seja o balanço de massa para um reagente em um reator CSTR dado pela Equação 5.14.

$$F_{A0} - F_A - V(-r_A) = 0 \quad (5.14)$$

Onde: F_{A0} é a vazão molar do componente A na entrada do reator;

F_A é a vazão molar do componente A na saída do reator;

V é o volume racional;

$(-r_A)$ é a taxa de consumo do componente A.

$$F_A = C_A \times v \quad (5.15)$$

Onde: v é a vazão volumétrica.

Substituindo as Equações 5.2, 5.5 e 5.15 na Equação 5.14 e definindo o tempo de residência como sendo a razão entre o volume reacional e a vazão

volumétrica, obtém-se para a reação de esterificação dos ácidos graxos em um reator CSTR a seguinte expressão:

$$\frac{C_{A0}(X_A)}{t_c} = C_{A0}^2 k_D \left[(1 - X_A)(\theta_B - X_A) - \frac{X_A^2}{K} \right] \quad (5.16)$$

Onde: t_c é o tempo de residência para um reator CSTR.

Todos os valores requeridos para o cálculo do tempo de residência no reator CSTR já foram obtidos nessa seção, tanto para a soja quanto para o dendê. Substituindo esses valores na Equação 5.16, obtém-se:

Para a soja:

$$t_c = \frac{0,0064}{C_{A0}k_D} = 1,4545 \times t_B = 0,31 \text{ h} \quad (5.17)$$

Para o dendê:

$$t_c = \frac{1,2073}{C_{A0}k_D} = 14,1702 \times t_B = 7,09 \text{ h} \quad (5.18)$$

5.1.2 – Obtenção do Tempo de Residência para o Reator de Transesterificação

A reação de transesterificação foi modelada com uma cinética de segunda ordem irreversível, conforme a Equação 5.19.

$$(-r_A) = k_D C_A C_B \quad (5.19)$$

Onde: C_A é a concentração de triglicerídeos no tempo t ;

C_B é a concentração de etanol no tempo t .

Seguindo-se o mesmo raciocínio utilizado para a esterificação dos ácidos graxos livres, obtém-se a expressão para o tempo de conversão em um reator batelada como mostrado na Equação 5.20.

$$t_B = \frac{1}{C_{A0}k_D} \int_0^{X_A} \frac{1}{[(1 - X_A)(\theta_B - 3X_A)]} dX_A \quad (5.20)$$

Nesse caso, a razão estequiométrica entre etanol e triglicerídeos é de 3:1. Mas para a produção de biodiesel é utilizado um excesso de etanol, na proporção 9:1. Desse modo, θ_B é igual a nove.

Garnica (2009) obteve 98% de conversão para o óleo de soja em uma batelada de 75 minutos (1,25 h) e obteve para o óleo de dendê uma conversão de 95% nas mesmas condições, conforme descrito anteriormente. Resolvendo a integral para X_A igual a 0,98 e 0,95, respectivamente, chega-se nas Equações 5.21 e 5.22.

Para a soja:

$$t_B = \frac{0,5861}{C_{A0}k_D} \quad (5.21)$$

Para o dendê:

$$t_B = \frac{0,4358}{C_{A0}k_D} \quad (5.22)$$

Da mesma forma, para o reator CSTR, o tempo de residência para a reação de transesterificação é dado pela Equação 5.23.

$$\frac{C_{A0}(X_A)}{t_C} = C_{A0}^2 k_D (1 - X_A)(9 - 3X_A) \quad (5.23)$$

Nas simulações, foram definidas conversões de 95% para ambos os óleos. Desse modo, substituindo X_A igual a 0,95 e os demais valores na Equação 5.23, obtém-se os tempos de residência como mostrado nas Equações 5.24 e 5.25.

Para a soja:

$$t_C = \frac{3,0894}{C_{A0}k_D} = 5,2711 \times t_B = 6,59 \text{ h} \quad (5.24)$$

Para o dendê:

$$t_C = \frac{3,0894}{C_{A0}k_D} = 7,0890 \times t_B = 8,86 \text{ h} \quad (5.25)$$

5.1.3 – Obtenção do Tempo de Residência para o Reator de Neutralização

No reator de neutralização, seguiu-se também as considerações feitas pelos outros autores. Foi considerada uma conversão de 100% do hidróxido de sódio, com a adição estequiométrica de ácido sulfúrico. A reação foi considerada praticamente instantânea, sendo requerido apenas um tempo de residência de cinco minutos (0,08 h).

5.1.4 – Detalhamento dos Reatores

De posse dos tempos de residência necessários para a esterificação, para a transesterificação e para a neutralização, os volumes reacionais podem ser obtidos pela multiplicação do tempo de residência e da vazão volumétrica de entrada. Os volumes dos reatores foram obtidos multiplicando-se os respectivos

volumes reacionais por 1,2, ou seja, foi considerado um *headspace* de 20% do volume de líquido em todos os reatores.

Seguindo a metodologia adotada pelos outros autores, os reatores foram considerados cilíndricos com relação entre altura e diâmetro de 3:1. Cada reator vem acompanhado de um misturador, cuja potência requerida foi ajustada segundo as recomendações de Seider, Seader e Lewin (2003), e uma serpentina de aço inoxidável para aquecimento (esterificação e transesterificação) ou resfriamento (neutralização).

Os reatores de esterificação e de neutralização foram projetados com aço inoxidável 316, por lidarem com altas concentrações de ácido sulfúrico. Já o reator de transesterificação foi projetado com aço carbono.

5.2 – Colunas de Destilação

Todas as colunas de destilação foram projetadas como colunas recheadas. Para as colunas de separação do etanol logo após a transesterificação e de purificação do biodiesel, o recheio é necessário devido à elevada viscosidade dos componentes envolvidos no processo. Estas colunas foram projetadas com anéis de Pall de 2 in, por serem largas e conterem um número pequeno de estágio teóricos. Já as colunas de tratamento do etanol, nos módulos de produção de EHC e EAC, foram projetadas com anéis de Pall de 1 in, devido ao elevado número de estágios teóricos e ao pequeno diâmetro.

Para o cálculo do diâmetro das colunas, foi utilizado o método de Leva, o mesmo utilizado por West et al. (2008). O diâmetro da coluna pode ser estimado de maneira empírica a partir da velocidade de *flooding*, como mostra a Equação 5.26.

$$D = \sqrt{\frac{4G}{(fU_f)\pi\rho_G}} \quad (5.26)$$

Onde: G é a vazão mássica de vapor (kg/s);

f é um fator empírico, normalmente assumido igual a 0,7;

U_f é a velocidade de inundação ou *flooding* (ft/s);

ρ_G é a densidade da fase vapor (kg/ft³).

A correlação de Leva para a velocidade de *flooding* é dada pelas Equações 5.27 – 5.31.

$$Y = \exp[-3,7121 - 1,0371(\ln F_{LG}) - 0,1501(\ln F_{LG})^2 - 0,007544(\ln F_{LG})^3] \quad (5.27)$$

$$F_{LG} = \frac{L}{G} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{1/2} \quad (5.28)$$

$$Y = \frac{U_f^2 F_P}{g} \rho_G f\{\rho_L\} f\{\mu_L\} \quad (5.29)$$

$$f\{\rho_L\} = -0,8787 + 2,6776 \left(\frac{1}{\rho_L} \right) - 0,6313 \left(\frac{1}{\rho_L} \right)^2 \quad (5.30)$$

$$f\{\mu_L\} = 0,96 \mu_L^{0,19} \quad (5.31)$$

Onde: L é a vazão mássica de fase líquida (kg/s);

ρ_L é a densidade da fase líquida (kg/ft³);

μ_L é a viscosidade da fase líquida (cP);

g é a aceleração da gravidade ($g = 32,2 \text{ ft/s}^2$);

F_P é o fator de empacotamento, relativo ao tipo de recheio (ft²/ft³).

Para anéis de Pall de 1 in de metal, o fator de empacotamento é igual a 56 ft²/ft³. Já para anéis de Pall metálicos de 2 in, o fator de empacotamento é igual a 27 ft²/ft³. Os valores para as vazões mássicas da fase líquida e da fase vapor, bem como densidade e viscosidade, foram obtidos diretamente do simulador. Todos os valores obtidos se encontravam dentro do limite de validade das fórmulas utilizadas (SEIDER, SEADER e LEWIN, 2003).

Idealmente, o diâmetro de uma coluna de destilação deve ser calculado para cada estágio. No entanto, como o trabalho tem por objetivo apenas uma estimativa preliminar de custos, optou-se por expressar o diâmetro das colunas como sendo a média dos diâmetros de topo, meio e fundo, sendo necessárias apenas as informações relativas a três ou quatro pratos teóricos (no caso de um número par de estágios, fez-se a média das propriedades dos dois estágios centrais).

Para se determinar a altura das colunas de destilação fez-se uso da altura equivalente de prato teórico (HETP, na sigla em inglês). Todas as colunas foram projetadas supondo-se 50% de eficiência em todos os estágios, exceto no condensador e no refeedor. Para obter-se o valor de HETP para os dois tipos de recheio, usou-se as fórmulas empíricas apresentadas por Seider, Seader e Lewin (2003). Para as colunas a vácuo, foi utilizada a Equação 5.32. Para as colunas de tratamento dos efluentes ricos em etanol, que são líquidos de baixa viscosidade, foi utilizada a Equação 5.33.

$$HETP = 1,5 D_p + 0,5 \quad (5.32)$$

$$HETP = 1,5 D_p \quad (5.33)$$

Onde: HETP é a altura equivalente de prato teórico, ft;

D_p é o diâmetro nominal do recheio utilizado, in.

A altura do volume recheado é obtida pela multiplicação do HETP pelo número de estágios de equilíbrio, excetuando-se condensador e refeedor. A altura total das colunas foi obtida somando-se a altura do volume recheado a três quartos do diâmetro para o condensador e a um diâmetro inteiro para o refeedor.

5.3 – Vasos de *Flash*

Os vasos de *flash* foram dimensionados de acordo com metodologia apresentada por Towler e Sinnott (2008). Segundo os autores, o diâmetro do vaso deve ser grande o suficiente para que a velocidade da fase gasosa seja reduzida abaixo da velocidade de separação das gotículas de líquido. O cálculo do diâmetro pode ser feito com a Equação 5.34.

$$D = \sqrt{\frac{4G}{\pi u_s}} \quad (5.34)$$

Onde: G é a vazão volumétrica de vapor (m³/s);

u_s é a velocidade de separação das gotículas de líquido (m/s).

A velocidade de separação das gotículas de líquido pode ser obtida pela Equação 5.35.

$$u_s = 0,07 \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^2 \quad (5.35)$$

Onde: ρ_L é a densidade da fase líquida (kg/m^3);

ρ_G é a densidade da fase gasosa (kg/m^3).

Uma vez determinado o diâmetro, deve-se prover altura suficiente acima da entrada do vaso para que as gotículas de líquido possam se separar. Os autores recomendam que seja utilizada uma altura igual ao diâmetro, com um mínimo de um metro.

A entrada do vaso deve ser situada a uma altura de meio diâmetro acima do nível de líquido, com um mínimo de 60 centímetros.

Os autores recomendam um tempo de 10 minutos para o *holdup* de líquido no vaso. A partir desse tempo e conhecendo-se o diâmetro do vaso e a vazão de saída de líquido obtida no simulador é possível calcular a altura da fase líquida no vaso.

Um esquema do cálculo de dimensionamento de um vaso de *flash* é mostrado na Figura 5.1.

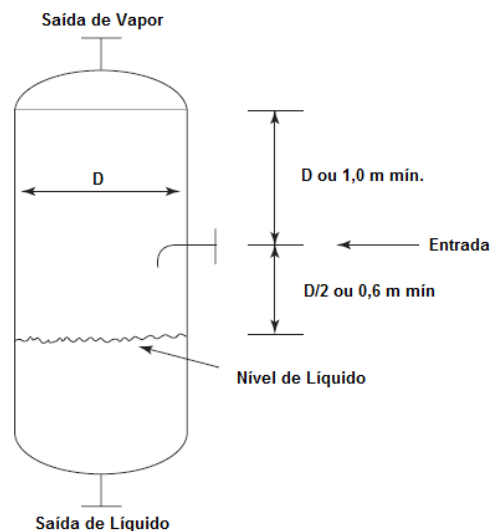


Figura 5.1 – Esquema de dimensionamento de um vaso de *flash*. Adaptado de (SINNOTT e TOWLER, 2008).

5.4 – Vasos de Lavagem

Para a lavagem do óleo no módulo de esterificação e para a lavagem do biodiesel no módulo de transesterificação, optou-se por utilizar uma sequência de vasos de mistura e decantadores, visto que tal configuração costuma ser mais simples e mais barata que uma coluna de extração. Os vasos de mistura foram projetados em configuração vertical, com relação entre altura e diâmetro de 1:1, de modo a prover um tempo de residência de cinco minutos, de acordo com as recomendações de Seider, Seader e Lewin (2003). O volume dos vasos foi calculado multiplicando-se a vazão total de entrada pelo tempo de residência. Cada vaso foi equipado com um misturador.

Os decantadores foram projetados em configuração horizontal, com relação entre comprimento e diâmetro de 4:1. A área de desacoplamento dos decantadores foi calculada de modo a prover 1 ft² para cada 5 gal/min de alimentação, seguindo as instruções de Seider, Seader e Lewin (2003) e considerando que a fase líquida ocupe metade do volume do vaso.

Cada decantador é precedido de um vaso de mistura. Para a lavagem com glicerol, utilizou-se vasos de aço inoxidável 316, pois a concentração de ácido sulfúrico, catalisador da esterificação, era elevada. Já os vasos para a lavagem com água foram projetados com aço carbono. Não foram incluídos trocadores de calor nos sistemas de lavagem.

5.5 – Clarificador

Uma vez que a fórmula de custo para um clarificador proposta por Seider, Seader e Lewin (2003) depende apenas da área de sedimentação, apenas esse valor foi dimensionado. Para uma estimativa preliminar do custo de um clarificador os autores recomendam que a área de sedimentação, em ft², seja calculada como cinquenta vezes a vazão mássica de sólidos removidos, em ton/dia. Essa foi a modelagem adotada.

5.6 – Trocadores de Calor

Os trocadores de calor com área de troca térmica superior a 200 ft foram projetados como casco e tubo de cabeça flutuante, sem entrar em detalhes quanto ao número de passagens nos cascos ou nos tubos. Os trocadores de área de troca térmica inferior a 200 ft foram projetados como trocadores de duplo-tubo, seguindo as recomendações de Seider, Seader e Lewin (2003). Condensadores e refeedores das colunas de destilação foram considerados trocadores de calor comuns, seguindo o mesmo tipo de abordagem para seu projeto inicial. Já para os vasos de *flash* e reatores, fez-se uso de serpentinas de aço inoxidável. Para uma estimativa preliminar do custo dos trocadores a única dimensão necessária era a área de troca térmica, que pode ser facilmente obtida pela Equação 5.36.

$$Q = U \times A_T \times \Delta T_{LM} \quad (5.36)$$

Onde: Q é a taxa de transferência de calor;

U é o coeficiente global de transferência de calor.

A_T é a área de troca térmica;

ΔT_{LM} é a média logarítmica da diferença de temperaturas.

A taxa de transferência de calor foi obtida diretamente do simulador de processos. Já o coeficiente global de transferência de calor, que depende fortemente do equipamento e dos materiais envolvidos na troca térmica, deve ser obtido na prática ou, para um projeto preliminar, de valores da literatura. Os valores utilizados nesse trabalho foram extraídos de Seider, Seader e Lewin (2003), que fizeram uma coletânea de dados experimentais publicados por diversos autores. Os valores utilizados nos diferentes trocadores de calor podem ser vistos nas tabelas dos equipamentos dispostas no Anexo 2. Já os valores

utilizados nos vasos de *flash*, reatores, condensadores e refervedores podem ser visualizados na Tabela 5.1.

Tabela 5.1 – Coeficientes globais de transferência de calor em equipamentos.

Equipamento	Operação	Material Predominante	U (BTU/F°-h-ft ²)
Reatores			
Esterificação	Aquecer	Óleo Vegetal	60
Transesterificação	Aquecer	Biodiesel	60
Neutralização	Resfriar	Solvente Orgânico	50
Vasos de <i>Flash</i>			
Flash-Gli-A	Aquecer	Solvente Orgânico	50
Flash-Gli-B	Aquecer	Solvente Orgânico	50
Condensadores			
Sep-Bio	Resfriar	Biodiesel	20
Sep-Etanol-B	Resfriar	Vapor de Álcool	100
Etanol-C	Resfriar	Vapor de Álcool	100
EG1	Resfriar	Vapor de Álcool	100
EG2	Resfriar	Vapor de Água	400
Refervedores			
Sep-Bio	Aquecer	Óleo Vegetal	200
Sep-Etanol-B	Aquecer	Biodiesel	200
Etanol-C	Aquecer	Solução Aquosa	250
EG1	Aquecer	Solvente Orgânico	200
EG2	Aquecer	Solvente Orgânico	200

Quanto às utilidades escolhidas, para o aquecimento fez-se uso de vapor saturado a 400 psi, cuja temperatura é de aproximadamente 229,2 °C. Nessas condições, a entalpia de vaporização é de aproximadamente 1.816 KJ/Kg, valor apresentado por Perlingeiro (2005) e confirmado com o simulador. Para resfriamento, utilizou-se água comum, entrando a 25 °C e saindo a 35 °C. Nessas condições, a capacidade térmica média é de aproximadamente 4,1805 KJ/Kg°C. Apenas onde uma temperatura de aproximação de pelo menos 10 °C não pode ser respeitada, optou-se por se utilizar amônia a 1,11 °C (34 °F) como fluido de refrigeração. Supondo que ela troque calor e deixe o equipamento 10 °C mais quente, a capacidade térmica média da amônia é de 2,0775 KJ/Kg°C. O custo de todas essas utilidades foi extraído de Perlingeiro (2005).

A única exceção foi o refervedor da coluna de purificação do biodiesel, que opera na temperatura de 400 °C. Nesse caso, usou-se a mesma utilidade

usada no trabalho de Zhang et al. (2003b), vapor a 2700 KPa, superaquecido a 500 °C. O vapor deixa o refeedor a 410 °C, para se respeitar a temperatura limite de aproximação de 10 °C. Nessa faixa de temperaturas, a capacidade térmica do vapor, obtida no simulador, é de aproximadamente 2,2445 KJ/Kg°C. O custo do vapor superaquecido foi o mesmo adotado por Zhang et al. (2003b).

CAPÍTULO 6 – AVALIAÇÃO ECONÔMICA DOS PROCESSOS

A avaliação econômica proposta neste trabalho consiste na dedução do investimento necessário para a construção das plantas, na dedução dos custos de produção associados à fabricação de biodiesel, nas estimativas de receita frente a dado cenário econômico e na comparação entre as diferentes plantas a partir de determinados critérios econômicos.

A abordagem adotada, como um todo, é semelhante à adotada por Zhang et al. (2003b) e pode ser chamada de um *study estimate*. Ela depende da construção de um fluxograma para o processo analisado, da resolução dos balanços de massa e energia envolvidos e do dimensionamento prévio dos equipamentos, conhecendo-se também seu material de construção. Não se trata de um método preciso de avaliação econômica. Trata-se apenas de uma etapa preliminar, de um estudo de oportunidade, mas que pode muito bem ser usado para comparar diferentes processos (TURTON et al., 2009).

Como explicado na seção 3.4, as plantas de produção de biodiesel foram simuladas com uma capacidade de produção de 12.625 Kg/h, correspondendo à capacidade mássica média das unidades brasileiras em junho de 2014. Todos os custos foram estimados com base em um fator de operação de 7.920 h/ano, que corresponde a 330 dias trabalhados (cerca de 90 % dos dias do ano). Este foi o mesmo valor utilizado por West et al. (2008) e França e Rodrigues (2009).

O cenário econômico considerado neste trabalho remete ao primeiro semestre do ano de 2014. Os preços dos componentes envolvidos se encontram dispostos na Tabela 6.1. O preço estabelecido para o biodiesel foi o preço médio pago pelo produto no 37º Leilão de Biodiesel realizado pela ANP, em agosto de 2014 (ANP, 2014a). Os preços do etanol anidro combustível e do etanol hidratado combustível foram obtidos na página do Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada (CEPEA), da Universidade de São Paulo, no dia 15 de agosto de 2014 (CEPEA, 2014). Todos os preços relativos aos outros produtos, catalisadores e solventes, exceto o ácido sulfúrico, foram obtidos no Sistema de Análise das Informações de Comércio Exterior, da Secretaria de Comércio Exterior, do Ministério do Desenvolvimento, Indústria e Comércio Exterior,

AliceWeb (ALICEWEB, 2014). Eles correspondem aos preços médios de importação e exportação de cada produto ao longo do primeiro semestre de 2014. Como o AliceWeb não faz uma distinção precisa do produto ácido sulfúrico de diferentes purezas, o preço encontrado no site não foi considerado uma boa referência para este trabalho. Então, foi pedido um relatório de preços à empresa de consultoria ICIS. O relatório continha histórico e previsões de preços para o ácido sulfúrico no ano de 2014 e o valor foi escolhido com base nessas estimativas. O valor escolhido também se aproxima do que era encontrado em sites de compra e venda de produtos na internet na mesma época. O preço do vapor superaquecido foi tirado do trabalho de Zhang et al. (2003b). Todas as demais utilidades para aquecimento e resfriamento foram retiradas de Perlingeiro (2005). O custo da eletricidade foi tirado do site da Agência Nacional de Energia Elétrica (ANEEL) e corresponde ao preço médio cobrado pela energia elétrica no setor industrial brasileiro no primeiro semestre de 2014, incluindo tributos (ANEEL, 2014).

Tabela 6.1 – Preços dos componentes envolvidos nos processos (US\$/Kg).

Matéria-Prima e Produtos	Preços	Catalisadores e Solventes	Preços	Utilidades	Preços
Óleo de Soja	0.8790	Glicerol (>98 %)	0.7900	Vapor Superaquecido	0.0100
Óleo de Palma	0.8690	Glicerina Bruta	0.3300	Vapor 400 psi	0.0015
Etanol Anidro (EAC)	0.7461	NaOH	0.5100	Água de Resfriamento	0.00005
Etanol Hidratado (EHC)	0.6993	H ₂ SO ₄	0.2000	Amônia 34 °F	0.0005
Biodiesel	0.9600	Na ₂ SO ₄	0.1200	Eletricidade (US\$/KWh)	0.1375
Disposição de Efluentes	0.1500	Etilenoglicol	0.9100		

6.1 – Investimento

O método utilizado neste trabalho para a estimativa do investimento total necessário para a construção de uma nova planta de produção de biodiesel foi o método de Lang. Segundo Seider, Seader e Lewin (2003), o método possui um grau de incerteza de $\pm 35\%$. O primeiro passo consiste em se obter o preço *f.o.b.* de aquisição de cada equipamento. Este pode ser obtido, para um *study estimate*, a partir de fórmulas empíricas disponíveis na literatura. Como essas fórmulas foram produzidas para determinada época, é necessário atualizar-se

os preços dos equipamentos para a realidade atual. Isso pode ser feito através da aplicação do Chemical Engineering Plant Cost Index (CE, 2014; HAMEED, LAI e CHIN, 2009). Somando-se todos os preços de aquisição se obtém o preço *f.o.b.* total de aquisição dos equipamentos. O valor total é multiplicado por 1,05, para levar em conta o transporte dos equipamentos até o local da planta. Esse é o valor proposto pelos autores e não foram feitas maiores considerações, no entanto deve-se ter em mente a grande extensão territorial brasileira e a provável diferença de custo de instalação das plantas entre as diferentes regiões do país. Em seguida, multiplica-se o resultado pelo fator de Lang (f_L), para se obter o investimento fixo. A Equação 6.1 sintetiza cada um desses passos.

$$I_F = 1,05 \times f_L \times \sum_i \left(\frac{PCI}{PCI_b} \right) C_i \quad (6.1)$$

Onde: I_F é o investimento fixo;

f_L é o fator de Lang;

PCI é o Plant Cost Index para o ano de projeto;

PCI_b é o Plant Cost Index para o ano base;

C_i é o custo *f.o.b.* de aquisição do equipamento i .

O fator de Lang é usado para se levar em conta os custos de instalação, instrumentação e controle, encanamento, rede elétrica, construções auxiliares (ou OSBL, *Outside Battery Limits*), aquisição do terreno, custos de construção e engenharia e taxas envolvidas. Para uma planta que opera apenas com líquidos, o fator de Lang é igual a 4,8. Para se chegar ao investimento total, soma-se o investimento fixo ao capital de giro, estimado em 15% do investimento total.

Todos os preços de aquisição de equipamentos foram extraídos de Seider, Seader e Lewin (2003) e remetem a meados do ano 2000 ($PCI_b = 394$). Os autores fizeram uma coletânea de uma série de trabalhos disponíveis na

literatura e criaram fórmulas empíricas de estimativa de preço *f.o.b.* desses equipamentos por interpolação dos dados encontrados. As fórmulas utilizadas para a estimativa do custo dos equipamentos nesse trabalho são mostradas nas próximas seções. Todos os valores encontrados foram atualizados para o último PCI disponível ao final do primeiro semestre do ano de 2014 (relativo ao mês de março, PCI = 571,5).

6.1.1 – Custo das Bombas

O custo das bombas centrífugas pode ser obtido pela Equação 6.2.

$$C_P = F_T F_M C_B \quad (6.2)$$

O fator F_T é relativo ao tipo de bomba, que pode ser considerado igual a 1 para bombas de um estágio, orientação vertical e 3600 rpm. F_M é um fator material. Para bombas de aço carbono, ele é igual a 1,35. Para bombas de aço inoxidável, ele é igual a 2. C_B é dado pela Equação 6.3. Ele depende de S , que é o fator de tamanho da bomba, função da vazão Q que passa através da bomba (galões/min) e da altura manométrica H (ft), conforme Equação 6.4.

$$C_B = \exp\{9,2951 - 0,6019[\ln(S)] + 0,0519[\ln(S)]^2\} \quad (6.3)$$

$$S = Q(H)^{0,5} \quad (6.4)$$

Já para uma bomba de engrenagem externa, o custo pode ser obtido pelas Equações 6.5 e 6.6. O custo depende da vazão Q que a bomba processa, em galões/min, e do mesmo fator material presente no custo da bomba centrífuga.

$$C_P = F_M C_B \quad (6.5)$$

$$C_B = \exp\{7,2744 + 0,1986[\ln(Q)] + 0,0291[\ln(Q)]^2\} \quad (6.6)$$

Neste trabalho, as bombas de engrenagem externa são as bombas 4B, 5B, 6B e 1C. As bombas de aço inoxidável são as bombas 1A, 4A e 5B. Todas as demais bombas são bombas centrífugas de aço carbono.

6.1.2 – Custo dos Motores Elétricos

Para funcionar, uma bomba depende de um motor elétrico, cujo custo não está incluso nas Equações 6.2 e 6.5. O custo dos motores elétricos é descrito pela Equação 6.7.

$$C_M = F_T C_B \quad (6.7)$$

O fator F_T depende do tipo de motor. Para o caso presente, recomenda-se a utilização de motores à prova de explosão, cujo valor de F_T é igual a 1,8. Além disso, o custo dos motores dependerá da potência consumida, conforme a Equação 6.8.

$$C_B = \exp\left\{ \begin{array}{l} 5,4866 + 0,13141[\ln(P_C)] + 0,053255[\ln(P_C)]^2 \\ + 0,028628[\ln(P_C)]^3 - 0,0035549[\ln(P_C)]^4 \end{array} \right\} \quad (6.8)$$

Para estimar a potência consumida pelo motor, utiliza-se a Equação 6.9.

$$P_C = \frac{QH\rho}{33.000\eta_P\eta_M} \quad (6.9)$$

Nessa equação, Q é a vazão através da bomba, em galões/min, H é a altura manométrica, em ft, ρ é a densidade do líquido, em lb/galão. η_P e η_M são dados pelas Equações 6.10 e 6.11.

$$\eta_P = -0,316 + 0,24015[\ln(Q)] - 0,01199[\ln(Q)]^2 \quad (6.10)$$

$$\eta_M = 0,80 + 0,0319 \left[\ln\left(\frac{QH\rho}{33.000\eta_P}\right) \right] - 0,00182 \left[\ln\left(\frac{QH\rho}{33.000\eta_P}\right) \right]^2 \quad (6.11)$$

6.1.3 – Custo dos Trocadores de Calor

O custo dos trocadores de calor do tipo casco e tubo pode ser obtido pelas Equações 6.12 e 6.13. Nelas, A_T representa a área de troca térmica, ou mais precisamente, a área externa dos tubos.

$$C_{TC} = F_P F_M F_L C_B \quad (6.12)$$

$$C_B = \exp\{11,667 - 0,8709[\ln(A_T)] + 0,09005[\ln(A_T)]^2\} \quad (6.13)$$

O fator F_M está ligado aos materiais de construção dos trocadores e é dado pela Equação 6.14.

$$F_M = a + \left(\frac{A}{100}\right)^b \quad (6.14)$$

A maioria dos trocadores de calor das plantas são construídos unicamente com aço carbono. Nesse, tanto a quanto b são iguais a zero. Já o trocador HX1-A deve ser construído com os tubos em aço inoxidável, por lidar com elevadas concentrações de ácido. Nesse caso, a é igual a 1,75 e b é igual a 0,13. Esse é o único caso em que a corrente quente deve passar pelos tubos, por questão de segurança.

Apenas o trocador de calor HX2-A tem o fator F_p diferente de 1. É um fator de correção de custo relativo a um reforço de pressão no lado do casco. Nesse trocador, vapor a 400 psi é utilizado para aquecer o óleo antes deste seguir para o módulo de transesterificação. Para se determinar F_p é utilizada a Equação 6.15, que é função da pressão no lado do casco, em psig.

$$F_p = 0,9803 + 0,018 \left(\frac{P}{100} \right) + 0,0017 \left(\frac{P}{100} \right)^2 \quad (6.15)$$

O fator F_L é uma correção de comprimento de tubo. Todos os trocadores de calor foram projetados com um comprimento de 8 ft, cujo valor de F_L é igual a 1,25.

Já os trocadores de tipo duplo-tubo, com área de troca térmica inferior a 200 ft², tem o seu custo regido pela Equação 6.16. Nenhum trocador de duplo-tubo dessas plantas precisou de alguma correção na expressão de custo.

$$C_{TC} = \exp\{7,1248 + 0,16[\ln(A_T)]\} \quad (6.16)$$

Já as serpentinas, usadas no controle de temperatura dos reatores e vasos de *flash*, tiveram o seu custo de aquisição estimado pela Equação 6.17.

$$C_{serp} = \exp\{7,8375 + 0,4343[\ln(A_T)] + 0,03812[\ln(A_T)]^2\} \quad (6.17)$$

6.1.4 – Custo das Colunas de Destilação

O custo das colunas de destilação foi obtido através da Equação 6.18. Nela, C_V é o custo do vaso, que depende do seu peso W (lb), conforme a Equação 6.19. O peso do vaso pode ser obtido pela Equação 6.20. Nessa equação, D é o diâmetro interno da coluna, L é a altura da coluna, t_s é a espessura da parede da coluna e ρ_s é a densidade do aço carbono, que pode ser tomada igual a 0,284 lb/in³ para um projeto preliminar.

$$C_{CD} = F_M C_V + C_{PL} \quad (6.18)$$

$$C_V = \exp\{7,0374 + 0,18255[\ln(W)] + 0,02297[\ln(W)]^2\} \quad (6.19)$$

$$W = \pi(D + t_s)(L + 0,8D)t_s\rho_s \quad (6.20)$$

C_{PL} é o custo relativo à instalação de plataformas e escadas e é dado pela equação 6.21.

$$C_{PL} = 237,1 (D)^{0,63316} (L)^{0,80161} \quad (6.21)$$

A forma de se determinar a espessura da parede da coluna depende se ela opera a pressão atmosférica, como as colunas de tratamento dos efluentes ricos em etanol, ou se elas operam sob vácuo, como a coluna de recuperação de etanol e a de purificação do biodiesel. Para as colunas a pressão atmosférica, a espessura é calculada pela Equação 6.22.

$$t_s = \frac{10 D}{2SE - 12} \quad (6.22)$$

Nessa equação, D é o diâmetro interno da coluna. S é o máximo *stress* permitido para o material de construção da coluna na temperatura de operação. Para os casos presentes nesse trabalho, o valor de 13.750 psi foi adotado. O termo E corresponde à eficiência de solda. Foi adotado o valor de 0,85, pois as paredes das colunas não foram muito espessas.

A espessura calculada pela Equação 6.22 não necessariamente corresponde à espessura final. Por uma questão de segurança estrutural, uma espessura mínima é requerida para cada diâmetro de coluna. Essas especificações são dadas na Tabela 6.2.

Tabela 6.2 – Diâmetros mínimos para a parede de vasos verticais.

Diâmetro do Vaso (ft)	Espessura Mínima (in)
Até 4	1/4
4-6	5/16
6-8	3/8
8-10	7/16
10-12	1/2

Após a obtenção da espessura pela Equação 6.22 ou pela Tabela 6.2, deve ser adicionado 1/8 de polegada para lidar com a corrosão do material.

O fator F_M depende do tipo de material. Todas as colunas foram projetadas em aço carbono, de modo que o valor de F_M sempre foi igual a 1.

Para colunas a vácuo, a Equação 6.23 deve ser utilizada para a determinação da espessura das paredes.

$$t_s = 1,3 D_o \left(\frac{P L}{E_M D_o} \right)^{0,4} \quad (6.23)$$

Nessa equação, D_o é o diâmetro externo da coluna (in), P é a menor pressão de operação (psig), L é a altura da coluna (in), e E_M é o módulo de elasticidade do material de construção (psi), obtido na maior temperatura de

operação (°F) segundo a Equação 6.24, que foi obtida por interpolação linear dos dados apresentados por Seider, Seader e Lewin (2003).

$$E_M = (30,4342 - 0,00629 T) \times 10^6 \quad (6.24)$$

As colunas a vácuo devem ainda ser equipadas com o aparato de vácuo, cujo custo pode ser obtido pela Equação 6.25.

$$C_{v\u00e1cuo} = 1,8 \times 1,33 \times \left(\frac{G}{P}\right)^{0,41} \quad (6.25)$$

Nessa expressão, G é a vazão mássica de vapor no ponto de geração de vácuo (lb/h). P é a pressão desejada (torr).

Além dos custos relativos ao vaso, o custo das colunas envolve ainda o preço de compra do recheio. Anéis de Pall de metal de 1 in custam em torno de 39 US\$/ft³ e anéis de Pall de metal de 2 in custam em torno de 25 US\$/ft³. O volume de recheio necessário pode ser obtido a partir do diâmetro interno da coluna e da altura da coluna excetuando-se condensador e refeedor.

6.1.5 – Custo dos Reatores

O cálculo do custo dos reatores é semelhante ao cálculo de custo das colunas de destilação, dado pela Equação 6.18. No entanto, o custo do vaso deve ser obtido pela Equação 6.26.

$$C_V = \exp\{6,775 + 0,18255[\ln(W)] + 0,02297[\ln(W)]^2\} \quad (6.26)$$

O peso do vaso também é obtido pela Equação 6.20 e a espessura das paredes é obtida pela Equação 6.22, com as mesmas correções feitas para a coluna de destilação. Já o custo com a instalação de plataformas e escadas deve ser obtido pela Equação 6.27, onde D é o diâmetro interno do vaso (in) e L é a altura (in).

$$C_{PL} = 285,1 (D)^{0,73960} (L)^{0,70684} \quad (6.27)$$

Para os reatores de esterificação e de neutralização, que são feitos em aço inoxidável, o custo do vaso deve ser multiplicado por um fator material de 2,1.

Cada reator contém um misturador tipo turbina, cujo custo pode ser determinado pela Equação 6.28. Cada turbina deve vir acompanhada também de um motor elétrico, cujo custo é dado pelas Equações 6.7 e 6.8. Tanto o custo da turbina quanto do motor elétrico dependem da potência total necessária para a agitação do meio. Seguindo a recomendação de Seider, Seader e Lewin (2003), foram utilizados 1,5 HP por 1000 galões para a agitação do reator de neutralização, que contém uma reação ocorrendo em meio homogêneo, e foram utilizados 5 HP por 1000 galões para a agitação nos outros dois reatores e nos vasos misturadores dos sistemas de lavagem, por conterem reações ou extrações em meio bifásico.

$$C_{Turb} = 2850 (P_v)^{0,57} \quad (6.28)$$

6.1.6 – Custo dos Vasos de *Flash*

Os vasos de *flash* são vasos verticais equipados com sistema de vácuo. Para determinação de seu custo utiliza-se a Equação 6.26 para a determinação do custo do vaso. O vaso de *flash* utilizado para separação da água e do álcool

após a lavagem com glicerol deve ser construído com aço inoxidável, devido à presença de ácido sulfúrico. No cálculo do custo de aquisição do vaso, então, multiplica-se o preço do vaso por um fator material de 2,1. Utiliza-se a Equação 6.25 para a determinação do custo do aparato de vácuo. Não se inclui o termo de plataformas e escadas, dado que os vasos são pequenos.

6.1.7 – Custo do Decantador

O decantador, presente na planta do biodiesel de dendê, foi dimensionado como um vaso horizontal. Para determinação de seu custo de aquisição, fez-se uso das Equações 6.18 e 6.29.

$$C_V = \exp\{8,717 - 0,233[\ln(W)] + 0,04333[\ln(W)]^2\} \quad (6.29)$$

Nesta equação, W é o peso do vaso em libras, que pode ser calculado pela equação 6.20. O decantador deve ser fabricado com aço inoxidável, então o fator material é igual a 2,1. Não são necessárias plataformas e escadas, pois o equipamento não é tão grande.

6.1.8 – Custo dos Sistemas de Lavagem

Os sistemas de lavagem são compostos por quatro vasos misturadores e quatro decantadores cada um. Os vasos misturadores são dimensionados exatamente da mesma forma que os reatores, excetuando-se o custo com plataformas e escadas. O sistema de lavagem com glicerol é todo feito em aço inoxidável, cujo fator material é igual a 2,1. Já o sistema de lavagem com água foi projetado com aço carbono, de fator material igual a 1.

6.1.9 – Custo do Clarificador

Para a determinação do custo do clarificador, fez-se uso da Equação 6.30, que corresponde ao custo de um clarificador de aço carbono. A única variável relevante para a determinação do custo deste equipamento é a área de sedimentação, A_S (ft²). Por isso, não foram feitas conjecturas acerca da altura do equipamento.

$$C_c = 2650 (A_S)^{0,58} \quad (6.30)$$

6.2 – Custos de Produção

A metodologia adotada neste trabalho para se avaliar os custos de produção do biodiesel é a mesma adotada por Zhang et al. (2003b), inclusive as considerações adotadas para o cômputo dos custos interdependentes.

O custo total de produção é o custo relacionado ao dia-a-dia de operação de uma planta e é dividido em três categorias: custos diretos, custos indiretos e despesas gerais (TURTON et al., 2009). Os custos diretos de produção englobam o custo com a aquisição de matéria-prima, o custo de catalisadores e solventes, o custo de mão-de-obra, supervisão técnica, utilidades, disposição de efluentes, manutenção e reparos, suprimentos operacionais, encargos de laboratório e o pagamento pela exploração de patentes e royalties. Os custos materiais são obtidos a partir das vazões utilizadas nas plantas e do preço de cada material, conforme a Tabela 6.1. O custo com mão-de-obra pode ser obtido a partir de uma estimativa do número de operários requeridos na planta, por turno, que por sua vez pode ser feita através da Equação 6.31.

$$N_{OP} = (6,29 + 31,7P^2 + 0,23N_{NP})^{0,5} \quad (6.31)$$

Nesta equação, P é o número de processos envolvendo transporte, distribuição, remoção ou controle de formação de sólidos, que no caso das plantas descritas neste trabalho é igual a um, considerando-se a separação de sólidos no clarificador. N_{NP} é o número de equipamentos que não envolve o manuseio de sólidos particulados, que engloba colunas, reatores e trocadores de calor. Bombas e vasos em geral não entram nessa contagem (TURTON et al., 2009). O custo de mão-de-obra é obtido multiplicando-se o número de operários por turno pelo fator de operação e pelo salário de cada operário, que neste trabalho foi considerado igual a R\$ 20,00 por hora. Os demais custos diretos são calculados conforme será mostrado na Tabela 7.2.

Os custos de produção indiretos englobam gastos com empacotamento e estocagem de materiais, pagamento de impostos locais e juros. Os custos nessa categoria são independentes do nível de produção da planta. A última categoria, despesas gerais, refere-se aos custos administrativos, distribuição e venda de produtos, pesquisa e desenvolvimento. Tanto os custos indiretos quanto as despesas gerais são calculadas a partir de outros custos, como será mostrado na Tabela 7.2.

6.3 – Critérios de Avaliação Econômica

Os critérios de avaliação econômica utilizados nesse trabalho foram o investimento total na planta, os custos de produção, a receita total relativa a um ano de operação, o lucro líquido anual e o preço de equilíbrio do biodiesel. Os dois primeiros foram descritos nas seções anteriores. A receita total foi obtida a partir das vazões de cada produto, multiplicadas pelo respectivo preço do produto. Os produtos avaliados são o biodiesel, a glicerina bruta ou glicerol grau técnico, dependendo da planta, o sulfato de sódio e o álcool, que pode ser hidratado ou anidro, dependendo da planta. O lucro líquido anual é obtido através da subtração da receita total pelo custo total de produção, que também é calculado para um ano de operação. O preço de equilíbrio do biodiesel foi obtido, para cada cenário de tratamento dos efluentes, variando-se o preço do biocombustível até que a receita anual se igualasse ao custo total de produção.

CAPÍTULO 7 – RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo são apresentados os resultados da análise econômica das plantas. Os resultados são discutidos com base nos balanços materiais, nas dimensões dos equipamentos e nos custos envolvidos.

7.1 – Comparação entre Biodiesel de Soja e de Dendê

Na Tabela 7.1, são mostrados as dimensões e os custos de aquisição dos principais equipamentos presentes no Cenário 1 para a soja e o dendê. Os custos dos reatores e dos vasos de *flash* já envolvem os custos das serpentinas usadas para aquecimento ou resfriamento. O custo das colunas já envolve os custos do condensador e do refeedor. Uma apresentação mais detalhada dos custos e das propriedades de cada equipamento, bem como dos custos relativos a bombas e trocadores de calor, é feita no Anexo 2.

Para que o óleo de dendê chegue na transesterificação com um teor de acidez adequado, um tempo de residência muito maior é necessário na etapa de esterificação, quando comparado com o óleo de soja. Isso implica em um reator de volume muito maior. O reator de esterificação é fabricado em aço inoxidável, o que faz aumentar ainda mais a diferença de preço. O custo do reator de esterificação para o óleo de dendê é cerca de 5,4 vezes o custo do mesmo reator para o óleo de soja. Devido à uma cinética de reação mais lenta, o reator de transesterificação do óleo de dendê também deve ser maior e cerca de 20% mais caro que o reator do óleo de soja. Devido principalmente a suas grandes dimensões, os reatores são os equipamentos mais caros nas plantas, fazendo com que esse seja o principal fator para o encarecimento da aquisição de uma planta capaz de processar o óleo de dendê.

Além dos reatores, os vasos de lavagem com glicerol e o posterior vaso de *flash* também devem ser maiores para o óleo de dendê, devido ao maior volume de etanol e glicerol que devem ser separados. O vaso de *flash* utilizado para o óleo de dendê custa mais que o dobro do utilizado para a soja. Esses

equipamentos também são fabricados em aço inoxidável. A presença de um decantador no processamento do óleo de dendê contribui muito pouco para o encarecimento do processo, dadas as pequenas dimensões do equipamento.

Tabela 7.1 – Dimensões e custo dos principais equipamentos.

Principais Equipamentos		Soja	Dendê
Reatores	Esterificação		
	Dimensões (D x H), m	1,37 x 4,11	4,21 x 12,64
	Custo, (US\$ x 10 ⁻³)	380,27	2057,59
	Transesterificação		
	Dimensões (D x H), m	3,94 x 11,82	4,64 x 13,92
	Custo, (US\$ x 10 ⁻³)	1752,67	2155,20
	Neutralização		
	Dimensões (D x H), m	0,49 x 1,48	0,54 x 1,63
	Custo, (US\$ x 10 ⁻³)	148,05	159,51
Colunas	Recuperação de Etanol		
	Dimensões (D x H), m	1,61 x 12,42	1,60 x 12,41
	Custo, (US\$ x 10 ⁻³)	219,93	217,56
	Purificação de Biodiesel		
Dimensões (D x H), m	2,95 x 13,70	2,92 x 13,64	
Custo, (US\$ x 10 ⁻³)	372,31	374,15	
Separadores	Vaso de <i>Flash</i>		
	Dimensões (D x H), m	1,37 x 2,30	2,26 x 3,51
	Custo, (US\$ x 10 ⁻³)	74,09	151,10
	Decantador		
	Dimensões (D x L), m	-	0,23 x 0,93
	Custo, (US\$ x 10 ⁻³)	-	11,67
	Lavagem com Glicerol		
	Dimensões (misturadores), m	1,21 x 1,21	1,31 x 1,31
	Dimensões (decantadores), m	0,59 x 2,35	0,66 x 2,64
	Custo, (US\$ x 10 ⁻³)	247,79	280,99
Lavagem com Água			
Dimensões (misturadores), m	1,22 x 1,22	1,22 x 1,22	
Dimensões (decantadores), m	0,59 x 2,35	0,59 x 2,38	
Custo, (US\$ x 10 ⁻³)	119,56	125,79	
Clarificador			
Área de Sedimentação, m ²	25,04	24,79	
Custo, (US\$ x 10 ⁻³)	68,08	67,68	

No entanto, no módulo de transesterificação, exceto no reator, as dimensões dos equipamentos são bem semelhantes entre o óleo de soja e de dendê. Isso é especialmente relevante quando se trata de colunas de destilação, cujo projeto pode ser mais complexo. Isso indica que, com o ajuste adequado, uma planta que tenha sido projetada para processar óleo de soja poderia vir a receber óleo de dendê, desde que este tenha sido pré-tratado para redução da acidez. Esse dado é bastante positivo quando se pensa na diversificação de

culturas oleaginosas no país como uma forma de contornar baixas na oferta da soja, que está muito sujeita a intempéries.

A Tabela 7.2 mostra os resultados da análise econômica realizada sobre o Cenário 1 para cada uma das matérias-primas.

Tabela 7.2 – Comparação dos Resultados Econômicos entre Soja e Dendê no Cenário 1 (US\$ x 10⁻⁶).

	Soja	Dendê
Investimento		
Custo Total dos Equipamentos	3,61	5,86
Investimento Fixo, C_{FC}	18,21	29,53
Capital de Giro, $C_{WC} = 0.15C_{FC}$	3,41	5,54
Investimento Total, $C_{TC} = C_{FC} + C_{WC}$	21,63	35,06
Custos Diretos		
Matéria-Prima		
Óleo Vegetal	88,11	86,51
Etanol	20,02	34,77
Catalisadores e Solventes		
Glicerol	14,48	15,94
H ₂ SO ₄	0,25	0,24
NaOH	0,51	0,51
Água de Lavagem	0,0001	0,0001
Mão-de-Obra, C_{OL}	0,44	0,44
Supervisão Técnica, $C_{SC} = 0.15C_{OL}$	0,07	0,07
Utilidades		
Vapor Superaquecido	9,29	8,70
Vapor 400 psi	0,15	0,15
Água de Resfriamento	0,33	0,31
Eletricidade	0,18	0,47
Disposição de Efluentes	0,83	0,81
Manutenção e Reparos, $C_{MR} = 0.06C_{FC}$	1,09	1,77
Suprimentos Operacionais, $C_{OS} = 0.15C_{MR}$	0,16	0,27
Encargos de Laboratório, $C_{LC} = 0.15C_{OL}$	0,07	0,07
Patentes e Royalties $C_{PR} = 0.03C_{TP}$	5,03	5,61
Subtotal	141,02	156,63
Custos Indiretos		
Empacotamento e Estocagem, $C_{OPS} = 0.60(C_{OL}+C_{SC}+C_{MR})$	0,96	1,37
Impostos Locais, $LT = 0.015C_{FC}$	0,27	0,44
Juros, $IN = 0.005C_{FC}$	0,09	0,15
Subtotal	1,33	1,96
Despesas Gerais		
Custos Administrativos, $C_{AD} = 0.25C_{OPS}$	0,24	0,34
Distribuição e Venda dos Produtos, $C_{DS} = 0.10C_{TP}$	16,77	18,70
Pesquisa e Desenvolvimento, $C_{RD} = 0.05C_{TP}$	8,39	9,35
Subtotal	25,40	28,39
Custo Total de Produção, C_{TP}	167,74	186,98
Receita		
Vendas Anuais de Biodiesel	95,99	95,99
Crédito Anual de Glicerina	10,59	11,61
Crédito Anual de Na ₂ SO ₄	0,21	0,21
Crédito Anual de Etanol	7,87	19,86
Receita Total	114,66	127,67
Lucro Líquido Anual	- 53,09	- 59,31
Preço de Equilíbrio do Biodiesel (US\$/Kg)	1,53	1,62

Os maiores volumes necessários, principalmente no módulo de esterificação para o óleo de dendê, fazem com que uma planta especialmente projetada para o processamento desse óleo seja 62% mais cara que uma planta

projetada especificamente para o óleo de soja. Com as considerações feitas nesse trabalho, uma planta de capacidade média brasileira custaria em torno de 21,7 milhões de dólares para processar o óleo de soja e 35,2 milhões de dólares para processar o óleo de dendê.

No entanto, como mostrado também por outros autores, o custo anual de produção excede em muito o investimento, ficando em torno de 170 milhões para o biodiesel de soja e 190 milhões para o óleo de dendê. A principal diferença está na quantidade de etanol necessária para a produção do biodiesel de dendê, que corresponde sozinha a uma diferença de quase 15 milhões de dólares no custo de produção. Os maiores volumes requeridos nos equipamentos do dendê contribuem para o aumento de outros pequenos custos.

Como apontado por Zhang et al. (2003b) e West et al. (2008), os custos diretos respondem pela maior parcela nos custos totais de produção, sendo 67% e 72% em seus trabalhos, respectivamente. Neste trabalho, foi encontrado um valor de 84% para essa contribuição, para ambos os óleos. No entanto, ressalta-se dois fatores que contribuíram para essa diferença. Em primeiro lugar, o preço dos óleos vegetais, que no primeiro semestre de 2014 estavam muito caros no Brasil, se comparado ao cenário abordado pelos outros autores. No caso, o óleo de soja custava 879 dólares por tonelada, o óleo de dendê custava 869 dólares por tonelada, contra 500 dólares por tonelada de óleo virgem utilizado pelos autores (200 dólares por tonelada de óleo usado). Além disso, é perceptível a diferença induzida pelo uso de etanol como matéria-prima no lugar do metanol, que foi o álcool escolhido pelos autores. Além da diferença de preço (746 dólares por tonelada do etanol brasileiro contra 180 dólares por tonelada do metanol usado pelos autores), a quantidade de álcool necessária foi superior.

O custo das matérias-primas, por sua vez, corresponde a 77% dos custos diretos e a 64-65% dos custos totais. Por isso o preço final do biodiesel é tão influenciado pelos preços das matérias-primas, que por sua vez são fortemente influenciados por questões sociais e climáticas. Portanto, como medida de baratear o preço final do biodiesel, políticas de redução de taxa e subsídios em geral devem ser focados na aquisição de matérias-primas pelos produtores de biodiesel, como já é feito atualmente (MME, 2014b).

Ressalta-se que, no cenário abordado, o preço do óleo de soja é muito próximo ao preço do óleo de dendê. No entanto, como discutido anteriormente, a indústria da soja no Brasil já se encontra muito bem estabelecida, enquanto a indústria do dendê cresce com grande velocidade. Conforme se desenvolve o cultivo da palma em território nacional, a tendência é que o preço do óleo de dendê diminua. Isso pode fazer com que o biodiesel de dendê se torne mais barato que o biodiesel de soja em um futuro próximo.

Como esperado, a produção de biodiesel com etanol a partir da aquisição de materiais a seus valores de mercado, sem a presença de subsídios, não foi lucrativa para o primeiro semestre de 2014. Nesse cenário, o preço de equilíbrio do biodiesel de soja estaria em torno de US\$ 1,53/Kg, ou R\$ 3,45/Kg na cotação da época, contra US\$ 1,62/Kg ou R\$ 3,66/Kg para o biodiesel de dendê. Esses valores estão acima do maior valor praticado historicamente no Brasil, de aproximadamente R\$ 3,37/Kg (US\$ 2,94/L), que ocorreu no 27º Leilão de Biodiesel, em setembro de 2012, na região Nordeste (ANP, 2014a).

7.2 – Comparação entre os Diferentes Cenários de Tratamento dos Efluentes

A Tabela 7.3a mostra os resultados da análise econômica para a produção de biodiesel de soja com as diferentes alternativas de tratamento dos efluentes. O mesmo é feito para o dendê na Tabela 7.3b. A apresentação detalhada dos custos e propriedades de todos os equipamentos utilizados em cada cenário é feita no Anexo 2.

Como pode ser visto nas tabelas, o investimento adicional necessário para se implementar o reciclo do óleo residual, tratamento e reciclo do glicerol e tratamento do etanol, seja pela produção de EHC ou EAC, é muito pequeno frente ao investimento total necessário para a construção de uma nova planta.

A implementação do reciclo de óleo residual acarreta uma redução de 4,6-4,8% no custo total de produção. Isso se deve, principalmente, a redução da quantidade de matéria-prima requerida. O preço de equilíbrio do biodiesel também cai para US\$ 1,46/Kg para a soja e US\$ 1,55/Kg para o dendê.

Tabela 7.3a – Resultados Econômicos para a Soja (US\$ x 10⁶).

Soja	Cenário 1	Cenário 2	Cenário 3	Cenário 4
Investimento				
Custo Total dos Equipamentos	3,61	3,59	3,64	3,80
Investimento Fixo, C_{FC}	18,21	18,12	18,34	19,18
Capital de Giro, $C_{WC} = 0.15C_{FC}$	3,41	3,40	3,44	3,60
Investimento Total, $C_{TC} = C_{FC} + C_{WC}$	21,63	21,51	21,77	22,77
Custos Diretos				
Matéria-Prima				
Óleo Vegetal	88,11	83,48	83,48	83,48
Etanol	20,02	19,54	19,59	19,59
Catalisadores e Solventes				
Glicerol	14,48	13,72	0	0
H ₂ SO ₄	0,25	0,25	0,25	0,25
NaOH	0,51	0,51	0,51	0,51
Água de Lavagem	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001
Mão-de-Obra, C_{OL}	0,44	0,44	0,45	0,45
Supervisão Técnica, $C_{SC} = 0.15C_{OL}$	0,07	0,07	0,07	0,07
Utilidades				
Vapor Superaquecido	9,29	9,29	9,29	9,29
Vapor 400 psi	0,15	0,15	0,15	0,21
Água de Resfriamento	0,33	0,33	0,33	0,41
Amônia 34 °F	0	0,12	0,18	0,18
Eletricidade	0,18	0,18	0,18	0,18
Disposição de Efluentes	0,83	0,04	0,49	0,21
Manutenção e Reparos, $C_{MR} = 0.06C_{FC}$	1,09	1,09	1,10	1,15
Suprimentos Operacionais, $C_{OS} = 0.15C_{MR}$	0,16	0,16	0,17	0,17
Encargos de Laboratório, $C_{LC} = 0.15C_{OL}$	0,07	0,07	0,07	0,07
Patentes e Royalties $C_{PR} = 0.03C_{TP}$	5,03	4,79	4,31	4,31
Subtotal	141,02	134,22	120,62	120,55
Custos Indiretos				
Empac. e Estoc., $C_{OPS} = 0.60(C_{OL}+C_{SC}+C_{MR})$	0,96	0,96	0,97	1,00
Impostos Locais, $LT = 0.015C_{FC}$	0,27	0,27	0,28	0,29
Juros, $IN = 0.005C_{FC}$	0,09	0,09	0,09	0,10
Subtotal	1,33	1,32	1,33	1,38
Despesas Gerais				
Custos Administrativos, $C_{AD} = 0.25C_{OPS}$	0,24	0,24	0,24	0,25
Dist. e Venda dos Produtos, $C_{DS} = 0.10C_{TP}$	16,77	15,97	14,38	14,37
Pesquisa e Desenvolvimento, $C_{RD} = 0.05C_{TP}$	8,39	7,99	7,19	7,19
Subtotal	25,40	24,20	21,81	21,81
Custo Total de Produção, C_{TP}	167,74	159,74	143,76	143,74
Receita				
Vendas Anuais de Biodiesel	95,99	95,99	95,99	95,99
Crédito Anual de Glicerina	10,59	10,00	7,89	7,89
Crédito Anual de Na ₂ SO ₄	0,21	0,21	0,21	0,21
Crédito Anual de Etanol	7,87	7,46	7,47	8,30
Receita Total	114,66	113,66	111,56	112,40
Lucro Líquido Anual	-53,09	-46,08	-32,20	-31,34
Preço de Equilíbrio do Biodiesel (US\$/Kg)	1,53	1,46	1,32	1,32

Tabela 7.3b – Resultados Econômicos para o Dendê (US\$ x 10⁶).

Dendê	Cenário 1	Cenário 2	Cenário 3	Cenário 4	Cenário 5
Investimento					
Custo Total dos Equipamentos	5,86	5,80	5,85	6,05	6,16
Investimento Fixo, C_{FC}	29,53	29,22	29,47	30,48	31,06
Capital de Giro, $C_{WC} = 0.15C_{FC}$	5,54	5,48	5,53	5,72	5,82
Investimento Total, $C_{TC} = C_{FC} + C_{WC}$	35,06	34,70	35,00	36,20	36,88
Custos Diretos					
Matéria-Prima					
Óleo Vegetal	86,51	82,25	82,24	82,24	82,24
Etanol	34,77	33,61	33,55	33,55	33,56
Catalisadores e Solventes					
Glicerol / Etilenoglicol	15,94	14,96	0	0	0,31
H ₂ SO ₄	0,24	0,24	0,24	0,24	0,24
NaOH	0,51	0,51	0,51	0,51	0,51
Água de Lavagem	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001
Mão-de-Obra, C_{OL}	0,44	0,44	0,45	0,45	0,45
Supervisão Técnica, $C_{SC} = 0.15C_{OL}$	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07
Utilidades					
Vapor Superaquecido	8,70	8,70	8,70	8,70	8,70
Vapor 400 psi	0,15	0,15	0,16	0,30	0,29
Água de Resfriamento	0,31	0,31	0,31	0,72	0,50
Amônia 34 °F	0	0,11	0,17	0,17	1,57
Eletricidade	0,47	0,46	0,46	0,46	0,46
Disposição de Efluentes	0,81	0,07	0,82	0,20	0,91
Manutenção e Reparos, $C_{MR} = 0.06C_{FC}$	1,77	1,75	1,77	1,83	1,86
Suprimentos Operacionais, $C_{OS} = 0.15C_{MR}$	0,27	0,26	0,27	0,27	0,28
Encargos de Laboratório, $C_{LC} = 0.15C_{OL}$	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07
Patentes e Royalties $C_{PR} = 0.03C_{TP}$	5,61	5,35	4,83	4,83	4,92
Subtotal	156,63	149,32	134,61	134,62	136,94
Custos Indiretos					
Empac. e Estoc., $C_{OPS} = 0.60(C_{OL} + C_{SC} + C_{MR})$	1,37	1,36	1,37	1,41	1,43
Impostos Locais, $LT = 0.015C_{FC}$	0,44	0,44	0,44	0,46	0,47
Juros, $IN = 0.005C_{FC}$	0,15	0,15	0,15	0,15	0,16
Subtotal	1,96	1,94	1,96	2,02	2,05
Despesas Gerais					
Custos Administrativos, $C_{AD} = 0.25C_{OPS}$	0,34	0,34	0,34	0,35	0,36
Dist. e Venda dos Produtos, $C_{DS} = 0.10C_{TP}$	18,70	17,84	16,11	16,12	16,39
Pesquisa e Desenvolvimento, $C_{RD} = 0.05C_{TP}$	9,35	8,92	8,05	8,06	8,20
Subtotal	28,39	27,09	24,50	24,53	24,95
Custo Total de Produção, C_{TP}	186,98	178,35	161,07	161,16	163,93
Receita					
Vendas Anuais de Biodiesel	95,99	95,99	95,99	95,99	95,99
Crédito Anual de Glicerina	11,61	11,23	7,84	7,84	7,84
Crédito Anual de Na ₂ SO ₄	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21
Crédito Anual de Etanol	19,86	18,60	18,65	21,55	19,73
Receita Total	127,67	126,03	122,69	125,59	123,77
Lucro Líquido Anual	-59,31	-52,32	-38,38	-35,57	-40,17
Preço de Equilíbrio do Biodiesel (US\$/Kg)	1,62	1,55	1,41	1,38	1,43

O tratamento e reciclo do glicerol é responsável por uma redução de 9,7-10,0% no custo total de produção. Isso ocorre porque se extingue o gasto com a compra de glicerol necessário para a lavagem, que dentre os custos diretos só ficava atrás dos custos com as matérias-primas. Esse fato mostra quão caro pode ser a inclusão desse procedimento em uma planta de produção de biodiesel, apesar do baixo custo dos equipamentos envolvidos. O preço do

glicerol no cenário analisado era de US\$ 0,79/Kg, contra US\$ 1,20/Kg no cenário proposto por Zhang et al. (2003b) e West et al. (2008). Além disso, a obtenção de créditos com glicerol grau técnico ao invés de glicerina bruta, apesar de em menor quantidade, ajuda a reverter parte da perda de receita e garante uma maior autonomia da planta, que passa a depender menos de seus fornecedores. O preço de equilíbrio do biodiesel cai para US\$ 1,32/Kg para a soja e US\$ 1,41/Kg para o dendê.

A produção de EHC a partir dos efluentes ricos em etanol praticamente não interfere nos custos de produção, dado que o aumento do uso de utilidades e dos custos relativos à presença de novos equipamentos são compensados pela redução do gasto com a disposição dos efluentes. A vantagem vem nos créditos obtidos com a venda de um volume maior de etanol hidratado, que antes seria descartado como efluente. Para a soja, o volume de etanol tratado é pequeno. Além disso, nas simulações, o álcool que poderia ser vendido como anidro também foi usado para a produção de EHC. Esses fatores fazem com que o preço de equilíbrio do biodiesel se mantenha estável e próximo de US\$ 1,32/Kg. A produção de EHC e EAC poderia ser otimizada para baratear um pouco o produto. Mas a grande diferença está na produção do biodiesel de dendê, que gera uma quantidade muito maior de efluentes ricos em etanol. O aumento da receita com o etanol é suficiente para reduzir ainda mais o preço de equilíbrio do biodiesel, para US\$ 1,38/Kg.

Finalmente, a produção de EAC não foi uma solução economicamente viável. A presença de duas novas colunas de destilação, uma contendo 40 estágios teóricos, e de um refrigerador a base de amônia encareceram o processo e aumentaram muito o gasto com utilidades. Nesse caso, os dois efluentes ricos em etanol provenientes do módulo de transesterificação não podem ser alimentados no módulo de produção de EAC, devido à elevada presença de água. Além disso, surge do módulo de produção de EAC um novo efluente, que faz aumentar os gastos com disposição. Como apenas parte dos efluentes está sendo tratada, a receita de etanol do Cenário 5 é inferior à do Cenário 4. O preço de equilíbrio do biodiesel para esse cenário ficou em US\$ 1,43/Kg, maior até que o do Cenário 3, onde os efluentes ricos em etanol não são tratados. Poderia-se pensar em uma forma de otimizar a destilação extrativa

para que ela pudesse receber um teor maior de água na alimentação. Dessa forma, o módulo de produção de etanol anidro poderia se tornar competitivo com relação ao módulo de produção de etanol hidratado. Um outro fator que poderia contribuir para isso é a variação dos preços de venda destes produtos, que no presente cenário econômico foram muito próximos. A grande virtude no módulo de produção de EAC é conceder maior autonomia para as plantas de produção de biodiesel, que dependem da aquisição de grandes quantidades de álcool para funcionarem.

Os menores preços de equilíbrio do biodiesel, US\$ 1,32/Kg (R\$ 2,98/Kg) para a soja e US\$ 1,38/Kg (R\$ 3,11/Kg) para o dendê, obtidos com o Cenário 4, já se encontram dentro da faixa de preços em que costuma ser comercializado o biocombustível no Brasil. Nesse trabalho, foram considerados apenas os valores de mercado dos materiais, sem a consideração de subsídios. Também não foi considerada a redução de preços esperada da integração vertical do processo, ou seja, da aquisição direta dos grãos pelos produtores de biodiesel. Tampouco as tecnologias apresentadas foram as mais modernas e eficientes, apenas foram escolhidas aquelas que pudessem ser utilizadas como um padrão para comparação. Desse modo, o presente trabalho mostra que a produção de biodiesel a partir de etanol em território brasileiro pode sim ser economicamente viável, desde que sejam escolhidas as tecnologias de produção mais adequadas e que os efluentes da indústria sejam aproveitados de maneira eficiente.

CAPÍTULO 8 – CONCLUSÃO E SUGESTÕES

No presente trabalho, foi simulada no software SimSci Pro/II a produção de biodiesel com etanol, a partir do óleo de soja e do óleo de dendê, via catálise homogênea alcalina. Foram feitas propostas para o tratamento dos efluentes do processo, a fim de se verificar o quanto essas alternativas contribuiriam na valorização do processo. A produção foi estimada de acordo com a média nacional, de 12.625 Kg/h. Os balanços de massa e de energia foram resolvidos com o simulador e os dados foram utilizados para o dimensionamento dos equipamentos e para uma avaliação econômica comparativa entre as matérias-primas e entre as diferentes formas de tratamento dos efluentes.

No cenário econômico relativo ao primeiro semestre do ano de 2014, a produção de biodiesel a partir de etanol se mostrou inviável na ausência de subsídios. Os motivos para tal são, principalmente, o elevado preço do etanol frente ao seu rival metanol, a maior quantidade de álcool necessária e o elevado preço dos óleos vegetais nesse cenário.

O custo de instalação de uma nova planta foi de aproximadamente 22 milhões de dólares para o biodiesel de soja e de aproximadamente 35 milhões de dólares para o biodiesel de dendê. A principal diferença entre as duas plantas está nos maiores volumes de equipamento e de álcool necessários para o processamento do óleo de dendê, principalmente na etapa de pré-tratamento do óleo vegetal, por causa do maior teor de acidez. O custo anual de produção ficou em torno de 170 milhões de dólares para a soja e 190 milhões de dólares para o dendê, de modo que neste cenário o biodiesel de dendê não era economicamente competitivo frente ao de soja. No entanto, com a perspectiva de crescimento do cultivo de palma no Brasil nos próximos anos e dado que o custo de matérias-primas corresponde a 64-65% dos custos totais de produção, essa situação pode se inverter.

Apesar das diferenças volumétricas existentes nos módulos de pré-tratamento da soja e do dendê e no reator de transesterificação, as dimensões dos demais equipamentos presentes no módulo de transesterificação dos dois óleos são bem próximas, indicando que uma planta projetada para processar

óleo de soja poderia ser facilmente adaptada para o processamento do óleo de dendê, desde que previamente tratado.

O investimento extra necessário para a implantação das tecnologias de tratamento de efluentes propostas neste trabalho é muito pequeno se comparado ao investimento total da construção de uma nova planta. Todas as tecnologias propostas são de “fim de tubo”, de modo que poderiam facilmente ser implementadas em uma planta já operante. O reciclo de óleo residual para o reator de transesterificação é capaz de gerar uma economia de quase 5% nos custos de produção. O tratamento e reciclo da glicerina bruta produzida pode gerar até 10% de economia, no caso de se estar usando o glicerol para lavagem do óleo vegetal durante o pré-tratamento. A produção de etanol hidratado combustível a partir dos efluentes ricos em etanol pode ser extremamente relevante para o processamento de oleaginosas que demandem uma grande quantidade de etanol, como o dendê. Nesse caso, a tecnologia proposta contribuiu ainda mais para a diminuição do preço de equilíbrio do biodiesel. No caso da soja, contribuiu sensivelmente. Já a tecnologia proposta para a produção de etanol anidro combustível, apesar de ser preferível por contribuir para uma maior autonomia do processo, se mostrou inviável economicamente, devido a maiores gastos com equipamentos, utilidades e disposição de efluentes.

Com a combinação do reciclo de óleo residual, do reaproveitamento da glicerina produzida e da produção de etanol hidratado combustível, foi mostrado que é possível produzir um biodiesel a partir de etanol e através de catálise homogênea alcalina capaz de gerar lucro para o produtor nos Leilões de Biodiesel brasileiros. Neste trabalho foram utilizadas tecnologias simples, com o objetivo de criar-se uma base para novos estudos comparativos. Desse modo, fazem-se necessários estudos semelhantes com outras tecnologias, como a produção em meio supercrítico ou enzimático, ou com outras matérias-primas, como microalgas, por exemplo.

Ficam como sugestões também estudos de novas tecnologias de aproveitamento dos efluentes e de otimização das tecnologias de tratamento propostas neste trabalho, especialmente a produção de etanol anidro, que pode vir a ser economicamente viável dependendo do cenário econômico, da

quantidade de efluente e do teor de água que a coluna de destilação extrativa pode receber, garantindo maior autonomia à produção de biodiesel de etanol.

O autor espera que o trabalho possa contribuir como um parâmetro para futuras comparações acerca de tecnologias de produção, matérias-primas e soluções de tratamento dos efluentes da indústria do biodiesel, que no Brasil apresenta grande possibilidade de crescimento e diversificação.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALICEWEB. **Sistema de Análise das Informações de Comércio Exterior**. Disponível em: <<http://aliceweb.desenvolvimento.gov.br/>>. Acesso em: 5 set. 2014.

ANEEL. **Agência Nacional de Energia Elétrica**. Disponível em: <<http://www.aneel.gov.br/>>. Acesso em: 5 set. 2014.

ANP, Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. **Resolução ANP Nº 7, de 9.2.2011**. Brasil, 2011.

ANP, Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. **Resolução ANP Nº 14, DE 11.5.2012**. Brasil, 2012.

ANP, Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. **Biodiesel - Introdução**. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/?pg=60468&m=&t1=&t2=&t3=&t4=&ar=&ps=&cachebus t=1409948977510>>. Acesso em: 5 set. 2014a.

ANP, Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. **Boletim Mensal do Biodiesel**, 2014b.

ANVISA. **Resolução RDC Nº 482, de 23 de setembro de 1999**. Brasil, 1999.

AZEREDO, V. B. S. Produção de Biodiesel a partir do Cultivo de Microalgas: Estimativa de Custos e Perspectivas para o Brasil. Dissertação de mestrado. **Programa de Pós-Graduação em Planejamento Energético, COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro**, Rio de Janeiro, Brasil, 2012.

BENDER, M. Economic feasibility review for community-scale farmer cooperatives for biodiesel. **Bioresource Technology**, v. 70, n. 1, p. 81–87, 1999.

BIODIESELBR.COM. **Mistura de 4% de biodiesel ao diesel entra em vigor nesta quarta**. Disponível em: <<http://www.biodieselbr.com/noticias/em-foco/mistura-4-biodiesel-diesel-vigor-quarta-30-06-09.htm>>. Acesso em: 5 set. 2014.

BUDNY, D. e SOTERO, P. The Global Dynamics of Biofuels. **Brazil Institute**, n. 3, 2007.

CANAKCI, M. e GERPEN, J. Biodiesel Production via Acid Catalysis. **Anais do ASAE**, v. 42, n. 5, p. 1203–1210, 2003.

CAVALCANTE, R. M. Predição da Densidade de Biodiesel Proveniente de Diferentes Matérias-Primas. Dissertação de mestrado. **Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro**, Rio de Janeiro, Brasil, 2010.

CE. Economic Indicators. **Chemical Engineering Magazine**, p. 72, Júlio, 2014.

CEPEA. **Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada**. Disponível em: <<http://www.cepea.esalq.usp.br/>>. Acesso em: 15 ago. 2014.

CHE MAN, Y. B., MOH, M. H. e VAN DE VOORT, F. R. Determination of free fatty acids in crude palm oil and refined-bleached-deodorized palm olein using fourier transform infrared spectroscopy. **Journal of the American Oil Chemists' Society**, v. 76, n. 4, p. 485–490, 1999.

CHONGKHONG, S. et al. Biodiesel production by esterification of palm fatty acid distillate. **Biomass and Bioenergy**, v. 31, n. 8, p. 563–568, 2007.

CNT. **Governo reduz impostos sobre produção e venda de biodiesel**. Disponível em: <http://www.cnt.org.br/Paginas/Agencia_Noticia.aspx?n=8376>. Acesso em: 8 set. 2014.

CONCEIÇÃO, R. C. Análise Técnica e Ambiental de Processo de Produção de Biodiesel de Microalga. Dissertação de mestrado. **Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro**, Rio de Janeiro, Brasil, 2014.

CONNEMANN, J. e FISCHER, J. Biodiesel in Europe 1998: Biodiesel processing technologies. **Anais do Congresso Internacional de Biocombustíveis Líquidos**. Brasil, 1998.

DARNOKO, D. e CHERYAN, M. Kinetics of Palm Oil Transesterification in a Batch Reactor. **Journal of the American Oil Chemists' Society**, v. 77, n. 12, p. 1263–1267, 2000.

DAVIS, J. R. **Corrosion: Understanding the Basics**. Materials Park: ASM International, 2000.

EPA, U.S. Environmental Protection Agency. **A Comprehensive Analysis of Biodiesel Impacts on Exhaust Emissions**, 2002.

FABIANO, D. P. Termodinâmica das Reações de Transesterificação e de Esterificação. Notas de aula. **Universidade Federal de São Carlos**, São Carlos, Brasil, 2007.

FARAG, H. A., EL-MAGHRABY, A. e TAHA, N. A. Optimization of factors affecting esterification of mixed oil with high percentage of free fatty acid. **Fuel Processing Technology**, v. 92, n. 3, p. 507–510, 2011.

FLACH, B., BENDZ, K., KRAUTGARTNER, R. e LIEBERZ, S. **EU Biofuels Annual 2013**, 2013.

FRANÇA, A. L. F. e RODRIGUES, K. K. Estudo do Processo de Produção de Biodiesel via Transesterificação Alcalina. Projeto final de graduação em engenharia química. **Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro**, Brasil, 2009.

FRANCO, A. L. C., LÔBO, I. P., CRUZ, R. S., TEIXEIRA, C. M. L. P., NETO, J. A. A. e MENEZES, R. S. Biodiesel de Microalgas: avanços e desafios. **Química Nova**, v. 36, n. 3, p. 437–448, 2013.

FREEDMAN, B., BUTTERFIELD, R. O. e PRYDE, E. H. Transesterification Kinetics of Soybean Oil. **Journal of the American Oil Chemists' Society**, v. 63, n. 10, p. 1375–1380, 1986.

FREEDMAN, B., PRYDE, E. H. e MOUNTS, T. L. Variables Affecting the Yields of Fatty Esters from Transesterified Vegetable Oils. **Journal of the American Oil Chemists' Society**, v. 61, n. 10, p. 1638–1643, 1984.

GALLO, W. L. R. Especificações de Novos Combustíveis: O Papel da ANP. **Anais do Seminário Paranaense de Biodiesel**. Brasil, 2003.

GARNICA, J. A. G. Determinação experimental dos dados cinéticos da reação de transesterificação de óleos vegetais. Dissertação de mestrado. **Pós-Graduação em Engenharia Química, Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas**, Brasil, 2009.

GEDDES, J. A. e MURPHY, J. G. **The science of smog: a chemical understanding of ground level ozone and particulate matter**. Toronto, Canadá. Woodhead Publishing, 2012. p. 205–230

GOODRUM, J. W. Volatility and boiling points of biodiesel from vegetable oils and tallow. **Biomass Bioenergy**, v. 22, p. 205–211, 2002.

GRADSHTEYN, I. S. e I. M. RYZHIK. **Table of Integrals, Series and Products**. 7^a. ed. Elsevier Academic Press, 2007. v. 40

HAMEED, B. H.; LAI, L. F. e CHIN, L. H. Production of biodiesel from palm oil (*Elaeis guineensis*) using heterogeneous catalyst: An optimized process. **Fuel Processing Technology**, v. 90, n. 4, p. 606–610, 2009.

HAMMOND, E. G., JOHNSON, L. A., SU, C., WANG, T. e WHITE, P. J. Soybean Oil. **Bailey's Industrial Oil and Fat Products**. 6^a ed. John Wiley & Sons, Inc., 2005. p. 577–653.

HASSAN, S. Z. e VINJAMUR, M. Parametric effects on kinetics of esterification for biodiesel production: A Taguchi approach. **Chemical Engineering Science**, v. 110, p. 94–104, 2014.

INNOCENTINI, M. O Processo de Produção Industrial do Biodiesel. **Anais da 7ª Jornada Científica da UFSCAR. Universidade de Ribeirão Preto - UNAERP**, Ribeirão Preto, Brasil, 2007.

INSLEE, J. e HENDRICKS, B. Homegrown Energy. **Apollo's Fire**. Washington, D.C. Island Press, 2007. p. 153–155, 160–161.

KARAOSMANOGLU, F., CIGIZOGLU, K. B., TUTER, M. e ERTEKIN, S. Investigation of the refining step of biodiesel production. **Energy Fuels**, v. 10, p. 890–895, 1996.

KHAN, M. A.; YUSUP, S. e AHMAD, M. M. Acid esterification of a high free fatty acid crude palm oil and crude rubber seed oil blend: Optimization and parametric analysis. **Biomass and Bioenergy**, v. 34, n. 12, p. 1751–1756, 2010.

KNOTHE, G., GERPEN, J. e KRAHL, J. **The Biodiesel Handbook**. Champaign, Illinois, Estados Unidos. AOCS Press, 2005.

KREUTZER, U. R. Manufacture of fatty alcohols based on natural fats and oils. **Journal of the American Oil Chemists' Society**, v. 61, n. 2, p. 343–348, 1984.

KUCEK, K. T., CÉSAR-OLIVEIRA, M. A. F., WILHELM, H. M. e RAMOS, L. P. Ethanolysis of Refined Soybean Oil Assisted by Sodium and Potassium Hydroxides. **Journal of the American Oil Chemists' Society**, v. 84, n. 4, p. 385–392, 2007.

KUSDIANA, D. e SAKA, S. Effects of water on biodiesel fuel production by supercritical methanol treatment. **Bioresource Technology**, v. 91, p. 289–295, 2004.

LAGO, A. A. C. **Estocolmo, Rio, Joanesburgo - O Brasil e as Três Conferências das Nações Unidas**. Brasília, Brasil. Ministério das Relações Exteriores, 2006.

LEE, C. C., LIÃO, H. F. e SHIELD, C. J. Optimization of Lipase-Catalyzed Biodiesel by Response Surface Methodology. **Bioresource technology**, v. 88, p. 103–106, 2003.

LEPPER, H. e FRIESENHAGEN, L. **Process for the Production of Fatty Acid Esters of Short-Chain Aliphatic Alcohols from Fats and/or Oils Containing Free Fatty Acids**. US Patent 4,608,202, 1986.

PENGMEI, L. V., WEN, L., ZHONGMING, W. e ZHENHONG, Y. Esterification of high FFA tung oil with solid acid catalyst in fixed bed reactor. **Biomass and Bioenergy**, v. 34, n. 4, p. 496–499, 2010.

MA, F. R. e HANNA, M. A. Biodiesel production: a review. **Bioresource Technology**, v. 70, p. 1–15, 1999.

MAN. **Biodiesel**. Disponível em: <<http://www.man-la.com/man-latin-america/responsabilidade-socio-ambiental/biodiesel>>. Acesso em: 5 set. 2014.

MANFRO, R. L. Produção de Hidrogênio por Reforma do Glicerol Utilizando Catalisadores de Ni-Cu Obtidos a partir de Precursores do Tipo Hidrotalcita. Tese de Doutorado. **Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro**, Rio de Janeiro, Brasil, 2013.

MARCHETTI, J. M. e ERRAZU, a. F. Esterification of free fatty acids using sulfuric acid as catalyst in the presence of triglycerides. **Biomass and Bioenergy**, v. 32, n. 9, p. 892–895, 2008.

MCT, Ministério da Ciência, Tecnologia e Inovação. **Primeiro Inventário Brasileiro de Emissões Antrópicas de Gases de Efeito Estufa e Programa Brasileiro de Biocombustíveis: Rede Brasileira de Biodiesel – PROBIODIESEL**. Brasília, Brasil, 2008.

MÉNDEZ, M. C. Feasibility Study of a Biodiesel Production Plant from Oilseed. **University of Strathclyde**, 2006.

MILAZZO, M. F., SPINA, F., CAVALLARO, S e BART, J. C. J. Sustainable soy biodiesel. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 27, p. 806–852, 2013.

MITTELBACH, M. et al. Diesel Fuel Derived From Vegetable Oils: Preparation and Use of Oil Methyl Ester. **Energy in Agriculture**, v. 2, p. 369–384, 1983.

MME, Ministério de Minas e Energia.

Biodiesel B6 já pode ser encontrado nos postos. Disponível em: <http://www.mme.gov.br/mme/noticias/lista_destaque/destaque_999122.html>. Acesso em: 5 set. 2014a.

MME, Ministério de Minas e Energia. **Selo Combustível Social**. Disponível em: <http://www.mme.gov.br/programas/biodiesel/menu/selo_combustivel_social.html>. Acesso em: 8 set. 2014b.

NCBI. **National Center for Biotechnology Information**. Disponível em: <<http://www.ncbi.nlm.nih.gov/>>. Acesso em: 01 set. 2015.

NEHER, C. Controverso, plantio de dendê no Brasil triplica em 4 anos. **Deutsche Welle**, 2014.

NELSON, D. L. e COX, M. M. **Lehninger Princípios de Bioquímica**. 3ª ed. Nova Iorque, Estados Unidos. Freeman and Company, 2002.

NELSON, R. G.; HOWELL, S. A. e WEBER, J. A. Potential feedstock supply and costs for biodiesel production. Anais do Bioenergy_94, Proceedings of the Sixth National Bioenergy Conference. Reno/Sparks, Nevada, Estados Unidos, 1994.

NEWMAN, A. A. **Glycerol**. Cleveland, Estados Unidos. CRC Press, 1968. .

NOORDAM, M. e WITHERS, R. Producing biodiesel from canola in the inland northwest: an economic feasibility study. Idaho Agricultural Experimental Station Bulletin No. 785. **College of Agriculture, University of Idaho**, Moscow, Idaho, Estados Unidos, 1996.

NOUREDDINI, H. e ZHU, D. Kinetics of Transesterification of Soybean Oil. **Journal of the American Oil Chemists' Society**, v. 74, n. 11, 1997.

OLIVEIRA, E. e ALENCASTRO, C.

Governo aumenta mistura de biodiesel no diesel a partir de julho.

Disponível em: <<http://oglobo.globo.com/economia/petroleo-e-energia/governo-aumenta-mistura-de-biodiesel-no-diesel-partir-de-julho-12629355#ixzz37BT3cdo1>>. Acesso em: 5 set. 2014.

OLIVEIRA, P. T. de J. Produção de Biodiesel por via catalítica e indução de microondas. Dissertação de mestrado em engenharia química. **Escola Superior de Tecnologia e de Gestão de Bragança**, Bragança, Portugal, 2008.

PAPP, A. C. **Seca não impede nova safra recorde de soja**. Disponível em: <<http://economia.estadao.com.br/noticias/geral,seca-nao-impede-nova-safra-recorde-de-soja,176931e>>. Acesso em: 5 set. 2014.

PARK, J. Y., WHANG, Z. M., KIM, D. K. e LEE, J. S. Effects of water on the esterification of free fatty acids by acid catalysts. **Renewable Energy**, v. 35, n. 3, p. 614–618, 2010.

PASHLEY, A. Biodiesel Output Seen by Oil World Rising to 24.7 Million Tons. **Bloomberg**, 2013.

PERLINGEIRO, C. A. G. **Engenharia de Processos**. São Paulo, Brasil. Blucher, 2005.

PERLINGEIRO, C. A. G. **Biocombustíveis no Brasil**. Rio de Janeiro, Brasil. Synergia, 2014.

PISARELLO, M. L., DALLA COSTA, B., MENDOW, G. e QUERINI, C. A. Esterification with ethanol to produce biodiesel from high acidity raw materials kinetic studies and analysis of secondary reactions. **Fuel Processing Technology**, v. 91, n. 9, p. 1005–1014, 2010.

POLING, B. E.; PRAUSNITZ, M. e O'CONNELL, J. P. **The Properties of Gases and Liquids**. 5ª ed. Nova Iorque, Estados Unidos. McGraw-Hill, 2004.

PORTAL BRASIL. **Saiba mais sobre o Protocolo de Quioto**. Disponível em: <<http://www.brasil.gov.br/meio-ambiente/2010/11/protocolo-de-quioto>>. Acesso em: 8 set. 2014.

QUELHAS, T. J. S. S. S. Otimização Energética na Produção de Biodiesel. Projeto final de graduação em engenharia química, **Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro**, Rio de Janeiro, Brasil, 2012.

RAMOS, L. P., DOMINGOS, A. K., KUCEK, K. T. e WILHELM, H. M. Biodiesel: Um Projeto de Sustentabilidade Econômica e Sócio-Ambiental para o Brasil. **Biotecnologia: Ciência e Desenvolvimento**, v. 31, p. 28–37, 2003.

RAVAGNANI, M., REIS, M. H. M., FILHO, R. M. e WOLF-MACIEL, M. R. Anhydrous ethanol production by extractive distillation: A solvent case study. **Process Safety and Environmental Protection**, v. 88, n. 1, p. 67–73, 2010.

ROTHER, L. With Big Boost From Sugar Cane, Brazil Is Satisfying Its Fuel Needs. **The New York Times**, 2006.

SEIDER, W. D., SEADER, J. D. e LEWIN, D. R. **Product and Process Design Principles - Synthesis, Analysis, and Evaluation**. 2^a ed. John Wiley and Sons, Inc, 2003.

SHAHBAZI, M. R., KHOSHANDAM, B., NASIRI, M. e GHAZVINI, M. Biodiesel production via alkali-catalyzed transesterification of Malaysian RBD palm oil – Characterization, kinetics model. **Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers**, v. 43, n. 4, p. 504–510, 2012.

SHAHLA, S., NGOH, G. C. e YUSOFF, R. The evaluation of various kinetic models for base-catalyzed ethanolysis of palm oil. **Bioresource technology**, v. 104, p. 1–5, 2012.

SILVA, G. F., CAMARGO, F. L. e FERREIRA, A. L. O. Application of response surface methodology for optimization of biodiesel production by transesterification of soybean oil with ethanol. **Fuel Processing Technology**, v. 92, n. 3, p. 407–413, 2011.

SPRULES, F. J. e PREICE, D. **Production of fatty esters**. US Patent 2,366,494, 1950.

SUPPLE, B., HOWARD-HILDIGE, R., GONZALEZ-GOMEZ, E., LEAHY, J. J. The effect of steam treating waste cooking oil on the yield of methyl ester. **Journal of the American Oil Chemists' Society**, v. 79, n. 2, p. 175–178, 2002.

TOWLER, G. e SINNOTT, R. **Chemical Engineering Design**. Elsevier Inc., 2008.

TURTON, R., BAILIE, R. C., WHITING, W. B. e SHAEIWITZ, J. A. **Analysis, synthesis and design of chemical processes**. 3^a ed. Boston, Estados Unidos. Prentice Hall, 2009.

UNFCCC, United Nations Framework Convention on Climate Change. **Kyoto Protocol**. Disponível em: <http://unfccc.int/kyoto_protocol/items/2830.php>. Acesso em: 8 set. 2014.

VALOR ECONÔMICO.

Produção de biodiesel precisará de subsídios para ser viável, diz estudo.

Disponível em: <<http://www.biodieselbr.com/noticias/biodiesel/r1-producao-de-biodiesel-precisara-de-subsidios-para-ser-viavel-diz-estudo-04.htm>>. Acesso em: 8 set. 2014.

VICENTE, G., MARTÍNEZ, M. e ARACIL, J. Integrated Biodiesel Production: A Comparison of Different Homogeneous Catalysts Systems. **Bioresource Technology**, v. 92, p. 297–305, 2004.

WEST, A. H., POSARAC, D. e ELLIS, N. Assessment of four biodiesel production processes using HYSYS.Plant. **Bioresource technology**, v. 99, n. 14, p. 6587–6601, 2008.

WILTSEE, G. Waste grease resource in 30 US metropolitan areas. Anais da Conferência Proceedings of Bioenergy 98, Wisconsin, Estados Unidos, 1998.

YERGIN, D. **The Prize**. Londres, Inglaterra. Simon & Schuster UK, 2008.

ZHANG, J. e JIANG, L. Acid-catalyzed esterification of Zanthoxylum bungeanum seed oil with high free fatty acids for biodiesel production. **Bioresource technology**, v. 99, n. 18, p. 8995–8, 2008.

ZHANG, Y., DUBÉ, M. A., MCLEAN, D. D. e KATES, M. Biodiesel production from waste cooking oil: 1. Process design and technological assessment. **Bioresource Technology**, v. 89, n. 1, p. 1–16, 2003a.

ZHANG, Y., DUBÉ, M. A., MCLEAN, D. D. e KATES, M. Biodiesel production from waste cooking oil: 2. Economic assessment and sensitivity analysis. **Bioresource Technology**, v. 90, n. 3, p. 229–240, 2003b.

ANEXO 1 – CARACTERIZAÇÃO DAS CORRENTES DE PROCESSO

A1.1 – Cenário 1: Soja

Tabela A1.1 – Pré-tratamento, cenário 1, soja.

Corrente		CRUDE-OIL	ETHANOL-A	H2SO4-A	GLYCEROL-A	101-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	25,0	25,0	25,0	25,0	25,0
Pressão	Kpa	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3
Entalpia	M*KJ/h	0,54	0,10	0,00	0,13	0,10
Massa Molecular	g/mol	870,09	46,07	98,08	91,18	47,89
Vazão Volumétrica	m³/h	13,87	2,09	0,07	1,85	2,16
Vazão Molar	Kmol/h	14,55	35,61	1,29	25,38	36,90
Vazão Mássica	Kg/h	12656,66	1640,40	126,57	2314,40	1766,97
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,9950	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0050	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,9900	0,0000
Etanol		0,0000	1,0000	0,0000	0,0100	0,9284
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0716
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		102-A	103-A	104-A	105-A	106-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	25,2	25,2	60,0	54,7	70,0
Pressão	Kpa	400,0	400,0	400,0	400,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	0,10	0,55	1,37	1,48	1,93
Massa Molecular	g/mol	47,89	870,09	870,09	280,37	280,37
Vazão Volumétrica	m³/h	2,16	13,87	14,08	16,28	16,42
Vazão Molar	Kmol/h	36,90	14,55	14,55	51,44	51,44
Vazão Mássica	Kg/h	1766,97	12656,66	12656,66	14423,63	14423,63
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,9950	0,9950	0,8731	0,8731
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0024
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0050	0,0050	0,0044	0,0022
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,9284	0,0000	0,0000	0,1137	0,1134
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001
H2SO4		0,0716	0,0000	0,0000	0,0088	0,0088
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		107-A	108-A	108-1-A	108-2-A	108-3-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	41,6	25,0	25,0	25,0	25,0
Pressão	Kpa	400,0	190,0	190,0	190,0	190,0
Entalpia	M*KJ/h	1,10	0,13	0,03	0,03	0,03
Massa Molecular	g/mol	280,37	91,18	91,18	91,18	91,18
Vazão Volumétrica	m³/h	16,17	1,85	0,46	0,46	0,46
Vazão Molar	Kmol/h	51,44	25,38	6,35	6,35	6,35
Vazão Mássica	Kg/h	14423,63	2314,40	578,60	578,60	578,60
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,8731	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0024	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0022	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0000	0,9900	0,9900	0,9900	0,9900
Etanol		0,1134	0,0100	0,0100	0,0100	0,0100
H2O		0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0088	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		108-4-A	109-A	110-A	111-A	112-A
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	25,0	40,8	40,0	39,2	38,4
Pressão	Kpa	190,0	190,0	190,0	190,0	190,0
Entalpia	M*KJ/h	0,03	0,98	0,93	0,90	0,87
Massa Molecular	g/mol	91,18	445,50	555,12	637,81	700,03
Vazão Volumétrica	m³/h	0,46	14,89	14,50	14,30	14,18
Vazão Molar	Kmol/h	6,35	30,03	23,56	20,26	18,34
Vazão Mássica	Kg/h	578,60	13378,91	13076,56	12924,48	12835,55
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,9413	0,9630	0,9744	0,9811
Biodiesel		0,0000	0,0026	0,0027	0,0027	0,0027
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0023	0,0024	0,0024	0,0024
Glicerol		0,9900	0,0002	0,0002	0,0002	0,0002
Etanol		0,0100	0,0529	0,0316	0,0203	0,0135
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0007	0,0001	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		113-A	115-1-A	115-2-A	115-3-A	115-4-A
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	38,6	40,8	40,0	39,2	38,4
Pressão	Kpa	400,0	190,0	190,0	190,0	190,0
Entalpia	M*KJ/h	0,88	0,15	0,08	0,07	0,06
Massa Molecular	g/mol	700,03	58,48	68,71	75,81	80,68
Vazão Volumétrica	m³/h	14,18	1,73	0,85	0,66	0,58
Vazão Molar	Kmol/h	18,34	27,76	12,82	9,64	8,27
Vazão Mássica	Kg/h	12835,55	1623,32	880,95	730,68	667,53
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,9811	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0027	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0024	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0002	0,3513	0,6496	0,7841	0,8584
Etanol		0,0135	0,5751	0,3405	0,2149	0,1416
H2O		0,0000	0,0012	0,0002	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0723	0,0097	0,0009	0,0001
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		116-A	117-A	118-A	119-A	TREAT-OIL
Estado Físico		Liquido	Vapor	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	39,9	80,0	80,0	80,0	60,0
Pressão	Kpa	190,0	30,0	30,0	110,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	0,36	1,39	0,50	0,50	1,40
Massa Molecular	g/mol	66,72	45,97	87,09	87,09	700,03
Vazão Volumétrica	m³/h	3,83	2817,58	2,16	2,16	14,32
Vazão Molar	Kmol/h	58,49	28,98	29,52	29,52	18,34
Vazão Mássica	Kg/h	3902,47	1331,92	2570,56	2570,56	12835,55
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9811
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0027
Ácidos Graxos Livres		0,0001	0,0000	0,0001	0,0001	0,0024
Glicerol		0,5864	0,0003	0,8901	0,8901	0,0002
Etanol		0,3806	0,9981	0,0606	0,0606	0,0135
H2O		0,0005	0,0015	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0324	0,0000	0,0492	0,0492	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Tabela A1.2 – Transesterificação, cenário 1, soja.

Corrente		TREAT-OIL	ETHANOL-B	NAOH	H2SO4-B	H2O
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	60,0	25,0	25,0	25,0	25,0
Pressão	Kpa	400,0	101,3	101,3	101,3	101,3
Entalpia	M*KJ/h	1,40	0,10	0,01	0,00	0,03
Massa Molecular	g/mol	700,03	46,07	40,00	98,08	18,02
Vazão Volumétrica	m³/h	14,32	2,22	0,07	0,02	0,29
Vazão Molar	Kmol/h	18,34	37,93	3,16	0,29	16,06
Vazão Mássica	Kg/h	12835,55	1747,59	126,57	28,58	289,30
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,9811	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0027	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0024	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,0135	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		101-B	102-B	103-B	104-B	105-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	25,0	25,2	51,2	50,0	42,1
Pressão	Kpa	101,3	400,0	400,0	400,0	20,0
Entalpia	M*KJ/h	0,11	0,11	1,92	1,80	0,41
Massa Molecular	g/mol	45,60	45,60	127,72	127,72	46,07
Vazão Volumétrica	m³/h	2,29	2,29	21,90	22,02	5,21
Vazão Molar	Kmol/h	41,10	41,10	146,63	146,63	87,19
Vazão Mássica	Kg/h	1874,16	1874,16	18726,56	18726,65	4016,84
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,6725	0,0336	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0019	0,6742	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0017	0,0017	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0001	0,0671	0,0000
Etanol		0,9325	0,9325	0,3171	0,2167	1,0000
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0675	0,0675	0,0068	0,0068	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		106-B	107-B	108-B	109-B	110-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	42,3	141,4	60,0	60,1	25,0
Pressão	Kpa	400,0	30,0	30,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,41	4,13	1,59	1,59	0,03
Massa Molecular	g/mol	46,07	247,50	247,50	247,50	18,02
Vazão Volumétrica	m³/h	5,22	18,00	16,87	16,87	0,29
Vazão Molar	Kmol/h	87,19	59,43	59,43	59,43	16,06
Vazão Mássica	Kg/h	4016,84	14709,81	14709,81	14709,81	289,30
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0428	0,0428	0,0428	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,8583	0,8583	0,8583	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0021	0,0021	0,0021	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0854	0,0854	0,0854	0,0000
Etanol		1,0000	0,0028	0,0028	0,0028	0,0000
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0086	0,0086	0,0086	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		110-1-B	110-2-B	110-3-B	110-4-B	111-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	25,0	25,0	25,0	25,0	59,7
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,01	0,01	0,01	0,01	1,38
Massa Molecular	g/mol	18,02	18,02	18,02	18,02	313,53
Vazão Volumétrica	m³/h	0,07	0,07	0,07	0,07	15,77
Vazão Molar	Kmol/h	4,01	4,01	4,01	4,01	42,48
Vazão Mássica	Kg/h	72,33	72,33	72,33	72,33	13317,77
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0473
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9481
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0024
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002
Etanol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0016
H2O		1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0002
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0003
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		112-B	113-B	114-B	115-B	116-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Vapor	Liquido
Temperatura	°C	59,3	58,9	58,5	133,9	400,0
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	10,0	20,0
Entalpia	M*KJ/h	1,37	1,36	1,35	0,06	0,67
Massa Molecular	g/mol	308,63	308,69	308,84	27,17	796,17
Vazão Volumétrica	m³/h	15,77	15,76	15,76	397,84	0,94
Vazão Molar	Kmol/h	43,18	43,16	43,14	1,18	0,84
Vazão Mássica	Kg/h	13325,72	13324,53	13323,53	31,96	666,97
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0473	0,0473	0,0473	0,0000	0,9441
Biodiesel		0,9475	0,9476	0,9476	0,0414	0,0557
Ácidos Graxos Livres		0,0024	0,0024	0,0024	0,0000	0,0002
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,0015	0,0015	0,0014	0,4892	0,0000
H2O		0,0013	0,0013	0,0013	0,4693	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		117-1-B	117-2-B	117-3-B	117-4-B	118-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	59,7	59,3	58,9	58,5	59,5
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,22	0,02	0,02	0,02	0,27
Massa Molecular	g/mol	69,82	19,43	18,25	18,16	51,79
Vazão Volumétrica	m³/h	1,18	0,06	0,07	0,07	1,39
Vazão Molar	Kmol/h	20,97	3,31	4,03	4,04	32,35
Vazão Mássica	Kg/h	1464,36	64,37	73,51	73,32	1675,57
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,8553	0,0490	0,0005	0,0000	0,7494
Etanol		0,0131	0,0124	0,0116	0,0112	0,0129
H2O		0,0479	0,8919	0,9781	0,9869	0,1622
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0838	0,0467	0,0098	0,0019	0,0755
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		119-B	120-B	121-B	CRUDE-GLY	NA2SO4	BIODIESEL
Estado Físico		Liquido	Liquido	Bifásico	Liquido	Solid	Liquido
Temperatura	°C	25,0	71,4	60,0	60,0	60,0	133,9
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	110,0	110,0	10,0
Entalpia	M*KJ/h	0,00	0,77	0,29	0,62	-	3,21
Massa Molecular	g/mol	98,08	68,77	68,77	66,86	142,04	306,97
Vazão Volumétrica	m³/h	0,02	3,56	-	3,44	-	15,93
Vazão Molar	Kmol/h	0,29	62,16	62,16	60,58	1,58	41,13
Vazão Mássica	Kg/h	28,58	4274,71	4274,71	4050,02	224,69	12624,60
Frações Mássicas							
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9971
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0001	0,0001	0,0001	0,0000	0,0025
Glicerol		0,0000	0,8290	0,8290	0,8750	0,0000	0,0000
Etanol		0,0000	0,0415	0,0415	0,0438	0,0000	0,0003
H2O		0,0000	0,0636	0,0769	0,0812	0,0000	0,0002
H2SO4		1,0000	0,0363	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0296	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0526	0,0000	1,0000	0,0000

A1.2 – Cenário 2: Soja

Tabela A1.3 – Pré-tratamento, cenário 2, soja.

Corrente		CRUDE-OIL	ETHANOL-A	H2SO4-A	GLYCEROL-A	101-A
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	25,0	25,0	25,0	25,0	25,0
Pressão	Kpa	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3
Entalpia	M*KJ/h	0,51	0,09	0,00	0,13	0,10
Massa Molecular	g/mol	870,09	46,07	98,08	91,18	47,89
Vazão Volumétrica	m³/h	13,14	1,98	0,07	1,76	2,04
Vazão Molar	Kmol/h	13,78	33,74	1,22	24,05	34,96
Vazão Mássica	Kg/h	11991,50	1554,22	119,91	2192,70	1674,13
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,9950	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0050	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,9900	0,0000
Etanol		0,0000	1,0000	0,0000	0,0100	0,9284
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0716
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		102-A	103-A	104-A	105-A	106-A
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	25,2	25,2	60,0	54,7	70,0
Pressão	Kpa	400,0	400,0	400,0	400,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	0,10	0,52	1,30	1,40	1,83
Massa Molecular	g/mol	47,89	870,09	870,09	280,37	280,37
Vazão Volumétrica	m³/h	2,04	13,14	13,34	15,43	15,56
Vazão Molar	Kmol/h	34,96	13,78	13,78	48,74	48,74
Vazão Mássica	Kg/h	1674,13	11991,50	11991,50	13665,63	13665,63
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,9950	0,9950	0,8731	0,8731
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0024
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0050	0,0050	0,0044	0,0022
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,9284	0,0000	0,0000	0,1137	0,1134
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001
H2SO4		0,0716	0,0000	0,0000	0,0088	0,0088
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		107-A	108-A	108-1-A	108-2-A	108-3-A
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	41,6	25,0	25,0	25,0	25,0
Pressão	Kpa	400,0	190,0	190,0	190,0	190,0
Entalpia	M*KJ/h	1,04	0,13	0,03	0,03	0,03
Massa Molecular	g/mol	280,37	91,18	91,18	91,18	91,18
Vazão Volumétrica	m³/h	15,32	1,76	0,44	0,44	0,44
Vazão Molar	Kmol/h	48,74	24,05	6,01	6,01	6,01
Vazão Mássica	Kg/h	13665,63	2192,70	548,18	548,18	548,18
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,8731	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0024	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0022	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0000	0,9900	0,9900	0,9900	0,9900
Etanol		0,1134	0,0100	0,0100	0,0100	0,0100
H2O		0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0088	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		108-4-A	109-A	110-A	111-A	112-A
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	25,0	40,8	40,0	39,2	38,4
Pressão	Kpa	190,0	190,0	190,0	190,0	190,0
Entalpia	M*KJ/h	0,03	0,93	0,88	0,85	0,83
Massa Molecular	g/mol	91,18	445,50	555,12	637,80	700,02
Vazão Volumétrica	m³/h	0,44	14,11	13,74	13,55	13,44
Vazão Molar	Kmol/h	6,01	28,45	22,32	19,20	17,37
Vazão Mássica	Kg/h	548,18	12675,81	12389,34	12245,25	12161,00
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,9413	0,9630	0,9744	0,9811
Biodiesel		0,0000	0,0026	0,0027	0,0027	0,0027
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0023	0,0024	0,0024	0,0024
Glicerol		0,9900	0,0002	0,0002	0,0002	0,0002
Etanol		0,0100	0,0529	0,0316	0,0203	0,0135
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0007	0,0001	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		113-A	115-1-A	115-2-A	115-3-A	115-4-A
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	38,6	40,8	40,0	39,2	38,4
Pressão	Kpa	400,0	190,0	190,0	190,0	190,0
Entalpia	M*KJ/h	0,83	0,15	0,08	0,06	0,06
Massa Molecular	g/mol	700,02	58,48	68,71	75,81	80,68
Vazão Volumétrica	m³/h	13,44	1,64	0,81	0,63	0,55
Vazão Molar	Kmol/h	17,37	26,30	12,15	9,13	7,84
Vazão Mássica	Kg/h	12161,00	1538,00	834,64	692,26	632,43
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,9811	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0027	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0024	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0002	0,3513	0,6496	0,7841	0,8583
Etanol		0,0135	0,5751	0,3405	0,2150	0,1416
H2O		0,0000	0,0012	0,0002	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0723	0,0097	0,0009	0,0001
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		116-A	117-A	118-A	119-A	TREAT-OIL
Estado Físico		Liquido	Vapor	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	39,9	80,0	80,0	80,0	60,0
Pressão	Kpa	190,0	30,0	30,0	110,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	0,35	1,32	0,47	0,47	1,33
Massa Molecular	g/mol	66,72	45,97	87,09	87,09	700,02
Vazão Volumétrica	m³/h	3,63	2669,57	2,04	2,04	13,57
Vazão Molar	Kmol/h	55,42	27,45	27,96	27,96	17,37
Vazão Mássica	Kg/h	3697,33	1261,95	2435,38	2435,38	12161,00
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9811
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0027
Ácidos Graxos Livres		0,0001	0,0000	0,0001	0,0001	0,0024
Glicerol		0,5864	0,0003	0,8901	0,8901	0,0002
Etanol		0,3806	0,9981	0,0606	0,0606	0,0135
H2O		0,0005	0,0015	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0324	0,0000	0,0492	0,0492	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Tabela A1.4 – Transesterificação, cenário 2, soja.

Corrente		TREAT-OIL	ETHANOL-B	NAOH	H2SO4-B	H2O
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	60,0	25,0	25,0	25,0	25,0
Pressão	Kpa	400,0	101,3	101,3	101,3	101,3
Entalpia	M*KJ/h	1,33	0,10	0,01	0,00	0,02
Massa Molecular	g/mol	700,02	46,07	40,00	98,08	18,02
Vazão Volumétrica	m³/h	13,57	2,23	0,07	0,02	0,20
Vazão Molar	Kmol/h	17,37	38,03	3,16	0,36	11,10
Vazão Mássica	Kg/h	12161,00	1751,99	126,23	34,86	200,00
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,9811	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0027	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0024	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,0135	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		101-B	102-B	103-B	104-B	105-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	25,0	25,2	50,3	50,0	42,1
Pressão	Kpa	101,3	400,0	400,0	400,0	20,0
Entalpia	M*KJ/h	0,11	0,11	1,88	1,80	0,41
Massa Molecular	g/mol	45,60	45,60	127,85	127,85	46,07
Vazão Volumétrica	m³/h	2,30	2,30	21,86	22,00	5,20
Vazão Molar	Kmol/h	41,19	41,19	146,34	146,34	86,96
Vazão Mássica	Kg/h	1878,22	1878,22	18709,88	18709,97	4006,02
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,6713	0,0336	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0037	0,6749	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0016	0,0016	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0001	0,0669	0,0000
Etanol		0,9328	0,9328	0,3165	0,2163	1,0000
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0672	0,0672	0,0068	0,0068	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		106-B	107-B	108-B	109-B	110-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	42,3	141,5	60,0	60,1	25,0
Pressão	Kpa	400,0	30,0	30,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,41	4,13	1,59	1,59	0,02
Massa Molecular	g/mol	46,07	247,61	247,61	247,61	18,02
Vazão Volumétrica	m³/h	5,20	18,00	16,87	16,87	0,20
Vazão Molar	Kmol/h	86,96	59,38	59,38	59,38	11,10
Vazão Mássica	Kg/h	4006,02	14703,95	14703,95	14703,95	200,00
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0427	0,0427	0,0427	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,8588	0,8588	0,8588	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0020	0,0020	0,0020	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0852	0,0852	0,0852	0,0000
Etanol		1,0000	0,0028	0,0028	0,0028	0,0000
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0086	0,0086	0,0086	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		110-1-B	110-2-B	110-3-B	110-4-B	111-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	25,0	25,0	25,0	25,0	59,8
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,01	0,01	0,01	0,01	1,39
Massa Molecular	g/mol	18,02	18,02	18,02	18,02	313,70
Vazão Volumétrica	m³/h	0,05	0,05	0,05	0,05	15,76
Vazão Molar	Kmol/h	2,78	2,78	2,78	2,78	42,45
Vazão Mássica	Kg/h	50,00	50,00	50,00	50,00	13315,72
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0472
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9483
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0022
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0003
Etanol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0016
H2O		1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0001
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0003
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		112-B	113-B	114-B	115-B	116-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Vapor	Liquido
Temperatura	°C	59,5	59,2	58,9	133,2	400,0
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	10,0	20,0
Entalpia	M*KJ/h	1,38	1,37	1,37	0,06	0,67
Massa Molecular	g/mol	308,57	308,55	308,65	27,39	794,96
Vazão Volumétrica	m³/h	15,77	15,77	15,76	404,21	0,94
Vazão Molar	Kmol/h	43,18	43,18	43,16	1,20	0,84
Vazão Mássica	Kg/h	13324,41	13323,48	13322,68	32,80	665,20
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0471	0,0471	0,0471	0,0000	0,9440
Biodiesel		0,9477	0,9477	0,9478	0,0394	0,0557
Ácidos Graxos Livres		0,0022	0,0022	0,0022	0,0000	0,0001
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,0016	0,0015	0,0015	0,5012	0,0000
H2O		0,0013	0,0013	0,0013	0,4594	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		116-B-R1	116-B-R2	117-1-B	117-2-B	117-3-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	31,0	31,3	59,8	59,5	59,2
Pressão	Kpa	20,0	400,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,04	0,04	0,21	0,01	0,01
Massa Molecular	g/mol	794,96	794,96	72,96	20,22	18,36
Vazão Volumétrica	m³/h	0,73	0,73	1,15	0,04	0,05
Vazão Molar	Kmol/h	0,84	0,84	19,71	2,04	2,77
Vazão Mássica	Kg/h	665,20	665,20	1438,24	41,31	50,93
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,9440	0,9440	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0557	0,0557	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0001	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,8682	0,0813	0,0012
Etanol		0,0000	0,0000	0,0131	0,0130	0,0120
H2O		0,0000	0,0000	0,0337	0,8404	0,9679
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0001	0,0001	0,0850	0,0653	0,0190
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		117-4-B	118-B	119-B	120-B	121-B
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Bifásico
Temperatura	°C	58,9	59,7	25,0	71,6	60,0
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,01	0,25	0,00	0,72	0,25
Massa Molecular	g/mol	18,20	57,88	98,08	72,82	72,82
Vazão Volumétrica	m³/h	0,05	1,29	0,02	3,35	-
Vazão Molar	Kmol/h	2,79	27,32	0,36	55,64	55,64
Vazão Mássica	Kg/h	50,80	1581,28	34,86	4051,52	4051,52
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0001
Glicerol		0,0000	0,7918	0,0000	0,8441	0,8441
Etanol		0,0117	0,0130	0,0000	0,0415	0,0415
H2O		0,9832	0,1153	0,0000	0,0450	0,0590
H2SO4		0,0000	0,0000	1,0000	0,0382	0,0000
NaOH		0,0050	0,0798	0,0000	0,0312	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0553

Corrente		CRUDE-GLY	NA2SO4	BIODIESEL
Estado Físico		Líquido	Solid	Líquido
Temperatura	°C	60,0	60,0	133,2
Pressão	Kpa	110,0	110,0	10,0
Entalpia	M*KJ/h	0,58	-	3,19
Massa Molecular	g/mol	70,80	142,04	306,94
Vazão Volumétrica	m³/h	3,24	-	15,92
Vazão Molar	Kmol/h	54,06	1,58	41,13
Vazão Mássica	Kg/h	3827,38	224,14	12624,68
Frações Mássicas				
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,9972
Ácidos Graxos Livres		0,0001	0,0000	0,0024
Glicerol		0,8935	0,0000	0,0000
Etanol		0,0439	0,0000	0,0003
H2O		0,0625	0,0000	0,0002
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	1,0000	0,0000

A1.2 – Cenário 3: Soja

Tabela A1.5 – Pré-tratamento, cenário 3, soja.

Corrente		CRUDE-OIL	ETHANOL-A	H2SO4-A	GLY-R3	101-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	25,0	25,0	25,0	25,1	25,0
Pressão	Kpa	101,3	101,3	101,3	190,0	101,3
Entalpia	M*KJ/h	0,51	0,09	0,00	0,13	0,10
Massa Molecular	g/mol	870,09	46,07	98,08	91,24	47,89
Vazão Volumétrica	m³/h	13,14	1,98	0,07	1,85	2,04
Vazão Molar	Kmol/h	13,78	33,74	1,22	25,35	34,96
Vazão Mássica	Kg/h	11992,00	1554,22	119,91	2313,14	1674,13
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,9950	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0050	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,9905	0,0000
Etanol		0,0000	1,0000	0,0000	0,0093	0,9284
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	1,0000	0,0001	0,0716
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		102-A	103-A	104-A	105-A	106-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	25,2	25,2	60,0	54,7	70,0
Pressão	Kpa	400,0	400,0	400,0	400,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	0,10	0,52	1,30	1,40	1,83
Massa Molecular	g/mol	47,89	870,09	870,09	280,38	280,38
Vazão Volumétrica	m³/h	2,04	13,15	13,34	15,43	15,56
Vazão Molar	Kmol/h	34,96	13,78	13,78	48,74	48,74
Vazão Mássica	Kg/h	1674,13	11992,00	11992,00	13666,13	13666,13
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,9950	0,9950	0,8731	0,8731
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0024
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0050	0,0050	0,0044	0,0022
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,9284	0,0000	0,0000	0,1137	0,1134
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001
H2SO4		0,0716	0,0000	0,0000	0,0088	0,0088
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		107-A	108-1-A	108-2-A	108-3-A	108-4-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	41,6	25,1	25,1	25,1	25,1
Pressão	Kpa	400,0	190,0	190,0	190,0	190,0
Entalpia	M*KJ/h	1,04	0,03	0,03	0,03	0,03
Massa Molecular	g/mol	280,38	91,24	91,24	91,24	91,24
Vazão Volumétrica	m³/h	15,32	0,46	0,46	0,46	0,46
Vazão Molar	Kmol/h	48,74	6,34	6,34	6,34	6,34
Vazão Mássica	Kg/h	13666,13	578,29	578,29	578,29	578,29
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,8731	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0024	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0022	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001
Glicerol		0,0000	0,9905	0,9905	0,9905	0,9905
Etanol		0,1134	0,0093	0,0093	0,0093	0,0093
H2O		0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0088	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		109-A	110-A	111-A	112-A	113-A
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	40,8	39,9	39,1	38,3	38,4
Pressão	Kpa	190,0	190,0	190,0	190,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	0,93	0,88	0,85	0,82	0,82
Massa Molecular	g/mol	448,64	561,08	645,39	708,08	708,08
Vazão Volumétrica	m³/h	14,10	13,73	13,54	13,42	13,42
Vazão Molar	Kmol/h	28,23	22,06	18,96	17,16	17,16
Vazão Mássica	Kg/h	12665,97	12377,99	12234,66	12151,89	12151,89
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,9421	0,9640	0,9753	0,9819	0,9819
Biodiesel		0,0026	0,0027	0,0027	0,0027	0,0027
Ácidos Graxos Livres		0,0024	0,0024	0,0024	0,0025	0,0025
Glicerol		0,0002	0,0002	0,0002	0,0002	0,0002
Etanol		0,0521	0,0307	0,0194	0,0127	0,0127
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		115-1-A	115-2-A	115-3-A	115-4-A	116-A
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	40,8	39,9	39,1	38,3	39,8
Pressão	Kpa	190,0	190,0	190,0	190,0	190,0
Entalpia	M*KJ/h	0,15	0,08	0,07	0,06	0,36
Massa Molecular	g/mol	58,79	69,25	76,43	81,28	67,23
Vazão Volumétrica	m³/h	1,68	0,83	0,65	0,57	3,74
Vazão Molar	Kmol/h	26,85	12,51	9,44	8,13	56,93
Vazão Mássica	Kg/h	1578,44	866,27	721,62	661,05	3827,38
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001
Glicerol		0,3614	0,6607	0,7940	0,8667	0,5980
Etanol		0,5667	0,3301	0,2051	0,1331	0,3701
H2O		0,0011	0,0001	0,0000	0,0000	0,0005
H2SO4		0,0707	0,0090	0,0008	0,0001	0,0314
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		117-A	118-A	119-A	TREAT-OIL
Estado Físico		Vapor	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	80,0	80,0	80,0	60,0
Pressão	Kpa	30,0	30,0	110,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	1,32	0,50	0,50	1,33
Massa Molecular	g/mol	45,97	87,07	87,07	708,08
Vazão Volumétrica	m³/h	2672,63	2,15	2,15	13,55
Vazão Molar	Kmol/h	27,48	29,45	29,45	17,16
Vazão Mássica	Kg/h	1263,36	2564,02	2564,02	12151,89
Frações Mássicas					
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,0000	0,9819
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0027
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0001	0,0001	0,0025
Glicerol		0,0003	0,8924	0,8924	0,0002
Etanol		0,9981	0,0606	0,0606	0,0127
H2O		0,0015	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0468	0,0468	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Tabela A1.6 – Transesterificação, cenário 3, soja.

Corrente		TREAT-OIL	ETHANOL-B	NAOH	H2SO4-B	H2O
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	60,0	25,0	25,0	25,0	25,0
Pressão	Kpa	400,0	101,3	101,3	101,3	101,3
Entalpia	M*KJ/h	1,33	0,10	0,01	0,00	0,02
Massa Molecular	g/mol	708,08	46,07	40,00	98,08	18,02
Vazão Volumétrica	m³/h	13,55	2,24	0,07	0,02	0,20
Vazão Molar	Kmol/h	17,16	38,24	3,16	0,36	11,10
Vazão Mássica	Kg/h	12151,89	1761,82	126,24	34,98	200,00
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,9819	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0027	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0025	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,0127	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		101-B	102-B	103-B	104-B	105-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	25,0	25,2	50,3	50,0	42,1
Pressão	Kpa	101,3	400,0	400,0	400,0	20,0
Entalpia	M*KJ/h	0,11	0,11	1,88	1,80	0,41
Massa Molecular	g/mol	45,61	45,61	127,84	127,85	46,07
Vazão Volumétrica	m³/h	2,31	2,31	21,86	22,00	5,20
Vazão Molar	Kmol/h	41,40	41,40	146,36	146,36	86,97
Vazão Mássica	Kg/h	1888,05	1888,05	18710,97	18711,06	4006,35
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,6713	0,0336	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0037	0,6749	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0016	0,0016	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0001	0,0669	0,0000
Etanol		0,9331	0,9331	0,3165	0,2163	1,0000
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0669	0,0669	0,0068	0,0068	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		106-B	107-B	108-B	109-B	110-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	42,3	141,5	60,0	60,1	25,0
Pressão	Kpa	400,0	30,0	30,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,41	4,13	1,59	1,59	0,02
Massa Molecular	g/mol	46,07	247,61	247,61	247,61	18,02
Vazão Volumétrica	m³/h	5,20	18,00	16,87	16,87	0,20
Vazão Molar	Kmol/h	86,97	59,39	59,39	59,39	11,10
Vazão Mássica	Kg/h	4006,35	14704,71	14704,71	14704,71	200,00
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0427	0,0427	0,0427	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,8588	0,8588	0,8588	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0020	0,0020	0,0020	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0852	0,0852	0,0852	0,0000
Etanol		1,0000	0,0028	0,0028	0,0028	0,0000
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0086	0,0086	0,0086	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		110-1-B	110-2-B	110-3-B	110-4-B	111-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	25,0	25,0	25,0	25,0	59,8
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,01	0,01	0,01	0,01	1,39
Massa Molecular	g/mol	18,02	18,02	18,02	18,02	313,70
Vazão Volumétrica	m³/h	0,05	0,05	0,05	0,05	15,77
Vazão Molar	Kmol/h	2,78	2,78	2,78	2,78	42,45
Vazão Mássica	Kg/h	50,00	50,00	50,00	50,00	13316,43
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0472
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9483
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0023
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0003
Etanol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0016
H2O		1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0001
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0003
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		112-B	113-B	114-B	115-B	116-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Vapor	Liquido
Temperatura	°C	59,5	59,2	58,9	133,2	400,0
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	10,0	20,0
Entalpia	M*KJ/h	1,38	1,37	1,37	0,06	0,67
Massa Molecular	g/mol	308,57	308,54	308,64	27,39	794,96
Vazão Volumétrica	m³/h	15,77	15,77	15,76	404,24	0,94
Vazão Molar	Kmol/h	43,18	43,18	43,17	1,20	0,84
Vazão Mássica	Kg/h	13325,13	13324,19	13323,39	32,80	665,23
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0471	0,0471	0,0471	0,0000	0,9440
Biodiesel		0,9477	0,9477	0,9478	0,0394	0,0557
Ácidos Graxos Livres		0,0023	0,0023	0,0023	0,0000	0,0001
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,0016	0,0015	0,0015	0,5012	0,0000
H2O		0,0013	0,0013	0,0013	0,4594	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		116-B-R1	116-B-R2	117-1-B	117-2-B	117-3-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	31,0	31,3	59,8	59,5	59,2
Pressão	Kpa	20,0	400,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,04	0,04	0,21	0,01	0,01
Massa Molecular	g/mol	794,96	794,96	72,96	20,22	18,36
Vazão Volumétrica	m³/h	0,73	0,73	1,15	0,04	0,05
Vazão Molar	Kmol/h	0,84	0,84	19,71	2,04	2,77
Vazão Mássica	Kg/h	665,23	665,23	1438,27	41,31	50,93
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,9440	0,9440	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0557	0,0557	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0001	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,8682	0,0813	0,0012
Etanol		0,0000	0,0000	0,0131	0,0130	0,0120
H2O		0,0000	0,0000	0,0337	0,8404	0,9678
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0001	0,0001	0,0850	0,0653	0,0190
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		117-4-B	118-B	119-B	120-B	121-B
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Bifásico
Temperatura	°C	58,9	59,7	25,0	71,8	60,0
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,01	0,25	0,00	0,74	0,27
Massa Molecular	g/mol	18,20	57,88	98,08	73,18	73,18
Vazão Volumétrica	m³/h	0,05	1,29	0,02	3,46	-
Vazão Molar	Kmol/h	2,79	27,32	0,36	57,12	57,12
Vazão Mássica	Kg/h	50,80	1581,32	34,98	4180,31	4180,31
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0001
Glicerol		0,0000	0,7918	0,0000	0,8469	0,8469
Etanol		0,0117	0,0130	0,0000	0,0421	0,0421
H2O		0,9832	0,1153	0,0000	0,0436	0,0572
H2SO4		0,0000	0,0000	1,0000	0,0371	0,0001
NaOH		0,0050	0,0798	0,0000	0,0302	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0536

Corrente		CRUDE-GLY	122-B	123-B	GLYCEROL	GLY-R1
Estado Físico		Líquido	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	60,0	80,0	80,0	80,0	80,0
Pressão	Kpa	110,0	30,0	30,0	30,0	30,0
Entalpia	M*KJ/h	0,60	0,78	0,70	0,25	0,46
Massa Molecular	g/mol	71,22	23,33	91,24	91,24	91,24
Vazão Volumétrica	m³/h	3,35	1597,32	2,94	1,04	1,90
Vazão Molar	Kmol/h	55,55	16,38	39,17	13,82	25,35
Vazão Mássica	Kg/h	3956,16	382,15	3574,02	1260,87	2313,14
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0001	0,0000	0,0001	0,0001	0,0001
Glicerol		0,8949	0,0007	0,9905	0,9905	0,9905
Etanol		0,0445	0,3733	0,0093	0,0093	0,0093
H2O		0,0605	0,6259	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0001	0,0000	0,0001	0,0001	0,0001
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		GLY-R2	GLY-R3	NA2SO4	BIODIESEL
Estado Físico		Líquido	Líquido	Solid	Líquido
Temperatura	°C	25,0	25,1	60,0	133,2
Pressão	Kpa	30,0	190,0	110,0	10,0
Entalpia	M*KJ/h	0,13	0,13	-	3,19
Massa Molecular	g/mol	91,24	91,24	142,04	306,94
Vazão Volumétrica	m³/h	1,85	1,85	-	15,92
Vazão Molar	Kmol/h	25,35	25,35	1,58	41,13
Vazão Mássica	Kg/h	2313,14	2313,14	224,15	12625,36
Frações Mássicas					
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,9972
Ácidos Graxos Livres		0,0001	0,0001	0,0000	0,0024
Glicerol		0,9905	0,9905	0,0000	0,0000
Etanol		0,0093	0,0093	0,0000	0,0003
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0002
H2SO4		0,0001	0,0001	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	1,0000	0,0000

A1.4 – Cenário 4: Soja

Tabela A1.7 – Pré-tratamento, cenário 4, soja.

Corrente		CRUDE-OIL	ETHANOL-A	H2SO4-A	GLY-R3	101-A
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	25,0	25,0	25,0	25,1	25,0
Pressão	Kpa	101,3	101,3	101,3	190,0	101,3
Entalpia	M*KJ/h	0,51	0,09	0,00	0,13	0,10
Massa Molecular	g/mol	870,09	46,07	98,08	91,24	47,89
Vazão Volumétrica	m³/h	13,14	1,98	0,07	1,85	2,04
Vazão Molar	Kmol/h	13,78	33,74	1,22	25,35	34,96
Vazão Mássica	Kg/h	11992,00	1554,22	119,91	2313,14	1674,13
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,9950	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0050	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,9905	0,0000
Etanol		0,0000	1,0000	0,0000	0,0093	0,9284
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	1,0000	0,0001	0,0716
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		102-A	103-A	104-A	105-A	106-A
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	25,2	25,2	60,0	54,7	70,0
Pressão	Kpa	400,0	400,0	400,0	400,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	0,10	0,52	1,30	1,40	1,83
Massa Molecular	g/mol	47,89	870,09	870,09	280,38	280,38
Vazão Volumétrica	m³/h	2,04	13,15	13,34	15,43	15,56
Vazão Molar	Kmol/h	34,96	13,78	13,78	48,74	48,74
Vazão Mássica	Kg/h	1674,13	11992,00	11992,00	13666,13	13666,13
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,9950	0,9950	0,8731	0,8731
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0024
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0050	0,0050	0,0044	0,0022
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,9284	0,0000	0,0000	0,1137	0,1134
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001
H2SO4		0,0716	0,0000	0,0000	0,0088	0,0088
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		107-A	108-1-A	108-2-A	108-3-A	108-4-A
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	41,6	25,1	25,1	25,1	25,1
Pressão	Kpa	400,0	190,0	190,0	190,0	190,0
Entalpia	M*KJ/h	1,04	0,03	0,03	0,03	0,03
Massa Molecular	g/mol	280,38	91,24	91,24	91,24	91,24
Vazão Volumétrica	m³/h	15,32	0,46	0,46	0,46	0,46
Vazão Molar	Kmol/h	48,74	6,34	6,34	6,34	6,34
Vazão Mássica	Kg/h	13666,13	578,29	578,29	578,29	578,29
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,8731	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0024	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0022	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001
Glicerol		0,0000	0,9905	0,9905	0,9905	0,9905
Etanol		0,1134	0,0093	0,0093	0,0093	0,0093
H2O		0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0088	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		109-A	110-A	111-A	112-A	113-A
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	40,8	39,9	39,1	38,3	38,4
Pressão	Kpa	190,0	190,0	190,0	190,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	0,93	0,88	0,85	0,82	0,82
Massa Molecular	g/mol	448,64	561,08	645,39	708,08	708,08
Vazão Volumétrica	m³/h	14,10	13,73	13,54	13,42	13,42
Vazão Molar	Kmol/h	28,23	22,06	18,96	17,16	17,16
Vazão Mássica	Kg/h	12665,97	12377,99	12234,66	12151,89	12151,89
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,9421	0,9640	0,9753	0,9819	0,9819
Biodiesel		0,0026	0,0027	0,0027	0,0027	0,0027
Ácidos Graxos Livres		0,0024	0,0024	0,0024	0,0025	0,0025
Glicerol		0,0002	0,0002	0,0002	0,0002	0,0002
Etanol		0,0521	0,0307	0,0194	0,0127	0,0127
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		115-1-A	115-2-A	115-3-A	115-4-A	116-A
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	40,8	39,9	39,1	38,3	39,8
Pressão	Kpa	190,0	190,0	190,0	190,0	190,0
Entalpia	M*KJ/h	0,15	0,08	0,07	0,06	0,36
Massa Molecular	g/mol	58,79	69,25	76,43	81,28	67,23
Vazão Volumétrica	m³/h	1,68	0,83	0,65	0,57	3,74
Vazão Molar	Kmol/h	26,85	12,51	9,44	8,13	56,93
Vazão Mássica	Kg/h	1578,44	866,27	721,62	661,05	3827,38
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001
Glicerol		0,3614	0,6607	0,7940	0,8667	0,5980
Etanol		0,5667	0,3301	0,2051	0,1331	0,3701
H2O		0,0011	0,0001	0,0000	0,0000	0,0005
H2SO4		0,0707	0,0090	0,0008	0,0001	0,0314
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		117-A	118-A	119-A	TREAT-OIL
Estado Físico		Vapor	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	80,0	80,0	80,0	60,0
Pressão	Kpa	30,0	30,0	110,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	1,32	0,50	0,50	1,33
Massa Molecular	g/mol	45,97	87,07	87,07	708,08
Vazão Volumétrica	m³/h	2672,63	2,15	2,15	13,55
Vazão Molar	Kmol/h	27,48	29,45	29,45	17,16
Vazão Mássica	Kg/h	1263,36	2564,02	2564,02	12151,89
Frações Mássicas					
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,0000	0,9819
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0027
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0001	0,0001	0,0025
Glicerol		0,0003	0,8924	0,8924	0,0002
Etanol		0,9981	0,0606	0,0606	0,0127
H2O		0,0015	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0468	0,0468	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Tabela A1.8 – Transesterificação, cenário 4, soja.

Corrente		TREAT-OIL	ETHANOL-B	NAOH	H2SO4-B	H2O
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	60,0	25,0	25,0	25,0	25,0
Pressão	Kpa	400,0	101,3	101,3	101,3	101,3
Entalpia	M*KJ/h	1,33	0,10	0,01	0,00	0,02
Massa Molecular	g/mol	708,08	46,07	40,00	98,08	18,02
Vazão Volumétrica	m³/h	13,55	2,24	0,07	0,02	0,20
Vazão Molar	Kmol/h	17,16	38,24	3,16	0,36	11,10
Vazão Mássica	Kg/h	12151,89	1761,82	126,24	34,98	200,00
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,9819	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0027	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0025	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,0127	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		101-B	102-B	103-B	104-B	105-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	25,0	25,2	50,3	50,0	42,1
Pressão	Kpa	101,3	400,0	400,0	400,0	20,0
Entalpia	M*KJ/h	0,11	0,11	1,88	1,80	0,41
Massa Molecular	g/mol	45,61	45,61	127,84	127,85	46,07
Vazão Volumétrica	m³/h	2,31	2,31	21,86	22,00	5,20
Vazão Molar	Kmol/h	41,40	41,40	146,36	146,36	86,97
Vazão Mássica	Kg/h	1888,05	1888,05	18710,98	18711,07	4006,36
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,6713	0,0336	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0037	0,6749	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0016	0,0016	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0001	0,0669	0,0000
Etanol		0,9331	0,9331	0,3165	0,2163	1,0000
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0669	0,0669	0,0068	0,0068	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		106-B	107-B	108-B	109-B	110-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	42,3	141,5	60,0	60,1	25,0
Pressão	Kpa	400,0	30,0	30,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,41	4,13	1,59	1,59	0,02
Massa Molecular	g/mol	46,07	247,61	247,61	247,61	18,02
Vazão Volumétrica	m³/h	5,20	18,00	16,87	16,87	0,20
Vazão Molar	Kmol/h	86,97	59,39	59,39	59,39	11,10
Vazão Mássica	Kg/h	4006,36	14704,71	14704,71	14704,71	200,00
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0427	0,0427	0,0427	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,8588	0,8588	0,8588	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0020	0,0020	0,0020	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0852	0,0852	0,0852	0,0000
Etanol		1,0000	0,0028	0,0028	0,0028	0,0000
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0086	0,0086	0,0086	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		110-1-B	110-2-B	110-3-B	110-4-B	111-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	25,0	25,0	25,0	25,0	59,8
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,01	0,01	0,01	0,01	1,39
Massa Molecular	g/mol	18,02	18,02	18,02	18,02	313,70
Vazão Volumétrica	m³/h	0,05	0,05	0,05	0,05	15,77
Vazão Molar	Kmol/h	2,78	2,78	2,78	2,78	42,45
Vazão Mássica	Kg/h	50,00	50,00	50,00	50,00	13316,43
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0472
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9483
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0023
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0003
Etanol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0016
H2O		1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0001
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0003
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		112-B	113-B	114-B	115-B	116-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Vapor	Liquido
Temperatura	°C	59,5	59,2	58,9	133,2	400,0
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	10,0	20,0
Entalpia	M*KJ/h	1,38	1,37	1,37	0,06	0,67
Massa Molecular	g/mol	308,57	308,54	308,64	27,39	794,96
Vazão Volumétrica	m³/h	15,77	15,77	15,76	404,20	0,94
Vazão Molar	Kmol/h	43,18	43,18	43,17	1,20	0,84
Vazão Mássica	Kg/h	13325,13	13324,19	13323,39	32,80	665,23
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0471	0,0471	0,0471	0,0000	0,9440
Biodiesel		0,9477	0,9477	0,9478	0,0394	0,0557
Ácidos Graxos Livres		0,0023	0,0023	0,0023	0,0000	0,0001
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,0016	0,0015	0,0015	0,5012	0,0000
H2O		0,0013	0,0013	0,0013	0,4594	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		116-B-R1	116-B-R2	117-1-B	117-2-B	117-3-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	31,0	31,3	59,8	59,5	59,2
Pressão	Kpa	20,0	400,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,04	0,04	0,21	0,01	0,01
Massa Molecular	g/mol	794,96	794,96	72,96	20,22	18,36
Vazão Volumétrica	m³/h	0,73	0,73	1,15	0,04	0,05
Vazão Molar	Kmol/h	0,84	0,84	19,71	2,04	2,77
Vazão Mássica	Kg/h	665,23	665,23	1438,27	41,31	50,93
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,9440	0,9440	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0557	0,0557	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0001	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,8682	0,0813	0,0012
Etanol		0,0000	0,0000	0,0131	0,0130	0,0120
H2O		0,0000	0,0000	0,0337	0,8404	0,9678
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0001	0,0001	0,0850	0,0653	0,0190
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		117-4-B	118-B	119-B	120-B	121-B
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Bifásico
Temperatura	°C	58,9	59,7	25,0	71,8	60,0
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,01	0,25	0,00	0,74	0,27
Massa Molecular	g/mol	18,20	57,88	98,08	73,18	73,18
Vazão Volumétrica	m³/h	0,05	1,29	0,02	3,46	-
Vazão Molar	Kmol/h	2,79	27,32	0,36	57,12	57,12
Vazão Mássica	Kg/h	50,80	1581,32	34,98	4180,31	4180,31
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0001
Glicerol		0,0000	0,7918	0,0000	0,8469	0,8469
Etanol		0,0117	0,0130	0,0000	0,0421	0,0421
H2O		0,9832	0,1153	0,0000	0,0436	0,0572
H2SO4		0,0000	0,0000	1,0000	0,0371	0,0001
NaOH		0,0050	0,0798	0,0000	0,0302	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0536

Corrente		CRUDE-GLY	122-B	123-B	GLYCEROL	GLY-R1
Estado Físico		Líquido	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	60,0	80,0	80,0	80,0	80,0
Pressão	Kpa	110,0	30,0	30,0	30,0	30,0
Entalpia	M*KJ/h	0,60	0,78	0,70	0,25	0,46
Massa Molecular	g/mol	71,22	23,33	91,24	91,24	91,24
Vazão Volumétrica	m³/h	3,35	1597,32	2,94	1,04	1,90
Vazão Molar	Kmol/h	55,55	16,38	39,17	13,82	25,35
Vazão Mássica	Kg/h	3956,16	382,15	3574,02	1260,87	2313,14
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0001	0,0000	0,0001	0,0001	0,0001
Glicerol		0,8949	0,0007	0,9905	0,9905	0,9905
Etanol		0,0445	0,3733	0,0093	0,0093	0,0093
H2O		0,0605	0,6259	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0001	0,0000	0,0001	0,0001	0,0001
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		GLY-R2	GLY-R3	NA2SO4	BIODIESEL
Estado Físico		Líquido	Líquido	Solid	Líquido
Temperatura	°C	25,0	25,1	60,0	133,2
Pressão	Kpa	30,0	190,0	110,0	10,0
Entalpia	M*KJ/h	0,13	0,13	-	3,19
Massa Molecular	g/mol	91,24	91,24	142,04	306,94
Vazão Volumétrica	m³/h	1,85	1,85	-	15,92
Vazão Molar	Kmol/h	25,35	25,35	1,58	41,13
Vazão Mássica	Kg/h	2313,14	2313,14	224,15	12625,37
Frações Mássicas					
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,9972
Ácidos Graxos Livres		0,0001	0,0001	0,0000	0,0024
Glicerol		0,9905	0,9905	0,0000	0,0000
Etanol		0,0093	0,0093	0,0000	0,0003
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0002
H2SO4		0,0001	0,0001	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	1,0000	0,0000

Tabela A1.9 – Produção de EHC, cenário 4, soja.

Corrente		117-A	115-B	122-B	101-C	102-C
Estado Físico		Vapor	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	80,0	133,2	80,0	32,2	32,3
Pressão	Kpa	30,0	10,0	30,0	10,0	30,0
Entalpia	M*KJ/h	1,32	0,06	0,78	0,00	0,00
Massa Molecular	g/mol	45,97	27,39	23,33	27,39	27,39
Vazão Volumétrica	m³/h	2672,63	404,20	1597,32	0,04	0,04
Vazão Molar	Kmol/h	27,48	1,20	16,38	1,20	1,20
Vazão Mássica	Kg/h	1263,36	32,80	382,15	32,80	32,80
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0394	0,0000	0,0394	0,0394
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0003	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000
Etanol		0,9981	0,5012	0,3733	0,5012	0,5012
H2O		0,0015	0,4594	0,6259	0,4594	0,4594
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		103-C	104-C	105-C	106-C	HEF
Estado Físico		Bifásico	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor
Temperatura	°C	55,9	50,9	51,0	93,9	78,1
Pressão	Kpa	30,0	30,0	119,3	131,3	101,3
Entalpia	M*KJ/h	2,11	0,23	0,23	0,07	1,73
Massa Molecular	g/mol	37,25	37,25	37,25	20,17	41,43
Vazão Volumétrica	m³/h	4086,65	2,13	2,13	0,20	1022,54
Vazão Molar	Kmol/h	45,06	45,06	45,06	8,87	36,19
Vazão Mássica	Kg/h	1678,30	1678,30	1678,30	178,81	1499,49
Frações Mássicas						
Óleo de Soja		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0008	0,0008	0,0008	0,0074	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0004	0,0004	0,0004	0,0038	0,0000
Etanol		0,8461	0,8461	0,8461	0,1588	0,9281
H2O		0,1527	0,1527	0,1527	0,8300	0,0719
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

A1.5 – Cenário 1: Dendê

Tabela A1.10 – Pré-tratamento, cenário 1, dendê.

Corrente		CRUDE-OIL	ETHANOL-A	H2SO4-A	GLYCEROL-A	101-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	25,0	25,0	25,0	25,0	25,0
Pressão	Kpa	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3
Entalpia	M*KJ/h	0,53	0,29	0,00	0,15	0,29
Massa Molecular	g/mol	767,07	46,07	98,08	91,18	46,69
Vazão Volumétrica	m³/h	14,06	6,24	0,07	2,04	6,31
Vazão Molar	Kmol/h	16,39	106,44	1,28	27,94	107,73
Vazão Mássica	Kg/h	12569,00	4903,78	125,69	2547,46	5029,47
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,9500	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0500	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,9900	0,0000
Etanol		0,0000	1,0000	0,0000	0,0100	0,9750
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0250
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		102-A	103-A	104-A	105-A	106-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	25,2	25,2	60,0	47,8	70,0
Pressão	Kpa	400,0	400,0	400,0	400,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	0,29	0,53	1,32	1,61	2,43
Massa Molecular	g/mol	46,69	767,07	767,07	141,80	141,80
Vazão Volumétrica	m³/h	6,31	14,06	14,33	20,71	21,12
Vazão Molar	Kmol/h	107,73	16,39	16,39	124,11	124,11
Vazão Mássica	Kg/h	5029,47	12569,00	12569,00	17598,47	17598,47
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,9500	0,9500	0,6785	0,6785
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0374
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0500	0,0500	0,0357	0,0018
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,9750	0,0000	0,0000	0,2786	0,2729
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0023
H2SO4		0,0250	0,0000	0,0000	0,0071	0,0071
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		107-A	108-A	108-1-A	108-2-A	108-3-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	48,8	25,0	25,0	25,0	25,0
Pressão	Kpa	400,0	190,0	190,0	190,0	190,0
Entalpia	M*KJ/h	1,64	0,15	0,04	0,04	0,04
Massa Molecular	g/mol	141,80	91,18	91,18	91,18	91,18
Vazão Volumétrica	m³/h	20,77	2,04	0,51	0,51	0,51
Vazão Molar	Kmol/h	124,11	27,94	6,98	6,98	6,98
Vazão Mássica	Kg/h	17598,47	2547,46	636,87	636,87	636,87
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,6785	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0374	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0018	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0000	0,9900	0,9900	0,9900	0,9900
Etanol		0,2729	0,0100	0,0100	0,0100	0,0100
H2O		0,0023	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0071	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		108-4-A	109-A	110-A	111-A	112-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	25,0	47,8	46,7	45,5	44,4
Pressão	Kpa	190,0	190,0	190,0	190,0	190,0
Entalpia	M*KJ/h	0,04	1,37	1,22	1,12	1,05
Massa Molecular	g/mol	91,18	196,09	255,17	314,78	373,58
Vazão Volumétrica	m³/h	0,51	18,10	16,75	15,99	15,50
Vazão Molar	Kmol/h	6,98	79,15	56,75	44,14	36,20
Vazão Mássica	Kg/h	636,87	15521,77	14480,22	13894,28	13525,53
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,7687	0,8239	0,8587	0,8821
Biodiesel		0,0000	0,0413	0,0440	0,0458	0,0470
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0020	0,0021	0,0022	0,0022
Glicerol		0,9900	0,0028	0,0025	0,0021	0,0018
Etanol		0,0100	0,1820	0,1265	0,0911	0,0669
H2O		0,0000	0,0008	0,0002	0,0001	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0024	0,0007	0,0002	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		113-A	114-A	115-1-A	115-2-A	115-3-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	44,6	60,0	47,8	46,7	45,5
Pressão	Kpa	400,0	400,0	190,0	190,0	190,0
Entalpia	M*KJ/h	1,05	1,45	0,31	0,19	0,13
Massa Molecular	g/mol	373,58	373,58	52,24	57,11	62,41
Vazão Volumétrica	m³/h	15,50	15,65	3,17	1,85	1,27
Vazão Molar	Kmol/h	36,20	36,20	51,94	29,39	19,59
Vazão Mássica	Kg/h	13525,53	13525,53	2713,56	1678,41	1222,81
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,8821	0,8821	0,0034	0,0003	0,0000
Biodiesel		0,0470	0,0470	0,0065	0,0026	0,0011
Ácidos Graxos Livres		0,0022	0,0022	0,0003	0,0001	0,0001
Glicerol		0,0018	0,0018	0,2161	0,3803	0,5214
Etanol		0,0669	0,0669	0,7310	0,5950	0,4690
H2O		0,0000	0,0000	0,0103	0,0052	0,0020
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0324	0,0164	0,0063
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		115-4-A	116-A	117-A	118-A	119-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Vapor	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	44,4	46,6	67,0	67,0	67,2
Pressão	Kpa	190,0	190,0	30,0	30,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	0,11	0,74	3,75	0,49	0,49
Massa Molecular	g/mol	67,41	57,15	45,30	82,72	82,72
Vazão Volumétrica	m³/h	0,99	7,28	7409,33	2,65	2,65
Vazão Molar	Kmol/h	14,92	115,84	79,16	36,68	36,68
Vazão Mássica	Kg/h	1005,62	6620,40	3585,72	3034,67	3034,67
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0015	0,0000	0,0032	0,0032
Biodiesel		0,0005	0,0036	0,0001	0,0077	0,0077
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0002	0,0000	0,0004	0,0004
Glicerol		0,6323	0,3773	0,0001	0,8231	0,8231
Etanol		0,3646	0,5925	0,9887	0,1244	0,1244
H2O		0,0006	0,0060	0,0110	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0019	0,0189	0,0000	0,0413	0,0413
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		120-A	121-A	TREAT-OIL
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	60,0	60,0	60,0
Pressão	Kpa	400,0	400,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	0,43	0,00	1,45
Massa Molecular	g/mol	82,07	311,99	373,41
Vazão Volumétrica	m³/h	2,60	0,04	15,69
Vazão Molar	Kmol/h	36,58	0,10	36,31
Vazão Mássica	Kg/h	3002,03	32,64	13558,18
Frações Mássicas				
	Óleo de Dendê	0,0000	0,3001	0,8807
	Biodiesel	0,0008	0,6425	0,0484
	Ácidos Graxos Livres	0,0001	0,0291	0,0023
	Glicerol	0,8320	0,0017	0,0018
	Etanol	0,1254	0,0262	0,0668
	H2O	0,0000	0,0000	0,0000
	H2SO4	0,0417	0,0005	0,0000
	NaOH	0,0000	0,0000	0,0000
	Na2SO4	0,0000	0,0000	0,0000

Tabela A1.11 – Transesterificação, cenário 1, dendê.

Corrente		TREAT-OIL	ETHANOL-B	NAOH	H2SO4-B	H2O
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	60,0	25,0	25,0	25,0	25,0
Pressão	Kpa	400,0	101,3	101,3	101,3	101,3
Entalpia	M*KJ/h	1,45	0,06	0,01	0,00	0,03
Massa Molecular	g/mol	373,41	46,07	40,00	98,08	18,02
Vazão Volumétrica	m³/h	15,69	1,25	0,07	0,02	0,28
Vazão Molar	Kmol/h	36,31	21,28	3,14	0,28	15,28
Vazão Mássica	Kg/h	13558,18	980,33	125,69	27,85	275,35
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,8807	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0484	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0023	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0018	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,0668	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		101-B	102-B	103-B	104-B	105-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	25,0	25,2	52,8	50,0	42,1
Pressão	Kpa	101,3	400,0	400,0	400,0	20,0
Entalpia	M*KJ/h	0,06	0,07	1,92	1,75	0,40
Massa Molecular	g/mol	45,29	45,29	127,14	127,14	46,06
Vazão Volumétrica	m³/h	1,31	1,31	22,16	22,27	5,12
Vazão Molar	Kmol/h	24,42	24,42	146,36	146,36	85,64
Vazão Mássica	Kg/h	1106,02	1106,02	18608,63	18608,59	3944,59
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,6417	0,0321	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0353	0,6779	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0017	0,0017	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0013	0,0674	0,0000
Etanol		0,8864	0,8864	0,3133	0,2141	0,9999
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,1136	0,1136	0,0068	0,0068	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		106-B	107-B	108-B	109-B	110-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	42,3	136,9	60,0	60,1	25,0
Pressão	Kpa	400,0	30,0	30,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,40	3,85	1,54	1,54	0,03
Massa Molecular	g/mol	46,06	241,49	241,49	241,49	18,02
Vazão Volumétrica	m³/h	5,12	18,47	17,23	17,24	0,28
Vazão Molar	Kmol/h	85,64	60,72	60,72	60,72	15,28
Vazão Mássica	Kg/h	3944,59	14664,00	14664,00	14664,00	275,35
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0407	0,0407	0,0407	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,8603	0,8603	0,8603	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0021	0,0021	0,0021	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0855	0,0855	0,0855	0,0000
Etanol		0,9999	0,0027	0,0027	0,0027	0,0000
H2O		0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0086	0,0086	0,0086	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		110-1-B	110-2-B	110-3-B	110-4-B	111-B
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	25,0	25,0	25,0	25,0	59,7
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,01	0,01	0,01	0,01	1,34
Massa Molecular	g/mol	18,02	18,02	18,02	18,02	300,62
Vazão Volumétrica	m³/h	0,07	0,07	0,07	0,07	16,15
Vazão Molar	Kmol/h	3,82	3,82	3,82	3,82	44,23
Vazão Mássica	Kg/h	68,84	68,84	68,84	68,84	13294,78
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0449
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9489
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0023
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0010
Etanol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0019
H2O		1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0003
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0006
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		112-B	113-B	114-B	115-B	116-B
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Líquido
Temperatura	°C	59,3	58,9	58,5	118,4	400,0
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	10,0	20,0
Entalpia	M*KJ/h	1,33	1,32	1,31	0,12	0,60
Massa Molecular	g/mol	291,56	290,86	290,93	24,50	781,99
Vazão Volumétrica	m³/h	16,16	16,16	16,15	792,15	0,98
Vazão Molar	Kmol/h	45,64	45,75	45,74	2,44	0,79
Vazão Mássica	Kg/h	13307,61	13307,29	13306,17	59,68	621,22
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0449	0,0449	0,0449	0,0000	0,9611
Biodiesel		0,9480	0,9480	0,9481	0,0528	0,0377
Ácidos Graxos Livres		0,0023	0,0023	0,0023	0,0000	0,0005
Glicerol		0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,0019	0,0019	0,0018	0,3534	0,0000
H2O		0,0026	0,0028	0,0029	0,5938	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0003	0,0001	0,0000	0,0000	0,0008
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		117-1-B	117-2-B	117-3-B	117-4-B	118-B
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	59,7	59,3	58,9	58,5	59,6
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,21	0,01	0,02	0,02	0,26
Massa Molecular	g/mol	70,78	23,31	18,63	18,24	53,95
Vazão Volumétrica	m³/h	1,15	0,05	0,07	0,07	1,35
Vazão Molar	Kmol/h	20,32	2,40	3,71	3,84	30,27
Vazão Mássica	Kg/h	1438,06	56,00	69,16	69,96	1633,18
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,8628	0,2246	0,0115	0,0005	0,7679
Etanol		0,0097	0,0100	0,0085	0,0083	0,0096
H2O		0,0449	0,6922	0,9468	0,9790	0,1453
H2SO4		0,0003	0,0003	0,0001	0,0000	0,0003
NaOH		0,0821	0,0728	0,0331	0,0121	0,0767
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		119-B	120-B	121-B	CRUDE-GLY	NA2SO4	BIODIESEL
Estado Físico		Líquido	Líquido	Bifásico	Líquido	Sólido	Líquido
Temperatura	°C	25,0	59,7	60,0	60,0	60,0	118,4
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	110,0	110,0	10,0
Entalpia	M*KJ/h	0,00	0,69	0,35	0,67	-	2,70
Massa Molecular	g/mol	98,08	69,46	69,46	67,72	142,04	297,02
Vazão Volumétrica	m³/h	0,02	3,96	-	3,86	-	16,24
Vazão Molar	Kmol/h	0,28	67,14	67,14	65,57	1,57	42,51
Vazão Mássica	Kg/h	27,85	4663,05	4663,05	4440,70	222,35	12625,27
Frações Mássicas							
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0006	0,0006	0,0006	0,0000	0,9971
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0001	0,0001	0,0001	0,0000	0,0024
Glicerol		0,0000	0,8046	0,8046	0,8449	0,0000	0,0000
Etanol		0,0000	0,0841	0,0841	0,0883	0,0000	0,0002
H2O		0,0000	0,0509	0,0630	0,0662	0,0000	0,0002
H2SO4		1,0000	0,0329	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0269	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0477	0,0000	1,0000	0,0000

A1.6 – Cenário 2: Dendê

Tabela A1.12 – Pré-tratamento, cenário 2, dendê.

Corrente		CRUDE-OIL	ETHANOL-A	H2SO4-A	GLYCEROL-A	101-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	25,0	25,0	25,0	25,0	25,0
Pressão	Kpa	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3
Entalpia	M*KJ/h	0,50	0,27	0,00	0,14	0,28
Massa Molecular	g/mol	767,07	46,07	98,08	91,18	46,69
Vazão Volumétrica	m³/h	13,37	5,93	0,07	1,92	6,00
Vazão Molar	Kmol/h	15,58	101,21	1,22	26,22	102,43
Vazão Mássica	Kg/h	11951,00	4662,67	119,51	2391,09	4782,18
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,9500	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0500	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,9900	0,0000
Etanol		0,0000	1,0000	0,0000	0,0100	0,9750
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0250
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		102-A	103-A	104-A	105-A	106-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	25,2	25,2	60,0	47,8	70,0
Pressão	Kpa	400,0	400,0	400,0	400,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	0,28	0,50	1,26	1,53	2,31
Massa Molecular	g/mol	46,69	767,07	767,07	141,80	141,80
Vazão Volumétrica	m³/h	6,00	13,37	13,62	19,69	20,08
Vazão Molar	Kmol/h	102,43	15,58	15,58	118,01	118,01
Vazão Mássica	Kg/h	4782,18	11951,00	11951,00	16733,18	16733,18
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,9500	0,9500	0,6785	0,6785
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0374
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0500	0,0500	0,0357	0,0018
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,9750	0,0000	0,0000	0,2786	0,2729
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0023
H2SO4		0,0250	0,0000	0,0000	0,0071	0,0071
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		107-A	108-A	108-1-A	108-2-A	108-3-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	48,8	25,0	25,0	25,0	25,0
Pressão	Kpa	400,0	190,0	190,0	190,0	190,0
Entalpia	M*KJ/h	1,56	0,14	0,03	0,03	0,03
Massa Molecular	g/mol	141,80	91,18	91,18	91,18	91,18
Vazão Volumétrica	m³/h	19,75	1,92	0,48	0,48	0,48
Vazão Molar	Kmol/h	118,01	26,22	6,56	6,56	6,56
Vazão Mássica	Kg/h	16733,18	2391,09	597,77	597,77	597,77
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,6785	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0374	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0018	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0000	0,9900	0,9900	0,9900	0,9900
Etanol		0,2729	0,0100	0,0100	0,0100	0,0100
H2O		0,0023	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0071	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		108-4-A	109-A	110-A	111-A	112-A
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	25,0	47,8	46,7	45,6	44,4
Pressão	Kpa	190,0	190,0	190,0	190,0	190,0
Entalpia	M*KJ/h	0,03	1,30	1,16	1,07	1,00
Massa Molecular	g/mol	91,18	195,59	254,09	313,10	371,33
Vazão Volumétrica	m³/h	0,48	17,22	15,94	15,22	14,75
Vazão Molar	Kmol/h	6,56	75,52	54,24	42,23	34,66
Vazão Mássica	Kg/h	597,77	14770,18	13781,04	13223,18	12871,34
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,7681	0,8232	0,8579	0,8813
Biodiesel		0,0000	0,0413	0,0440	0,0457	0,0469
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0020	0,0021	0,0022	0,0022
Glicerol		0,9900	0,0028	0,0025	0,0021	0,0018
Etanol		0,0100	0,1826	0,1273	0,0919	0,0677
H2O		0,0000	0,0008	0,0002	0,0001	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0025	0,0007	0,0002	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		113-A	114-A	115-1-A	115-2-A	115-3-A
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	44,6	60,0	47,8	46,7	45,6
Pressão	Kpa	400,0	400,0	190,0	190,0	190,0
Entalpia	M*KJ/h	1,00	1,38	0,29	0,18	0,13
Massa Molecular	g/mol	371,33	371,33	52,21	57,01	62,27
Vazão Volumétrica	m³/h	14,75	14,89	3,00	1,75	1,20
Vazão Molar	Kmol/h	34,66	34,66	49,05	27,83	18,56
Vazão Mássica	Kg/h	12871,34	12871,34	2560,77	1586,91	1155,63
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,8813	0,8813	0,0035	0,0003	0,0000
Biodiesel		0,0469	0,0469	0,0065	0,0027	0,0011
Ácidos Graxos Livres		0,0022	0,0022	0,0003	0,0001	0,0001
Glicerol		0,0018	0,0018	0,2147	0,3776	0,5179
Etanol		0,0677	0,0677	0,7322	0,5975	0,4723
H2O		0,0000	0,0000	0,0103	0,0053	0,0020
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0325	0,0166	0,0065
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		115-4-A	116-A	117-A	118-A	119-A
Estado Físico		Liquido	Liquido	Vapor	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	44,4	46,6	65,6	65,6	65,6
Pressão	Kpa	190,0	190,0	30,0	30,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,10	0,70	3,50	0,45	0,45
Massa Molecular	g/mol	67,22	57,07	45,28	81,73	81,73
Vazão Volumétrica	m³/h	0,94	6,88	6910,65	2,54	2,54
Vazão Molar	Kmol/h	14,13	109,57	74,14	35,43	35,43
Vazão Mássica	Kg/h	949,62	6252,93	3357,57	2895,36	2895,36
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0015	0,0000	0,0033	0,0033
Biodiesel		0,0005	0,0036	0,0001	0,0077	0,0077
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0002	0,0000	0,0004	0,0004
Glicerol		0,6285	0,3749	0,0001	0,8096	0,8096
Etanol		0,3683	0,5947	0,9886	0,1379	0,1379
H2O		0,0006	0,0060	0,0112	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0020	0,0190	0,0000	0,0411	0,0411
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		120-A	121-A	TREAT-OIL
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	60,0	60,0	60,0
Pressão	Kpa	400,0	400,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	0,41	0,00	1,38
Massa Molecular	g/mol	81,08	307,49	371,15
Vazão Volumétrica	m³/h	2,50	0,04	14,93
Vazão Molar	Kmol/h	35,32	0,10	34,76
Vazão Mássica	Kg/h	2864,21	31,14	12902,48
Frações Mássicas				
	Óleo de Dendê	0,0000	0,3039	0,8799
	Biodiesel	0,0009	0,6362	0,0483
	Ácidos Graxos Livres	0,0001	0,0284	0,0023
	Glicerol	0,8184	0,0018	0,0018
	Etanol	0,1391	0,0291	0,0676
	H2O	0,0000	0,0000	0,0000
	H2SO4	0,0415	0,0005	0,0000
	NaOH	0,0000	0,0000	0,0000
	Na2SO4	0,0000	0,0000	0,0000

Tabela A1.13 – Transesterificação, cenário 2, dendê.

Corrente		TREAT-OIL	ETHANOL-B	NAOH	H2SO4-B	H2O
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	60,0	25,0	25,0	25,0	25,0
Pressão	Kpa	400,0	101,3	101,3	101,3	101,3
Entalpia	M*KJ/h	1,38	0,06	0,01	0,00	0,03
Massa Molecular	g/mol	371,15	46,07	40,00	98,08	18,02
Vazão Volumétrica	m³/h	14,93	1,30	0,07	0,02	0,26
Vazão Molar	Kmol/h	34,76	22,24	3,14	0,35	14,53
Vazão Mássica	Kg/h	12902,48	1024,70	125,52	34,40	261,79
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,8799	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0483	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0023	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0018	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,0676	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		101-B	102-B	103-B	104-B	105-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	25,0	25,2	51,9	50,0	42,1
Pressão	Kpa	101,3	400,0	400,0	400,0	20,0
Entalpia	M*KJ/h	0,07	0,07	1,89	1,75	0,40
Massa Molecular	g/mol	45,32	45,32	126,99	126,99	46,06
Vazão Volumétrica	m³/h	1,37	1,37	22,16	22,28	5,14
Vazão Molar	Kmol/h	25,38	25,38	146,64	146,64	85,91
Vazão Mássica	Kg/h	1150,22	1150,22	18621,98	18621,94	3956,77
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,6418	0,0321	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0347	0,6775	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0016	0,0016	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0012	0,0674	0,0000
Etanol		0,8909	0,8909	0,3138	0,2146	0,9998
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,1091	0,1091	0,0068	0,0068	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		106-B	107-B	108-B	109-B	110-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	42,3	136,8	60,0	60,1	25,0
Pressão	Kpa	400,0	30,0	30,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,40	3,85	1,54	1,54	0,03
Massa Molecular	g/mol	46,06	241,46	241,46	241,46	18,02
Vazão Volumétrica	m³/h	5,14	18,47	17,24	17,24	0,26
Vazão Molar	Kmol/h	85,91	60,74	60,74	60,74	14,53
Vazão Mássica	Kg/h	3956,77	14665,17	14665,17	14665,17	261,79
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0407	0,0407	0,0407	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,8603	0,8603	0,8603	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0020	0,0020	0,0020	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0855	0,0855	0,0855	0,0000
Etanol		0,9998	0,0027	0,0027	0,0027	0,0000
H2O		0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0086	0,0086	0,0086	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		110-1-B	110-2-B	110-3-B	110-4-B	111-B
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	25,0	25,0	25,0	25,0	59,7
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,01	0,01	0,01	0,01	1,34
Massa Molecular	g/mol	18,02	18,02	18,02	18,02	300,67
Vazão Volumétrica	m³/h	0,07	0,07	0,07	0,07	16,15
Vazão Molar	Kmol/h	3,63	3,63	3,63	3,63	44,22
Vazão Mássica	Kg/h	65,45	65,45	65,45	65,45	13295,49
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0449
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9489
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0023
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0010
Etanol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0020
H2O		1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0003
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0006
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		112-B	113-B	114-B	115-B	116-B
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Líquido
Temperatura	°C	59,3	58,9	58,6	118,3	400,0
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	10,0	20,0
Entalpia	M*KJ/h	1,33	1,33	1,32	0,12	0,60
Massa Molecular	g/mol	291,62	290,85	290,91	24,53	780,67
Vazão Volumétrica	m³/h	16,16	16,16	16,15	793,32	0,98
Vazão Molar	Kmol/h	45,64	45,76	45,74	2,44	0,80
Vazão Mássica	Kg/h	13308,33	13308,16	13307,04	59,85	621,81
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0449	0,0449	0,0449	0,0000	0,9610
Biodiesel		0,9480	0,9480	0,9481	0,0525	0,0377
Ácidos Graxos Livres		0,0022	0,0022	0,0022	0,0000	0,0005
Glicerol		0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,0019	0,0019	0,0018	0,3552	0,0000
H2O		0,0026	0,0028	0,0029	0,5923	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0003	0,0001	0,0000	0,0000	0,0008
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		116-B-R1	116-B-R2	117-1-B	117-2-B	117-3-B
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	31,0	31,3	59,7	59,3	58,9
Pressão	Kpa	20,0	400,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,03	0,03	0,21	0,01	0,02
Massa Molecular	g/mol	780,67	780,67	71,23	23,73	18,68
Vazão Volumétrica	m³/h	0,70	0,70	1,15	0,05	0,07
Vazão Molar	Kmol/h	0,80	0,80	20,15	2,22	3,51
Vazão Mássica	Kg/h	621,81	621,81	1435,13	52,61	65,62
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,9610	0,9610	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0377	0,0377	0,0002	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0005	0,0005	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,8645	0,2402	0,0132
Etanol		0,0000	0,0000	0,0097	0,0101	0,0085
H2O		0,0000	0,0000	0,0428	0,6743	0,9423
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0003	0,0003	0,0001
NaOH		0,0008	0,0008	0,0824	0,0750	0,0358
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		117-4-B	118-B	119-B	120-B	121-B
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Bifásico
Temperatura	°C	58,6	59,6	25,0	59,7	60,0
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,02	0,25	0,00	0,66	0,32
Massa Molecular	g/mol	18,25	54,87	98,08	69,30	69,30
Vazão Volumétrica	m³/h	0,07	1,33	0,02	3,85	-
Vazão Molar	Kmol/h	3,65	29,52	0,35	65,20	65,20
Vazão Mássica	Kg/h	66,56	1619,91	34,40	4518,53	4518,53
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0002	0,0000	0,0006	0,0006
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0001
Glicerol		0,0006	0,7742	0,0000	0,7963	0,7963
Etanol		0,0083	0,0096	0,0000	0,0916	0,0916
H2O		0,9774	0,1382	0,0000	0,0495	0,0620
H2SO4		0,0001	0,0003	1,0000	0,0341	0,0000
NaOH		0,0136	0,0775	0,0000	0,0278	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0493

Corrente		CRUDE-GLY	NA2SO4	BIODIESEL
Estado Físico		Líquido	Solid	Líquido
Temperatura	°C	60,0	60,0	118,3
Pressão	Kpa	110,0	110,0	10,0
Entalpia	M*KJ/h	0,65	-	2,70
Massa Molecular	g/mol	67,51	142,04	297,02
Vazão Volumétrica	m³/h	3,75	-	16,24
Vazão Molar	Kmol/h	63,63	1,57	42,51
Vazão Mássica	Kg/h	4295,64	222,89	12625,39
Frações Mássicas				
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0006	0,0000	0,9972
Ácidos Graxos Livres		0,0001	0,0000	0,0023
Glicerol		0,8376	0,0000	0,0000
Etanol		0,0964	0,0000	0,0002
H2O		0,0653	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	1,0000	0,0000

A1.7 – Cenário 3: Dendê

Tabela A1.14 – Pré-tratamento, cenário 3, dendê.

Corrente		CRUDE-OIL	ETHANOL-A	H2SO4-A	GLY-R3	101-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	25,0	25,0	25,0	25,1	25,0
Pressão	Kpa	101,3	101,3	101,3	190,0	101,3
Entalpia	M*KJ/h	0,50	0,27	0,00	0,14	0,28
Massa Molecular	g/mol	767,07	46,07	98,08	90,61	46,69
Vazão Volumétrica	m³/h	13,37	5,93	0,07	1,94	6,00
Vazão Molar	Kmol/h	15,58	101,19	1,22	26,59	102,41
Vazão Mássica	Kg/h	11949,00	4661,89	119,49	2409,61	4781,38
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,9500	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0006	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0500	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,9824	0,0000
Etanol		0,0000	1,0000	0,0000	0,0169	0,9750
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	1,0000	0,0001	0,0250
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		102-A	103-A	104-A	105-A	106-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	25,2	25,2	60,0	47,8	70,0
Pressão	Kpa	400,0	400,0	400,0	400,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	0,28	0,50	1,26	1,53	2,31
Massa Molecular	g/mol	46,69	767,07	767,07	141,80	141,80
Vazão Volumétrica	m³/h	6,00	13,37	13,62	19,69	20,08
Vazão Molar	Kmol/h	102,41	15,58	15,58	117,99	117,99
Vazão Mássica	Kg/h	4781,38	11949,00	11949,00	16730,38	16730,38
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,9500	0,9500	0,6785	0,6785
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0374
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0500	0,0500	0,0357	0,0018
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,9750	0,0000	0,0000	0,2786	0,2729
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0023
H2SO4		0,0250	0,0000	0,0000	0,0071	0,0071
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		107-A	108-1-A	108-2-A	108-3-A	108-4-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	48,8	25,1	25,1	25,1	25,1
Pressão	Kpa	400,0	190,0	190,0	190,0	190,0
Entalpia	M*KJ/h	1,56	0,03	0,03	0,03	0,03
Massa Molecular	g/mol	141,80	90,61	90,61	90,61	90,61
Vazão Volumétrica	m³/h	19,75	0,48	0,48	0,48	0,48
Vazão Molar	Kmol/h	117,99	6,65	6,65	6,65	6,65
Vazão Mássica	Kg/h	16730,38	602,40	602,40	602,40	602,40
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,6785	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0374	0,0006	0,0006	0,0006	0,0006
Ácidos Graxos Livres		0,0018	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001
Glicerol		0,0000	0,9824	0,9824	0,9824	0,9824
Etanol		0,2729	0,0169	0,0169	0,0169	0,0169
H2O		0,0023	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0071	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		109-A	110-A	111-A	112-A	113-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	47,8	46,7	45,6	44,4	44,6
Pressão	Kpa	190,0	190,0	190,0	190,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	1,30	1,16	1,07	1,00	1,00
Massa Molecular	g/mol	195,51	253,82	312,47	370,15	370,15
Vazão Volumétrica	m³/h	17,22	15,95	15,22	14,76	14,76
Vazão Molar	Kmol/h	75,54	54,30	42,33	34,79	34,79
Vazão Mássica	Kg/h	14769,87	13782,71	13226,62	12876,42	12876,42
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,7679	0,8229	0,8575	0,8808	0,8808
Biodiesel		0,0413	0,0440	0,0458	0,0470	0,0470
Ácidos Graxos Livres		0,0020	0,0021	0,0022	0,0022	0,0022
Glicerol		0,0028	0,0025	0,0021	0,0018	0,0018
Etanol		0,1827	0,1275	0,0922	0,0681	0,0681
H2O		0,0008	0,0002	0,0001	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0025	0,0007	0,0002	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		114-A	115-1-A	115-2-A	115-3-A	115-4-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	60,0	47,8	46,7	45,6	44,4
Pressão	Kpa	400,0	190,0	190,0	190,0	190,0
Entalpia	M*KJ/h	1,38	0,29	0,18	0,13	0,10
Massa Molecular	g/mol	370,15	52,20	56,99	62,21	67,13
Vazão Volumétrica	m³/h	14,90	3,00	1,75	1,20	0,94
Vazão Molar	Kmol/h	34,79	49,09	27,89	18,62	14,19
Vazão Mássica	Kg/h	12876,42	2562,91	1589,57	1158,49	952,61
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,8808	0,0035	0,0003	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0470	0,0065	0,0027	0,0011	0,0005
Ácidos Graxos Livres		0,0022	0,0003	0,0001	0,0001	0,0000
Glicerol		0,0018	0,2145	0,3769	0,5166	0,6266
Etanol		0,0681	0,7323	0,5981	0,4736	0,3702
H2O		0,0000	0,0103	0,0052	0,0020	0,0006
H2SO4		0,0000	0,0325	0,0166	0,0065	0,0020
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		116-A	117-A	118-A	119-A	120-A
Estado Físico		Líquido	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	46,6	65,6	65,6	65,8	60,0
Pressão	Kpa	190,0	30,0	30,0	400,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	0,70	3,51	0,45	0,45	0,41
Massa Molecular	g/mol	57,05	45,29	81,73	81,73	81,08
Vazão Volumétrica	m³/h	6,90	6931,53	2,54	2,54	2,50
Vazão Molar	Kmol/h	109,80	74,37	35,43	35,43	35,33
Vazão Mássica	Kg/h	6263,57	3367,87	2895,70	2895,70	2864,41
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0015	0,0000	0,0033	0,0033	0,0000
Biodiesel		0,0036	0,0001	0,0077	0,0077	0,0009
Ácidos Graxos Livres		0,0002	0,0000	0,0004	0,0004	0,0001
Glicerol		0,3743	0,0001	0,8095	0,8095	0,8183
Etanol		0,5953	0,9886	0,1379	0,1379	0,1391
H2O		0,0060	0,0112	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0190	0,0000	0,0412	0,0412	0,0416
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		121-A	TREAT-OIL
Estado Físico		Líquido	Líquido
Temperatura	°C	60,0	60,0
Pressão	Kpa	400,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	0,00	1,38
Massa Molecular	g/mol	307,47	369,97
Vazão Volumétrica	m³/h	0,04	14,94
Vazão Molar	Kmol/h	0,10	34,89
Vazão Mássica	Kg/h	31,29	12907,71
Frações Mássicas			
Óleo de Dendê		0,3039	0,8794
Biodiesel		0,6362	0,0484
Ácidos Graxos Livres		0,0285	0,0023
Glicerol		0,0018	0,0018
Etanol		0,0292	0,0680
H2O		0,0000	0,0000
H2SO4		0,0005	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000

Tabela A1.15 – Transesterificação, cenário 3, dendê.

Corrente		TREAT-OIL	ETHANOL-B	NAOH	H2SO4-B	H2O
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	60,0	25,0	25,0	25,0	25,0
Pressão	Kpa	400,0	101,3	101,3	101,3	101,3
Entalpia	M*KJ/h	1,38	0,06	0,01	0,00	0,03
Massa Molecular	g/mol	369,97	46,07	40,00	98,08	18,02
Vazão Volumétrica	m³/h	14,94	1,29	0,07	0,02	0,26
Vazão Molar	Kmol/h	34,89	22,05	3,14	0,35	14,53
Vazão Mássica	Kg/h	12907,71	1015,93	125,52	34,51	261,76
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,8794	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0484	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0023	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0018	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,0680	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		101-B	102-B	103-B	104-B	105-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	25,0	25,2	51,9	50,0	42,1
Pressão	Kpa	101,3	400,0	400,0	400,0	20,0
Entalpia	M*KJ/h	0,07	0,07	1,89	1,75	0,40
Massa Molecular	g/mol	45,31	45,31	127,00	127,00	46,05
Vazão Volumétrica	m³/h	1,36	1,36	22,16	22,28	5,13
Vazão Molar	Kmol/h	25,19	25,19	146,60	146,60	85,87
Vazão Mássica	Kg/h	1141,45	1141,45	18618,31	18618,27	3953,90
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,6418	0,0321	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0348	0,6776	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0016	0,0016	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0012	0,0674	0,0000
Etanol		0,8900	0,8900	0,3137	0,2144	0,9997
H2O		0,0000	0,0000	0,0001	0,0001	0,0003
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,1100	0,1100	0,0068	0,0068	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		106-B	107-B	108-B	109-B	110-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	42,3	136,9	60,0	60,1	25,0
Pressão	Kpa	400,0	30,0	30,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,40	3,85	1,54	1,54	0,03
Massa Molecular	g/mol	46,05	241,46	241,46	241,46	18,02
Vazão Volumétrica	m³/h	5,13	18,47	17,24	17,24	0,26
Vazão Molar	Kmol/h	85,87	60,73	60,73	60,73	14,53
Vazão Mássica	Kg/h	3953,90	14664,37	14664,37	14664,37	261,76
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0407	0,0407	0,0407	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,8603	0,8603	0,8603	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0021	0,0021	0,0021	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0855	0,0855	0,0855	0,0000
Etanol		0,9997	0,0027	0,0027	0,0027	0,0000
H2O		0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0086	0,0086	0,0086	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		110-1-B	110-2-B	110-3-B	110-4-B	111-B
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	25,0	25,0	25,0	25,0	59,7
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,01	0,01	0,01	0,01	1,34
Massa Molecular	g/mol	18,02	18,02	18,02	18,02	300,67
Vazão Volumétrica	m³/h	0,07	0,07	0,07	0,07	16,15
Vazão Molar	Kmol/h	3,63	3,63	3,63	3,63	44,22
Vazão Mássica	Kg/h	65,44	65,44	65,44	65,44	13294,83
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0449
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9489
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0023
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0010
Etanol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0020
H2O		1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0003
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0006
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		112-B	113-B	114-B	115-B	116-B
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Líquido
Temperatura	°C	59,3	58,9	58,6	118,3	400,0
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	10,0	20,0
Entalpia	M*KJ/h	1,33	1,33	1,32	0,12	0,60
Massa Molecular	g/mol	291,62	290,85	290,91	24,53	780,67
Vazão Volumétrica	m³/h	16,16	16,16	16,15	793,15	0,98
Vazão Molar	Kmol/h	45,63	45,75	45,74	2,44	0,80
Vazão Mássica	Kg/h	13307,66	13307,49	13306,38	59,83	621,70
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0449	0,0449	0,0449	0,0000	0,9610
Biodiesel		0,9480	0,9480	0,9481	0,0526	0,0377
Ácidos Graxos Livres		0,0023	0,0023	0,0023	0,0000	0,0005
Glicerol		0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,0019	0,0019	0,0018	0,3550	0,0000
H2O		0,0026	0,0028	0,0029	0,5924	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0003	0,0001	0,0000	0,0000	0,0008
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		116-B-R1	116-B-R2	117-1-B	117-2-B	117-3-B
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	31,0	31,3	59,7	59,3	58,9
Pressão	Kpa	20,0	400,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,03	0,03	0,21	0,01	0,02
Massa Molecular	g/mol	780,67	780,67	71,23	23,73	18,68
Vazão Volumétrica	m³/h	0,70	0,70	1,15	0,05	0,07
Vazão Molar	Kmol/h	0,80	0,80	20,15	2,22	3,51
Vazão Mássica	Kg/h	621,70	621,70	1434,98	52,60	65,61
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,9610	0,9610	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0377	0,0377	0,0002	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0005	0,0005	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,8645	0,2402	0,0132
Etanol		0,0000	0,0000	0,0097	0,0101	0,0085
H2O		0,0000	0,0000	0,0428	0,6743	0,9423
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0003	0,0003	0,0002
NaOH		0,0008	0,0008	0,0825	0,0750	0,0358
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		117-4-B	118-B	119-B	120-B	121-B
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Bifásico
Temperatura	°C	58,6	59,6	25,0	59,7	60,0
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,02	0,25	0,00	0,66	0,32
Massa Molecular	g/mol	18,25	54,87	98,08	69,30	69,30
Vazão Volumétrica	m³/h	0,07	1,33	0,02	3,85	-
Vazão Molar	Kmol/h	3,65	29,52	0,35	65,20	65,20
Vazão Mássica	Kg/h	66,56	1619,75	34,51	4518,67	4518,67
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0002	0,0000	0,0006	0,0006
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0001
Glicerol		0,0006	0,7742	0,0000	0,7963	0,7963
Etanol		0,0083	0,0096	0,0000	0,0916	0,0916
H2O		0,9774	0,1382	0,0000	0,0495	0,0620
H2SO4		0,0001	0,0003	1,0000	0,0341	0,0001
NaOH		0,0136	0,0775	0,0000	0,0278	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0493

Corrente		CRUDE-GLY	122-B	123-B	GLYCEROL	GLY-R1
Estado Físico		Líquido	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	60,0	80,0	80,0	80,0	80,0
Pressão	Kpa	110,0	30,0	30,0	30,0	30,0
Entalpia	M*KJ/h	0,65	1,11	0,72	0,25	0,47
Massa Molecular	g/mol	67,51	27,30	90,61	90,61	90,61
Vazão Volumétrica	m³/h	3,75	2263,13	3,03	1,04	1,99
Vazão Molar	Kmol/h	63,63	23,21	40,42	13,82	26,59
Vazão Mássica	Kg/h	4295,79	633,71	3662,08	1252,47	2409,61
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0006	0,0010	0,0006	0,0006	0,0006
Ácidos Graxos Livres		0,0001	0,0000	0,0001	0,0001	0,0001
Glicerol		0,8376	0,0006	0,9824	0,9824	0,9824
Etanol		0,0964	0,5561	0,0169	0,0169	0,0169
H2O		0,0653	0,4423	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0001	0,0000	0,0001	0,0001	0,0001
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		GLY-R2	GLY-R3	NA2SO4	BIODIESEL
Estado Físico		Líquido	Líquido	Solid	Líquido
Temperatura	°C	25,0	25,1	60,0	118,3
Pressão	Kpa	30,0	190,0	110,0	10,0
Entalpia	M*KJ/h	0,14	0,14	-	2,70
Massa Molecular	g/mol	90,61	90,61	142,04	297,02
Vazão Volumétrica	m³/h	1,94	1,94	-	16,24
Vazão Molar	Kmol/h	26,59	26,59	1,57	42,50
Vazão Mássica	Kg/h	2409,61	2409,61	222,88	12624,85
Frações Mássicas					
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0006	0,0006	0,0000	0,9972
Ácidos Graxos Livres		0,0001	0,0001	0,0000	0,0024
Glicerol		0,9824	0,9824	0,0000	0,0000
Etanol		0,0169	0,0169	0,0000	0,0002
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0002
H2SO4		0,0001	0,0001	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	1,0000	0,0000

A1.8 – Cenário 4: Dendê

Tabela A1.16 – Pré-tratamento, cenário 4, dendê.

Corrente		CRUDE-OIL	ETHANOL-A	H2SO4-A	GLY-R3	101-A
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	25,0	25,0	25,0	25,1	25,0
Pressão	Kpa	101,3	101,3	101,3	190,0	101,3
Entalpia	M*KJ/h	0,50	0,27	0,00	0,14	0,28
Massa Molecular	g/mol	767,07	46,07	98,08	90,61	46,69
Vazão Volumétrica	m³/h	13,37	5,93	0,07	1,94	6,00
Vazão Molar	Kmol/h	15,58	101,19	1,22	26,59	102,41
Vazão Mássica	Kg/h	11949,00	4661,89	119,49	2409,61	4781,38
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,9500	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0006	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0500	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,9824	0,0000
Etanol		0,0000	1,0000	0,0000	0,0169	0,9750
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	1,0000	0,0001	0,0250
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		102-A	103-A	104-A	105-A	106-A
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	25,2	25,2	60,0	47,8	70,0
Pressão	Kpa	400,0	400,0	400,0	400,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	0,28	0,50	1,26	1,53	2,31
Massa Molecular	g/mol	46,69	767,07	767,07	141,80	141,80
Vazão Volumétrica	m³/h	6,00	13,37	13,62	19,69	20,08
Vazão Molar	Kmol/h	102,41	15,58	15,58	117,99	117,99
Vazão Mássica	Kg/h	4781,38	11949,00	11949,00	16730,38	16730,38
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,9500	0,9500	0,6785	0,6785
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0374
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0500	0,0500	0,0357	0,0018
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,9750	0,0000	0,0000	0,2786	0,2729
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0023
H2SO4		0,0250	0,0000	0,0000	0,0071	0,0071
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		107-A	108-1-A	108-2-A	108-3-A	108-4-A
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	48,8	25,1	25,1	25,1	25,1
Pressão	Kpa	400,0	190,0	190,0	190,0	190,0
Entalpia	M*KJ/h	1,56	0,03	0,03	0,03	0,03
Massa Molecular	g/mol	141,80	90,61	90,61	90,61	90,61
Vazão Volumétrica	m³/h	19,75	0,48	0,48	0,48	0,48
Vazão Molar	Kmol/h	117,99	6,65	6,65	6,65	6,65
Vazão Mássica	Kg/h	16730,38	602,40	602,40	602,40	602,40
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,6785	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0374	0,0006	0,0006	0,0006	0,0006
Ácidos Graxos Livres		0,0018	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001
Glicerol		0,0000	0,9824	0,9824	0,9824	0,9824
Etanol		0,2729	0,0169	0,0169	0,0169	0,0169
H2O		0,0023	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0071	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		109-A	110-A	111-A	112-A	113-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	47,8	46,7	45,6	44,4	44,6
Pressão	Kpa	190,0	190,0	190,0	190,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	1,30	1,16	1,07	1,00	1,00
Massa Molecular	g/mol	195,51	253,82	312,47	370,15	370,15
Vazão Volumétrica	m³/h	17,22	15,95	15,22	14,76	14,76
Vazão Molar	Kmol/h	75,54	54,30	42,33	34,79	34,79
Vazão Mássica	Kg/h	14769,87	13782,71	13226,62	12876,42	12876,42
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,7679	0,8229	0,8575	0,8808	0,8808
Biodiesel		0,0413	0,0440	0,0458	0,0470	0,0470
Ácidos Graxos Livres		0,0020	0,0021	0,0022	0,0022	0,0022
Glicerol		0,0028	0,0025	0,0021	0,0018	0,0018
Etanol		0,1827	0,1275	0,0922	0,0681	0,0681
H2O		0,0008	0,0002	0,0001	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0025	0,0007	0,0002	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		114-A	115-1-A	115-2-A	115-3-A	115-4-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	60,0	47,8	46,7	45,6	44,4
Pressão	Kpa	400,0	190,0	190,0	190,0	190,0
Entalpia	M*KJ/h	1,38	0,29	0,18	0,13	0,10
Massa Molecular	g/mol	370,15	52,20	56,99	62,21	67,13
Vazão Volumétrica	m³/h	14,90	3,00	1,75	1,20	0,94
Vazão Molar	Kmol/h	34,79	49,09	27,89	18,62	14,19
Vazão Mássica	Kg/h	12876,42	2562,91	1589,57	1158,49	952,61
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,8808	0,0035	0,0003	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0470	0,0065	0,0027	0,0011	0,0005
Ácidos Graxos Livres		0,0022	0,0003	0,0001	0,0001	0,0000
Glicerol		0,0018	0,2145	0,3769	0,5166	0,6266
Etanol		0,0681	0,7323	0,5981	0,4736	0,3702
H2O		0,0000	0,0103	0,0052	0,0020	0,0006
H2SO4		0,0000	0,0325	0,0166	0,0065	0,0020
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		116-A	117-A	118-A	119-A	120-A
Estado Físico		Líquido	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	46,6	65,6	65,6	65,8	60,0
Pressão	Kpa	190,0	30,0	30,0	400,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	0,70	3,51	0,45	0,45	0,41
Massa Molecular	g/mol	57,05	45,29	81,73	81,73	81,08
Vazão Volumétrica	m³/h	6,90	6931,54	2,54	2,54	2,50
Vazão Molar	Kmol/h	109,80	74,37	35,43	35,43	35,33
Vazão Mássica	Kg/h	6263,57	3367,87	2895,70	2895,70	2864,41
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0015	0,0000	0,0033	0,0033	0,0000
Biodiesel		0,0036	0,0001	0,0077	0,0077	0,0009
Ácidos Graxos Livres		0,0002	0,0000	0,0004	0,0004	0,0001
Glicerol		0,3743	0,0001	0,8095	0,8095	0,8183
Etanol		0,5953	0,9886	0,1379	0,1379	0,1391
H2O		0,0060	0,0112	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0190	0,0000	0,0412	0,0412	0,0416
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		121-A	TREAT-OIL
Estado Físico		Líquido	Líquido
Temperatura	°C	60,0	60,0
Pressão	Kpa	400,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	0,00	1,38
Massa Molecular	g/mol	307,47	369,97
Vazão Volumétrica	m³/h	0,04	14,94
Vazão Molar	Kmol/h	0,10	34,89
Vazão Mássica	Kg/h	31,29	12907,71
Frações Mássicas			
Óleo de Dendê		0,3039	0,8794
Biodiesel		0,6362	0,0484
Ácidos Graxos Livres		0,0285	0,0023
Glicerol		0,0018	0,0018
Etanol		0,0292	0,0680
H2O		0,0000	0,0000
H2SO4		0,0005	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000

Tabela A1.17 – Transesterificação, cenário 4, dendê.

Corrente		TREAT-OIL	ETHANOL-B	NAOH	H2SO4-B	H2O
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	60,0	25,0	25,0	25,0	25,0
Pressão	Kpa	400,0	101,3	101,3	101,3	101,3
Entalpia	M*KJ/h	1,38	0,06	0,01	0,00	0,03
Massa Molecular	g/mol	369,97	46,07	40,00	98,08	18,02
Vazão Volumétrica	m³/h	14,94	1,29	0,07	0,02	0,26
Vazão Molar	Kmol/h	34,89	22,05	3,14	0,35	14,53
Vazão Mássica	Kg/h	12907,71	1015,93	125,52	34,51	261,75
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,8794	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0484	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0023	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0018	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,0680	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		101-B	102-B	103-B	104-B	105-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	25,0	25,2	51,9	50,0	42,1
Pressão	Kpa	101,3	400,0	400,0	400,0	20,0
Entalpia	M*KJ/h	0,07	0,07	1,89	1,75	0,40
Massa Molecular	g/mol	45,31	45,31	127,00	127,00	46,05
Vazão Volumétrica	m³/h	1,36	1,36	22,16	22,28	5,13
Vazão Molar	Kmol/h	25,19	25,19	146,60	146,60	85,87
Vazão Mássica	Kg/h	1141,45	1141,45	18618,31	18618,27	3953,90
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,6418	0,0321	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0348	0,6776	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0016	0,0016	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0012	0,0674	0,0000
Etanol		0,8900	0,8900	0,3137	0,2144	0,9997
H2O		0,0000	0,0000	0,0001	0,0001	0,0003
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,1100	0,1100	0,0068	0,0068	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		106-B	107-B	108-B	109-B	110-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	42,3	136,9	60,0	60,1	25,0
Pressão	Kpa	400,0	30,0	30,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,40	3,85	1,54	1,54	0,03
Massa Molecular	g/mol	46,05	241,46	241,46	241,46	18,02
Vazão Volumétrica	m³/h	5,13	18,47	17,24	17,24	0,26
Vazão Molar	Kmol/h	85,87	60,73	60,73	60,73	14,53
Vazão Mássica	Kg/h	3953,90	14664,37	14664,37	14664,37	261,75
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0407	0,0407	0,0407	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,8603	0,8603	0,8603	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0021	0,0021	0,0021	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0855	0,0855	0,0855	0,0000
Etanol		0,9997	0,0027	0,0027	0,0027	0,0000
H2O		0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0086	0,0086	0,0086	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		110-1-B	110-2-B	110-3-B	110-4-B	111-B
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	25,0	25,0	25,0	25,0	59,7
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,01	0,01	0,01	0,01	1,34
Massa Molecular	g/mol	18,02	18,02	18,02	18,02	300,67
Vazão Volumétrica	m³/h	0,07	0,07	0,07	0,07	16,15
Vazão Molar	Kmol/h	3,63	3,63	3,63	3,63	44,22
Vazão Mássica	Kg/h	65,44	65,44	65,44	65,44	13294,83
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0449
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9489
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0023
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0010
Etanol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0020
H2O		1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0003
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0006
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		112-B	113-B	114-B	115-B	116-B
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Líquido
Temperatura	°C	59,3	58,9	58,6	118,3	400,0
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	10,0	20,0
Entalpia	M*KJ/h	1,33	1,33	1,32	0,12	0,60
Massa Molecular	g/mol	291,62	290,85	290,91	24,53	780,67
Vazão Volumétrica	m³/h	16,16	16,16	16,15	793,15	0,98
Vazão Molar	Kmol/h	45,63	45,75	45,74	2,44	0,80
Vazão Mássica	Kg/h	13307,66	13307,49	13306,38	59,83	621,70
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0449	0,0449	0,0449	0,0000	0,9610
Biodiesel		0,9480	0,9480	0,9481	0,0526	0,0377
Ácidos Graxos Livres		0,0023	0,0023	0,0023	0,0000	0,0005
Glicerol		0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,0019	0,0019	0,0018	0,3550	0,0000
H2O		0,0026	0,0028	0,0029	0,5924	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0003	0,0001	0,0000	0,0000	0,0008
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		116-B-R1	116-B-R2	117-1-B	117-2-B	117-3-B
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	31,0	31,3	59,7	59,3	58,9
Pressão	Kpa	20,0	400,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,03	0,03	0,21	0,01	0,02
Massa Molecular	g/mol	780,67	780,67	71,23	23,73	18,68
Vazão Volumétrica	m³/h	0,70	0,70	1,15	0,05	0,07
Vazão Molar	Kmol/h	0,80	0,80	20,15	2,22	3,51
Vazão Mássica	Kg/h	621,70	621,70	1434,98	52,60	65,61
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,9610	0,9610	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0377	0,0377	0,0002	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0005	0,0005	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,8645	0,2402	0,0132
Etanol		0,0000	0,0000	0,0097	0,0101	0,0085
H2O		0,0000	0,0000	0,0428	0,6743	0,9423
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0003	0,0003	0,0002
NaOH		0,0008	0,0008	0,0825	0,0750	0,0358
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		117-4-B	118-B	119-B	120-B	121-B
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Bifásico
Temperatura	°C	58,6	59,6	25,0	59,7	60,0
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,02	0,25	0,00	0,66	0,32
Massa Molecular	g/mol	18,25	54,87	98,08	69,30	69,30
Vazão Volumétrica	m³/h	0,07	1,33	0,02	3,85	-
Vazão Molar	Kmol/h	3,65	29,52	0,35	65,20	65,20
Vazão Mássica	Kg/h	66,55	1619,74	34,51	4518,66	4518,66
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0002	0,0000	0,0006	0,0006
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0001
Glicerol		0,0006	0,7742	0,0000	0,7963	0,7963
Etanol		0,0083	0,0096	0,0000	0,0916	0,0916
H2O		0,9774	0,1381	0,0000	0,0495	0,0620
H2SO4		0,0001	0,0003	1,0000	0,0341	0,0001
NaOH		0,0136	0,0775	0,0000	0,0278	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0493

Corrente		CRUDE-GLY	122-B	123-B	GLYCEROL	GLY-R1
Estado Físico		Líquido	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	60,0	80,0	80,0	80,0	80,0
Pressão	Kpa	110,0	30,0	30,0	30,0	30,0
Entalpia	M*KJ/h	0,65	1,11	0,72	0,25	0,47
Massa Molecular	g/mol	67,51	27,30	90,61	90,61	90,61
Vazão Volumétrica	m³/h	3,75	2263,07	3,03	1,04	1,99
Vazão Molar	Kmol/h	63,63	23,21	40,42	13,82	26,59
Vazão Mássica	Kg/h	4295,78	633,70	3662,08	1252,47	2409,61
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0006	0,0010	0,0006	0,0006	0,0006
Ácidos Graxos Livres		0,0001	0,0000	0,0001	0,0001	0,0001
Glicerol		0,8376	0,0006	0,9824	0,9824	0,9824
Etanol		0,0964	0,5561	0,0169	0,0169	0,0169
H2O		0,0653	0,4423	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0001	0,0000	0,0001	0,0001	0,0001
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		GLY-R2	GLY-R3	NA2SO4	BIODIESEL
Estado Físico		Líquido	Líquido	Solid	Líquido
Temperatura	°C	25,0	25,1	60,0	118,3
Pressão	Kpa	30,0	190,0	110,0	10,0
Entalpia	M*KJ/h	0,14	0,14	-	2,70
Massa Molecular	g/mol	90,61	90,61	142,04	297,02
Vazão Volumétrica	m³/h	1,94	1,94	-	16,24
Vazão Molar	Kmol/h	26,59	26,59	1,57	42,50
Vazão Mássica	Kg/h	2409,61	2409,61	222,88	12624,85
Frações Mássicas					
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0006	0,0006	0,0000	0,9972
Ácidos Graxos Livres		0,0001	0,0001	0,0000	0,0024
Glicerol		0,9824	0,9824	0,0000	0,0000
Etanol		0,0169	0,0169	0,0000	0,0002
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0002
H2SO4		0,0001	0,0001	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	1,0000	0,0000

Tabela A1.18 – Produção de EHC, cenário 4, dendê.

Corrente		117-A	115-B	122-B	101-C	102-C
Estado Físico		Vapor	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	65,6	118,3	80,0	33,5	33,5
Pressão	Kpa	30,0	10,0	30,0	10,0	30,0
Entalpia	M*KJ/h	3,51	0,12	1,11	0,01	0,01
Massa Molecular	g/mol	45,29	24,53	27,30	24,53	24,53
Vazão Volumétrica	m³/h	6931,54	793,15	2263,07	0,07	0,07
Vazão Molar	Kmol/h	74,37	2,44	23,21	2,44	2,44
Vazão Mássica	Kg/h	3367,87	59,83	633,70	59,83	59,83
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0001	0,0526	0,0010	0,0526	0,0526
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0001	0,0000	0,0006	0,0000	0,0000
Etanol		0,9886	0,3550	0,5561	0,3550	0,3550
H2O		0,0112	0,5924	0,4423	0,5924	0,5924
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		103-C	104-C	105-C	106-C	HEF
Estado Físico		Bifásico	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor
Temperatura	°C	51,2	50,5	50,6	89,2	78,1
Pressão	Kpa	30,0	30,0	119,3	131,3	101,3
Entalpia	M*KJ/h	4,63	0,53	0,53	0,05	4,47
Massa Molecular	g/mol	40,61	40,61	40,61	25,44	41,69
Vazão Volumétrica	m³/h	8934,18	5,22	5,22	0,20	2636,61
Vazão Molar	Kmol/h	100,02	100,02	100,02	6,68	93,34
Vazão Mássica	Kg/h	4061,40	4061,40	4061,40	169,91	3891,49
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0010	0,0010	0,0010	0,0246	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0002	0,0002	0,0002	0,0039	0,0000
Etanol		0,9118	0,9118	0,9118	0,4359	0,9326
H2O		0,0870	0,0870	0,0870	0,5355	0,0674
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

A1.9 – Cenário 5: Dendê

Tabela A1.19 – Pré-tratamento, cenário 5, dendê.

Corrente		CRUDE-OIL	ETHANOL-A	H2SO4-A	GLY-R3	101-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	25,0	25,0	25,0	25,1	25,0
Pressão	Kpa	101,3	101,3	101,3	190,0	101,3
Entalpia	M*KJ/h	0,50	0,27	0,00	0,14	0,28
Massa Molecular	g/mol	767,07	46,07	98,08	90,60	46,69
Vazão Volumétrica	m³/h	13,37	5,93	0,07	1,94	6,00
Vazão Molar	Kmol/h	15,58	101,19	1,22	26,59	102,41
Vazão Mássica	Kg/h	11949,00	4661,89	119,49	2409,51	4781,38
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,9500	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0006	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0500	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,9824	0,0000
Etanol		0,0000	1,0000	0,0000	0,0169	0,9750
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0250
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etileno Glicol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		102-A	103-A	104-A	105-A	106-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	25,2	25,2	60,0	47,8	70,0
Pressão	Kpa	400,0	400,0	400,0	400,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	0,28	0,50	1,26	1,53	2,31
Massa Molecular	g/mol	46,69	767,07	767,07	141,80	141,80
Vazão Volumétrica	m³/h	6,00	13,37	13,62	19,69	20,08
Vazão Molar	Kmol/h	102,41	15,58	15,58	117,99	117,99
Vazão Mássica	Kg/h	4781,38	11949,00	11949,00	16730,38	16730,38
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,9500	0,9500	0,6785	0,6785
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0374
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0500	0,0500	0,0357	0,0018
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,9750	0,0000	0,0000	0,2786	0,2729
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0023
H2SO4		0,0250	0,0000	0,0000	0,0071	0,0071
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etileno Glicol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		107-A	108-1-A	108-2-A	108-3-A	108-4-A
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	48,8	25,1	25,1	25,1	25,1
Pressão	Kpa	400,0	190,0	190,0	190,0	190,0
Entalpia	M*KJ/h	1,56	0,03	0,03	0,03	0,03
Massa Molecular	g/mol	141,80	90,60	90,60	90,60	90,60
Vazão Volumétrica	m³/h	19,75	0,48	0,48	0,48	0,48
Vazão Molar	Kmol/h	117,99	6,65	6,65	6,65	6,65
Vazão Mássica	Kg/h	16730,38	602,38	602,38	602,38	602,38
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,6785	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0374	0,0006	0,0006	0,0006	0,0006
Ácidos Graxos Livres		0,0018	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001
Glicerol		0,0000	0,9824	0,9824	0,9824	0,9824
Etanol		0,2729	0,0169	0,0169	0,0169	0,0169
H2O		0,0023	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0071	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etileno Glicol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		109-A	110-A	111-A	112-A	113-A
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	47,8	46,7	45,6	44,4	44,6
Pressão	Kpa	190,0	190,0	190,0	190,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	1,30	1,16	1,07	1,00	1,00
Massa Molecular	g/mol	195,51	253,81	312,47	370,14	370,14
Vazão Volumétrica	m³/h	17,22	15,95	15,22	14,76	14,76
Vazão Molar	Kmol/h	75,55	54,30	42,33	34,79	34,79
Vazão Mássica	Kg/h	14769,90	13782,75	13226,68	12876,49	12876,49
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,7679	0,8229	0,8575	0,8808	0,8808
Biodiesel		0,0413	0,0440	0,0458	0,0470	0,0470
Ácidos Graxos Livres		0,0020	0,0021	0,0022	0,0022	0,0022
Glicerol		0,0028	0,0025	0,0021	0,0018	0,0018
Etanol		0,1827	0,1275	0,0922	0,0681	0,0681
H2O		0,0008	0,0002	0,0001	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0025	0,0007	0,0002	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etileno Glicol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		114-A	115-1-A	115-2-A	115-3-A	115-4-A
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	60,0	47,8	46,7	45,6	44,4
Pressão	Kpa	400,0	190,0	190,0	190,0	190,0
Entalpia	M*KJ/h	1,38	0,29	0,18	0,13	0,10
Massa Molecular	g/mol	370,14	52,20	56,99	62,21	67,13
Vazão Volumétrica	m³/h	14,90	3,00	1,75	1,20	0,94
Vazão Molar	Kmol/h	34,79	49,09	27,89	18,62	14,19
Vazão Mássica	Kg/h	12876,49	2562,85	1589,53	1158,45	952,57
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,8808	0,0035	0,0003	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0470	0,0065	0,0027	0,0011	0,0005
Ácidos Graxos Livres		0,0022	0,0003	0,0001	0,0001	0,0000
Glicerol		0,0018	0,2145	0,3769	0,5167	0,6266
Etanol		0,0681	0,7323	0,5981	0,4736	0,3702
H2O		0,0000	0,0103	0,0052	0,0020	0,0006
H2SO4		0,0000	0,0325	0,0166	0,0064	0,0020
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etileno Glicol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		116-A	117-A	118-A	119-A	120-A
Estado Físico		Liquido	Vapor	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	46,6	65,6	65,6	65,8	60,0
Pressão	Kpa	190,0	30,0	30,0	400,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	0,70	3,51	0,45	0,45	0,41
Massa Molecular	g/mol	57,05	45,29	81,73	81,73	81,08
Vazão Volumétrica	m³/h	6,90	6931,66	2,54	2,54	2,50
Vazão Molar	Kmol/h	109,80	74,37	35,43	35,43	35,32
Vazão Mássica	Kg/h	6263,40	3367,94	2895,46	2895,46	2864,17
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0015	0,0000	0,0033	0,0033	0,0000
Biodiesel		0,0036	0,0001	0,0077	0,0077	0,0009
Ácidos Graxos Livres		0,0002	0,0000	0,0004	0,0004	0,0001
Glicerol		0,3743	0,0001	0,8095	0,8095	0,8184
Etanol		0,5954	0,9886	0,1379	0,1379	0,1391
H2O		0,0060	0,0112	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0190	0,0000	0,0411	0,0411	0,0415
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etileno Glicol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		121-A	TREAT-OIL
Estado Físico		Líquido	Líquido
Temperatura	°C	60,0	60,0
Pressão	Kpa	400,0	400,0
Entalpia	M*KJ/h	0,00	1,38
Massa Molecular	g/mol	307,49	369,96
Vazão Volumétrica	m³/h	0,04	14,94
Vazão Molar	Kmol/h	0,10	34,89
Vazão Mássica	Kg/h	31,29	12907,78
Frações Mássicas			
Óleo de Dendê		0,3040	0,8794
Biodiesel		0,6361	0,0484
Ácidos Graxos Livres		0,0285	0,0023
Glicerol		0,0018	0,0018
Etanol		0,0291	0,0680
H2O		0,0000	0,0000
H2SO4		0,0005	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000
Etileno Glicol		0,0000	0,0000

Tabela A1.20 – Transesterificação, cenário 5, dendê.

Corrente		TREAT-OIL	ETHANOL-B	NAOH	H2SO4-B	H2O
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	60,0	25,0	25,0	25,0	25,0
Pressão	Kpa	400,0	101,3	101,3	101,3	101,3
Entalpia	M*KJ/h	1,38	0,06	0,01	0,00	0,03
Massa Molecular	g/mol	369,96	46,07	40,00	98,08	18,02
Vazão Volumétrica	m³/h	14,94	1,30	0,07	0,02	0,26
Vazão Molar	Kmol/h	34,89	22,09	3,14	0,35	14,50
Vazão Mássica	Kg/h	12907,78	1017,78	125,52	34,41	261,21
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,8794	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0484	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0023	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0018	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,0680	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etileno Glicol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		101-B	102-B	103-B	104-B	105-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	25,0	25,2	51,9	50,0	42,1
Pressão	Kpa	101,3	400,0	400,0	400,0	20,0
Entalpia	M*KJ/h	0,07	0,07	1,89	1,75	0,40
Massa Molecular	g/mol	45,31	45,31	126,90	126,90	46,05
Vazão Volumétrica	m³/h	1,36	1,36	22,17	22,29	5,14
Vazão Molar	Kmol/h	25,23	25,23	146,79	146,79	86,06
Vazão Mássica	Kg/h	1143,30	1143,30	18628,03	18627,99	3963,30
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,6415	0,0321	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0348	0,6773	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0016	0,0016	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0012	0,0673	0,0000
Etanol		0,8902	0,8902	0,3140	0,2149	0,9998
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,1098	0,1098	0,0068	0,0068	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etileno Glicol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		106-B	107-B	108-B	109-B	110-B
Estado Físico		Liquido	Liquido	Liquido	Liquido	Liquido
Temperatura	°C	42,3	136,7	60,0	60,1	25,0
Pressão	Kpa	400,0	30,0	30,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,40	3,85	1,54	1,54	0,03
Massa Molecular	g/mol	46,05	241,46	241,46	241,46	18,02
Vazão Volumétrica	m³/h	5,15	18,47	17,24	17,24	0,26
Vazão Molar	Kmol/h	86,06	60,73	60,73	60,73	14,50
Vazão Mássica	Kg/h	3963,30	14664,69	14664,69	14664,69	261,21
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0407	0,0407	0,0407	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,8603	0,8603	0,8603	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0020	0,0020	0,0020	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0855	0,0855	0,0855	0,0000
Etanol		0,9998	0,0027	0,0027	0,0027	0,0000
H2O		0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0086	0,0086	0,0086	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etileno Glicol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		110-1-B	110-2-B	110-3-B	110-4-B	111-B
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	25,0	25,0	25,0	25,0	59,7
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,01	0,01	0,01	0,01	1,34
Massa Molecular	g/mol	18,02	18,02	18,02	18,02	300,66
Vazão Volumétrica	m³/h	0,07	0,07	0,07	0,07	16,15
Vazão Molar	Kmol/h	3,62	3,62	3,62	3,62	44,22
Vazão Mássica	Kg/h	65,30	65,30	65,30	65,30	13295,11
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0449
Biodiesel		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9489
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0023
Glicerol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0010
Etanol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0020
H2O		1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0003
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0006
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etileno Glicol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		112-B	113-B	114-B	115-B	116-B
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Líquido
Temperatura	°C	59,3	58,9	58,6	118,3	400,0
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	10,0	20,0
Entalpia	M*KJ/h	1,33	1,33	1,32	0,12	0,60
Massa Molecular	g/mol	291,62	290,84	290,90	24,54	780,41
Vazão Volumétrica	m³/h	16,16	16,16	16,15	793,77	0,98
Vazão Molar	Kmol/h	45,64	45,76	45,74	2,44	0,80
Vazão Mássica	Kg/h	13307,94	13307,78	13306,66	59,90	621,82
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0449	0,0449	0,0449	0,0000	0,9608
Biodiesel		0,9480	0,9480	0,9481	0,0524	0,0379
Ácidos Graxos Livres		0,0023	0,0023	0,0023	0,0000	0,0004
Glicerol		0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etanol		0,0019	0,0019	0,0018	0,3555	0,0000
H2O		0,0026	0,0028	0,0029	0,5920	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0003	0,0001	0,0000	0,0000	0,0009
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etileno Glicol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		116-B-R1	116-B-R2	117-1-B	117-2-B	117-3-B
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	31,0	31,3	59,7	59,3	58,9
Pressão	Kpa	20,0	400,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,03	0,03	0,21	0,01	0,02
Massa Molecular	g/mol	780,41	780,41	71,25	23,75	18,68
Vazão Volumétrica	m³/h	0,70	0,70	1,15	0,05	0,07
Vazão Molar	Kmol/h	0,80	0,80	20,14	2,21	3,50
Vazão Mássica	Kg/h	621,82	621,82	1434,88	52,46	65,46
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,9608	0,9608	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0379	0,0379	0,0002	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0004	0,0004	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0000	0,0000	0,8645	0,2409	0,0132
Etanol		0,0000	0,0000	0,0097	0,0102	0,0085
H2O		0,0000	0,0000	0,0427	0,6735	0,9421
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0003	0,0003	0,0001
NaOH		0,0009	0,0009	0,0825	0,0751	0,0360
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etileno Glicol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		117-4-B	118-B	119-B	120-B	121-B
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Bifásico
Temperatura	°C	58,6	59,6	25,0	59,7	60,0
Pressão	Kpa	110,0	110,0	110,0	110,0	110,0
Entalpia	M*KJ/h	0,02	0,25	0,00	0,66	0,32
Massa Molecular	g/mol	18,26	54,91	98,08	69,33	69,33
Vazão Volumétrica	m³/h	0,07	1,33	0,02	3,85	-
Vazão Molar	Kmol/h	3,64	29,49	0,35	65,17	65,17
Vazão Mássica	Kg/h	66,42	1619,23	34,41	4517,81	4517,81
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0000	0,0002	0,0000	0,0006	0,0006
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0001
Glicerol		0,0006	0,7745	0,0000	0,7964	0,7964
Etanol		0,0084	0,0096	0,0000	0,0917	0,0917
H2O		0,9773	0,1379	0,0000	0,0494	0,0619
H2SO4		0,0001	0,0003	1,0000	0,0341	0,0000
NaOH		0,0136	0,0775	0,0000	0,0278	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0493
Etileno Glicol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		CRUDE-GLY	122-B	123-B	GLYCEROL	GLY-R1
Estado Físico		Líquido	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	60,0	80,0	80,0	80,0	80,0
Pressão	Kpa	110,0	30,0	30,0	30,0	30,0
Entalpia	M*KJ/h	0,65	1,11	0,72	0,25	0,47
Massa Molecular	g/mol	67,53	27,31	90,60	90,60	90,60
Vazão Volumétrica	m³/h	3,75	2259,89	3,03	1,04	1,99
Vazão Molar	Kmol/h	63,60	23,18	40,42	13,82	26,59
Vazão Mássica	Kg/h	4294,93	633,00	3661,94	1252,42	2409,51
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0006	0,0009	0,0006	0,0006	0,0006
Ácidos Graxos Livres		0,0001	0,0000	0,0001	0,0001	0,0001
Glicerol		0,8377	0,0006	0,9824	0,9824	0,9824
Etanol		0,0964	0,5566	0,0169	0,0169	0,0169
H2O		0,0651	0,4419	0,0000	0,0000	0,0000
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etileno Glicol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Corrente		GLY-R2	GLY-R3	NA2SO4	BIODIESEL
Estado Físico		Líquido	Líquido	Solid	Líquido
Temperatura	°C	25,0	25,1	60,0	118,3
Pressão	Kpa	30,0	190,0	110,0	10,0
Entalpia	M*KJ/h	0,14	0,14	-	2,70
Massa Molecular	g/mol	90,60	90,60	142,04	297,03
Vazão Volumétrica	m³/h	1,94	1,94	-	16,24
Vazão Molar	Kmol/h	26,59	26,59	1,57	42,50
Vazão Mássica	Kg/h	2409,51	2409,51	222,88	12624,95
Frações Mássicas					
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0006	0,0006	0,0000	0,9972
Ácidos Graxos Livres		0,0001	0,0001	0,0000	0,0024
Glicerol		0,9824	0,9824	0,0000	0,0000
Etanol		0,0169	0,0169	0,0000	0,0002
H2O		0,0000	0,0000	0,0000	0,0002
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
Etileno Glicol		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Tabela A1.21 – Produção de EAC, cenário 5, dendê.

Corrente		117-A	EG	101-D	102-D	103-D
Estado Físico		Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Temperatura	°C	65,6	25,0	50,3	50,3	201,3
Pressão	Kpa	30,0	101,3	30,0	123,4	131,3
Entalpia	M*KJ/h	3,51	0,00	0,42	0,42	8,10
Massa Molecular	g/mol	45,29	62,07	45,29	45,29	61,49
Vazão Volumétrica	m³/h	6931,66	0,04	4,49	4,49	14,95
Vazão Molar	Kmol/h	74,37	0,70	74,37	74,37	235,09
Vazão Mássica	Kg/h	3367,94	43,22	3367,94	3367,94	14467,25
Frações Mássicas						
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0001	0,0000	0,0001	0,0001	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0001	0,0000	0,0001	0,0001	0,0001
Etanol		0,9886	0,0000	0,9886	0,9886	0,0002
H2O		0,0112	0,0000	0,0112	0,0112	0,0038
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etileno Glicol		0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,9958

Corrente		104-D	105-D	106-D	AEF
Estado Físico		Líquido	Líquido	Líquido	Vapor
Temperatura	°C	165,8	203,7	25,0	78,3
Pressão	Kpa	101,3	131,3	131,3	101,3
Entalpia	M*KJ/h	0,13	8,16	0,84	3,50
Massa Molecular	g/mol	33,29	61,75	61,75	45,80
Vazão Volumétrica	m³/h	77,27	14,90	12,96	2055,90
Vazão Molar	Kmol/h	2,17	232,92	232,92	72,90
Vazão Mássica	Kg/h	72,10	14395,16	14395,16	3339,08
Frações Mássicas					
Óleo de Dendê		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Biodiesel		0,0056	0,0000	0,0000	0,0000
Ácidos Graxos Livres		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicerol		0,0001	0,0001	0,0001	0,0000
Etanol		0,0462	0,0000	0,0000	0,9962
H2O		0,3487	0,0021	0,0021	0,0038
H2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NaOH		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na2SO4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etileno Glicol		0,5995	0,9978	0,9978	0,0001

ANEXO 2 – PROPRIEDADES E CUSTOS DOS EQUIPAMENTOS

A2.1 – Cenário 1: Soja

Tabela A2.1 – Listagem dos equipamentos para o cenário 1 da soja.

TROCADORES DE CALOR				
HX1-A			HX2-A	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,826232	Calor Trocado (MegaKJ/h)		0,524905
Área de Troca Térmica (m ²)	156,0909	Área de Troca Térmica (m ²)		2,380044
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	409,1504	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)		1227,451
Vazão de Utilidade (Kg/h)	0	Vazão de Utilidade (Kg/h)		289,0934
Custo (US\$)	150526,1	Custo (US\$)		3027,96
HX1-B				
Calor Trocado (MegaKJ/h)	2,537175			
Área de Troca Térmica (m ²)	38,64733			
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1022,876			
Vazão de Utilidade (Kg/h)	60690,7			
Custo (US\$)	29289,22			
BOMBAS				
PUMP1-A		PUMP2-A		
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	2,156	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	13,872	
Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7	
Potência (HP)	1,804547	Potência (HP)	3,94119	
Eletricidade (KW)	1,346192	Eletricidade (KW)	2,940128	
Custo da Bomba (US\$)	6600,993	Custo da Bomba (US\$)	4694,615	
PUMP3-A		PUMP4-A		
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	14,167	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	2,136	
Acréscimo de Pressão (KPa)	210	Acréscimo de Pressão (KPa)	80	
Potência (HP)	2,844318	Potência (HP)	0,511222	
Eletricidade (KW)	2,121861	Eletricidade (KW)	0,381372	
Custo da Bomba (US\$)	4561,322	Custo da Bomba (US\$)	7374,658	
PUMP5-A		PUMP1-B		
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	1,848	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	2,308	
Acréscimo de Pressão (KPa)	88,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7	
Potência (HP)	0,585753	Potência (HP)	1,793861	
Eletricidade (KW)	0,436972	Eletricidade (KW)	1,33822	
Custo da Bomba (US\$)	5291,331	Custo da Bomba (US\$)	4650,072	
PUMP2-B		PUMP3-B		
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	5,216	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	16,874	
Acréscimo de Pressão (KPa)	380	Acréscimo de Pressão (KPa)	80	
Potência (HP)	2,805002	Potência (HP)	1,266458	
Eletricidade (KW)	2,092532	Eletricidade (KW)	0,944778	
Custo da Bomba (US\$)	4509,548	Custo da Bomba (US\$)	4383,897	
PUMP4-B		PUMP5-B		
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	0,291	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	0,016	
Acréscimo de Pressão (KPa)	8,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	8,7	
Potência (HP)	0,001693	Potência (HP)	0,000201	
Eletricidade (KW)	0,001263	Eletricidade (KW)	0,00015	
Custo da Bomba (US\$)	2973,316	Custo da Bomba (US\$)	3033,27	

REACTORES

REACTOR-A		REACTOR1-B	
Temperatura (°C)	70	Temperatura (°C)	50
Pressão (KPa)	400	Pressão (KPa)	400
Altura/Diâmetro (m)	4,11 / 1,37	Altura/Diâmetro (m)	11,82 / 3,94
Vazão de Utilidade (Kg/h)	272,8609	Vazão de Utilidade (Kg/h)	3746,07
Potência do Agitador (HP)	8,000484	Potência (HP)	190,6057
Eletricidade (KW)	5,968361	Eletricidade (KW)	142,1918
Custo (US\$)	364110,6	Custo (US\$)	1638508
Custo da Serpentina (US\$)	16157,45	Custo da Serpentina (US\$)	114159,9

REACTOR2-B	
Temperatura (°C)	60
Pressão (KPa)	110
Altura/Diâmetro (m)	1,48 / 0,49
Vazão de Utilidade (Kg/h)	1422,53
Potência (HP)	0,112753
Eletricidade (KW)	0,084114
Custo (US\$)	87407,13
Custo da Serpentina (US\$)	60645,39

LAVAGEM

WASH-A		WASH-B	
Altura / Diâmetro dos Tanques de Mistura (m)	1,21 / 1,21	Altura / Diâmetro dos Tanques de Mistura (m)	1,22 / 1,22
Potência Total dos Agitadores (HP)	5,947414	Potência do Agitador (HP)	5,969238
Eletricidade (KW)	4,436771	Eletricidade (KW)	4,453052
Comprimento / Diâmetro dos Decantadores (m)	2,35 / 0,59	Comprimento / Diâmetro dos Decantadores (m)	2,35 / 0,59
Custo Total (US\$)	247792	Custo Total (US\$)	119562,6

VASOS DE FLASH

FLASH-A	
Temperatura (°C)	80
Pressão (KPa)	30
Altura/Diâmetro (m)	2,30 / 1,37
Vazão de Utilidade (Kg/h) (Aquecimento)	840,3865
Custo (US\$)	29575,47
Custo da Serpentina (US\$)	44518,4

CLARIFICADOR

CLARIFIER-B	
Área de Sedimentação Estimada (m ²)	25,04363
Custo (US\$)	68082,1

COLUNAS

COL1-B		COL2-B	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	42,1 / 141,3	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	133,2 / 400,0
Pressão - Topo/Fundo (KPa)	20 / 30	Pressão - Topo/Fundo (KPa)	10 / 20
Altura/Diâmetro (m)	12,42 / 1,61	Altura/Diâmetro (m)	13,70 / 2,95
Calor no Condensador (KJ/h)	-1,08E+07	Calor no Condensador (KJ/h)	-2,11E+07
Calor no Refervedor (KJ/h)	1,36E+07	Calor no Refervedor (KJ/h)	2,37E+07
Vazão de Utilidade no Condensador (Kg/h)	258342,3	Vazão de Utilidade no Condensador (Kg/h)	#####
Vazão de Utilidade no Refervedor (Kg/h)	7490,247	Vazão de Utilidade no Refervedor (Kg/h)	#####
Número de Estágios Teóricos	6	Número de Estágios Teóricos	5
Razão de Refluxo (molar)	2	Razão de Refluxo (molar)	2,00
Custo (US\$)	103561,9	Custo (US\$)	234585,3
Custo do Condensador (US\$)	87221,7	Custo do Condensador (US\$)	91704,82
Custo do Refervedor (US\$)	29150,99	Custo do Refervedor (US\$)	46024,36

A2.2 – Cenário 2: Soja

Tabela A2.2 – Listagem dos equipamentos para o cenário 2 da soja.

TROCADORES DE CALOR			
HX1-A		HX2-A	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,782803	Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,497311
Área de Troca Térmica (m ²)	147,8863	Área de Troca Térmica (m ²)	2,254924
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	409,1504	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1227,451
Vazão de Utilidade (Kg/h)	0	Vazão de Utilidade (Kg/h)	273,8955
Custo (US\$)	146355,3	Custo (US\$)	3001,91
HX1-B		HX2-B	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	2,538447	Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,632593
Área de Troca Térmica (m ²)	38,64524	Área de Troca Térmica (m ²)	4,419497
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1022,876	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1022,876
Vazão de Utilidade (Kg/h)	60721,13	Vazão de Utilidade (Kg/h)	30449,73
Custo (US\$)	29288,88	Custo (US\$)	3343,153
BOMBAS			
PUMP1-A		PUMP2-A	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	2,043	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	13,142
Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7
Potência (HP)	1,821229	Potência (HP)	3,80075
Eletricidade (KW)	1,358637	Eletricidade (KW)	2,835359
Custo da Bomba (US\$)	6641,25	Custo da Bomba (US\$)	4668,376
PUMP3-A		PUMP4-A	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	13,422	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	2,064
Acréscimo de Pressão (KPa)	210	Acréscimo de Pressão (KPa)	80
Potência (HP)	2,742794	Potência (HP)	0,514185
Eletricidade (KW)	2,046124	Eletricidade (KW)	0,383582
Custo da Bomba (US\$)	4542,095	Custo da Bomba (US\$)	7423,969
PUMP5-A		PUMP1-B	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	1,751	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	2,312
Acréscimo de Pressão (KPa)	88,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7
Potência (HP)	0,664623	Potência (HP)	1,793725
Eletricidade (KW)	0,495808	Eletricidade (KW)	1,338119
Custo da Bomba (US\$)	5299,546	Custo da Bomba (US\$)	4649,253
PUMP2-B		PUMP3-B	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	5,202	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	16,869
Acréscimo de Pressão (KPa)	380	Acréscimo de Pressão (KPa)	80
Potência (HP)	2,801497	Potência (HP)	1,266197
Eletricidade (KW)	2,089917	Eletricidade (KW)	0,944583
Custo da Bomba (US\$)	4509,355	Custo da Bomba (US\$)	4383,853
PUMP4-B		PUMP5-B	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	0,201	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	0,019
Acréscimo de Pressão (KPa)	8,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	8,7
Potência (HP)	0,001693	Potência (HP)	0,00023
Eletricidade (KW)	0,001263	Eletricidade (KW)	0,000172
Custo da Bomba (US\$)	2758,897	Custo da Bomba (US\$)	3059,026
PUMP6-B			
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	0,733		
Acréscimo de Pressão (KPa)	380		
Potência (HP)	0,17834		
Eletricidade (KW)	0,133041		
Custo da Bomba (US\$)	4203,709		

REATORES

REACTOR-A		REACTOR1-B	
Temperatura (°C)	70	Temperatura (°C)	50
Pressão (KPa)	400	Pressão (KPa)	400
Altura/Diâmetro (m)	4,04 / 1,35	Altura/Diâmetro (m)	11,82 / 3,94
Vazão de Utilidade (Kg/h)	258,5228	Vazão de Utilidade (Kg/h)	3755,849
Potência do Agitador (HP)	7,580044	Potência (HP)	190,3126
Eletricidade (KW)	5,654713	Eletricidade (KW)	141,9732
Custo (US\$)	355031,4	Custo (US\$)	1637267
Custo da Serpentina (US\$)	15571,51	Custo da Serpentina (US\$)	114421,3

REACTOR2-B	
Temperatura (°C)	60
Pressão (KPa)	110
Altura/Diâmetro (m)	1,45 / 0,48
Vazão de Utilidade (Kg/h)	1419,08
Potência (HP)	0,106258
Eletricidade (KW)	0,079268
Custo (US\$)	85137,94
Custo da Serpentina (US\$)	60524,74

LAVAGEM

WASH-A		WASH-B	
Altura / Diâmetro dos Tanques de Mistura (m)	1,19 / 1,19	Altura / Diâmetro dos Tanques de Mistura (m)	1,22 / 1,22
Potência do Agitador (HP)	5,549424	Potência do Agitador (HP)	5,959378
Eletricidade (KW)	4,139871	Eletricidade (KW)	4,445696
Comprimento / Diâmetro dos Decantadores (m)	2,27 / 0,57	Comprimento / Diâmetro dos Decantadores (m)	2,35 / 0,59
Custo Total (US\$)	241981,2	Custo Total (US\$)	119494,8

VASOS DE FLASH

FLASH-A	
Temperatura (°C)	80
Pressão (KPa)	30
Altura/Diâmetro (m)	2,25 / 1,34
Vazão de Utilidade (Kg/h) (Aquecimento)	796,2292
Custo (US\$)	28277,4
Custo da Serpentina (US\$)	42662,52

CLARIFICADOR

CLARIFIER-B	
Área de Sedimentação Estimada (m ²)	24,98919
Custo (US\$)	67996,23

COLUNAS

COL1-B		COL2-B	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	42,1 / 141,4	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	133,2 / 400,0
Pressão - Topo/Fundo (KPa)	20 / 30	Pressão - Topo/Fundo (KPa)	10 / 20
Altura/Diâmetro (m)	12,42 / 1,61	Altura/Diâmetro (m)	13,70 / 2,95
Calor no Condensador (KJ/h)	-1,08E+07	Calor no Condensador (KJ/h)	-2,11E+07
Calor no Refervedor (KJ/h)	1,35E+07	Calor no Refervedor (KJ/h)	2,37E+07
Vazão de Utilidade no Condensador (Kg/h)	258342,3	Vazão de Utilidade no Condensador (Kg/h)	#####
Vazão de Utilidade no Refervedor (Kg/h)	7435,172	Vazão de Utilidade no Refervedor (Kg/h)	#####
Número de Estágios Teóricos	6	Número de Estágios Teóricos	5
Razão de Refluxo (molar)	2	Razão de Refluxo (molar)	2,00
Custo (US\$)	103562,7	Custo (US\$)	234585,3
Custo do Condensador (US\$)	87221,7	Custo do Condensador (US\$)	91704,82
Custo do Refervedor (US\$)	29112,68	Custo do Refervedor (US\$)	46024,36

A2.3 – Cenário 3: Soja

Tabela A2.3 – Listagem dos equipamentos para o cenário 3 da soja.

TROCADORES DE CALOR			
HX1-A		HX2-A	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,782803	Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,500182
Área de Troca Térmica (m ²)	147,8863	Área de Troca Térmica (m ²)	2,266126
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	409,1504	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1227,451
Vazão de Utilidade (Kg/h)	0	Vazão de Utilidade (Kg/h)	275,4772
Custo (US\$)	146355,3	Custo (US\$)	3004,291
HX1-B		HX2-B	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	2,538675	Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,632593
Área de Troca Térmica (m ²)	38,64871	Área de Troca Térmica (m ²)	4,419497
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1022,876	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1022,876
Vazão de Utilidade (Kg/h)	60726,59	Vazão de Utilidade (Kg/h)	30449,73
Custo (US\$)	29289,44	Custo (US\$)	3343,153
HX3-B			
Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,32167		
Área de Troca Térmica (m ²)	7,399119		
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1022,876		
Vazão de Utilidade (Kg/h)	15483,52		
Custo (US\$)	3630,491		
BOMBAS			
PUMP1-A		PUMP2-A	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	2,043	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	13,142
Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7
Potência (HP)	1,821229	Potência (HP)	3,80075
Eletricidade (KW)	1,358637	Eletricidade (KW)	2,835359
Custo da Bomba (US\$)	6641,25	Custo da Bomba (US\$)	4668,376
PUMP3-A		PUMP4-A	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	13,422	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	2,144
Acréscimo de Pressão (KPa)	210	Acréscimo de Pressão (KPa)	80
Potência (HP)	2,742794	Potência (HP)	0,510953
Eletricidade (KW)	2,046124	Eletricidade (KW)	0,381171
Custo da Bomba (US\$)	4542,077	Custo da Bomba (US\$)	7368,81
PUMP1-B		PUMP2-B	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	2,311	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	5,201
Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	380
Potência (HP)	1,793758	Potência (HP)	2,801247
Eletricidade (KW)	1,338144	Eletricidade (KW)	2,08973
Custo da Bomba (US\$)	4649,4	Custo da Bomba (US\$)	4509,341
PUMP3-B		PUMP4-B	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	16,869	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	0,201
Acréscimo de Pressão (KPa)	80	Acréscimo de Pressão (KPa)	8,7
Potência (HP)	1,266197	Potência (HP)	0,001693
Eletricidade (KW)	0,944583	Eletricidade (KW)	0,001263
Custo da Bomba (US\$)	4383,853	Custo da Bomba (US\$)	2758,897
PUMP5-B		PUMP6-B	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	0,019	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	0,733
Acréscimo de Pressão (KPa)	8,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	380
Potência (HP)	0,00023	Potência (HP)	0,17834
Eletricidade (KW)	0,000172	Eletricidade (KW)	0,133041
Custo da Bomba (US\$)	3059,026	Custo da Bomba (US\$)	4203,709

PUMP7-B	
Vazão Volumétrica (m³/h)	1,852
Acréscimo de Pressão (KPa)	160
Potência (HP)	1,029255
Eletricidade (KW)	0,767824
Custo da Bomba (US\$)	5053,679

REACTORES

REACTOR-A		REACTOR1-B	
Temperatura (°C)	70	Temperatura (°C)	50
Pressão (KPa)	400	Pressão (KPa)	400
Altura/Diâmetro (m)	4,04 / 1,35	Altura/Diâmetro (m)	11,82 / 3,94
Vazão de Utilidade (Kg/h)	258,5291	Vazão de Utilidade (Kg/h)	3756,494
Potência do Agitador (HP)	7,580317	Potência (HP)	190,3111
Eletricidade (KW)	5,654917	Eletricidade (KW)	141,9721
Custo (US\$)	355037,3	Custo (US\$)	1637260
Custo da Serpentina (US\$)	15571,77	Custo da Serpentina (US\$)	114438,5

REACTOR2-B	
Temperatura (°C)	60
Pressão (KPa)	110
Altura/Diâmetro (m)	1,47 / 0,49
Vazão de Utilidade (Kg/h)	1419,156
Potência (HP)	0,109728
Eletricidade (KW)	0,081857
Custo (US\$)	86359,36
Custo da Serpentina (US\$)	60527,43

LAVAGEM

WASH-A		WASH-B	
Altura / Diâmetro dos Tanques de Mistura (m)	1,19 / 1,19	Altura / Diâmetro dos Tanques de Mistura (m)	1,22 / 1,22
Potência do Agitador (HP)	5,557836	Potência do Agitador (HP)	5,959382
Eletricidade (KW)	4,146145	Eletricidade (KW)	4,445699
Comprimento / Diâmetro dos Decantadores (m)	2,27 / 0,57	Comprimento / Diâmetro dos Decantadores (m)	2,35 / 0,59
Custo Total (US\$)	242106,1	Custo Total (US\$)	119494,9

VASOS DE FLASH

FLASH-A		FLASH-B	
Temperatura (°C)	80	Temperatura (°C)	80
Pressão (KPa)	30	Pressão (KPa)	30
Altura/Diâmetro (m)	2,26 / 1,34	Altura/Diâmetro (m)	2,43 / 0,87
Vazão de Utilidade (Kg/h) (Aquecimento)	804,7785	Vazão de Utilidade (Kg/h) (Aquecimento)	489,7671
Custo (US\$)	28412,17	Custo (US\$)	8987,571
Custo da Serpentina (US\$)	43022,74	Custo da Serpentina (US\$)	29369,03

CLARIFICADOR

CLARIFIER-B	
Área de Sedimentação Estimada (m²)	24,98924
Custo (US\$)	67996,3

COLUNAS

COL1-B		COL2-B	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	42,1 / 141,4	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	133,2 / 400,0
Pressão - Topo/Fundo (KPa)	20 / 30	Pressão - Topo/Fundo (KPa)	10 / 20
Altura/Diâmetro (m)	12,42 / 1,61	Altura/Diâmetro (m)	13,70 / 2,95
Calor no Condensador (KJ/h)	-1,08E+07	Calor no Condensador (KJ/h)	-2,11E+07
Calor no Refervedor (KJ/h)	1,35E+07	Calor no Refervedor (KJ/h)	2,37E+07
Vazão de Utilidade no Condensador (Kg/h)	258342,3	Vazão de Utilidade no Condensador (Kg/h)	#####
Vazão de Utilidade no Refervedor (Kg/h)	7435,172	Vazão de Utilidade no Refervedor (Kg/h)	#####
Número de Estágios Teóricos	6	Número de Estágios Teóricos	5
Razão de Refluxo (molar)	2	Razão de Refluxo (molar)	2
Custo (US\$)	103562,7	Custo (US\$)	234585,3
Custo do Condensador (US\$)	87221,7	Custo do Condensador (US\$)	91704,82
Custo do Refervedor (US\$)	29112,68	Custo do Refervedor (US\$)	46024,36

A2.4 – Cenário 4: Soja

Tabela A2.4 – Listagem dos equipamentos para o cenário 4 da soja.

TROCADORES DE CALOR			
HX1-A		HX2-A	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,782803	Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,500183
Área de Troca Térmica (m ²)	147,8863	Área de Troca Térmica (m ²)	2,266129
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	409,1504	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1227,451
Vazão de Utilidade (Kg/h)	0	Vazão de Utilidade (Kg/h)	275,4775
Custo (US\$)	146355,3	Custo (US\$)	3004,292
HX1-B		HX2-B	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	2,538674	Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,632593
Área de Troca Térmica (m ²)	38,64869	Área de Troca Térmica (m ²)	4,419497
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1022,876	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1022,876
Vazão de Utilidade (Kg/h)	60726,56	Vazão de Utilidade (Kg/h)	30449,73
Custo (US\$)	29289,44	Custo (US\$)	3343,153
HX3-B		HX1-C	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,32167	Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,056757
Área de Troca Térmica (m ²)	7,399119	Área de Troca Térmica (m ²)	0,797192
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1022,876	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	2045,752
Vazão de Utilidade (Kg/h)	15483,52	Vazão de Utilidade (Kg/h)	1357,669
Custo (US\$)	3630,491	Custo (US\$)	2541,831
HX2-C			
Calor Trocado (MegaKJ/h)	1,897124		
Área de Troca Térmica (m ²)	39,78207		
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	2045,752		
Vazão de Utilidade (Kg/h)	45380,3		
Custo (US\$)	29474,43		
BOMBAS			
PUMP1-A		PUMP2-A	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	2,043	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	13,142
Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7
Potência (HP)	1,821229	Potência (HP)	3,80075
Eletricidade (KW)	1,358637	Eletricidade (KW)	2,835359
Custo da Bomba (US\$)	6641,25	Custo da Bomba (US\$)	4668,376
PUMP3-A		PUMP4-A	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	13,422	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	2,144
Acréscimo de Pressão (KPa)	210	Acréscimo de Pressão (KPa)	80
Potência (HP)	2,742794	Potência (HP)	0,510953
Eletricidade (KW)	2,046124	Eletricidade (KW)	0,381171
Custo da Bomba (US\$)	4542,077	Custo da Bomba (US\$)	7368,81
PUMP1-B		PUMP2-B	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	2,311	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	5,201
Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	380
Potência (HP)	1,793758	Potência (HP)	2,801247
Eletricidade (KW)	1,338144	Eletricidade (KW)	2,08973
Custo da Bomba (US\$)	4649,4	Custo da Bomba (US\$)	4509,341
PUMP3-B		PUMP4-B	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	16,869	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	0,201
Acréscimo de Pressão (KPa)	80	Acréscimo de Pressão (KPa)	8,7
Potência (HP)	1,266197	Potência (HP)	0,001693
Eletricidade (KW)	0,944583	Eletricidade (KW)	0,001263
Custo da Bomba (US\$)	4383,853	Custo da Bomba (US\$)	2758,897

PUMP5-B		PUMP6-B	
Vazão Volumétrica (m³/h)	0,019	Vazão Volumétrica (m³/h)	0,733
Acréscimo de Pressão (KPa)	8,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	380
Potência (HP)	0,00023	Potência (HP)	0,17834
Eletricidade (KW)	0,000172	Eletricidade (KW)	0,133041
Custo da Bomba (US\$)	3059,026	Custo da Bomba (US\$)	4203,709
PUMP7-B		PUMP1-C	
Vazão Volumétrica (m³/h)	1,852	Vazão Volumétrica (m³/h)	0,038
Acréscimo de Pressão (KPa)	160	Acréscimo de Pressão (KPa)	20
Potência (HP)	1,029255	Potência (HP)	0,00082
Eletricidade (KW)	0,767824	Eletricidade (KW)	0,000612
Custo da Bomba (US\$)	5053,679	Custo da Bomba (US\$)	2174,08
PUMP2-C			
Vazão Volumétrica (m³/h)	2,126		
Acréscimo de Pressão (KPa)	89,3		
Potência (HP)	0,568193		
Eletricidade (KW)	0,423872		
Custo da Bomba (US\$)	4951,676		

REATORES

REACTOR-A		REACTOR1-B	
Temperatura (°C)	70	Temperatura (°C)	50
Pressão (KPa)	400	Pressão (KPa)	400
Altura/Diâmetro (m)	4,04 / 1,35	Altura/Diâmetro (m)	11,82 / 3,94
Vazão de Utilidade (Kg/h)	258,5291	Vazão de Utilidade (Kg/h)	3756,494
Potência do Agitador (HP)	7,580317	Potência (HP)	190,3112
Eletricidade (KW)	5,654917	Eletricidade (KW)	141,9722
Custo (US\$)	355037,3	Custo (US\$)	1637261
Custo da Serpentina (US\$)	15571,77	Custo da Serpentina (US\$)	114438,5
REACTOR2-B			
Temperatura (°C)	60		
Pressão (KPa)	110		
Altura/Diâmetro (m)	1,47 / 0,49		
Vazão de Utilidade (Kg/h)	1419,156		
Potência (HP)	0,109728		
Eletricidade (KW)	0,081857		
Custo (US\$)	86359,36		
Custo da Serpentina (US\$)	60527,43		

LAVAGEM

WASH-A		WASH-B	
Altura / Diâmetro dos Tanques de Mistura (m)	1,19 / 1,19	Altura / Diâmetro dos Tanques de Mistura (m)	1,22 / 1,22
Potência do Agitador (HP)	5,55783	Potência do Agitador (HP)	5,959382
Eletricidade (KW)	4,146141	Eletricidade (KW)	4,445699
Comprimento / Diâmetro dos Decantadores (m)	2,27 / 0,57	Comprimento / Diâmetro dos Decantadores (m)	2,35 / 0,59
Custo Total (US\$)	242106	Custo Total (US\$)	119494,9

VASOS DE FLASH

FLASH-A		FLASH-B	
Temperatura (°C)	80	Temperatura (°C)	80
Pressão (KPa)	30	Pressão (KPa)	30
Altura/Diâmetro (m)	2,26 / 1,34	Altura/Diâmetro (m)	2,43 / 0,87
Vazão de Utilidade (Kg/h) (Aquecimento)	804,7785	Vazão de Utilidade (Kg/h) (Aquecimento)	489,7671
Custo (US\$)	28411,98	Custo (US\$)	8987,571
Custo da Serpentina (US\$)	43022,74	Custo da Serpentina (US\$)	29369,03

CLARIFICADOR

CLARIFIER-B	
Área de Sedimentação Estimada (m²)	24,98924
Custo (US\$)	67996,3

COLUMNAS

COL1-B		COL2-B	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	42,1 / 141,4	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	133,2 / 400,0
Pressão - Topo/Fundo (KPa)	20 / 30	Pressão - Topo/Fundo (KPa)	10 / 20
Altura/Diâmetro (m)	12,42 / 1,61	Altura/Diâmetro (m)	13,70 / 2,95
Calor no Condensador (KJ/h)	-1,08E+07	Calor no Condensador (KJ/h)	-2,11E+07
Calor no Refervedor (KJ/h)	1,35E+07	Calor no Refervedor (KJ/h)	2,37E+07
Vazão de Utilidade no Condensador (Kg/h)	258342,3	Vazão de Utilidade no Condensador (Kg/h)	#####
Vazão de Utilidade no Refervedor (Kg/h)	7435,172	Vazão de Utilidade no Refervedor (Kg/h)	#####
Número de Estágios Teóricos	6	Número de Estágios Teóricos	5
Razão de Refluxo (molar)	2	Razão de Refluxo (molar)	2
Custo (US\$)	103562,7	Custo (US\$)	234585,3
Custo do Condensador (US\$)	87221,7	Custo do Condensador (US\$)	91704,82
Custo do Refervedor (US\$)	29112,68	Custo do Refervedor (US\$)	46024,36
COL-C			
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	78,1 / 93,9		
Pressão - Topo/Fundo (KPa)	101,3 / 131,3		
Altura/Diâmetro (m)	21,72 / 0,91		
Calor no Condensador (KJ/h)	-7,05E+06		
Calor no Refervedor (KJ/h)	8,61E+06		
Vazão de Utilidade no Condensador (Kg/h)	168640,1		
Vazão de Utilidade no Refervedor (Kg/h)	4741,987		
Número de Estágios Teóricos	12		
Razão de Refluxo (molar)	5		
Custo (US\$)	87584,6		
Custo do Condensador (US\$)	34739,47		
Custo do Refervedor (US\$)	4931,437		

A2.5 – Cenário 1: Dendê

Tabela A2.5 – Listagem dos equipamentos para o cenário 1 do dendê.

TROCADORES DE CALOR			
HX1-A		HX2-A	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,790197	Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,395273
Área de Troca Térmica (m ²)	121,4363	Área de Troca Térmica (m ²)	1,821062
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	409,1504	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1227,451
Vazão de Utilidade (Kg/h)	0	Vazão de Utilidade (Kg/h)	217,698
Custo (US\$)	132694	Custo (US\$)	2901,005
HX1-B			
Calor Trocado (MegaKJ/h)	2,313261		
Área de Troca Térmica (m ²)	36,13529		
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1022,876		
Vazão de Utilidade (Kg/h)	55334,54		
Custo (US\$)	28880,35		
BOMBAS			
PUMP1-A		PUMP2-A	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	6,308247	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	14,06215
Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7
Potência (HP)	2,443085	Potência (HP)	3,977629
Eletricidade (KW)	1,822541	Eletricidade (KW)	2,967311
Custo da Bomba (US\$)	6268,247	Custo da Bomba (US\$)	4704,275
PUMP3-A		PUMP4-A	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	15,49896	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	2,647242
Acréscimo de Pressão (KPa)	210	Acréscimo de Pressão (KPa)	370
Potência (HP)	3,024262	Potência (HP)	2,213386
Eletricidade (KW)	2,256099	Eletricidade (KW)	1,651186
Custo da Bomba (US\$)	4601,293	Custo da Bomba (US\$)	6542,032
PUMP5-A		PUMP1-B	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	2,04173	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	1,313001
Acréscimo de Pressão (KPa)	88,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7
Potência (HP)	0,568677	Potência (HP)	0,246616
Eletricidade (KW)	0,424233	Eletricidade (KW)	0,183975
Custo da Bomba (US\$)	5190,1	Custo da Bomba (US\$)	4909,367
PUMP2-B		PUMP3-B	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	5,120178	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	17,23476
Acréscimo de Pressão (KPa)	380	Acréscimo de Pressão (KPa)	80
Potência (HP)	2,781046	Potência (HP)	1,285259
Eletricidade (KW)	2,074661	Eletricidade (KW)	0,958803
Custo da Bomba (US\$)	4508,29	Custo da Bomba (US\$)	4388,533
PUMP4-B		PUMP5-B	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	0,276752	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	0,015229
Acréscimo de Pressão (KPa)	8,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	8,7
Potência (HP)	0,002245	Potência (HP)	0,000193
Eletricidade (KW)	0,001675	Eletricidade (KW)	0,000144
Custo da Bomba (US\$)	2941,898	Custo da Bomba (US\$)	3026,871
REACTORES			
REACTOR-A		REACTOR1-B	
Temperatura (°C)	70	Temperatura (°C)	50
Pressão (KPa)	400	Pressão (KPa)	400
Altura/Diâmetro (m)	12,64 / 4,21	Altura/Diâmetro (m)	13,92 / 4,64
Vazão de Utilidade (Kg/h)	1117,632	Vazão de Utilidade (Kg/h)	2063,209
Potência do Agitador (HP)	232,7448	Potência (HP)	311,2067
Eletricidade (KW)	173,6276	Eletricidade (KW)	232,1602
Custo (US\$)	2057594	Custo (US\$)	2086620
Custo da Serpentina (US\$)	45876,65	Custo da Serpentina (US\$)	68582,82

REACTOR2-B	
Temperatura (°C)	60
Pressão (KPa)	110
Altura/Diâmetro (m)	1,63 / 0,54
Vazão de Utilidade (Kg/h)	1407,747
Potência (HP)	0,1505
Eletricidade (KW)	0,112273
Custo (US\$)	99384,12
Custo da Serpentina (US\$)	60128,24

LAVAGEM

WASH-A		WASH-B	
Altura / Diâmetro dos Tanques de Mistura (m)	1,31 / 1,31	Altura / Diâmetro dos Tanques de Mistura (m)	1,22 / 1,22
Potência do Agitador (HP)	7,496189	Potência do Agitador (HP)	6,095268
Eletricidade (KW)	5,592157	Eletricidade (KW)	4,54707
Comprimento / Diâmetro dos Decantadores (m)	2,64 / 0,66	Comprimento / Diâmetro dos Decantadores (m)	2,38 / 0,59
Custo Total (US\$)	280988,9	Custo Total (US\$)	125794,1

DECANTADOR

DECANTER-A	
Comprimento / Diâmetro dos Decantadores (m)	0,93/0,23
Custo Total (US\$)	11674,49

VASOS DE FLASH

FLASH-A	
Temperatura (°C)	67
Pressão (KPa)	30
Altura/Diâmetro (m)	3,51 / 2,26
Vazão de Utilidade (Kg/h) (Aquecimento)	1924,338
Custo (US\$)	69138,61
Custo da Serpentina (US\$)	81965,61

CLARIFICADOR

CLARIFIER-B	
Área de Sedimentação Estimada (m²)	24,78841
Custo (US\$)	67678,82

COLUNAS

COL1-B		COL2-B	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	42,1 / 136,9	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	118,4 / 400
Pressão - Topo/Fundo (KPa)	20 / 30	Pressão - Topo/Fundo (KPa)	10 / 20
Altura/Diâmetro (m)	12,41 / 1,60	Altura/Diâmetro (m)	13,64 / 2,92
Calor no Condensador (KJ/h)	-1,06E+07	Calor no Condensador (KJ/h)	-2,01E+07
Calor no Refervedor (KJ/h)	1,31E+07	Calor no Refervedor (KJ/h)	2,22E+07
Vazão de Utilidade no Condensador (Kg/h)	253558,2	Vazão de Utilidade no Condensador (Kg/h)	480803,7
Vazão de Utilidade no Refervedor (Kg/h)	7214,871	Vazão de Utilidade no Refervedor (Kg/h)	109898,3
Número de Estágios Teóricos	6	Número de Estágios Teóricos	5
Razão de Refluxo (molar)	2	Razão de Refluxo (molar)	2
Custo (US\$)	102768	Custo (US\$)	230812,1
Custo do Condensador (US\$)	86150,38	Custo do Condensador (US\$)	98656,72
Custo do Refervedor (US\$)	28643,71	Custo do Refervedor (US\$)	44685,85

A2.6 – Cenário 2: Dendê

Tabela A2.6 – Listagem dos equipamentos para o cenário 2 do dendê.

TROCADORES DE CALOR			
HX1-A		HX2-A	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,751345	Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,375029
Área de Troca Térmica (m ²)	115,4655	Área de Troca Térmica (m ²)	1,727913
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	409,1504	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1227,451
Vazão de Utilidade (Kg/h)	17972,6	Vazão de Utilidade (Kg/h)	206,5487
Custo (US\$)	129557,3	Custo (US\$)	2876,736
HX1-B		HX2-B	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	2,309883	Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,566389
Área de Troca Térmica (m ²)	36,08881	Área de Troca Térmica (m ²)	3,956971
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1022,876	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1022,876
Vazão de Utilidade (Kg/h)	55253,74	Vazão de Utilidade (Kg/h)	27262,98
Custo (US\$)	28872,81	Custo (US\$)	3284,54
BOMBAS			
PUMP1-A		PUMP2-A	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	5,998079	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	13,37073
Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7
Potência (HP)	2,380459	Potência (HP)	3,844849
Eletricidade (KW)	1,775823	Eletricidade (KW)	2,868258
Custo da Bomba (US\$)	6265,183	Custo da Bomba (US\$)	4679,1
PUMP3-A		PUMP4-A	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	14,75139	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	2,544192
Acréscimo de Pressão (KPa)	210	Acréscimo de Pressão (KPa)	370
Potência (HP)	2,923509	Potência (HP)	2,206514
Eletricidade (KW)	2,180938	Eletricidade (KW)	1,646059
Custo da Bomba (US\$)	4580,782	Custo da Bomba (US\$)	6563,653
PUMP5-A		PUMP1-B	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	1,916399	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	1,369366
Acréscimo de Pressão (KPa)	88,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7
Potência (HP)	0,578256	Potência (HP)	0,256649
Eletricidade (KW)	0,431379	Eletricidade (KW)	0,19146
Custo da Bomba (US\$)	5253,497	Custo da Bomba (US\$)	4969,229
PUMP2-B		PUMP3-B	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	5,135946	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	17,23602
Acréscimo de Pressão (KPa)	380	Acréscimo de Pressão (KPa)	80
Potência (HP)	2,784983	Potência (HP)	1,285325
Eletricidade (KW)	2,077597	Eletricidade (KW)	0,958852
Custo da Bomba (US\$)	4508,487	Custo da Bomba (US\$)	4388,546
PUMP4-B		PUMP5-B	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	0,263123	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	0,018811
Acréscimo de Pressão (KPa)	8,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	8,7
Potência (HP)	0,002147	Potência (HP)	0,000228
Eletricidade (KW)	0,001602	Eletricidade (KW)	0,00017
Custo da Bomba (US\$)	2911,06	Custo da Bomba (US\$)	3057,379
PUMP6-B			
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	0,700174		
Acréscimo de Pressão (KPa)	380		
Potência (HP)	0,170777		
Eletricidade (KW)	0,1274		
Custo da Bomba (US\$)	4152,846		

REACTORES			
REACTOR-A		REACTOR1-B	
Temperatura (°C)	70	Temperatura (°C)	50
Pressão (KPa)	400	Pressão (KPa)	400
Altura/Diâmetro (m)	12,43 / 4,14	Altura/Diâmetro (m)	13,92 / 4,64
Vazão de Utilidade (Kg/h)	1062,68	Vazão de Utilidade (Kg/h)	2084,87
Potência do Agitador (HP)	221,3011	Potência (HP)	311,2181
Eletricidade (KW)	165,0906	Eletricidade (KW)	232,1687
Custo (US\$)	2007314	Custo (US\$)	2086658
Custo da Serpentina (US\$)	44080,93	Custo da Serpentina (US\$)	69181,36
REACTOR2-B			
Temperatura (°C)	60		
Pressão (KPa)	110		
Altura/Diâmetro (m)	1,62 / 0,54		
Vazão de Utilidade (Kg/h)	1411,148		
Potência (HP)	0,146362		
Eletricidade (KW)	0,109186		
Custo (US\$)	98156,87		
Custo da Serpentina (US\$)	60247,26		
LAVAGEM			
WASH-A		WASH-B	
Altura / Diâmetro dos Tanques de Mistura (m)	1,29 / 1,29	Altura / Diâmetro dos Tanques de Mistura (m)	1,22 / 1,22
Potência do Agitador (HP)	7,125416	Potência do Agitador (HP)	6,094512
Eletricidade (KW)	5,31556	Eletricidade (KW)	4,546506
Comprimento / Diâmetro dos Decantadores (m)	2,57 / 0,64	Comprimento / Diâmetro dos Decantadores (m)	2,38 / 0,59
Custo Total (US\$)	275940,7	Custo Total (US\$)	125788,7
DECANTADOR			
DECANTER-A			
Comprimento / Diâmetro dos Decantadores (m)	0,91/0,23		
Custo Total (US\$)	11588,82		
VASOS DE FLASH			
FLASH-A			
Temperatura (°C)	65,6		
Pressão (KPa)	30		
Altura/Diâmetro (m)	3,40 / 2,19		
Vazão de Utilidade (Kg/h) (Aquecimento)	1794,87		
Custo (US\$)	65161,75		
Custo da Serpentina (US\$)	76723,02		
CLARIFICADOR			
CLARIFIER-B			
Área de Sedimentação Estimada (m²)	24,8483		
Custo (US\$)	67773,6		
COLUNAS			
COL1-B		COL2-B	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	42,1 / 136,8	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	118,3 / 400
Pressão - Topo/Fundo (KPa)	20 / 30	Pressão - Topo/Fundo (KPa)	10 / 20
Altura/Diâmetro (m)	12,41 / 1,61	Altura/Diâmetro (m)	13,64 / 2,92
Calor no Condensador (KJ/h)	-1,07E+07	Calor no Condensador (KJ/h)	-2,01E+07
Calor no Refervedor (KJ/h)	1,32E+07	Calor no Refervedor (KJ/h)	2,22E+07
Vazão de Utilidade no Condensador (Kg/h)	255950,2	Vazão de Utilidade no Condensador (Kg/h)	480803,7
Vazão de Utilidade no Refervedor (Kg/h)	7269,946	Vazão de Utilidade no Refervedor (Kg/h)	109898,3
Número de Estágios Teóricos	6	Número de Estágios Teóricos	5
Razão de Refluxo (molar)	2	Razão de Refluxo (molar)	2
Custo (US\$)	103452,3	Custo (US\$)	230812,1
Custo do Condensador (US\$)	86686,2	Custo do Condensador (US\$)	98734,6
Custo do Refervedor (US\$)	28680,4	Custo do Refervedor (US\$)	44685,85

A2.7 – Cenário 3: Dendê

Tabela A2.7 – Listagem dos equipamentos para o cenário 3 do dendê.

TROCADORES DE CALOR			
HX1-A		HX2-A	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,751219	Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,375835
Área de Troca Térmica (m ²)	115,4461	Área de Troca Térmica (m ²)	1,731507
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	409,1504	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1227,451
Vazão de Utilidade (Kg/h)	0	Vazão de Utilidade (Kg/h)	206,9922
Custo (US\$)	129547,1	Custo (US\$)	2877,693
HX1-B		HX2-B	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	2,310732	Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,566293
Área de Troca Térmica (m ²)	36,09579	Área de Troca Térmica (m ²)	3,956307
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1022,876	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1022,876
Vazão de Utilidade (Kg/h)	55274,07	Vazão de Utilidade (Kg/h)	27258,41
Custo (US\$)	28873,94	Custo (US\$)	3284,452
HX3-B			
Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,335392		
Área de Troca Térmica (m ²)	7,714762		
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1022,876		
Vazão de Utilidade (Kg/h)	16144,04		
Custo (US\$)	3654,838		
BOMBAS			
PUMP1-A		PUMP2-A	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	5,997075	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	13,3685
Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7
Potência (HP)	2,380257	Potência (HP)	3,844418
Eletricidade (KW)	1,775672	Eletricidade (KW)	2,867936
Custo da Bomba (US\$)	6265,176	Custo da Bomba (US\$)	4679,019
PUMP3-A		PUMP4-A	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	14,75792	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	2,544526
Acréscimo de Pressão (KPa)	210	Acréscimo de Pressão (KPa)	370
Potência (HP)	2,924391	Potência (HP)	2,206531
Eletricidade (KW)	2,181596	Eletricidade (KW)	1,646072
Custo da Bomba (US\$)	4580,965	Custo da Bomba (US\$)	6563,567
PUMP1-B		PUMP2-B	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	1,358203	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	5,132034
Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	380
Potência (HP)	0,254663	Potência (HP)	2,784006
Eletricidade (KW)	0,189979	Eletricidade (KW)	2,076868
Custo da Bomba (US\$)	4957,492	Custo da Bomba (US\$)	4508,439
PUMP3-B		PUMP4-B	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	17,23508	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	0,263093
Acréscimo de Pressão (KPa)	80	Acréscimo de Pressão (KPa)	8,7
Potência (HP)	1,285276	Potência (HP)	0,002147
Eletricidade (KW)	0,958816	Eletricidade (KW)	0,001602
Custo da Bomba (US\$)	4388,536	Custo da Bomba (US\$)	2910,99
PUMP5-B		PUMP6-B	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	0,018874	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	0,700057
Acréscimo de Pressão (KPa)	8,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	380
Potência (HP)	0,000229	Potência (HP)	0,17075
Eletricidade (KW)	0,000171	Eletricidade (KW)	0,127379
Custo da Bomba (US\$)	3057,928	Custo da Bomba (US\$)	4152,661

PUMP7-B	
Vazão Volumétrica (m³/h)	1,939655
Acréscimo de Pressão (KPa)	160
Potência (HP)	1,013095
Eletricidade (KW)	0,755769
Custo da Bomba (US\$)	5012,425

REACTORES

REACTOR-A		REACTOR1-B	
Temperatura (°C)	70	Temperatura (°C)	50
Pressão (KPa)	400	Pressão (KPa)	400
Altura/Diâmetro (m)	12,43 / 4,14	Altura/Diâmetro (m)	13,92 / 4,64
Vazão de Utilidade (Kg/h)	1062,502	Vazão de Utilidade (Kg/h)	2084,129
Potência do Agitador (HP)	221,264	Potência (HP)	311,1542
Eletricidade (KW)	165,063	Eletricidade (KW)	232,121
Custo (US\$)	2007149	Custo (US\$)	2086446
Custo da Serpentina (US\$)	44075,1	Custo da Serpentina (US\$)	69160,89
REACTOR2-B			
Temperatura (°C)	60		
Pressão (KPa)	110		
Altura/Diâmetro (m)	1,62 / 0,54		
Vazão de Utilidade (Kg/h)	1411,085		
Potência (HP)	0,146365		
Eletricidade (KW)	0,109188		
Custo (US\$)	98157,63		
Custo da Serpentina (US\$)	60245,07		

LAVAGEM

WASH-A		WASH-B	
Altura / Diâmetro dos Tanques de Mistura (m)	1,29 / 1,29	Altura / Diâmetro dos Tanques de Mistura (m)	1,22 / 1,22
Potência do Agitador (HP)	7,126302	Potência do Agitador (HP)	6,094177
Eletricidade (KW)	5,316221	Eletricidade (KW)	4,546256
Comprimento / Diâmetro dos Decantadores (m)	2,57 / 0,64	Comprimento / Diâmetro dos Decantadores (m)	2,38 / 0,59
Custo Total (US\$)	275953	Custo Total (US\$)	125786,3

DECANTADOR

DECANTER-A	
Comprimento / Diâmetro dos Decantadores (m)	0,91/0,23
Custo Total (US\$)	11589,11

VASOS DE FLASH

FLASH-A		FLASH-B	
Temperatura (°C)	65,6	Temperatura (°C)	80
Pressão (KPa)	30	Pressão (KPa)	30
Altura/Diâmetro (m)	3,41 / 2,20	Altura/Diâmetro (m)	2,23 / 1,08
Vazão de Utilidade (Kg/h) (Aquecimento)	1800,192	Vazão de Utilidade (Kg/h)	650,0924
Custo (US\$)	65342	Custo (US\$)	10623,27
Custo da Serpentina (US\$)	76914,49	Custo da Serpentina (US\$)	36427,85

CLARIFICADOR

CLARIFIER-B	
Área de Sedimentação Estimada (m²)	24,8472
Custo (US\$)	67771,86

COLUNAS

COL1-B		COL2-B	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	42,1 / 136,9	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	118,3 / 400
Pressão - Topo/Fundo (KPa)	20 / 30	Pressão - Topo/Fundo (KPa)	10 / 20
Altura/Diâmetro (m)	12,41 / 1,60	Altura/Diâmetro (m)	13,64 / 2,92
Calor no Condensador (KJ/h)	-1,07E+07	Calor no Condensador (KJ/h)	-2,01E+07
Calor no Refervedor (KJ/h)	1,32E+07	Calor no Refervedor (KJ/h)	2,22E+07
Vazão de Utilidade no Condensador (Kg/h)	255950,2	Vazão de Utilidade no Condensador (Kg/h)	480803,7
Vazão de Utilidade no Refervedor (Kg/h)	7269,946	Vazão de Utilidade no Refervedor (Kg/h)	109898,3
Número de Estágios Teóricos	6	Número de Estágios Teóricos	5
Razão de Refluxo (molar)	2	Razão de Refluxo (molar)	2
Custo (US\$)	102767,1	Custo (US\$)	230812,1
Custo do Condensador (US\$)	86686,2	Custo do Condensador (US\$)	98734,6
Custo do Refervedor (US\$)	28643,71	Custo do Refervedor (US\$)	44685,85

A2.8 – Cenário 4: Dendê

Tabela A2.8 – Listagem dos equipamentos para o cenário 4 do dendê.

TROCADORES DE CALOR			
HX1-A		HX2-A	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,751219	Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,375835
Área de Troca Térmica (m ²)	115,4461	Área de Troca Térmica (m ²)	1,731507
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	409,1504	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1227,451
Vazão de Utilidade (Kg/h)	0	Vazão de Utilidade (Kg/h)	206,9922
Custo (US\$)	129547,1	Custo (US\$)	2877,693
HX1-B		HX2-B	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	2,310732	Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,566294
Área de Troca Térmica (m ²)	36,09579	Área de Troca Térmica (m ²)	3,956307
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1022,876	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1022,876
Vazão de Utilidade (Kg/h)	55274,07	Vazão de Utilidade (Kg/h)	27258,41
Custo (US\$)	28873,94	Custo (US\$)	3284,452
HX3-B		HX1-C	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,335393	Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,114081
Área de Troca Térmica (m ²)	7,714766	Área de Troca Térmica (m ²)	1,701552
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1022,876	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	2045,752
Vazão de Utilidade (Kg/h)	16144,05	Vazão de Utilidade (Kg/h)	2728,873
Custo (US\$)	3654,838	Custo (US\$)	2869,669
HX2-C			
Calor Trocado (MegaKJ/h)	4,099288		
Área de Troca Térmica (m ²)	97,73453		
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	2045,752		
Vazão de Utilidade (Kg/h)	98057,36		
Custo (US\$)	38644,81		
BOMBAS			
PUMP1-A		PUMP2-A	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	5,997075	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	13,3685
Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7
Potência (HP)	2,380257	Potência (HP)	3,844418
Eletricidade (KW)	1,775672	Eletricidade (KW)	2,867936
Custo da Bomba (US\$)	6265,176	Custo da Bomba (US\$)	4679,019
PUMP3-A		PUMP4-A	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	14,75792	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	2,544526
Acréscimo de Pressão (KPa)	210	Acréscimo de Pressão (KPa)	370
Potência (HP)	2,924391	Potência (HP)	2,206531
Eletricidade (KW)	2,181596	Eletricidade (KW)	1,646072
Custo da Bomba (US\$)	4580,965	Custo da Bomba (US\$)	6563,567
PUMP1-B		PUMP2-B	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	1,358202	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	5,132033
Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	380
Potência (HP)	0,254663	Potência (HP)	2,784006
Eletricidade (KW)	0,189979	Eletricidade (KW)	2,076868
Custo da Bomba (US\$)	4957,491	Custo da Bomba (US\$)	4508,439
PUMP3-B		PUMP4-B	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	17,23508	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	0,263083
Acréscimo de Pressão (KPa)	80	Acréscimo de Pressão (KPa)	8,7
Potência (HP)	1,285276	Potência (HP)	0,002147
Eletricidade (KW)	0,958816	Eletricidade (KW)	0,001602
Custo da Bomba (US\$)	4388,536	Custo da Bomba (US\$)	2910,967

PUMP5-B		PUMP6-B	
Vazão Volumétrica (m³/h)	0,018874	Vazão Volumétrica (m³/h)	0,700057
Acréscimo de Pressão (KPa)	8,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	380
Potência (HP)	0,000229	Potência (HP)	0,17075
Eletricidade (KW)	0,000171	Eletricidade (KW)	0,12738
Custo da Bomba (US\$)	3057,927	Custo da Bomba (US\$)	4152,661

PUMP7-B		PUMP1-C	
Vazão Volumétrica (m³/h)	1,939656	Vazão Volumétrica (m³/h)	0,066774
Acréscimo de Pressão (KPa)	160	Acréscimo de Pressão (KPa)	20
Potência (HP)	1,013095	Potência (HP)	0,001336
Eletricidade (KW)	0,755769	Eletricidade (KW)	0,000997
Custo da Bomba (US\$)	5012,425	Custo da Bomba (US\$)	2314,401

PUMP2-C	
Vazão Volumétrica (m³/h)	5,221465
Acréscimo de Pressão (KPa)	89,3
Potência (HP)	0,698043
Eletricidade (KW)	0,52074
Custo da Bomba (US\$)	4465,234

REACTORES

REACTOR-A		REACTOR1-B	
Temperatura (°C)	70	Temperatura (°C)	50
Pressão (KPa)	400	Pressão (KPa)	400
Altura/Diâmetro (m)	12,43 / 4,14	Altura/Diâmetro (m)	13,92 / 4,64
Vazão de Utilidade (Kg/h)	1062,502	Vazão de Utilidade (Kg/h)	2084,129
Potência do Agitador (HP)	221,264	Potência (HP)	311,1542
Eletricidade (KW)	165,063	Eletricidade (KW)	232,121
Custo (US\$)	2007149	Custo (US\$)	2086446
Custo da Serpentina (US\$)	44075,1	Custo da Serpentina (US\$)	69160,89

REACTOR2-B	
Temperatura (°C)	60
Pressão (KPa)	110
Altura/Diâmetro (m)	1,62 / 0,54
Vazão de Utilidade (Kg/h)	1411,085
Potência (HP)	0,146365
Eletricidade (KW)	0,109188
Custo (US\$)	98157,52
Custo da Serpentina (US\$)	60245,05

LAVAGEM

WASH-A		WASH-B	
Altura / Diâmetro dos Tanques de Mistura (m)	1,29 / 1,29	Altura / Diâmetro dos Tanques de Mistura (m)	1,22 / 1,22
Potência do Agitador (HP)	7,126302	Potência do Agitador (HP)	6,094176
Eletricidade (KW)	5,316221	Eletricidade (KW)	4,546256
Comprimento / Diâmetro dos Decantadores (m)	2,57 / 0,64	Comprimento / Diâmetro dos Decantadores (m)	2,38 / 0,59
Custo Total (US\$)	275953	Custo Total (US\$)	125786,3

DECANTADOR

DECANTER-A	
Comprimento / Diâmetro dos Decantadores (m)	0,91/0,23
Custo Total (US\$)	11589,11

VASOS DE FLASH

FLASH-A		FLASH-B	
Temperatura (°C)	65,6	Temperatura (°C)	80
Pressão (KPa)	30	Pressão (KPa)	30
Altura/Diâmetro (m)	3,41 / 2,20	Altura/Diâmetro (m)	2,23 / 1,08
Vazão de Utilidade (Kg/h) (Aquecimento)	1800,192	Vazão de Utilidade (Kg/h) (Aquecimento)	650,0785
Custo (US\$)	65342,01	Custo (US\$)	10623,15
Custo da Serpentina (US\$)	76914,5	Custo da Serpentina (US\$)	36427,25

CLARIFICADOR

CLARIFIER-B	
Área de Sedimentação Estimada (m ²)	24,84719
Custo (US\$)	67771,85

COLUMNAS

COL1-B		COL2-B	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	42,1 / 136,9	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	118,3 / 400
Pressão - Topo/Fundo (KPa)	20 / 30	Pressão - Topo/Fundo (KPa)	10 / 20
Altura/Diâmetro (m)	12,41 / 1,60	Altura/Diâmetro (m)	13,64 / 2,92
Calor no Condensador (KJ/h)	-1,07E+07	Calor no Condensador (KJ/h)	-2,01E+07
Calor no Refervedor (KJ/h)	1,32E+07	Calor no Refervedor (KJ/h)	2,22E+07
Vazão de Utilidade no Condensador (Kg/h)	255950,2	Vazão de Utilidade no Condensador (Kg/h)	480803,7
Vazão de Utilidade no Refervedor (Kg/h)	7269,946	Vazão de Utilidade no Refervedor (Kg/h)	109898,3
Número de Estágios Teóricos	6	Número de Estágios Teóricos	5
Razão de Refluxo (molar)	2	Razão de Refluxo (molar)	2
Custo (US\$)	102767,1	Custo (US\$)	230812,1
Custo do Condensador (US\$)	86686,2	Custo do Condensador (US\$)	98734,6
Custo do Refervedor (US\$)	28680,4	Custo do Refervedor (US\$)	44685,85

COL-C	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	78,1 / 89,2
Pressão - Topo/Fundo (KPa)	101,3 / 131,3
Altura/Diâmetro (m)	12,14 / 1,19
Calor no Condensador (KJ/h)	-1,83E+07
Calor no Refervedor (KJ/h)	2,23E+07
Vazão de Utilidade no Condensador (Kg/h)	880022
Vazão de Utilidade no Refervedor (Kg/h)	12267,36
Número de Estágios Teóricos	12
Razão de Refluxo (molar)	5
Custo (US\$)	72937,43
Custo do Condensador (US\$)	51365,96
Custo do Refervedor (US\$)	28070,17

A2.9 – Cenário 5: Dendê

Tabela A2.9 – Listagem dos equipamentos para o cenário 5 do dendê.

TROCADORES DE CALOR			
HX1-A		HX2-A	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,751219	Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,375795
Área de Troca Térmica (m ²)	115,4461	Área de Troca Térmica (m ²)	1,731333
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	409,1504	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1227,451
Vazão de Utilidade (Kg/h)	0	Vazão de Utilidade (Kg/h)	206,9704
Custo (US\$)	129547,1	Custo (US\$)	2877,647
HX1-B		HX2-B	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	2,307351	Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,566392
Área de Troca Térmica (m ²)	36,06503	Área de Troca Térmica (m ²)	3,956998
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1022,876	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1022,876
Vazão de Utilidade (Kg/h)	55193,18	Vazão de Utilidade (Kg/h)	27263,18
Custo (US\$)	28868,95	Custo (US\$)	3284,544
HX3-B		HX1-D	
Calor Trocado (MegaKJ/h)	0,335389	Calor Trocado (MegaKJ/h)	3,096875
Área de Troca Térmica (m ²)	7,71469	Área de Troca Térmica (m ²)	54,36152
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1022,876	Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	2045,752
Vazão de Utilidade (Kg/h)	16143,89	Vazão de Utilidade (Kg/h)	74079,07
Custo (US\$)	3654,833	Custo (US\$)	31853,01
HX2-D			
Calor Trocado (MegaKJ/h)	7,320346		
Área de Troca Térmica (m ²)	88,51263		
Coef. Global de Transf. De Calor (KJ/°C-m ² -h)	1022,876		
Vazão de Utilidade (Kg/h)	352363,2		
Custo (US\$)	37240,83		
BOMBAS			
PUMP1-A		PUMP2-A	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	5,997075	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	13,3685
Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7
Potência (HP)	2,380257	Potência (HP)	3,844418
Eletricidade (KW)	1,775672	Eletricidade (KW)	2,867936
Custo da Bomba (US\$)	6265,176	Custo da Bomba (US\$)	4679,019
PUMP3-A		PUMP4-A	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	14,75804	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	2,544348
Acréscimo de Pressão (KPa)	210	Acréscimo de Pressão (KPa)	370
Potência (HP)	2,924407	Potência (HP)	2,206522
Eletricidade (KW)	2,181608	Eletricidade (KW)	1,646065
Custo da Bomba (US\$)	4580,968	Custo da Bomba (US\$)	6563,607
PUMP1-B		PUMP2-B	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	1,360554	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	5,144373
Acréscimo de Pressão (KPa)	298,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	380
Potência (HP)	0,255081	Potência (HP)	2,787087
Eletricidade (KW)	0,190291	Eletricidade (KW)	2,079167
Custo da Bomba (US\$)	4959,969	Custo da Bomba (US\$)	4508,594
PUMP3-B		PUMP4-B	
Vazão Volumétrica (m ³ /h)	17,23548	Vazão Volumétrica (m ³ /h)	0,262538
Acréscimo de Pressão (KPa)	80	Acréscimo de Pressão (KPa)	8,7
Potência (HP)	1,285297	Potência (HP)	0,002143
Eletricidade (KW)	0,958832	Eletricidade (KW)	0,001599
Custo da Bomba (US\$)	4388,54	Custo da Bomba (US\$)	2909,719

PUMP5-B		PUMP6-B	
Vazão Volumétrica (m³/h)	0,01882	Vazão Volumétrica (m³/h)	0,700197
Acréscimo de Pressão (KPa)	8,7	Acréscimo de Pressão (KPa)	380
Potência (HP)	0,000228	Potência (HP)	0,170782
Eletricidade (KW)	0,00017	Eletricidade (KW)	0,127404
Custo da Bomba (US\$)	3057,453	Custo da Bomba (US\$)	4152,881
PUMP7-B		PUMP1-D	
Vazão Volumétrica (m³/h)	1,939664	Vazão Volumétrica (m³/h)	4,404773
Acréscimo de Pressão (KPa)	160	Acréscimo de Pressão (KPa)	93,41
Potência (HP)	1,013094	Potência (HP)	0,677114
Eletricidade (KW)	0,755768	Eletricidade (KW)	0,505127
Custo da Bomba (US\$)	5012,402	Custo da Bomba (US\$)	4514,291

REATORES

REACTOR-A		REACTOR1-B	
Temperatura (°C)	70	Temperatura (°C)	50
Pressão (KPa)	400	Pressão (KPa)	400
Altura/Diâmetro (m)	12,43 / 4,14	Altura/Diâmetro (m)	13,92 / 4,64
Vazão de Utilidade (Kg/h)	1062,502	Vazão de Utilidade (Kg/h)	2084,289
Potência do Agitador (HP)	221,264	Potência (HP)	311,3333
Eletricidade (KW)	165,063	Eletricidade (KW)	232,2546
Custo (US\$)	2007149	Custo (US\$)	2087039
Custo da Serpentina (US\$)	44075,1	Custo da Serpentina (US\$)	69165,32
REACTOR2-B			
Temperatura (°C)	60		
Pressão (KPa)	110		
Altura/Diâmetro (m)	1,62 / 0,54		
Vazão de Utilidade (Kg/h)	1411,108		
Potência (HP)	0,146337		
Eletricidade (KW)	0,109167		
Custo (US\$)	98149,21		
Custo da Serpentina (US\$)	60245,86		

LAVAGEM

WASH-A		WASH-B	
Altura / Diâmetro dos Tanques de Mistura (m)	1,29 / 1,29	Altura / Diâmetro dos Tanques de Mistura (m)	1,22 / 1,22
Potência do Agitador (HP)	7,126303	Potência do Agitador (HP)	6,094271
Eletricidade (KW)	5,316222	Eletricidade (KW)	4,546326
Comprimento / Diâmetro dos Decantadores (m)	2,57 / 0,64	Comprimento / Diâmetro dos Decantadores (m)	2,38 / 0,59
Custo Total (US\$)	275953	Custo Total (US\$)	125787

DECANTADOR

DECANTER-A	
Comprimento / Diâmetro dos Decantadores (m)	0,91/0,23
Custo Total (US\$)	11588,95

VASOS DE FLASH

FLASH-A		FLASH-B	
Temperatura (°C)	65,6	Temperatura (°C)	80
Pressão (KPa)	30	Pressão (KPa)	30
Altura/Diâmetro (m)	3,41 / 2,20	Altura/Diâmetro (m)	2,23 / 1,08
Vazão de Utilidade (Kg/h) (Aquecimento)	1800,212	Vazão de Utilidade (Kg/h) (Aquecimento)	649,2983
Custo (US\$)	65343,38	Custo (US\$)	10616,35
Custo da Serpentina (US\$)	76915,2	Custo da Serpentina (US\$)	36393,52

CLARIFICADOR

CLARIFIER-B	
Área de Sedimentação Estimada (m²)	24,84759
Custo (US\$)	67772,49

COLUNAS

COL1-B		COL2-B	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	42,1 / 136,7	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	118,3 / 400
Pressão - Topo/Fundo (KPa)	20 / 30	Pressão - Topo/Fundo (KPa)	10 / 20
Altura/Diâmetro (m)	12,40 / 1,60	Altura/Diâmetro (m)	13,64 / 2,92
Calor no Condensador (KJ/h)	-1,07E+07	Calor no Condensador (KJ/h)	-2,01E+07
Calor no Refervedor (KJ/h)	1,32E+07	Calor no Refervedor (KJ/h)	2,22E+07
Vazão de Utilidade no Condensador (Kg/h)	255950,2	Vazão de Utilidade no Condensador (Kg/h)	480803,7
Vazão de Utilidade no Refervedor (Kg/h)	7269,946	Vazão de Utilidade no Refervedor (Kg/h)	109898,3
Número de Estágios Teóricos	6	Número de Estágios Teóricos	5
Razão de Refluxo (molar)	2	Razão de Refluxo (molar)	2
Custo (US\$)	102697,5	Custo (US\$)	233324
Custo do Condensador (US\$)	86150,38	Custo do Condensador (US\$)	98812,65
Custo do Refervedor (US\$)	28643,71	Custo do Refervedor (US\$)	44685,85
COL1-D		COL2-D	
Temperatura - Topo/Fundo (°C)	78,3 / 201,3	Temperatura - Topo/Fundo (°C)	165,8 / 203,7
Pressão - Topo/Fundo (KPa)	101,3 / 131,3	Pressão - Topo/Fundo (KPa)	101,3 / 131,3
Altura/Diâmetro (m)	37,29/0,93	Altura/Diâmetro (m)	4,91 / 0,20
Calor no Condensador (KJ/h)	-9,25E+06	Calor no Condensador (KJ/h)	-6,07E+05
Calor no Refervedor (KJ/h)	1,94E+07	Calor no Refervedor (KJ/h)	8,05E+05
Vazão de Utilidade no Condensador (Kg/h)	445258,7	Vazão de Utilidade no Condensador (Kg/h)	29228,5
Vazão de Utilidade no Refervedor (Kg/h)	10705,7	Vazão de Utilidade no Refervedor (Kg/h)	443,3669
Número de Estágios Teóricos	40	Número de Estágios Teóricos	6
Razão de Refluxo (molar)	3	Razão de Refluxo (molar)	5
Custo (US\$)	128900,3	Custo (US\$)	15345,02
Custo do Condensador (US\$)	38071,56	Custo do Condensador (US\$)	2991,187
Custo do Refervedor (US\$)	49096,91	Custo do Refervedor (US\$)	4567,589
