



**SIMULAÇÃO E AVALIAÇÃO ECONÔMICA  
DA PRODUÇÃO DE BIODIESEL A PARTIR  
DO ÓLEO DE MACAÚBA E DO ÓLEO DE  
SOJA VIA ROTA METÁLICA COM  
CATÁLISE HOMOGÊNEA**

**Manuela dos Santos Reaes**

**Projeto de Final de Curso**

**Orientadores**

**Prof<sup>ª</sup>. Raquel Massad Cavalcante, D.Sc.**

**Prof. André Ferreira Young, D.Sc.**

**Gabriel de Figueiredo da Costa, M.Sc.**

**Julho de 2023**

# **SIMULAÇÃO E AVALIAÇÃO ECONÔMICA DA PRODUÇÃO DE BIODIESEL A PARTIR DO ÓLEO DE MACAÚBA E DO ÓLEO DE SOJA, VIA ROTA METÁLICA COM CATÁLISE HOMOGÊNEA**

*Manuela dos Santos Reaes*

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenheira Química.

Aprovado por:

---

Karina Moita de Almeida, D.Sc.

---

José Angel Ramon Hernandez, D.Sc.

---

Flavio da Silva Francisco, D.Sc.

Orientado por:

---

Prof<sup>ª</sup>. Raquel Massad Cavalcante,  
D.Sc.

---

Prof. André Ferreira Young, D.Sc.

---

Gabriel de Figueiredo da Costa,  
M.Sc.

Rio de Janeiro, RJ - Brasil

Julho de 2023

## CIP - Catalogação na Publicação

R287s Reaes, Manuela dos Santos  
SIMULAÇÃO E AVALIAÇÃO ECONÔMICA DA PRODUÇÃO DE  
BIODIESEL A PARTIR DO ÓLEO DE MACAÚBA E DO ÓLEO DE  
SOJA VIA ROTA METÉLICA COM CATÁLISE HOMOGÊNEA /  
Manuela dos Santos Reaes. -- Rio de Janeiro, 2023.  
63 f.

Orientadora: Raquel Massad Cavalcante.  
Coorientador: André Ferreira Young.  
Trabalho de conclusão de curso (graduação) -  
Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de  
Química, Bacharel em Engenharia Química, 2023.

1. Biodiesel. 2. Macaúba. 3. Simulação. 4.  
Análise Econômica. 5. Soja. I. Cavalcante, Raquel  
Massad, orient. II. Young, André Ferreira,  
coorient. III. Título.

Elaborado pelo Sistema de Geração Automática da UFRJ com os dados fornecidos pelo(a) autor(a), sob a responsabilidade de Miguel Romeu Amorim Neto - CRB-7/6283.

Dedico este trabalho à minha mãe, Elizabeth, que não somente tornou tudo possível,  
como também me trouxe a paz do seu apoio incondicional.

“Seu anjo da guarda a abandonara. Era ela mesma que tinha que ser sua própria guardiã. E tinha agora a responsabilidade de ser ela mesma. Nesse mundo de escolhas, ela parecia ter escolhido.”

Clarice Lispector

## AGRADECIMENTOS

À minha mãe, Elizabeth, que foi a melhor pessoa que ela poderia ter sido em cada momento da minha vida, até hoje. Sendo a pessoa que eu precisava que ela fosse, mesmo que eu não soubesse disso em cada momento.

Aos meus melhores e mais próximos amigos, que também são extensão da minha família, Amanda, Antonio, Bernardo, Mario e Thaísa.

À minha madrinha, Vivian, que foi casa pra mim ao longo de toda a minha vida.

Aos meus parceiros de duplo diploma, Rafaela e Pedro, que não somente confiaram em mim, como me encorajaram a persistir.

À Legado Consultoria Jr, em especial aos fundadores, por me indicarem um rumo profissional em que eu seria feliz, mesmo que eles não saibam disso.

Às minhas terapeutas, Beatriz e Marcyne, que me ajudaram a entender que eu não sou capaz de controlar tudo, por mais que eu tente.

Aos meus colegas de trabalho, que se tornaram amigos íntimos e conselheiros, Beatriz, Carolina, Odete e Rodrigo.

À minha orientadora, Raquel, por ter se tornado amiga e amparo durante os momentos mais difíceis da minha vida e até hoje.

Ao meu coorientador, Gabriel, que me auxiliou em cada passo da simulação, revisou meus erros e me guiou durante todo o processo.

Ao meu orientador, André, pelas revisões pertinentes e por me auxiliar a alcançar o meu objetivo.

Por fim, ao meu afilhado, Gabriel, para demonstrar que desafios podem ser superados por qualquer um que queira fazê-lo.

Resumo do Projeto de Final de Curso apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Engenheira Química.

## **SIMULAÇÃO E AVALIAÇÃO ECONÔMICA DA PRODUÇÃO DE BIODIESEL A PARTIR DO ÓLEO DE MACAÚBA E DO ÓLEO DE SOJA, VIA ROTA METÁLICA COM CATÁLISE HOMOGÊNEA**

Manuela dos Santos Reaes

Julho, 2023

Orientadores: Prof.<sup>a</sup> Raquel Massad Cavalcante, D.Sc.

Prof. André Ferreira Young, D.Sc

Gabriel de Figueiredo da Costa, M.Sc.

Tendo em vista recentes estudos e iniciativas governamentais como o programa de descarbonização da Amazônia, que visam alternativas energéticas mais sustentáveis dos pontos de vista ambiental, social e econômico, e com uso de matérias-primas locais, uma das oleaginosas que tem ganhado foco nas últimas décadas é a macaúba, apresentando potencial para recuperação de áreas degradadas, além de ser uma planta de origem brasileira com áreas de plantio em Minas Gerais e no Pará. Dessa forma, o objetivo deste trabalho é avaliar técnica e economicamente a produção de biodiesel via rota metálica com catálise homogênea alcalina a partir da soja e da macaúba, promovendo uma comparação entre os dois processos. Com base no dimensionamento simplificado de 16 equipamentos e 18 correntes de insumos e utilidades, o (CUSTO) CAPEX de cada uma das plantas foi avaliado em cerca de US\$ 21 milhões, com (CUSTO) OPEX anual de cerca de R\$ 18 milhões. Os resultados do estudo permitem observar que não há diferenças significativas nos custos de ambos os processos, portanto o diferencial entre o valor de cada óleo será de extrema importância na escolha entre as matérias-primas, avaliando-se os pontos de vista técnico e econômico.

## ÍNDICE

Capítulo 1 – Introdução.....	1
1.1 Histórico do Biodiesel .....	1
1.2 Objetivos.....	5
Capítulo 2 – Revisão Bibliográfica .....	6
2.1 Escolha dos Triglicerídeos.....	6
2.2 Escolha do Álcool .....	10
2.3 Escolha do Catalisador .....	12
2.4 Escolha do Simulador e Pacote Termodinâmico .....	18
2.5 Definição dos Equipamentos e Parâmetros .....	18
Capítulo 3 – Materiais e Métodos.....	22
3.1 Definição dos Componentes Químicos .....	22
3.2 Definição das Correntes de Entrada .....	26
3.3 Dimensionamento .....	26
3.4 Avaliação Econômica .....	29
Capítulo 4 – Resultados e Discussão .....	40
4.1 Fluxogramas de Processo .....	40
4.2 Correntes de Processo .....	43
4.3 Equipamentos.....	47
4.4 Dimensionamento e Custo de Capital (CAPEX) .....	49
4.5 Custos de Produção (OPEX) .....	51
4.6 Avaliação Econômica .....	53
Capítulo 5 – Conclusões .....	55
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....	57



## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 - Reação genérica de transesterificação para formação do biodiesel.....	3
Figura 1.2 - Reação de esterificação com uso de catalisador ácido .....	3
Figura 1.3 - Produção de biodiesel por tipo de matéria-prima, em m <sup>3</sup> , para o ano de 2022 .	4
Figura 2.1 - Evolução de percentual de biodiesel no diesel a partir de espécies oleaginosas no Brasil até 2020.....	8
Figura 2.2 - Razão de patentes e publicações científicas, por óleo, de 2008 a 2017 .....	9
Figura 4.1 - Fluxograma geral de processo considerado em ambos os casos .....	41
Figura 4.2 - Simulação da planta de biodiesel cuja matéria prima é o óleo de macaúba....	44
Figura 4.3 - Simulação da planta de biodiesel cuja matéria prima é o óleo de soja.....	46

## ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 2.1 - Produtividade média do óleo por hectare de algumas oleaginosas.....	7
Tabela 2.2 - Efeito do álcool utilizado na produção de biodiesel .....	11
Tabela 2.3 - Vantagens e desvantagens do processo de transesterificação com metanol e com etanol .....	12
Tabela 2.4 – Classificação e comparação de catalisadores. ....	17
Tabela 3.1 - Distribuição de massa das partes principais do fruto da macaúba.....	23
Tabela 3.2 – Composição mássica de triglicerídeos e ácidos graxos considerados na simulação para o óleo de macaúba.....	24
Tabela 3.3 - Composição mássica de triglicerídeos e ácidos graxos considerados na simulação para o óleo de soja.....	25
Tabela 3.4 - Tempos de residência e Coeficientes globais de troca térmica.....	29
Tabela 3.5 - Parâmetros da correlação CAPCOST para bombas .....	31
Tabela 3.6 - Parâmetros utilizados na correlação CAPCOST para trocadores de calor. ....	32
Tabela 3.7 - Parâmetros da correlação CAPCOST para pratos de colunas.....	33
Tabela 3.8 - Parâmetros da correlação CAPCOST para vasos, reatores e cascos de colunas .....	<b>Erro! Indicador não definido.</b>
Tabela 3.9 - Parâmetros da correlação CAPCOST para clarificadores em batelada .....	34
Tabela 3.10 - Preço de cada componente e utilidade considerados nos processos .....	36
Tabela 3.11 - Parâmetros utilizados no Fluxo de Caixa Descontado.....	39
Tabela 4.1 - Correntes de Processo para simulação utilizando óleo de macaúba .....	45
Tabela 4.2 - Correntes de Processo para simulação utilizando óleo de soja.....	47
Tabela 4.3 - Dados dos equipamentos para a planta usando óleo de macaúba .....	48
Tabela 4.4 - Dados dos equipamentos para a planta usando óleo de soja.....	49
Tabela 4.5 - Dimensionamento e CAPEX da planta usando óleo de macaúba.....	50
Tabela 4.6 - Dimensionamento e CAPEX da planta usando óleo de soja .....	51
Tabela 4.7 – Correntes e OPEX da planta usando óleo de macaúba .....	52
Tabela 4.8 - Correntes e OPEX da planta usando óleo de soja.....	53

## **Capítulo 1 – Introdução**

No âmbito dos combustíveis mais comumente utilizados, o diesel ocupa espaço relevante no mercado sendo ele um dos grandes produtos do beneficiamento do petróleo. Portanto, desde 2004, com o início do Programa Nacional de Produção e Uso de Biodiesel (PNPB), o governo brasileiro tem tido investimentos que tornasse atrativo ao produtor agrícola o cultivo de culturas em que seus grãos viessem a ser úteis para a geração de biodiesel. Quase vinte anos se passaram desde que o programa foi institucionalizado, e desde então muitos estudos foram feitos com intuito de compreender quais variáveis poderiam ser modificadas de modo a tornar o valor de mercado maior, minimizando custos e maximizando a produtividade.

Para sua obtenção, o biodiesel requer triglicerídeo – seja ele de origem vegetal ou animal, residual ou virgem –, álcool de cadeia curta e a presença de um catalisador para viabilizar o processo. Comumente, a forma mais empregada de produção é a de transesterificação de triglicerídeos, que produz o biodiesel e glicerol. A depender do estado a matéria prima, pode-se requerer um pré-tratamento do óleo, incluindo uma nova reação com o álcool para remoção dos ácidos graxos livres, tidos como impurezas para esse processo, que vão a biodiesel já nessa etapa.

### **1.1 Histórico do Biodiesel**

Rudolf Diesel é conhecido hoje como tendo sido o primeiro homem a tentar utilizar o óleo vegetal para abastecimento de motor, tendo ele utilizado óleo vegetal ao final do século XIX e patenteado um motor com base nesta fonte energética (DIESEL, 1898). Rudolf tinha como intuito a utilização principalmente para o setor agrário, dado que países com forte atuação nesse setor se beneficiariam com a logística oferecida na obtenção do óleo a partir da própria

produção. O termo “biodiesel” começou a ser aplicado entre 1988 e 1991, tendo sido comumente utilizado a partir de então (PINHO *et al.* 2016). Apesar dessa primeira iniciativa ter sido mais ecológica, devido às propriedades físico-químicas dos combustíveis fósseis serem mais vantajosas, eles se tornaram preferenciais em relação aos óleos vegetais, e a exploração do petróleo para produção de diesel, dentre outros produtos, se tornou a regra para os setores de maquinário e veículos pesados.

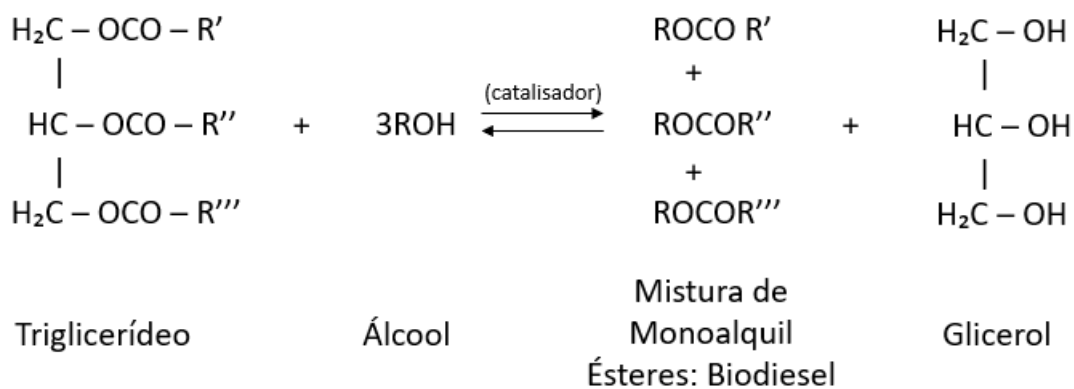
O biodiesel foi apontado como uma alternativa mais sustentável em relação aos combustíveis fósseis, pois sua matéria prima principal (triglicerídeos) é geralmente obtida pelo plantio de vegetais. As folhas absorvem dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) presente no meio pela fotossíntese, o carbono é utilizado na formação de todas as partes das plantas incluindo os grãos contendo óleo, e uma vez que o óleo é convertido em biodiesel e utilizado, através da queima do combustível, há liberação de CO<sub>2</sub> retornando para o meio. A emissão de CO<sub>2</sub> no ciclo é nula, e o saldo da emissão de gases é reduzido em cerca de 78% considerando o ciclo de vida, quando comparado ao diesel comum, dado que tudo o que é emitido na queima será reutilizado pelas plantas para nova produção do óleo (TYSON, 2001). As únicas emissões restantes no processo tratam-se daquelas inerentes aos processos produtivos de fertilizantes, aos combustíveis utilizados nas máquinas agrícolas, à operação da planta de biodiesel em si, etc.

Apesar disso, foi observado que os níveis de emissões de NO<sub>x</sub> aumentam se for utilizado o combustível B100 (ou seja, o biodiesel puro) no motor, ao invés de utilizada a mistura B20 (US DEPARTMENT OF ENERGY, 2006). Alguns estudos indicam que há variabilidade de emissão apenas para esse gás, não ocorrendo discrepâncias significativas no índice de hidrocarbonetos, monóxido de carbono ou particulados, que sempre apresentam redução (RIBAS, 2016).

Atualmente, a rota mais utilizada para produção de biodiesel é através da reação de transesterificação, exemplificada na

Figura 1.1, que pode, ou não, ser antecedida por uma etapa de pré-tratamento, a depender do índice de acidez do óleo e do tipo de catalisador utilizado. Para o caso de vias que utilizam catálise homogênea, o valor máximo de acidez aceitável é de 2,5% em peso de ácidos graxos livres, sendo necessária a etapa anterior (ISTC, 2006).

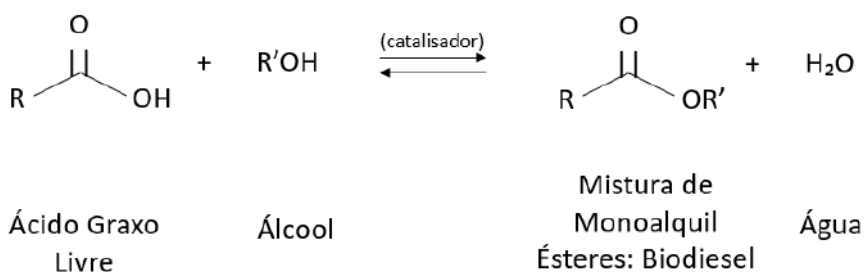
Figura 1.1 - Reação genérica de transesterificação para formação do biodiesel



Fonte: elaboração própria.

O pré-tratamento é realizado através de uma reação de esterificação, como pode ser observada na Figura 1.2.

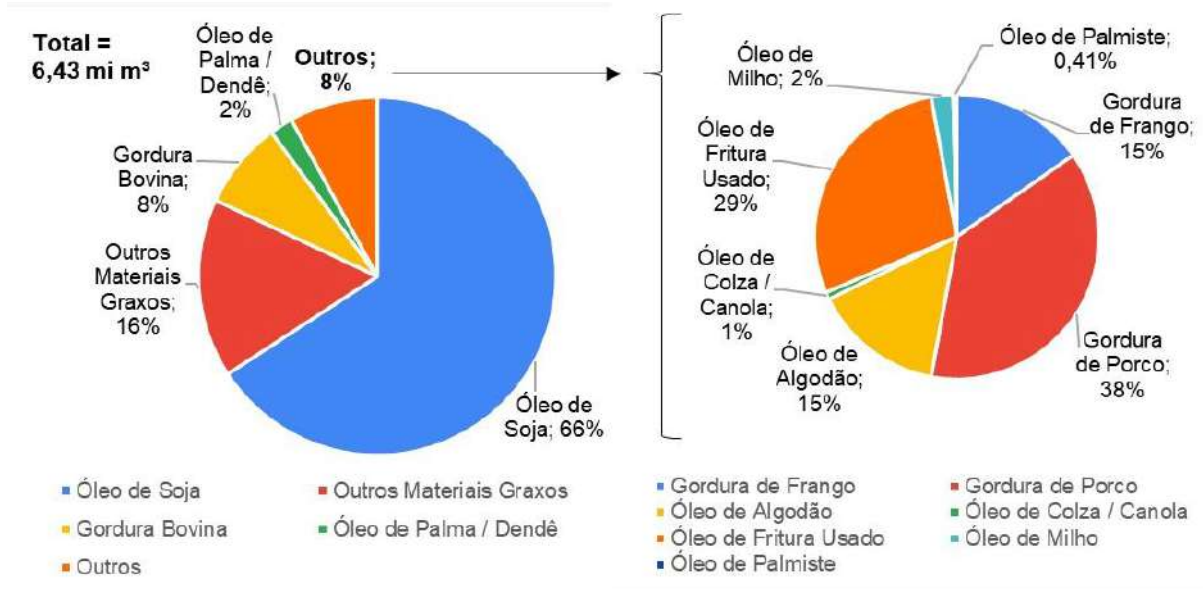
Figura 1.2 - Reação de esterificação com uso de catalisador ácido



Fonte: elaboração própria.

O triglicerídeo a ser utilizado pode ser proveniente de muitas fontes diferentes. É possível observar na Figura 1.3 que, no Brasil, em 2022, a maior fonte de produção de biodiesel no Brasil foi a soja, seguida de outros materiais graxos (sendo esses a “mistura de matérias-primas em tanque a reprocessamento de subprodutos gerados na produção de biodiesel”), outras (computadas como sendo, em ordem de relevância: gordura de porco, óleo de fritura usado, óleo de algodão, gordura de frango, óleo de milho e óleo de canola), gordura bovina e óleo de palma/dendê (ANP, 2022).

Figura 1.3 - Produção de biodiesel por tipo de matéria-prima, em m<sup>3</sup>, para o ano de 2022



Fonte: adaptado de ANP (2022).

O tipo de ácido graxo presente no óleo utilizado para produção do biodiesel afeta em maior ou menor grau algumas das propriedades do combustível final, como por exemplo a viscosidade, as propriedades a frio, as emissões e a performance das máquinas, devido às estruturas moleculares presentes nos ésteres - ou seja, variam de acordo com a composição do ácido graxo e do álcool utilizados na produção. Assim, o tamanho da cadeia de hidrocarbonetos, seu grau de insaturação, bem como a presença de ramificações, são exemplos de parâmetros estruturais que podem influenciar diretamente nas propriedades do biodiesel. Óleos que possuem ácidos graxos com alta saturação formarão um biodiesel mais propenso a gelificar em temperaturas baixas. Um biodiesel com maior presença de ácidos graxos insaturados é mais suscetível à oxidação (por exposição ao oxigênio em altas temperaturas) e pode causar também maior decomposição térmica, prejudicando as funcionalidades do motor. Sendo assim, observa-se que é necessário determinar a composição em ésteres de ácidos graxos de cada óleo para compreender as possíveis características do biodiesel produzido (FERRARI, 2004).

Tendo sob perspectiva a tendência global de procurar métodos ainda mais sustentáveis, estudos têm sido feitos para localizar na natureza, em especial nas espécies nativas, matéria prima capaz de atender às demandas do mercado, desenvolver localmente os pequenos agricultores e ser cultivada de modo a proteger o meio ambiente na qual ela está envolvida, como será indicado adiante.

## 1.2 Objetivos

Com base no que foi apresentado, deseja-se no presente trabalho realizar a comparação técnica e econômica entre os processos de obtenção de biodiesel a partir do óleo de duas diferentes matérias-primas: a macaúba e a soja. A rota catalítica utilizada foi a catálise homogênea para ambas as situações. Uma simulação foi feita para cada processo e, a partir disso, foi elaborado um estudo para dimensionamento seguido da estimativa do CAPEX e OPEX para cada caso. A simulação do processo foi gerada a partir do *software* comercial Aspen Plus® versão 12, dados os dois diferentes insumos, fazendo uso de condições de operação similares, porém atendendo às necessidades específicas de cada matéria-prima. A partir dos resultados obtidos pelo programa, as plantas de produção foram dimensionadas, com indicação dos equipamentos e condições de processo, tendo como base uma planta de pequeno porte dedicada à produção de energia elétrica 100% renovável em térmicas isoladas.

## **Capítulo 2 – Revisão Bibliográfica**

Conforme descrito anteriormente, a reação de transesterificação consiste na reação entre um triéster e um álcool para formar outro(s) éster(es) e álcool(is). No caso do processo de obtenção do biodiesel, uma cadeia de triglicerídeos reage com um álcool, formando o biodiesel (ésteres) e o glicerol. Esse processo requer a utilização de um catalisador, seja ele homogêneo ou heterogêneo, para viabilizar economicamente a produção do biodiesel. Comumente, o álcool utilizado é o metanol (rota metflica), que embora hoje seja produzido em larga escala através do gás natural (uma fonte fóssil), também pode ser produzido a partir do metano proveniente da biomassa. É também possível a utilização do etanol (rota etflica), que pode ser obtido através da cana de açúcar, tornando o processo mais ambientalmente amigável, porém observam-se dificuldades técnicas principalmente no que tange ao teor de água residual presente neste álcool que tornam o processo significativamente mais complexo (CADERNOS NAE, 2005).

Sendo assim, neste capítulo serão descritos os parâmetros considerados no presente trabalho, levando em conta a escolha dos insumos, a escolha do simulador e parâmetros de simulação, assim como as metodologias utilizadas para o dimensionamento e para a avaliação econômica das plantas industriais.

### **2.1 Escolha dos Triglicerídeos**

O Brasil, em seu extenso território, consegue produzir diferentes tipos de oleaginosas capazes de gerar matéria prima para produção de biodiesel. Ainda que as principais fontes vegetais usadas atualmente sejam a soja, palma/dendê, algodão, milho e canola, dentre a múltipla diversidade existente, muitas espécies nativas conseguem gerar maiores teores de óleo a partir de seu fruto/amêndoa, ou até de sua palma e casca. Exemplos de culturas que estão



sendo estudadas são o licuri, a macaúba, o babaçu, dentre outras. Também é possível obter o biodiesel a partir de óleos vegetais não alimentícios, como por exemplo o óleo de crambe, por possuir ácido erúico em sua composição (EMBRAPA, 2022).

Além das espécies nativas, há expectativa de crescimento de produção de outras fontes mais conhecidas, como é o caso, por exemplo, do amendoim, mamona, girassol e pinhão manso. Uma comparação entre a obtenção de óleo por hectare plantado para algumas oleaginosas é apresentada na Tabela 2.1, onde o cultivo de dendê, macaúba e pinhão manso, nessa ordem, apresentam a maior relação entre óleo obtido por área plantada.

Tabela 2.1 - Produtividade média do óleo por hectare de algumas oleaginosas

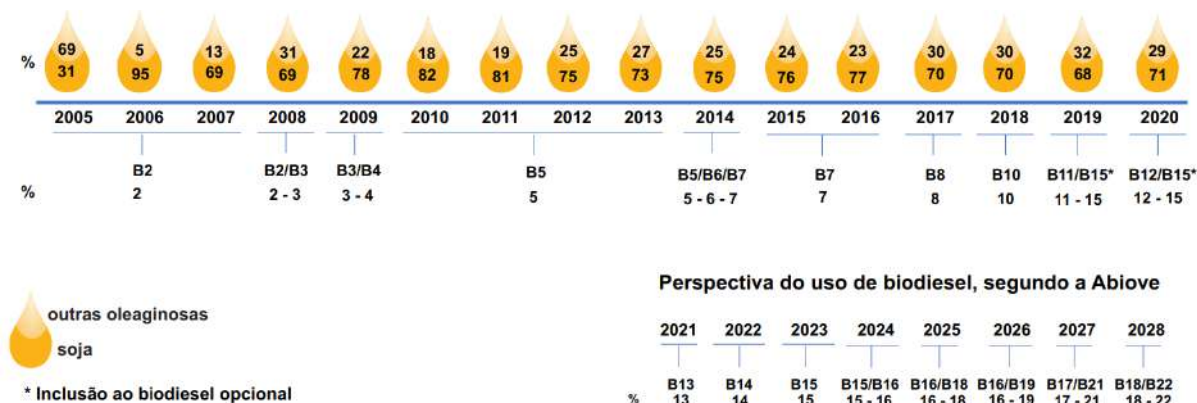
<b>Oleaginosa</b>	<b>Rendimento Agrícola (LÓLEO/ha)</b>
Amendoim	800 a 1200
Mamona	400 a 1000
Girassol	800 a 1500
Soja	400 a 650
Algodão	250 a 500
Dendê	5500 a 8000
Babaçu	1500 a 2000
Colza/canola	650 a 1000
Pequi	2600 a 3200
Pinhão manso	3000 a 3600
Macaúba	3500 a 4000

Fonte: Melo (2012).

Apesar de existir um imenso valor social ao realizar maior cultivo dessas espécies, por viabilizar que pequenos agricultores em mais regiões do país possam obter renda a partir delas, existem alguns entraves que priorizam as culturas das primeiras fontes mencionadas, como a proximidade de áreas de proteção ambiental, os estudos ainda com menor grau de assertividade acerca do potencial dessas oleaginosas, a necessidade de evoluções tecnológicas, e também o uso dessas plantas ser hoje restrito à alimentação.

A produção de óleo de soja é majoritariamente encaminhada para fins alimentícios, seja humana ou animal. Apesar disso, assim como mencionado anteriormente, considerando-se o cenário brasileiro, a principal fonte de óleo vegetal para produção do biodiesel é o óleo de soja. Esta predominância se manteve nos últimos 20 anos, conforme indica a Figura 2.1. Paradoxalmente, o setor é dominado por grandes empresas do agronegócio e possui baixo estímulo social no que diz respeito ao pequeno agricultor, um dos focos de incentivo do governo brasileiro em suas políticas públicas.

Figura 2.1 - Evolução de percentual de biodiesel no diesel a partir de espécies oleaginosas no Brasil até 2020

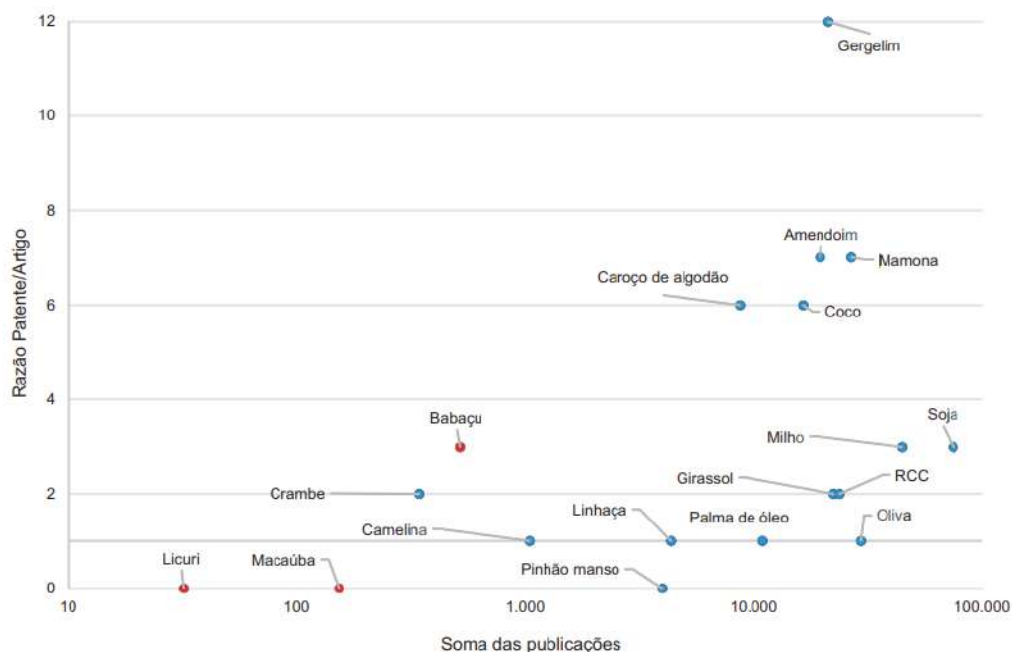


Fonte: Embrapa (2022).

Sendo assim, a diversificação de insumos para produção de biodiesel é vista como vantajosa, visto que o setor fica dependente das safras da soja, ou seja, comprometido em caso de manifestação generalizada de pragas nesse tipo de espécie ou de condições adversas ao seu plantio e manutenção. Este problema se agrava quando se observa que a maior parte da soja plantada no Brasil provém de sementes com carga genética similar, com baixa diversidade genética, portanto vulneráveis aos mesmos tipos de pragas e outros problemas (DEBIASI *et al.*, 2015). Dessa forma, a Figura 2.1 também permite observar o aumento na produção de biodiesel a partir de outros óleos de 2006 até 2020, denotando as tentativas do mercado para inclusão de novas tecnologias, reduzindo a dependência da soja.

A Figura 2.2 permite identificar que o número de patentes para as espécies nativas, como é o caso da macaúba e licuri, ainda é baixo, visto que as informações científicas acerca do óleo proveniente dessas culturas ainda estão sendo obtidas, e a indústria somente poderá tomar decisões de investimento com relação às espécies que são conhecidas, com uma técnica produtiva consolidada (EMBRAPA, 2022). A partir disso, é possível reconhecer ainda mais a importância de trabalhos que visam explorar melhor as características de produção de óleo a partir de outros meios. Vegetais com alta razão patente/artigo encontram-se em um estágio mais avançado de sua aplicação comercial para a produção de biodiesel, enquanto aqueles com baixa razão patente/artigo ainda são objeto de estudos acadêmicos; chamam atenção os casos da Macaúba e do Licuri, com zero patentes mapeadas pela Embrapa (2022), apesar de terem dezenas de estudos acadêmicos publicados.

Figura 2.2 - Razão de patentes e publicações científicas, por óleo, de 2008 a 2017



Fonte: Embrapa (2022).

Assim, uma das oleaginosas que ganharam relevância científica recentemente é a macaúba, uma planta nativa do Brasil e com alto potencial de rendimento, com produção estimada entre 3.500 e 4.000 litros de óleo por hectare de cultivo (MELO, 2012). Além disso, seu plantio requer pouca água e fertilizante para se desenvolver, sendo até mesmo relativamente resistente a pestes comuns a esse tipo de planta. Suas frutas crescem ao longo de todo o ano, ocorrendo amadurecimento principalmente entre setembro e janeiro (NASCIMENTO, 2013).

Portanto, a macaúba tem potencial de ganhar mais produtores em território nacional, ampliando o mercado e auxiliando o preço do biodiesel, visto que ele não ficaria totalmente refém das safras de soja. Sendo assim, foi a matéria prima escolhida no presente trabalho para a comparação frente ao óleo de soja, que é o principal insumo utilizado atualmente na produção do biodiesel.

### 2.1.1 Macaúba (*Acrocomia aculeata*)

A macaúba é uma espécie de palmeira nativa na região dos trópicos, nas Américas, incluindo Brasil, Caribe e México. Possui diversos usos possíveis para seu óleo, que são

extraídos de seu fruto, por ser rico em cadeias médias de ácidos graxos que promovem benefícios para a saúde, tanto de forma alimentícia, para cozimento, como para hidratantes para pele e cabelo. Além do seu óleo, a palmeira da macaúba pode ser utilizada para construção de telhados de palha ou artesanatos, como cestos, e sua madeira também pode ser aproveitada para construção. O fruto é consumido por animais e sua palma também é utilizada como abrigo de espécies de animais e insetos. Além disso, estudos recentes (EMBRAPA, 2022; MOURA, 2019; NASCIMENTO, 2013) indicam que o óleo da macaúba pode ser utilizado para produção de biodiesel.

Por requerer pouca água e fertilizante para seu crescimento e ser relativamente resistente a pestes e eventuais doenças, seu cultivo é considerado sustentável. Suas frutas se desenvolvem ao longo de todo o ano, ocorrendo seu amadurecimento principalmente entre setembro e janeiro. Suas sementes podem levar de um a dois anos para germinar, porém algumas pesquisas já estão em desenvolvimento para redução desse tempo (NASCIMENTO, 2013). A concentração de palmeiras de macaúba no Brasil está nos estados de Minas Gerais, Goiás, Mato Grosso e Mato Grosso do Sul, sendo que anteriormente também ocorria em São Paulo, tendo sido substituídas pelo cultivo do café (NASCIMENTO, 2013).

O plantio dessa espécie pode ser muito benéfico ambiental e socioeconomicamente falando, visto que serve para recompor áreas de reserva e promover maior desenvolvimento rural para pequenos e médios agricultores (EMBRAPA, 2012).

## **2.2 Escolha do Álcool**

Usualmente, conforme já mencionado, os principais álcoois utilizados na produção do biodiesel são o metanol e o etanol, mas alguns outros também podem ser utilizados, como é o caso do propanol e butanol. As comparações entre eles envolvem critérios como conversão, razão molar, fatores econômicos, ambientais, de saúde (toxicidade) e de mercado (oferta e demanda). A conversão e a razão molar podem ser comparadas através dos dados apresentados na Tabela 2.2 abaixo.

Tabela 2.2 - Efeito do álcool utilizado na produção de biodiesel

Álcool	Razão Molar	Temperatura (°C)	Tempo (h)	Conversão (%)
Metanol	1:3,6	50	24	73,8
Etanol	1:3,6	50	24	46,1
1-propanol	1:3,5	50	24	31,9
1-butanol	1:3,6	50	24	47,4

Fonte: adaptado de Costa (2021).

O metanol é obtido hoje essencialmente através do gás natural, tornando-o mais barato do que o etanol e mais ofertado, por se tratar de uma origem abundante. Em contrapartida, o etanol é obtido através de processo que tem como fonte a cana de açúcar, o que favorece a questão ecológica, visto que é renovável. Ele é menos tóxico do que o metanol, porém há competitividade de mercado, visto que o etanol (anidro e hidratado) também tem como destino final o uso como combustível, tornando-o, até mesmo, mais caro. Apesar de, no que se trata de estequiometria, serem necessários 3 moles de álcool para 1 mol de óleo durante a etapa de transesterificação, para que a reação seja facilitada é necessário utilizar razões iguais a, no mínimo, 6 moles de álcool para 1 de óleo, visando aumentar a miscibilidade álcool-triglicerídeos e o rendimento do produto. A proporção maior de álcool também favorece no aumento de produtividade, deslocando o equilíbrio e reduzindo o tempo de reação (COSTA, 2021).

Dessa forma, pode-se resumir as principais vantagens e desvantagens do metanol e do etanol conforme indicado na Tabela 2.3, sendo ambos os dois álcoois de cadeia curta mais utilizados industrialmente na produção de biodiesel.

Tabela 2.3 - Vantagens e desvantagens do processo de transesterificação com metanol e com etanol

	<b>Metanol</b>	<b>Etanol</b>
<b>Vantagens</b>	Menor consumo	Produção já consolidada no Brasil
	Mais barato nos últimos anos	Propriedade de índice de cetano e lubricidade maiores
	Maior taxa de conversão (para mesmas condições operacionais)	Se produzido a partir de biomassa, é 100% renovável
	Menor volume de equipamentos	Menor risco de incêndio e menor toxicidade
	Melhor separação da glicerina	Incentivo à ocupação e renda no meio rural
<b>Desvantagens</b>	Tóxico	Dificuldade de separação da glicerina
	Importado pelo Brasil	Possui azeotropia
	Tradicionalmente, é proveniente de combustível fóssil	Maior custo, tanto de investimento inicial quanto de alimentação à planta

Fonte: adaptada de TECPAR (2006).

## 2.3 Escolha do Catalisador

Uma das principais variações encontradas no processo de produção do biodiesel é o tipo de catálise a ser utilizada. Há dois caminhos a serem seguidos: via catalisadores homogêneos ou heterogêneos.

### 2.3.1 Catalisadores Homogêneos

Os catalisadores homogêneos são usados preferencialmente na produção de biodiesel, por possuírem vantagens como alta seletividade e boa taxa de reação.

Catalisadores alcalinos são comumente empregados na catálise homogênea, sendo eles geralmente o hidróxido de sódio (NaOH), o metóxido de sódio (CH<sub>3</sub>ONa) e o hidróxido de potássio (KOH). O NaOH é mais considerado para a transesterificação por possuir alta pureza e ser mais economicamente acessível, além de ser utilizado em menor quantidade para o mesmo resultado e se dissolver mais rapidamente em metanol do que o KOH, por exemplo. Como desvantagem, com esses tipos de catalisadores, o óleo vegetal e o álcool utilizados apresentarão alguma quantidade de água e, caso o teor de ácidos graxos presentes em conjunto com a água seja maior que 1%, por consequência da hidrólise dos triglicerídeos, há muitas chances de ocorrer nos reatores a reação de saponificação - prejudicando a recuperação do produto, visto que o sabão possui propriedades emulsificantes (ANDRADE, 2010). O uso de etanol no processo aumenta as chances de ocorrência da saponificação, visto que ele é produzido com

volume de até 5% de água, e mesmo na denominação de “etanol anidro” pode haver teores residuais de água presentes na mistura.

Para evitar-se o risco de saponificação, é recomendada a produção do biodiesel em duas etapas: primeiro, com uso de ácido, para redução do teor de ácidos graxos livres (em uma reação de esterificação); em seguida, usando-se o catalisador alcalino para a transesterificação em si. Independentemente do tipo de álcool a ser utilizado, o máximo de acidez aceitável em processos catalíticos homogêneos é de 2,5% em massa de ácidos graxos livres em relação à massa total do óleo, sendo que acima desse valor é necessária a etapa de pré-tratamento para remoção dos ácidos graxos livres (ISTC, 2006). Quando o óleo vegetal possui alto teor de ácidos graxos livres, este pré-tratamento deve ser feito, e o produto deverá sofrer refino através de lavagem com água quente destilada, que posteriormente será neutralizada.

A Figura 1.2 indica a reação de esterificação para o caso de uso de um catalisador ácido – por exemplo, ácido sulfúrico. A esterificação é um processo em que os ácidos graxos livres, presentes de forma indesejada no óleo a ser utilizado para obtenção do biodiesel, reagem com o mesmo álcool que será utilizado na transesterificação, formando ésteres, e liberando água que é removida da mistura reacional. É válido ressaltar que o catalisador pode ser completamente recuperado após a ocorrência da reação.

Dentre os catalisadores ácidos que podem ser utilizados, são mais comumente aplicados os ácidos sulfúrico, fosfórico, clorídrico e sulfônico, que podem ser aplicados não só na etapa de esterificação, mas também na transesterificação posterior. Embora esse método a necessidade de pré-tratamento para redução dos ácidos graxos livres, possui taxa de reação muito lenta, requer maior fração molar de álcool:óleo e possui duração de reação maior.

Em suma, no processo que faz uso de catalisadores homogêneos, suas etapas principais são:

- Tratamento do óleo para remoção dos ácidos graxos livres, via esterificação com catalisador ácido, caso seja necessário;
- Reação de transesterificação, sendo a concentração de catalisador geralmente na faixa de 0,5-2% por peso de óleo; temperatura de reação entre 60 e 80°C (temperaturas maiores podem aumentar a taxa de reação, porém também resultarão no aumento de subprodutos indesejados); pressão de cerca de 4 bar no reator para favorecer o contato do metanol com o

óleo sem que haja a sua volatilização; o tempo reacional varia dependendo do tipo de óleo e condições de operação utilizadas, mas tipicamente está entre 1 e 3h de duração; a proporção molar de álcool para óleo utilizado costuma ser de 6:1, como no caso do metanol, e a 9:1, como no caso do etanol (COSTA, 2012; YOUNG, 2015, CRUZ, 2017);

- Separação das fases, sendo o glicerol mais denso removido pelo fundo e o biodiesel com demais contaminantes obtidos pelo topo;
- Neutralização dos efluentes aquosos. Dessa forma, qualquer resíduo de sabão é convertido de volta à forma de ácidos graxos livres, sendo possível separar o glicerol;
- Purificação do glicerol, para redução de impurezas nesse subproduto de forma que possa ser destinado a outras indústrias ou mesmo a outras etapas dentro da planta de biodiesel;
- Purificação do biodiesel, estando esse composto misturado com álcool, catalisador, água, glicerídeos e ácidos graxos livres não reagidos, e também com o subproduto glicerol. Esse processo pode se dar através de destilação, extração líquido-líquido, lavagem aquosa, lavagem a seco, absorção com dessecantes e/ou separação por membranas.
- Recuperação do álcool não reagido, que pode ser inserido novamente no processo para garantir quantidades acima das estequiométricas, com a cautela de remoção de qualquer água que possa estar misturada ao mesmo.

### **2.3.2 Catalisadores Heterogêneos**

O processo de catálise heterogênea traz a vantagem de ser mais simples a etapa de separação do produto de interesse, tendo em vista que, em alguns casos, o catalisador é fixo, ou ainda que sua remoção pode ser feita por precipitação, filtração, dentre outros processos incluindo operações menos complexas. Como no caso homogêneo, os catalisadores podem ser alcalinos ou ácidos. No caso do primeiro grupo, pode-se utilizar na forma sólida o NaOH e KOH, suportados ou não em zeólitas. Metais alcalinos terrosos também podem ser utilizados com sucesso, como, por exemplo, óxido de berílio (BeO), óxido de manganês (MgO), óxido de cálcio (CaO) e óxido de estrôncio (SrO). Já no caso dos catalisadores sólidos ácidos, podem



favorecer a esterificação e a transesterificação simultâneas, mesmo a partir de óleos com alto teor de ácidos graxos livres (THANGARAJ, 2019).

O CaO, em particular, é muito estudado por ser denominado um catalisador *eco-friendly*, no sentido de possuir um longo ciclo de vida, altas atividades catalíticas, e requerer condições moderadas de reação. Além disso, para sua produção, pode-se utilizar material que seria descartado, reaproveitando um bem, reduzindo a geração de resíduos e, em consequência da abundante presença na natureza, aumentando a margem de lucro. Um nanocatalisador de CaO permite a conversão de 93% de óleo de jatrofa em biodiesel (ZHU H *et al.*, 2006). Apesar desses fatores, as taxas de reação na catálise heterogênea são mais lentas e a sua escolha pode variar dependendo do tipo de matéria prima a ser utilizada.

As etapas de produção através do processo utilizando catalisadores heterogêneos são:

- Tratamento do óleo para remoção dos ácidos graxos livres, via esterificação com catalisador ácido, caso seja necessário;
- Reação de transesterificação, sendo a quantidade de catalisador utilizada geralmente na faixa de 0,1-1% em massa de catalisador por massa de óleo; temperatura reacional dentro da faixa de 50-70°C, sendo que temperaturas maiores podem aumentar a taxa de reação, porém também resultarão no aumento de subprodutos indesejados; pressão de cerca de 4 bar no reator para favorecer o contato do metanol com o óleo sem que haja a sua volatilização; o tempo de reação varia entre 4 a 6 h; e a fração molar de álcool para óleo é comumente de 6:1 como no caso do metanol, a 9:1 como no caso do etanol (COSTA, 2012; YOUNG, 2015, CRUZ, 2017);
- Separação das fases, sendo o glicerol mais denso e removido pelo fundo e o biodiesel com demais contaminantes obtidos pelo topo; neste caso, o catalisador heterogêneo é recuperado como uma terceira fase, sólida, necessitando apenas de lavagem para retorno ao processo;
- Purificação do glicerol, para redução de impurezas nesse subproduto de forma que possa ser destinado a outras indústrias ou mesmo a outras etapas dentro da planta de biodiesel;
- Purificação do biodiesel, estando esse composto misturado com álcool, catalisador, água, glicerídeos e ácidos graxos livres não reagidos, e também com o subproduto glicerol. Esse processo pode se dar através de destilação, extração líquido-líquido,

lavagem aquosa, lavagem a seco, absorção com dessecantes e/ou separação por membranas.

- Recuperação do álcool não reagido, que pode ser inserido novamente no processo para garantir quantidades acima das estequiométricas, com a cautela de remoção de qualquer água que possa estar misturada ao mesmo.

A

Tabela 2.4 2.4 apresenta um comparativo entre as catálises homogêneas e heterogêneas, básica e ácida.

Tabela 2.4 – Classificação e comparação de catalisadores

<b>Tipo de Catalisador</b>	<b>Vantagem</b>	<b>Desvantagem</b>
Homogêneo Básico	Velocidades de reação altas – 4000 vezes maiores que as reações de transesterificação catalisadas por bases;	Muito sensíveis à presença de ácidos graxos livres, de forma que óleos e gorduras devem apresentar acidez máxima de 2,5%;
	Reação pode ocorrer em condições reacionais mais brandas com menor consumo energético;	Promovem a formação de sabões pela reação com estes ácidos graxos livres;
	Catalisadores como NaOH e KOH são relativamente baratos e podem ser facilmente encontrados;	A formação de grandes quantidades de sabão diminui o rendimento da reação causando problemas na etapa de purificação, gerando grandes quantidades de água residual;
Heterogêneo Básico	Proporcionam velocidades de reação relativamente maiores que catalisadores ácidos;	Possibilidade de envenenamento do catalisador quando exposto ao ar;
	Reação pode ocorrer em condições reacionais mais brandas com menor consumo energético;	Apresenta sensibilidade à presença de ácidos graxos livres devido à sua basicidade;
	O catalisador pode ser facilmente separado da mistura reacional ao término da reação;	A lixiviação de sítios ativos do catalisador pode resultar na contaminação do produto;
	Grande possibilidade de reuso e regeneração do catalisador;	-
Homogêneos Ácidos	Sua ação independente do teor de ácidos graxos livres presentes no meio reacional;	Velocidades de reação muito lentas;
	Preferencialmente utilizado para catálise de óleos residuais ácidos;	Catalisadores tipicamente corrosivos;
	As reações de esterificação e transesterificação podem ocorrer simultaneamente;	Há grande dificuldade de separação do catalisador ao término da reação;
	Reação pode ocorrer em condições reacionais mais brandas com menor consumo energético;	-
Heterogêneos Ácidos	Sua ação independente do teor de ácidos graxos livres presentes no meio reacional;	Os processos de síntese geralmente apresentam elevados custos;
	Preferencialmente utilizado para catálise de óleos residuais ácidos;	Geralmente exigem o emprego de elevadas temperaturas e razões molares álcool:óleo, bem como longos tempos de reação;
	As reações de esterificação e transesterificação podem ocorrer simultaneamente;	A lixiviação de sítios ativos do catalisador pode resultar na contaminação do produto;
	O catalisador pode ser facilmente separado ao término da reação;	-
	Grande possibilidade de reuso e regeneração do catalisador;	-
	Apresentam menor grau de corrosão que catalisadores homogêneos ácidos;	-

Fonte: adaptada de Domingos (2010).

Neste trabalho, o catalisador escolhido foi do tipo homogêneo, por possuir maior relevância, sendo uma das vias mais utilizadas na produção de biodiesel. Foi considerada a realização do pré-tratamento para remoção de ácidos graxos livres, com o uso de  $H_2SO_4$  durante a reação de esterificação, seguida pela produção do biodiesel utilizando-se NaOH durante a reação de transesterificação.

## 2.4 Escolha do Simulador e Pacote Termodinâmico

O software utilizado para realização da simulação do processo foi o Aspen Plus versão 12. O procedimento do programa requer, primeiramente, que seja definido o pacote termodinâmico cabível para as operações que compõem o processo, e que sejam selecionados os componentes incluídos na simulação. É necessário, em seguida, conhecer os equipamentos utilizados no processo, os parâmetros típicos de cada equipamento, as reações que ocorrem em cada reator, e as informações necessárias acerca da cinética reacional, rendimento, ou conversão final (dependendo do tipo de reator utilizado). Após a inclusão dos equipamentos, é feita a definição das correntes de insumos e produtos propriamente ditas, que são incluídas no programa conectando os equipamentos e as operações entre si.

O modelo termodinâmico é responsável por definir quais serão as equações utilizadas para calcular as propriedades das correntes do ponto de vista físico-químico. Para as plantas de biodiesel simuladas neste trabalho, os modelos selecionados no *software* foram o Peng-Robinson, para gases, e UNIQUAC (sigla do inglês, *universal quasichemical*), para líquidos, conforme orientado nos trabalhos de West *et al.* (2006) e Cruz (2017) citados adiante. Os modelos para líquidos consideram a energia livre de Gibbs em excesso, e são recomendados para modelagem de sistemas mais complexos, tendo sido utilizados os parâmetros de interação binária estimados pelo próprio simulador. Os parâmetros que não estavam apontados foram estimados com base no modelo UNIFAC (sigla do inglês, *functional-group activity coefficients*), um sistema semi-empírico para predição desses valores com base nos grupos funcionais presentes em cada molécula.

## 2.5 Definição dos Equipamentos e Parâmetros

A fim de avaliar os parâmetros a serem utilizados nas simulações, fez-se necessária a utilização de fontes bibliográficas que permitam comparação de parâmetros reacionais, que

puderam ser adaptados para o caso em pauta, ainda que haja variação dos demais detalhes considerados e procedimentos utilizados em cada estudo.

### **2.5.1 Biodiesel étílico de macaúba**

No trabalho de Cruz *et al.* (2017) foi utilizado etanol para simular três diferentes rotas para obtenção de biodiesel a partir do óleo de macaúba, através do software HYSYS, versão 8.8. As vias utilizadas foram: (i) catálise homogênea ácida - em que foi utilizado o ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ) como catalisador, com razão álcool:óleo de 50:1 -; (ii) catálise homogênea básica - onde o catalisador foi o hidróxido de sódio (NaOH) 1,5% em massa de óleo e razão molar 6:1 de etanol em relação ao óleo -; e (iii) transesterificação em meio supercrítico - com razão etanol:óleo de 40:1. Na inserção do componente triglicérido presente no óleo, os autores optaram por utilizar apenas o composto trioleína.

Analisando especificamente a catálise homogênea, o artigo menciona a necessidade de pré-tratamento do óleo devido às altas quantidades de ácidos graxos livres presentes, fazendo uso de uma razão 1:9 óleo:álcool, e catalisador ácido sulfúrico a 2% (massa, em relação à quantidade de óleo). A corrente misturada foi levada ao reator à temperatura de 70°C. Posteriormente, o produto foi enviado a um extrator líquido-líquido para ser lavado com glicerina, que visa a remoção do ácido sulfúrico residual e também da água formada na reação de esterificação. Nessa etapa, houve recuperação de etanol via coluna de destilação, reciclando-o ao processo.

Já na etapa de transesterificação, após o pré-tratamento, o óleo foi misturado ao etanol com vazão molar 6:1 em relação ao óleo e catalisador hidróxido de sódio a 1,5% (em massa de óleo), sendo o reator operado a 60°C. Após sair do reator, a mistura produzida foi submetida à coluna de destilação, com o etanol obtido pelo topo sendo novamente reciclado ao processo, e a corrente de fundo direcionada a um extrator líquido-líquido, realizando-se a lavagem com água. Em seguida, o biodiesel obtido no topo da coluna teve uma pureza resultante superior à exigida pela ANP. No reator a conversão adotada foi de 98%.

Os subprodutos foram transferidos a outro reator para neutralização do catalisador não reagido, utilizando-se o ácido fosfórico ( $H_3PO_4$ ). Dali, formou-se na reação o fosfato de sódio ( $Na_3PO_4$ ), subproduto que pode ser aplicado na indústria de fertilizantes. O  $Na_3PO_4$  foi separado e o glicerol, juntamente com os demais resíduos, foi encaminhado à outra coluna de destilação para sua purificação.

## 2.5.2 Biodiesel etílico de soja e de palma

No trabalho de Young *et al.* (2015), foi realizada a simulação da produção de biodiesel a partir do óleo de soja e do óleo de palma, de forma individual, fazendo uso do etanol, via catálise homogênea, pelo simulador PRO-II, versão 9.1, a fim de viabilizar a comparação entre os resultados. Neste artigo, os autores optaram pela inserção dos componentes no *software* por meio de seis pseudocomponentes, com propriedades estimadas e incluídas diretamente no programa. Foi utilizado o método de Constatinou e Gani para contribuição de grupos, que se baseia nos grupos do modelo termodinâmico UNIFAC, para estimação das propriedades críticas de biodiesel.

Este artigo é relevante para comparação de propriedades e condições de operação no processo de catálise homogênea. O processo tem como etapa inicial o pré-tratamento do óleo, onde no primeiro reator ocorre a esterificação, sendo adicionados o óleo, e o etanol previamente misturado ao catalisador  $H_2SO_4$  (1% em relação à massa de óleo). A reação ocorre nas condições de 70 °C e 4 bar, com conversão de 95% de óleo em biodiesel; estas serão as condições reacionais e percentual de conversão considerados no presente trabalho.

Do reator, a mistura segue para coluna de extração com quatro pratos teóricos para lavagem com glicerina, a 25°C e 2 bar, removendo ácido sulfúrico e água - por se tratar de uma reação com etanol, a água deve ser removida por completo para evitar a reação indesejada de saponificação. O etanol e a glicerina, em mistura no extrato, são encaminhados para uma coluna de destilação com 5 estágios teóricos e razão de refluxo igual a 5, viabilizando reciclo tanto do etanol (topo), quanto da glicerina (fundo). O refinado da extração, ou seja, o óleo tratado, é levado para a transesterificação, sendo aquecido antes da entrada do reator.

Da mesma forma que para a esterificação, o etanol é misturado com o catalisador, NaOH (1% em massa de óleo), e entra no reator junto ao óleo tratado. Os teores de álcool utilizados são, dessa vez, 1:9 óleo:álcool, e as condições no reator são de 50°C e 4 bar. A conversão considerada foi, novamente, de 95%, que será utilizada no presente trabalho para a configuração do reator de conversão. Após ocorrer a reação, a mistura contendo os produtos segue para a coluna de destilação (com 10 pratos e razão de refluxo igual a 2) para remover o excesso de álcool e reciclá-lo, garantindo a razão molar através de um controlador. Dali, a corrente de fundo segue para a lavagem com água, a 60°C e 1,1 bar, em uma coluna de extração. O refinado segue para a purificação do biodiesel e o extrato para a purificação do glicerol, sendo primeiro

necessário neutralizar o NaOH com H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. A neutralização ocorre em um reator e, depois, a corrente é enviada para um tanque clarificador, removendo o Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. O glicerol, ainda impuro, é separado em uma nova coluna de destilação (razão de refluxo igual a 1), sob vácuo (0,2 a 0,4 bar), onde sai pelo fundo com pureza adequada. Já para a purificação do biodiesel, uma coluna de destilação (razão de refluxo igual a 2) separa, pelo topo, o etanol e qualquer água presente e, pelo fundo, o biodiesel pronto para uso.

### **2.5.3 Biodiesel metílico via catálise homogênea e heterogênea**

West *et al.* (2006) utilizaram quatro diferentes processos: os primeiros dois aplicaram catálise homogênea alcalina e ácida, já o terceiro e o quarto, catalisador ácido heterogêneo e método supercrítico. Em todos os cenários, o álcool utilizado foi o metanol. O primeiro caso simulado pelos autores foi utilizado como referência para o presente trabalho, onde a catálise básica foi utilizada para converter óleo vegetal residual contendo 5% de ácidos graxos livres, em peso, realizando-se o pré-tratamento com catálise ácida em uma reação inicial de esterificação (para remoção do ácido oleico).

Os pacotes termodinâmicos utilizados, devido a presença de compostos polares, foi o modelo não aleatório de dois líquidos (NRTL) e as estimativas para interações binárias foram feitas por modelo UNIFAC tanto para equilíbrio líquido-vapor quanto para equilíbrio líquido-líquido. A capacidade da planta foi especificada em 8.000 toneladas métricas por ano de biodiesel, requerendo cerca de 1.000 kg de óleo de soja por hora de produção para cada processo que foi simulado. Esta vazão foi a mesma considerada no presente trabalho, dada a necessidade de biodiesel para operação de uma usina termelétrica em área isolada, conforme dados da literatura (EPE, 2022).

No processo principal, o óleo foi transesterificado e, então, purificado, possibilitando recuperação do metanol por destilação, separação do glicerol, neutralização e remoção do catalisador - sendo removido por lavagem da corrente do produto com água, em uma coluna de extração líquido-líquido. A purificação do éster metílico se dá por destilação. O artigo aborda ainda o dimensionamento dos equipamentos e realiza uma avaliação econômica, dentro dos parâmetros relevantes daquele período; tais metodologias foram consideradas como referência para o dimensionamento e a precificação das plantas, no presente trabalho.



## Capítulo 3 – Materiais e Métodos

### 3.1 Definição dos Componentes Químicos

Quanto à inserção dos componentes utilizados no processo no simulador, não foi necessária a inclusão de nenhum novo componente no banco de dados, pois todos estavam presentes na base de dados APV20.PURE38.

Optou-se por não incluir o  $H_2SO_4$  e o  $NaOH$  no *software*, devido à maior complexidade de simulação das reações eletrolíticas pertinentes a estes compostos, gerando problemas de convergência e até mesmo de falha no sistema, sem ganhos expressivos em qualidade nos resultados; sendo assim, estes compostos foram considerados de forma implícita entrando nos respectivos reatores de esterificação e transesterificação, e saindo nas correntes de efluentes aquosos de cada etapa.

No caso dos óleos vegetais, foram consideradas composições aproximadas que representassem o *mix* de ácidos graxos dos óleos de soja e de macaúba, com base na literatura especializada.

#### 3.1.1 Óleos Vegetais

Tendo em vista recentes estudos promissores acerca da produção de biodiesel a partir de óleo de macaúba e da existência em larga escala de projetos já estabelecidos que fazem uso do óleo de soja como matéria-prima, a simulação foi realizada para projetos tanto usando a macaúba, que é nativa do Brasil, quanto pela soja, que é amplamente cultivada em solos nacionais.

Estudos vêm indicando o potencial, especialmente da polpa e da amêndoa da macaúba, quanto à produção de óleo. A Tabela 3.1 demonstra a quantidade de óleo presente em cada parte da macaúba.

Tabela 3.1 - Distribuição de massa das partes principais do fruto da macaúba

<b>Parte do fruto</b>	<b>% massa de óleo</b>
Casca (epicarpo)	27,10
Polpa - torta de prensa <sup>a</sup> (mesocarpo)	27,16
Óleo de polpa	19,62
Casca (endocarpo)	20,59
Amêndoa - torta de prensa <sup>a</sup> (endosperma)	1,99
Óleo de amêndoa	3,43

Fonte: adaptada de Del Río (2016).

Nota: <sup>a</sup> Valores de polpa e amêndoa da torta de prensa após a extração do óleo.

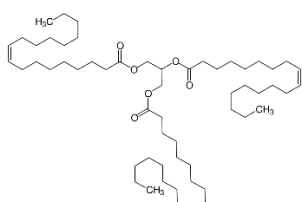

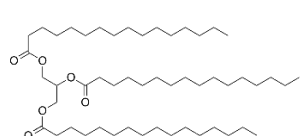
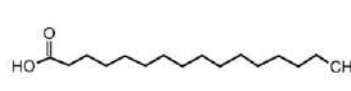
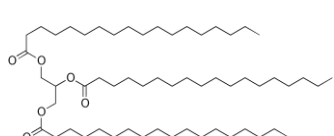
Na literatura (DEL RÍO *et al.*, 2016), os triglicerídeos mais significativos presentes na análise do óleo são dipalmitoiloleína, palmitoilstearoiloleína e trioleína, possuindo ainda diglicerídeos que farão parte da composição final de forma significante, sendo eles a palmitoiloleína e a dioleína.

No que se refere ao nível de acidez presente no óleo de macaúba, embora esse valor possa variar, a depender do tipo de safra, região de produção, enfim, da qualidade do óleo, usualmente o método que visa medir a acidez em óleos é o teste de valor de acidez, que é uma medida do número de miligramas de hidróxido de potássio (KOH) necessários para neutralizar os ácidos graxos livres presentes para cada um grama de óleo. Segundo Nascimento *et al.* (2013), o índice de acidez obtido por 1,8 mg KOH/g. Por Del Rio (2016), a porcentagem de ácidos livres é de aproximadamente 5%, dessa forma, a etapa de pré-tratamento do óleo é obrigatória para obter bons resultados. Para este trabalho, foi considerada a proporção de 5% de ácidos graxos e 95% de triglicerídeos, em massa, no óleo bruto de macaúba.

Neste trabalho, seguindo o observado em Del Río *et al.* (2016), a composição do óleo de macaúba foi simulada considerando a composição aproximada: 37% de palmitoylstearylloleïn (sendo essa uma divisão composta de, aproximadamente, 12% de palmitoil, 12% de stearoil e 12% de oleína), de 35% de trioleína, 6% de dipalmitoylloleïn (ou seja, 4% palmitoil e 2% oleína); para diglicerídeos: 10% de dioleína e 4% palmitoylloleïn (2%

palmitoil e 2% oleína). Dessa forma, agrupando os ácidos graxos apenas na forma de triglicerídeos com três radicais iguais, foram considerados 65% de trioleína, 20% tripalmitina e 15% de triestearina. Já os ácidos graxos livres mais relevantes foram incluídos nas proporções de ácido oleico, com cerca de 70%, e ácido palmítico, com 30% (Tabela 4.2).

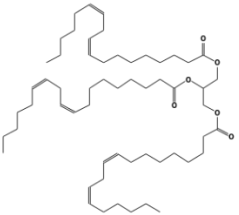
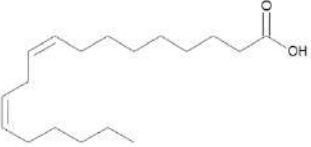
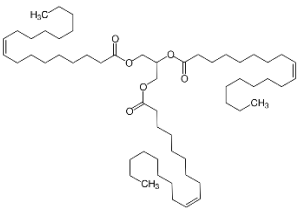
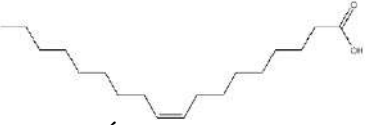
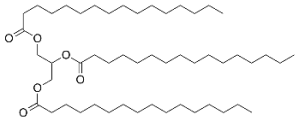
Tabela 3.2 – Composição mássica de triglicerídeos e ácidos graxos considerados na simulação para o óleo de macaúba

Triglicerídeos (95%)		Ácidos Graxos Livres (5%)	
 <p>Trioleína</p>	65%	 <p>Ácido oleico</p>	70%
 <p>Tripalmitina</p>	20%	 <p>Ácido palmítico</p>	30%
 <p>Triestearina</p>	15%		

Fonte: elaboração própria.

A representação do óleo de soja, por sua vez, foi feita de acordo com a literatura (GALVÃO, 2019), com concentração molar de 0,5% de ácidos (10 vezes menor em relação ao óleo de macaúba). Utilizando a mesma metodologia de simplificação considerada para o óleo de macaúba, com base nos teores dos radicais graxos presentes no óleo de soja, foram consideradas as seguintes proporções de triglicerídeos: 62,37% de trilinoleína, 25,90% de trioleína e 11,73% de tripalmitina na parte oleosa; com 60% de ácido linoleico e 40% de ácido oleico na parte ácida (Tabela 3.3).

Tabela 3.3 - Composição mássica de triglicerídeos e ácidos graxos considerados na simulação para o óleo de soja

Triglicerídeos (99,5%)		Ácidos Graxos Livres (0,5%)	
	62,37%		60,0%
	25,90%		40,0%
	11,73%		

Fonte: elaboração própria.

### 3.1.2 Álcool

Apesar do uso do etanol ser considerado mais ambientalmente correto, conforme mencionado no item 3.2, neste trabalho, o álcool utilizado para simulação e avaliação econômica é o metanol, na proporção de 1:6 de óleo:álcool. Fatores considerados foram o fato de esse ser o mais utilizado atualmente, ser mais facilmente encontrado e mais barato economicamente, agregando valor aos resultados aqui obtidos, visto sua relevância nos processos existentes.

### 3.1.3 Catalisador e afins

Tendo em vista a rota escolhida no presente trabalho, via catalisadores homogêneos, foi considerado o uso de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  1,5% (em massa de óleo) na etapa de esterificação, e NaOH a 1% (em massa de óleo) na etapa de transesterificação, devido à sua facilidade de obtenção, tanto em custo quanto disponibilidade, mas também pela relevância de mercado, uma vez que grande parte dos processos atualmente em voga faz uso deles.

Após as reações, são gerados efluentes aquosos ácido e básico respectivamente, e na etapa de tratamento há a neutralização das misturas contendo  $\text{H}_2\text{SO}_4$  e  $\text{NaOH}$ , com adição de ácido ou base para permitir a cristalização de  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  e garantir o pH adequado para o tratamento biológico. Esta etapa não foi simulada no *software* comercial, apenas dimensionada por meio das quantidades esperadas de cada composto, assim como os catalisadores ácido e básico que não foram incluídos na simulação, mas foram considerados implicitamente como parte de cada corrente relevante.

### **3.2 Definição das Correntes de Entrada**

Para cada corrente externa entrando no processo simulado, a substância, ou mistura de substâncias individuais nela contida, foi considerada em seu estado puro. Assim, quando necessário, foi inserido um equipamento de mistura (chamado mixer no *software*) para realizar a mistura de substâncias dentro do processo, antes da entrada em outro equipamento.

Foram utilizadas as condições de temperatura de  $25^\circ\text{C}$  e pressão atmosférica de 1 bar para cada corrente de entrada, para aproximar o cenário à média das regiões encontradas no Brasil, sendo incluídos, portanto, trocadores de calor ou bombas para adaptar as correntes e suas misturas às condições adequadas, previamente estabelecidos como parâmetros.

Sendo assim, as correntes de entrada consideradas foram os óleos brutos de soja e de macaúba com vazão de 1.000 kg/h e composições indicadas anteriormente, o metanol para as etapas de esterificação e de transesterificação visando garantir a razão álcool:óleo nos reatores (definida como parâmetro em cada caso), além da glicerina e da água utilizadas para a lavagem das correntes nas colunas de extração. As quantidades de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  e/ou  $\text{NaOH}$  para catálise e neutralização foram calculadas simplificada e para fins de dimensionamento, porém não incluídas no simulador, conforme já mencionado, dada a complexidade e surgimento de erros de cálculo relacionados a eletrólitos.

### **3.3 Dimensionamento**

A partir das simulações obtidas, foi possível desenvolver os cálculos para dimensionamento dos equipamentos do processo. Apesar de o programa utilizado, Aspen Plus,

disponibilizar um mecanismo para realizar essa ação, a proposta do trabalho considerou essa etapa de forma independente, promovendo o maior controle e fácil manipulação sobre as premissas consideradas.

Conforme mencionado anteriormente, as plantas foram simuladas para o consumo de 1.000 kg/h de óleo bruto, alcançando uma produção de biodiesel compatível com a necessidade de uma usina termelétrica 100% renovável para geração de eletricidade em sistemas isolados como os da Região Amazônica; com base em todas as correntes simuladas considerando este *input* inicial, cada um dos equipamentos pôde ser dimensionado para fins de projeto conceitual. Cabe ressaltar que o dimensionamento poderia ser refeito para qualquer tamanho de usina, bastando-se escalonar linearmente os dados de vazões e potências resultantes das simulações, e realizar um novo dimensionamento pela metodologia aqui descrita.

Cada um dos equipamentos simulados foi dimensionado de forma simplificada, para que pudesse ser estimado seu custo de capital. Para os reatores, cascos externos de colunas (de extração e de destilação), tanques de mistura e de flash, foi considerado o tempo de residência necessário para cada processo, de acordo com a literatura, e com base na menor vazão volumétrica (de entrada e/ou saída) destes equipamentos foi possível estimar seu volume. Levando em conta sua geometria cilíndrica, o volume pode ser associado à sua altura e diâmetro por meio da equação:

$$V = \frac{h\pi D^2}{4} \quad (3.1)$$

Onde: V é o volume (m<sup>3</sup>);

h é a altura (m) e D é o diâmetro (m) em equipamentos verticais; ou

h é o comprimento (m) e D o diâmetro (m) em equipamentos horizontais.

No caso dos cascos de colunas, considerou-se a altura de cada prato como 0,6 m (EPE, 2018), e com base no número de pratos foi possível estimar sua altura. O diâmetro foi então estimado a partir do volume obtido no dimensionamento, e considerando a Equação 2.1. Para os reatores, vasos de flash e tanques verticais, considerou-se que a altura (h) seria 2 vezes o diâmetro (D), e por meio da Equação 2.1 ambas as dimensões puderam ser estimadas. Já para os tanques horizontais, considerou-se que o comprimento (h) seria 2 vezes o diâmetro (D), e o mesmo cálculo foi realizado para obter as duas dimensões.

Para os trocadores de calor, a área de troca térmica foi obtida a partir da Equação 3.2.

$$Q = U A_T \Delta T_{L,M} \quad (3.2)$$

Onde:  $Q$  é a taxa de transferência de calor [kW];

$U$  é o coeficiente global de troca térmica [W/m<sup>2</sup>K];

$A_T$  é a área total de troca térmica [m<sup>2</sup>];

$T_{L,M}$  é a média logarítmica da diferença de temperaturas.

Por sua vez, a média logarítmica da diferença de temperaturas é obtida pela Equação 3.3.

$$\Delta T_{L,M} = \frac{(T_{q,e} - T_{f,e}) - (T_{q,s} - T_{f,s})}{\ln(T_{q,e} - T_{f,e}) - \ln(T_{q,s} - T_{f,s})} \quad (3.3)$$

Onde:  $T_{L,M}$  é a média logarítmica da diferença de temperaturas;

$T_{q,e}$  e  $T_{f,e}$  são as temperaturas das correntes quente e fria na entrada;

$T_{q,s}$  e  $T_{f,s}$  são as temperaturas das correntes quente e fria na saída.

O simulador utilizado fornece como resultado o valor para a taxa de transferência de calor  $Q$ , conquanto o coeficiente global de troca térmica  $U$  foi considerado utilizando valores encontrados na literatura (SEIDER *et al.*, 2016; YOUNG, 2015).

Na Tabela 3.4 são apresentados os valores de tempo de residência utilizados, bem como os coeficientes globais de troca térmica considerados para cada caso (equipamentos identificados pelo *tag* utilizado no processo, conforme apresentado na Figura 4.1).

Tabela 3.4 - Tempos de residência e Coeficientes globais de troca térmica

Equipamentos	Tempo de Residência (min)
Vaso de Flash (“B3”, “B13”)	10
Reator de Esterificação (“B6”)	10
Reator de Transesterificação (“B8”)	90
Coluna de Extração (“B5”, “B9”)	120
Coluna de Destilação (“B10”)	240
Equipamentos	Coefficiente de Troca Térmica (W/m <sup>2</sup> K)
Condensador (“B11”)	100
Trocador de Calor (“B2”, “B14”)	250
Refervedor (“B15”)	1000

Fonte: elaboração própria.

Cabe ressaltar que os misturadores e separadores de correntes não foram dimensionados, e seus custos foram considerados como parte dos “demais custos” incluídos no fator de Lang, por se tratarem de jogos de válvulas e bifurcações e/ou flanges nas tubulações.

### 3.4 Avaliação Econômica

Para a realização da análise econômica, primeiramente foi avaliado o CAPEX (*Capital Expenditures*, despesas de capital) de cada uma das unidades industriais simuladas, com base no custo dos equipamentos dimensionados de forma simplificada, e em seguida aplicando-se fatores de custo para representar os demais investimentos na planta completa. Em seguida foi estimado o OPEX (*Operational Expenditures*, despesas de operação) de cada planta, tanto em relação aos insumos e utilidades consumidos, quanto à mão de obra despendida. Por fim, o CAPEX e o OPEX foram utilizados para analisar Fluxos de Caixa Descontados (FCD) que permitissem avaliar o *break-even* de cada biodiesel produzido.

#### 3.4.1 CAPEX

Segundo Turton *et al.* (2018), é possível estimar o valor total de investimento, ou seja, custo de capital para uma planta química, utilizando-se equações construídas e calibradas com base em informações do mercado, no que o autor denomina como o método “CAPCOST”. A forma geral das equações utilizadas no CAPCOST é apresentada na Equação 3.4 abaixo.

$$Custo = 10^{\{K_1 + K_2 \log(S) + K_3 [\log(S)^2]\}} \times \text{fatores} \quad (3.4)$$



Onde:  $S$  representa um parâmetro ou dimensão típicos do equipamento;

$K_i$  ( $i = 1, 2, 3 \dots$ ) são parâmetros das correlações específicas de cada tipo de equipamento;

*fatores* são índices multiplicativos que incluem parâmetros como, por exemplo,  $F_m$  e  $F_p$  – fator de material e fator de pressão; estes fatores, por sua vez, podem depender de outros parâmetros ( $C_i, B_i$ ) a serem explicitados em cada caso.

As equações do CAPCOST são então utilizadas para estimar o custo FOB (do inglês, *free on bord*, que significa o custo do produto no ponto de carregamento para venda) de cada equipamento, considerando como material básico o ferro fundido com espessura típica (parte da correlação que não envolve os fatores) e modificando-o (por meio dos fatores) para representar equipamentos feitos em outros materiais e com outras espessuras.

No caso das bombas, o custo é dado conforme a Equação 3.5.

$$Custo = 10^{\{K_1 + K_2 \log(Pot) + K_3 [\log(Pot)^2]\}} \times (B_1 + B_2 F_M F_P) \quad (3.5)$$

Onde:  $Pot$  é a potência [kW];

$F_M$  é o fator relacionado ao material;

$F_p$  é o fator relacionado à pressão, cuja obtenção se dá a partir da Equação 3.6, válida para pressões ( $P$ ) superiores a 10 bar, sendo adotado  $F_p = 1$  para pressões iguais ou inferiores a 10 bar.

$$F_p = 10^{\{C_1 + C_2 \log(P) + C_3 [\log(P)^2]\}} \quad (3.6)$$

Os parâmetros CAPCOST para bombas são apresentados na Tabela 3.5. Foram consideradas bombas alternativas de aço inox para as plantas simuladas no presente trabalho.

Tabela 3.5 - Parâmetros da correlação CAPCOST para bombas

Tipo de Bomba	Centrífuga	Deslocamento Positivo	Alternativa
$K_1$	3,39	3,48	3,87
$K_2$	0,05	0,14	0,32
$K_3$	0,15	0,14	0,12
$C_1$	-0,39	-0,25	-0,25
$C_2$	0,40	0,26	0,26
$C_3$	0,00	-0,01	-0,01
$B_1$	1,89	1,89	1,89
$B_2$	1,35	1,35	1,35
$F_{mCI}$	1,00	1,00	1,00
$F_{mCS}$	1,55	1,41	2,46
$F_{mCu}$	NA	1,28	1,28
$F_{mSS}$	2,28	2,67	2,35
$F_{mNi}$	4,36	4,74	3,95
$F_{mTi}$	NA	10,66	6,44
$P_{m\acute{a}x}$ (barg)	100	100	100
$Pot_{m\acute{i}n}$ (kW)	1	1	0
$Pot_{m\acute{a}x}$ (kW)	300	100	200

Fonte: adaptada de Turton *et al.* (2018).

O custo dos trocadores de calor, por sua vez, é dado conforme a Equação 3.7 abaixo.

$$Custo = 10^{\{K_1 + K_2 \log(A) + K_3 [\log(A)^2]\}} \times (B_1 + B_2 F_p) \quad (3.7)$$

Onde:  $A$  é a área [m<sup>2</sup>];

$F_p$  é o fator relacionado à pressão e cuja obtenção se dá a partir da Equação 3.8, válida para pressões ( $P$ ) superiores a 5 bar, sendo  $F_p = 1$  para pressões iguais ou inferiores a 5 bar.

$$F_p = 10^{\{C_1 + C_2 \log(P) + C_3 [\log(P)^2]\}} \quad (3.8)$$

Cujos parâmetros são apresentados na Tabela 3.6, onde foram incluídos alguns dos principais tipo de trocadores para fins ilustrativos. Neste trabalho, foram considerados trocadores de calor do tipo casco e tubo, feitos de aço inox, com pressão abaixo de 5 bar.

Tabela 3.6 - Parâmetros utilizados na correlação CAPCOST para trocadores de calor.

Tipo de Trocador	$K_1$	$K_2$	$K_3$	$C_1$	$C_2$	$C_3$	$B_1$	$B_2$	$P_{m\acute{a}x}$ (barg)	$A_{m\acute{m}n}$ (m <sup>2</sup> )	$A_{m\acute{a}x}$ (m <sup>2</sup> )
Tubo em U				0,0388	-0,1127	0,0818					
Tubo em U (P>5barg)	4,32	-0,30	0,16	-0,0016	-0,0063	0,0123	1,63	1,66	140	10	1000
Cabeça Flutuante				0,0388	-0,1127	0,0818					
Cabeça Flutuante (P>5barg)	4,83	-0,85	0,32	-0,0016	-0,0063	0,0123	1,63	1,66	140	10	1000
Casco e Tubo				-0,4054	0,1859						
Casco e Tubo (P>5barg)	3,99	0,07	0,24	-0,2115	0,09717	0	1,74	1,55	400	1	100
<b>Fatores de Material</b>	$F_{mCS}$	$F_{mCu}$	$F_{mSS}$	$F_{mNi}$	$F_{mTi}$						
	1,00	1,69	2,73	3,73	11,38						

Fonte: adaptada de Turton *et al.* (2018).

No caso das colunas de extração ou destilação, os pratos têm seus custos estimados separadamente dos cascos, que por sua vez são considerados como vasos de pressão comuns. O custo dos pratos para as colunas é dado conforme a equação 3.9 abaixo.

$$Custo = 10^{\{K_1 + K_2 \log(A) + K_3 [\log(A)^2]\}} \times F_M \quad (3.9)$$

Onde:  $A$  é a área [m<sup>2</sup>];

$F_M$  é o fator relacionado ao material;

Os parâmetros utilizados para cada tipo de prato estão expostos na Tabela 3.7. Foram consideradas pratos do tipo perfurados, feitos de aço inoxidável, para o dimensionamento das plantas simuladas.

Tabela 3.7 - Parâmetros da correlação CAPCOST para pratos de colunas

Tipo de Prato	$K_1$	$K_2$	$K_3$	$F_{mCS}$	$F_{mSS}$	$F_{mFC}$	$F_{mFC}$	$A_{mín}$ (m <sup>2</sup> )	$A_{máx}$ (m <sup>2</sup> )
Perfurado	2,995	0,4465	0,3961	1,00	1,80	-	5,60	0,70	12,3
Valvulado	3,332	0,4838	0,3434	1,00	1,83	-	5,58	0,70	10,5
Eliminador de Névoa	3,235	0,4838	0,3434	-	1,00	1,80	5,60	0,70	10,5

Fonte: adaptada de Turton *et al.* (2018).

Para o caso dos vasos de pressão, reatores, e cascos das torres, a Equação 3.10 descreve a estimativa de custo de acordo com a metodologia CAPCOST.

$$Custo = 10^{\{K_1 + K_2 \log(V) + K_3 [\log(V)^2]\}} \times (B_1 + B_2 F_M F_P) \quad (3.10)$$

Onde:  $V$  é o volume [m<sup>3</sup>];

$F_M$  é o fator relacionado ao material;

$F_P$  é o fator relacionado à pressão e cuja obtenção se dá a partir da Equação 3.11 abaixo.

$$F_P = \left[ \frac{(P+1) D}{2(849,6 - 0,6(P+1))} + 0,00315 \right] \quad (3.11)$$

Onde  $P$  é a pressão [barg];

$D$  é o diâmetro [m];

Os parâmetros são apresentados na Tabela 3.8, de acordo com a orientação principal do equipamento, vertical ou horizontal. Para este trabalho, foram considerados torres, vasos e reatores verticais, feitos de aço inox. No caso dos decantadores da seção de tratamento, foram considerados equipamentos horizontais, de aço carbono (pois a corrente já se encontra neutralizada nesta etapa).

Tabela 3.8 - Parâmetros da correlação CAPCOST para vasos, reatores e cascos de colunas

Tipo de Equipamento	Horizontal	Vertical / Casco
$K_1$	3,5565	3,4974
$K_2$	0,3776	0,4485
$K_3$	0,0905	0,1074
$B_1$	1,49	2,25
$B_2$	1,52	1,82
$F_{mCS}$	1,0	1,0
$F_{mSS clad}$	1,7	1,7
$F_{mSS}$	3,1	3,1
$F_{mNi clad}$	3,6	3,6
$F_{mNi}$	7,1	7,1
$F_{mTi}$	9,4	9,4
$V_{min}$ (m <sup>3</sup> )	0,1	0,3
$V_{máx}$ (m <sup>3</sup> )	628	520

Fonte: adaptada de Turton *et al.* (2018).

Para o clarificador, utilizou-se a Equação 3.12, cujos parâmetros são apresentados na Tabela 3.9. Foi considerado o aço carbono como material de construção (pois a corrente já se encontra neutralizada nesta etapa).

$$Custo = 10^{\{K_1 + K_2 \log(V) + K_3 [\log(V)^2]\}} \times F_M \quad (3.12)$$

Onde:  $V$  é o volume [m<sup>3</sup>];

$F_M$  é o fator de material.

Tabela 3.9 - Parâmetros da correlação CAPCOST para clarificadores em batelada

Tipo	$K_1$	$K_2$	$K_3$	$F_{mCS}$	$V_{min}$ (m <sup>3</sup> )	$V_{máx}$ (m <sup>3</sup> )
Batelada	4,5097	-0,8269	0,1344	1,5	1,50	30,00

Fonte: adaptada de Turton *et al.* (2018).

Após o cálculo do custo dos principais equipamentos, o CAPEX total da planta é estimado multiplicando-se esta soma pelo fator de Lang de 4,74 (SEIDER *et al.*, 2003), pelo fator de tropicalização de 1,7 (EPE, 2023), e pelo fator de 1,15 referente ao acréscimo do capital de giro (SEIDER *et al.*, 2003). Sendo assim, estima-se que o custo de uma planta completa de biodiesel construída no Brasil, imbuída com capital de giro para garantir seu pleno funcionamento, seja igual a cerca de 9,3 vezes o custo dos seus principais equipamentos, dada

a sequência de fatores multiplicativos considerados.

### 3.4.2 OPEX

Segundo Turton *et al.* (2018), os custos relacionados às operações diárias em uma planta química são os chamados custos de produção, que na literatura de engenharia de custos são também chamados de OPEX. Alguns fatores que são considerados para obter esse montante total são os custos fixos – como depreciação, taxas e seguros –, despesas gerais – custos administrativos, logística, pesquisa e desenvolvimento – e os custos diretos, conforme será mais explicado adiante. O que não se enquadra na categoria de custo direto pode ser chamado de custo indireto e não afeta diretamente o nível de produção da planta.

Por afetarem diretamente a produtividade, os custos diretos são a base para a metodologia de estimativa do custo de produção. São eles o custo com matéria prima – como catalisadores, álcool, ácidos e óleo –, com utilidades – como energia elétrica, combustível, vapor –, tratamento de resíduos, custo de mão de obra, manutenção e reparos, bem como suprimentos operacionais, patentes e custos laboratoriais.

Os preços considerados para os insumos e utilidades dos processos descritos utilizaram como base a literatura especializada e relatórios de governo com datas recentes, preferencialmente o ano de 2022. Nos casos em que não havia dados disponíveis para 2022, foram consultados os últimos dados disponíveis, que foram indexados a 2022 pelo Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI; em tradução livre, “índice de custo de plantas de engenharia química”). O índice sofre atualizações mensalmente, variando de acordo com os preços da indústria química, sendo assim extremamente importante para a avaliação econômica deste trabalho. Após a compilação de valores médios, o custo com insumos foi calculado diretamente, realizando a multiplicação das vazões ou taxas anuais que a planta utiliza, pelo preço individual de cada componente.

Para o caso da eletricidade, o custo foi obtido através de uma média anual realizada pela Empresa de Pesquisa Energética (EPE), que indicou o valor como sendo a média do Brasil para o ano de 2022, considerando apenas indústrias (EPE, 2023).

Já no que diz respeito aos valores das demais utilidades, estes foram obtidos a partir do livro de Turton *et al.* (2018), com exceção do vapor superaquecido (27 bar) entrando a 500°C e saindo a 400°C dos referedores, que foi obtido a partir de Zhang *et al.* (2003). O índice

CEPCI foi aplicado para atualizar os valores para o que seria referente ao ano de 2022. O valor de CEPCI utilizado como base é de 816,0 e é referente à média anual de 2022. Como a literatura mencionada utiliza o ano base de 2001, o valor de CEPCI utilizado como referência foi o referente àquele ano, sendo igual a 394,3. Sendo assim, os valores de 2001 foram divididos pelo CEPCI de referência, e multiplicados pelo CEPCI de base, para atualização dos custos.

O óleo de macaúba não tem o seu preço divulgado amplamente em bases de dado *online* para grandes volumes como os do óleo de soja, da ordem de toneladas, apenas para pequenas quantidades e para consumo cosmético; sendo assim, o valor do óleo de macaúba foi considerado ora como o mesmo preço do óleo de soja, ora como um resultado do presente estudo.

Para o caso do Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, o preço foi obtido através de busca online, com referência de 2022. Todos os outros componentes tiveram seus preços obtidos através do sistema do Ministério da Indústria, Comércio Exterior e Serviços (MDIC) para consultas e extração de dados do comércio exterior brasileiro, o Comex Stat (MDIC, 2023), realizando uma média dos preços de importação e exportação de cada produto, a partir da Nomenclatura Comum do Mercosul (NCM), para todo o ano de 2022.

Os preços de insumos e utilidades estão compilados na Tabela 3.10, onde estão incluídos os dados mais atualizados encontrados.

Tabela 3.10 - Preço de cada componente e utilidade considerados nos processos

Componente	Preço (US\$/kg)	Utilidade	Preço (US\$/kg)	Preço (US\$/GJ)
Metanol	0,53341	Vapor Superaquecido (27 bar, 500-400°C)	0,0207	49,43837
Glicerol	1,85713	Vapor Saturado (1 bar, 100°C)	0,008733	4,20106
Biodiesel	2,35862	Água de Resfriamento	0,032491	0,78227
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,91039	Água de Processo	0,000366	-
NaOH	0,91039	Eletricidade	-	31,59059
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,10000	Disposição de Efluentes	0,000745	-
CaCl <sub>2</sub>	1,23188			
Óleo de Soja	1,32388			

Fonte: elaboração própria.

O custo de mão de obra, por sua vez, foi estimado com base no número de operários, que pode ser estimado por meio da fórmula descrita por Turton *et al.* (2018), apresentada na Equação 3.13.

$$N_{OP} = (6,29 + 31,7 P^2 + 0,23 N_{NP})^{0,5} \quad (3.13)$$

Onde:  $N_{OP}$  é o número de operários por turno;

$P$  é o número de processos envolvendo manuseio de sólidos que, neste trabalho, vale 1;

$N_{NP}$  é a quantidade de equipamentos que não envolvem o manuseio de sólidos, desconsiderando vasos e bombas; neste trabalho foi considerado o valor de 9.

Para obtenção do custo total de mão de obra, multiplicou-se o número de operadores por turno pelo valor do salário e pelo número de turnos (considerando 3 turnos para operação contínua). Para o salário, foi considerada a média anual para operadores industriais no Brasil, igual a cerca de R\$ 4.000 (ou US\$ 800) por mês, resultando em cerca de US\$ 1,45 por hora (GLASSDOR, 2023). Assumiu-se operação industrial de 24 horas por dia e 330 dias por ano, totalizando um total de 7.920 horas de produção anuais.

A partir do custo total de mão de obra (do inglês, *cost of operating labour*, COL), do custo fixo total (do inglês, *cost of fixed capital*, CFC) e do custo total de produção (do inglês, *cost of total production*, CTP), foram estimados os demais custos diretos, custos indiretos e despesas gerais, conforme descrito abaixo (YOUNG *et al.*, 2015). Cabe ressaltar que alguns destes custos (Patentes e Royalties, Distribuição e Venda dos Produtos, Pesquisa e Desenvolvimento) dependem da soma total incluindo os mesmos (CTP), portanto seu cálculo é feito de forma separada, “por dentro”, ou seja, multiplicando-se o subtotal por  $(1 / (1 - \text{alíquota}) - 1)$ , após a estimativa de todas as outras rubricas.

#### **Outros Custos Diretos (excluindo insumos, utilidades e mão de obra)**

- Supervisão Técnica, CSC = 0,15 x COL
- Manutenção e Reparos, CMR = 0,06 x CFC
- Suprimentos Operacionais, COS = 0,15 x CMR
- Encargos de Laboratório, CLC = 0,15 x COL
- Patentes e Royalties CPR = 0,03 x CTP

#### **Custos Indiretos**

- Empacotamento e Estocagem, COPS = 0,60 x (COL+CSC+CMR)
- Impostos Locais, LT = 0,015 x CFC



- Juros,  $IN = 0,005 \times CFC$

### **Despesas Gerais**

- Custos Administrativos,  $CAD = 0,25 \times COPS$
- Distribuição e Venda dos Produtos,  $CDS = 0,10 \times CTP$
- Pesquisa e Desenvolvimento,  $CRD = 0,05 \times CTP$

### **3.4.3 Fluxos de Caixa**

Os critérios de avaliação econômica são ferramentas usadas para avaliar a viabilidade financeira e rentabilidade de um projeto, a fim de averiguar se investir no negócio é interessante, principalmente quando será investido na construção de uma planta desde o início, arcando com todas as despesas até que a produção esteja em andamento. Esses critérios ajudam as partes interessadas a tomar decisões fundamentais, quantificando os potenciais benefícios econômicos, custos e riscos associados ao empreendimento. Neste trabalho, os critérios utilizados para promover um comparativo entre as avaliações econômicas são o investimento total na planta (CAPEX), os custos de produção (OPEX), o preço de equilíbrio ou *break-even* do biodiesel, e o preço máximo do óleo bruto para que o biodiesel produzido seja competitivo.

Para o caso da receita total, ela pode ser calculada levando em consideração as vazões mássicas dos produtos e seus preços. Já os custos de produção podem ser calculados com base nas vazões mássicas ou utilidades, e seus respectivos custos, o CAPEX total é calculado como descrito anteriormente a partir do valor dos principais equipamentos, e a depreciação anual é calculada como o CAPEX dividido pelo número de anos de vida útil. O Lucro Antes do Imposto de Renda (LAIR) é então calculado pela subtração da receita total pelo CAPEX, OPEX e depreciação. A partir do LAIR, calcula-se o imposto de renda (IR) e a contribuição social sobre o lucro líquido (CSLL). O lucro líquido anual pode ser calculado pela diferença entre o LAIR e o IR+CSLL, somando-se novamente a depreciação que foi subtraída anteriormente (pois não se trata de uma despesa de fato, apenas uma despesa contábil para fins de impostos). O lucro líquido de cada ano é trazido então a valor presente dividindo-se o valor nominal a cada ano por 1 somado à taxa interna de retorno (TIR), elevados ao número do respectivo ano de operação (sendo o último ano de construção definido como o ano “zero”). Todos os valores presentes do lucro líquido são somados, resultando no valor presente líquido (VPL), que traz uma estimativa sobre o lucro (valor positivo) ou prejuízo (valor negativo) dado por um projeto em relação a outros projetos com rendimento igual à TIR considerada.

As etapas de cálculo são resumidas a seguir.

1. Receita = soma das vendas de produtos e subprodutos
2. CAPEX = custo de investimento total (alocado até o ano “zero”)
3. OPEX = custo de operação ou produção (alocado nos anos de operação)
4. Depreciação = CAPEX / anos de operação
5. LAIR = Receita – CAPEX – OPEX – Depreciação
6. IR + CSLL = LAIR x (alíquota de IR + alíquota de CSLL)
7. Lucro líquido = LAIR – (IR+CSLL) + Depreciação
8. Valor presente do lucro líquido = Lucro líquido / (1 + TIR)<sup>nº do ano de operação</sup>
9. VPL =  $\Sigma$  (Valores presentes do lucro líquido em cada ano)

O preço de equilíbrio do biodiesel é o preço de venda necessário para que a planta não dê prejuízo, ou seja, aquele para o qual o VPL é igualado a “zero” mantidos todos os outros condicionantes constantes. Já o preço máximo de pagamento pelo óleo é aquele para o qual o VPL é igualado a “zero”, também mantidos todos os outros condicionantes constantes. Em ambas estas situações, e em outras onde o VPL seja igualado a zero, a taxa interna de retorno (TIR) se torna a taxa mínima aceitável (TMA) do projeto.

Esses critérios de avaliação econômica fornecem diferentes perspectivas sobre o desempenho financeiro e permitem auxiliar as partes interessadas, para que avaliem os projetos com base em seus objetivos e requisitos específicos, escolhendo qual deles é o mais benéfico. É importante considerar vários critérios juntos e levar em consideração outros fatores. Após realizada a avaliação, um comparativo efetivo será fornecido para visualização clara das principais diferenças entre os processos considerados.

Para a realização das etapas de cálculo descritas, foram considerados para a realização do Fluxo de Caixa Descontado os parâmetros apresentados na Tabela 3.11.

Tabela 3.11 - Parâmetros utilizados no Fluxo de Caixa Descontado

Parâmetro	Valor
Tempo de Construção	1 ano (ano “zero”)
Tempo de Operação	10 anos
Imposto de Renda (IR)	25% do LAIR ao ano
Contribuição Social sobre o Lucro Líquido (CSLL)	9% do LAIR ao ano
Taxa Interna de Retorno (TIR)	10% ao ano

Fonte: elaboração própria.

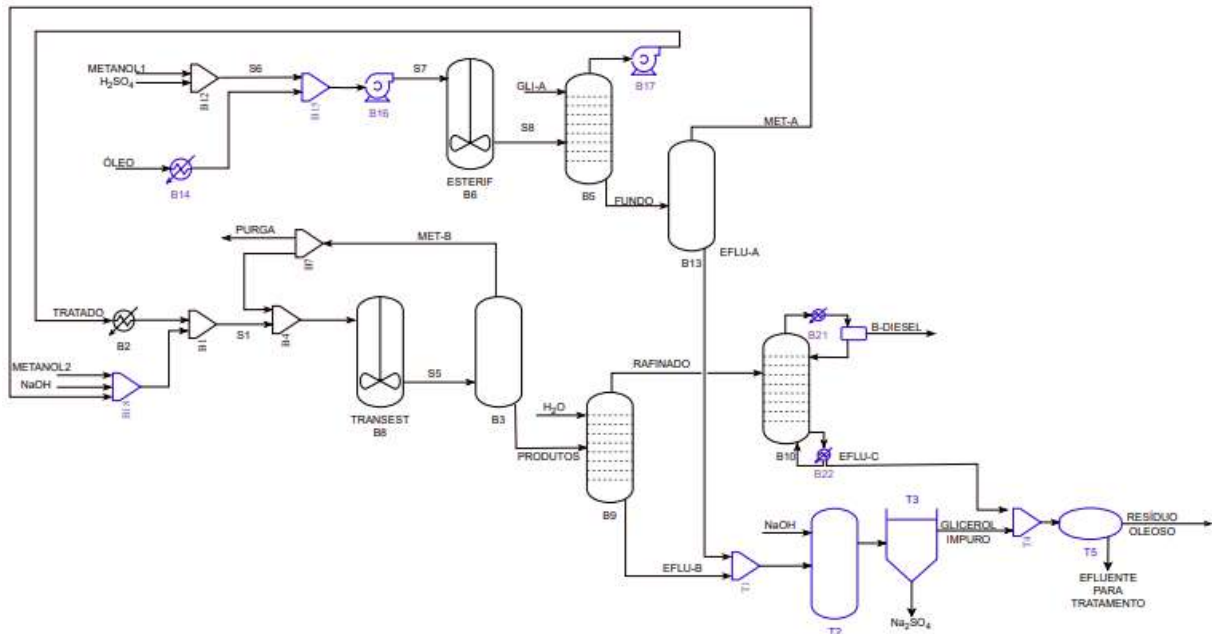
## **Capítulo 4 – Resultados e Discussão**

Para melhor visualização e compreensão das etapas operacionais realizadas, serão inseridos neste capítulo os fluxogramas gerados através do simulador, apresentando a explicação de cada processo. Também serão apresentados os resultados da simulação, do dimensionamento, e da análise econômica, com base nas metodologias apresentadas anteriormente.

### **4.1 Fluxogramas de Processo**

A seguir serão descritos os dois processos simulados (macaúba e soja), de forma estrutural, sendo que ambas as plantas industriais consideraram os mesmos códigos para os equipamentos e correntes análogos, facilitando a comparação entre ambos. O fluxograma geral obtido para ambos os processos pode ser observado na Figura 4.1. Cabe ressaltar que este fluxograma inclui, além das etapas e correntes simuladas, aquelas que foram suprimidas na simulação, a saber: a etapa de neutralização e tratamento de efluentes, a adição de NaOH e a adição de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> como catalisadores.

Figura 4.1 - Fluxograma geral de processo considerado em ambos os casos



Fonte: elaboração própria.

#### 4.1.1 Pré-tratamento

O reator de esterificação (B6 ou “ESTERIF”) recebe uma mistura do óleo de soja ou macaúba (“OLEO”) com metanol (“METANOL1”). A fim de que a corrente entre no reator à pressão de 4 bar e temperatura de 70°C, ela é submetida a uma bomba (“B16”) e a um aquecedor (“B14”); o aquecedor foi posicionado a jusante da bomba para que o aumento da temperatura não incorresse na volatilização do metanol, o que não ocorre uma vez que já esteja adequadamente pressurizado. No reator de esterificação, foi considerada conversão de 100%, tanto para o ácido palmítico, quanto para o ácido oleico.

Neste ponto, também entra no reator, em uma corrente à parte, o catalisador ácido  $H_2SO_4$  (omitido na simulação), que viabiliza a reação e posteriormente sai no efluente aquoso após a separação. Considerando o teor de 1,5%, foi considerada uma vazão de 15 kg/h de ácido sulfúrico (0,153 kgmol/h).

Na saída do reator de esterificação, a corrente (“S8”) é encaminhada para a lavagem com glicerina, em uma coluna de extração (“B5”) com 5 pratos teóricos. Ela tem como objetivo viabilizar a remoção do ácido que não reagiu, aproveitando também para excluir água que possa ter sido formada. No topo (“TRATADO”), sai majoritariamente o óleo tratado, contendo

triglicerídeos, e também os ésteres metílicos que foram formados na reação de esterificação, consumindo o ácido graxo livre; no fundo (“FUNDO”), saem o metanol não reagido, glicerol, água e ácido.

Após isso, o produto de topo deve ser encaminhado para alimentar a etapa de transesterificação. Já o produto de fundo é tratado em um vaso de *flash* (“B13”), com objetivo de isolar o álcool dos demais compostos. O metanol recuperado (“MET-A”) pode ser reciclado ao processo, podendo ser inserido no mesmo ponto em que o metanol virgem entra, visando redução de custos. Já o “EFLU-A” é encaminhado para a etapa de tratamento. Uma opção de integração energética para melhoramento da eficiência térmica seria a troca térmica das correntes frias de reagentes (“S6”), cuja temperatura é de cerca de 25°C, com as correntes de saída do reator de esterificação (“S8”), a 70°C.

#### **4.1.2 Transesterificação**

A corrente de óleo tratado é inserida em um misturador (“B1”), que também recebe o metanol virgem para a etapa de transesterificação (“METANOL2”). A mistura (“S1”) segue para o misturador (“B4”), recebendo também a corrente de metanol recuperado (“MET-B”) após o reator, assegurando uma razão 6:1 molar de álcool com relação ao óleo. A corrente após mistura (“S10”) sofre pressurização e aquecimento, para atingir a pressão de 4 bar e a temperatura de 60°C, posteriormente entrando no reator de transesterificação (“TRANSEST”) que promove a conversão de 95% de óleo a biodiesel.

O catalisador NaOH, não indicado na simulação, é inserido diretamente no reator e sai com o efluente aquoso após a separação. Considerando o percentual de 1% em relação ao óleo, considera-se que são usados 10 kg/h de hidróxido de sódio (0,250 kgmol/h).

Após o reator, a corrente de saída (“S5”) segue para um vaso de *flash* (“B3”) para isolar o álcool e dar prosseguimento ao tratamento do óleo. O topo (“MET-B”) é composto principalmente de metanol, que é recuperado e reciclado ao processo, sendo considerada uma purga de 1% da corrente reciclada para evitar o acúmulo de contaminantes no *loop* de reciclo. O fundo (“PRODUTOS”) contém uma mistura composta predominantemente de biodiesel e glicerol, que será levada para a posterior etapa de purificação do biodiesel.

### **4.1.3 Purificação de biodiesel**

Para recuperação do produto de interesse, a mistura (“PRODUTOS”) segue para a lavagem com 10% de água em massa (“B9”) em uma coluna de extração de 5 estágios teóricos. Nesta etapa, é removida a glicerina residual e o catalisador na corrente aquosa de fundo (“EFLU-B”) – cuja neutralização ocorrerá posteriormente, na etapa de tratamento dos efluentes. Já o topo (“RAFINADO”) vai para outra coluna, onde o biodiesel é, finalmente, purificado.

Na purificação, o biodiesel é destilado para separação do óleo não reagido, por meio de uma coluna de destilação (“B10”) com 10 estágios, razão de refluxo igual a 1 e vazão molar de destilado igual a 99% da alimentação, operando em pressões de 0,2 bar a 0,4 bar.

### **4.1.4 Tratamento dos Efluentes**

Os efluentes “EFLU-A” e “EFLU-B” são misturados em um misturador (“T1”) e enviados a um neutralizador (“T2”), onde são misturados com 2,23 kg/h (0,056 kgmol/h) de NaOH para neutralização dos teores residuais de ácido, considerando molaridade de 2 NaOH para 1 H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> e formação de Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> que é separado em um clarificador (“T3”) e pode ser vendido para o setor agropecuário ou de construção civil. Na prática, dependendo das variações na composição do óleo e outros insumos na entrada da planta e/ou de ajustes operacionais, podem ser adicionadas ao neutralizador quantidades diferentes de NaOH e/ou H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

Em um novo misturador (“T4”), o efluente “EFLU-C” é misturado ao líquido que sai do clarificador, e a mistura é enviada ao decantador (“T5”) para separação da fase oleosa contendo óleo não reagido e biodiesel residual que poderia ser acumulada e enviada em campanhas especiais à coluna de destilação para a recuperação do óleo bruto e biodiesel. Já a fase aquosa que sai do decantador é enviada às estações de tratamento de efluentes (não representadas no fluxograma, mas consideradas por meio de seus custos de operação).

## **4.2 Correntes de Processo**

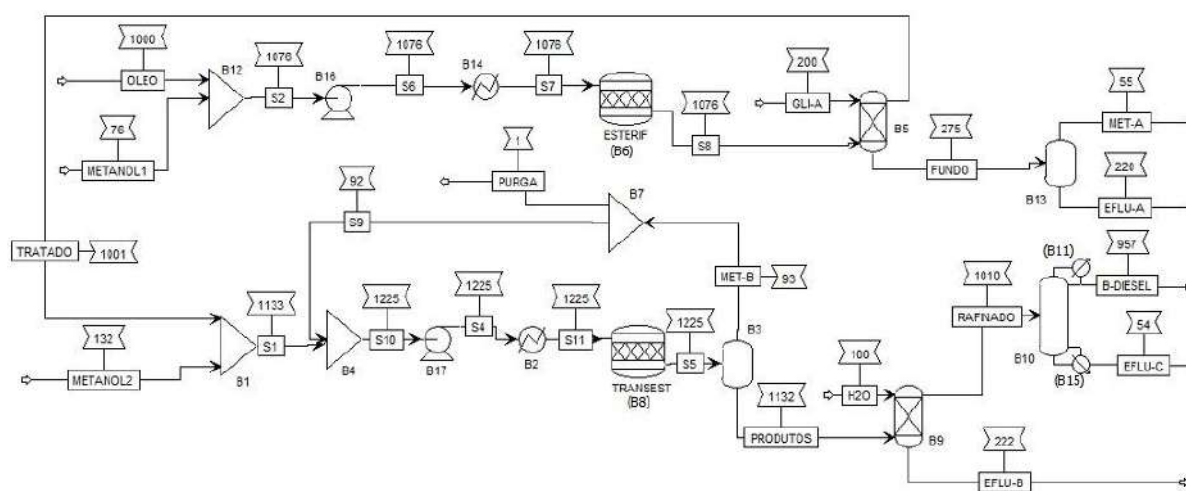
As principais correntes de processo são resultantes da simulação de cada uma das duas plantas, e para aquelas que se referem ao tratamento, foram consideradas vazões as somadas ou

separadas das correntes anteriores, bem como vazões obtidas pela aplicação de fatores a partir das mesmas.

### 4.2.1 Resultados da simulação: macaúba

O fluxograma obtido para o processo que faz uso do óleo de macaúba e metanol via catálise homogênea está representado na Figura 4.2, que demonstra a simulação da planta de biodiesel, indo desde a etapa de pré-tratamento até a purificação do produto.

Figura 4.2 - Simulação da planta de biodiesel cuja matéria prima é o óleo de macaúba



Fonte: elaboração própria.

Partindo de 1.000 kg/h de óleo de macaúba, a simulação indicou a obtenção de 957 kg/h de biodiesel, com composição mássica aproximada de 66% de oleato de metila, 19% de palmitato de metila, e 15% de estearato de metila. De acordo com a resolução ANP n° 920/2023, o teor de éster mínimo é de 96,5%, estando dentro da faixa definida. Os teores de glicerol livre (0,000019%) e total (0%) da corrente “B-DIESEL” também se encontram dentro dos limites mássicos aceitáveis, que são de 0,02% e 0,20%, respectivamente. Entretanto, o teor de água (0,39%) encontra-se acima do limite mássico de 0,02% definido, o que motivaria a realização de um processo de dessecagem e/ou ajustes operacionais nas etapas de separação.

A corrente de metanol, recuperada na esterificação (“MET-A”, 55 kg/h), pode vir a ser aproveitada, descontando-se sua vazão daquela que necessitará ser inserida na etapa de esterificação ou de transesterificação (“METANOL1” ou “METANOL2”). Como o óleo de macaúba apresenta alto teor de acidez, a etapa de pré-tratamento conta com a produção de 220

kg/h de efluente aquoso rico em glicerina (“EFLU-A”), contendo o H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> usado na catálise da reação de esterificação (não representado na simulação); considerou-se a utilização de tal efluente para neutralizar os efluentes da etapa de lavagem (que totalizam 276 kg/h). Ainda seria possível a recuperação de pequenos teores de óleo não reagido (49 kg/h) a partir dos efluentes aquosos gerados (“EFLU-A”, “EFLU-B”, “EFLU-C”).

Na Tabela 4.1, são apresentadas as correntes obtidas na simulação para a macaúba.

Tabela 4.1 - Correntes de Processo para simulação utilizando óleo de macaúba

Corrente	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Vazão mássica (kg/h)	Vazão volumétrica (L/min)	Vazão volumétrica (m <sup>3</sup> /d)
B-DIESEL	58,14	0,30	956,57	19,04	27,42
EFLU-A	100,00	1,00	220,36	3,14	4,53
EFLU-B	100,53	1,00	222,19	3,66	5,27
EFLU-C	361,18	0,40	53,72	1,63	2,35
FUNDO	92,23	4,00	275,35	4,27	6,14
GLI-A	25,00	4,00	200,00	2,62	3,77
H2O	25,00	1,01	100,00	1,68	2,41
MET-A	100,00	1,00	54,99	881,04	1268,69
MET-B	100,00	1,00	92,99	1467,41	2113,07
METANOL1	25,00	1,00	76,26	1,60	2,31
METANOL2	25,00	4,00	132,50	2,79	4,01
OLEO	25,00	1,00	1000,00	19,33	27,84
PRODUTOS	100,00	1,00	1132,48	23,50	33,84
PURGA	105,52	1,00	0,93	14,84	21,37
RAFINADO	86,21	1,00	1010,29	21,80	31,39
S1	67,42	4,00	1133,41	26,10	37,58
S2	24,33	1,00	1076,26	21,87	31,50
S4	57,22	4,00	1225,47	47,63	68,59
S5	60,00	4,00	1225,47	26,02	37,46
S6	-2,61	4,00	1076,26	36,82	53,02
S7	70,00	4,00	1076,26	186,05	267,91
S8	70,00	4,00	1076,26	38,73	55,77
S9	105,52	1,00	92,06	1468,88	2115,19
S10	56,38	1,00	1225,47	47,60	68,55
S11	60,00	4,00	1225,47	626,64	902,36
TRATADO	80,00	4,00	1000,91	20,18	29,06

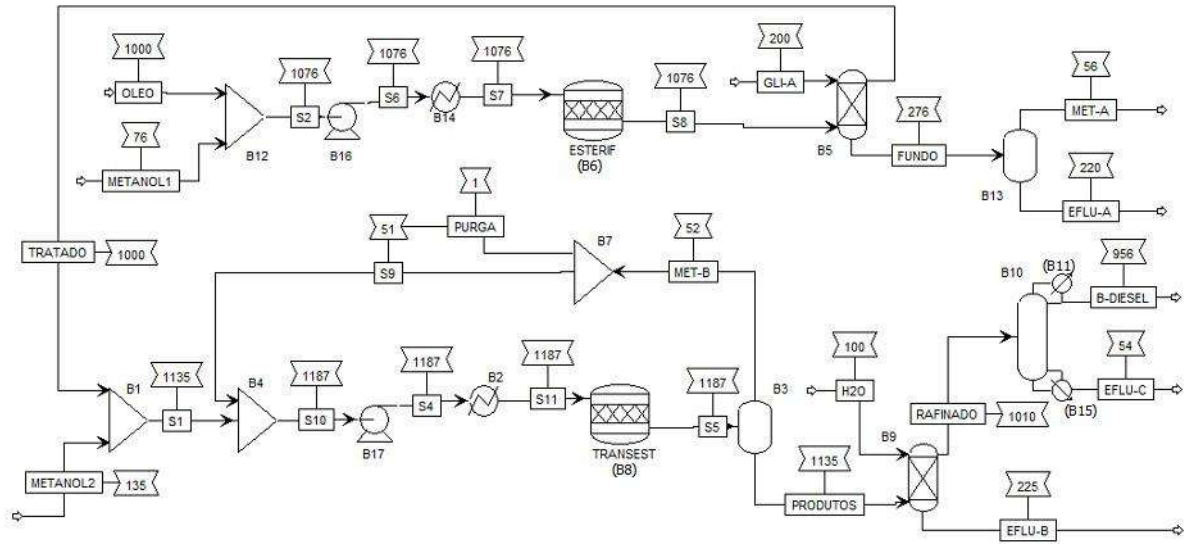
Fonte: elaboração própria.

#### 4.2.2 Resultados da simulação: soja

É apresentado na Figura 4.3 o fluxograma obtido para o processo que faz uso do óleo de soja e metanol, via catálise homogênea, que demonstra a simulação da planta de biodiesel, indo desde a etapa de pré-tratamento até a purificação do produto.



Figura 4.3 - Simulação da planta de biodiesel cuja matéria prima é o óleo de soja



Fonte: elaboração própria.

O processo produtivo a partir de 1.000 kg/h de óleo de soja resulta em 956 kg/h de biodiesel, com composição mássica aproximada de 62% de linoleato de metila, 26% de oleato de metila e 11% de palmitato de metila, cumprindo com o teor de éster mínimo de 96,5% definido pela ANP. Os teores de glicerol livre (0,000034%) e total (~0%) da corrente “B-DIESEL” se encontram dentro dos limites aceitáveis, porém o teor de água (0,4%) encontra-se acima do recomendado, incitando a necessidade de uma etapa de secagem e/ou ajustes operacionais nas etapas de separação (ANP, 2023).

A corrente de metanol recuperada na esterificação (“MET-A”, 56 kg/h) pode vir a ser aproveitada, descontando-se sua vazão daquela que necessitará ser inserida na etapa de transesterificação (“METANOL2”, 135 kg/h). Além da neutralização do efluente ácido usando o efluente básico, seria possível a recuperação de pequenos teores de óleo não reagido (20 kg/h) a partir dos efluentes aquosos gerados (EFLU-A, EFLU-B, EFLU-C).

Na Tabela 4.2, são apresentadas as correntes obtidas na simulação para a soja.

Tabela 4.2 - Correntes de Processo para simulação utilizando óleo de soja

Corrente	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Vazão mássica (kg/h)	Vazão volumétrica (L/min)	Vazão volumétrica (m <sup>3</sup> /d)
B-DIESEL	59,93	0,30	955,66	18,72	26,95
EFLU-A	100,00	1,00	219,98	3,14	4,52
EFLU-B	99,52	1,00	224,78	3,71	5,34
EFLU-C	353,90	0,40	54,20	1,64	2,36
FUNDO	92,51	4,00	276,11	4,29	6,17
GLI-A	25,00	4,00	200,00	2,62	3,77
H2O	25,00	1,01	100,00	1,68	2,41
MET-A	100,00	1,00	56,13	893,23	1286,25
MET-B	100,00	1,00	51,89	820,04	1180,86
METANOL1	25,00	1,00	76,26	1,60	2,31
METANOL2	25,00	4,00	135,00	2,84	4,09
OLEO	25,00	1,00	1000,00	18,30	26,35
PRODUTOS	100,00	1,00	1134,63	23,00	33,12
PURGA	104,52	1,00	0,52	8,28	11,92
RAFINADO	85,21	1,00	1009,85	21,50	30,97
S1	67,16	4,00	1135,15	25,21	36,30
S2	24,37	1,00	1076,26	20,88	30,06
S4	44,84	4,00	1186,52	45,75	65,88
S5	60,00	4,00	1186,52	24,62	35,46
S6	-3,25	4,00	1076,26	36,82	53,02
S7	70,00	4,00	1076,26	190,48	274,29
S8	70,00	4,00	1076,26	38,73	55,77
S9	104,52	1,00	51,37	819,21	1179,66
S10	44,01	1,00	1186,52	45,72	65,84
S11	60,00	4,00	1186,52	25,67	36,96
TRATADO	79,99	4,00	1000,15	19,15	27,57

Fonte: elaboração própria.

### 4.3 Equipamentos

Na

Tabela 4.3 abaixo, são apresentados os dados relevantes dos equipamentos da planta de biodiesel de macaúba, conforme resultados da simulação.

Tabela 4.3 - Dados dos equipamentos para a planta usando óleo de macaúba

Equipamento	Tipo	Seção	Vazão na entrada (m <sup>3</sup> /d)	Vazão na saída (m <sup>3</sup> /d)	Pressão na entrada (bar)	Pressão na saída (bar)	Potência (kW)
B1	Misturador	Transesterificação	33,07	37,58	1,00	1,00	-
B2	Trocador de Calor	Transesterificação	68,59	902,36	4,00	4,00	27,86
B3	Vaso de Flash	Transesterificação	37,46	2146,91	4,00	1,00	47,82
B4	Misturador	Transesterificação	2152,77	68,55	1,00	1,00	-
B5	Coluna de Extração	Esterificação	59,54	35,20	4,00	4,00	-
B6	Reator de Esterificação	Esterificação	267,91	55,77	4,00	4,00	-5,58
B7	Separador de Correntes	Transesterificação	2113,07	2136,55	1,00	1,00	-
B8	Reator de Transesterificação	Transesterificação	902,36	37,46	4,00	4,00	-82,23
B9	Coluna de Extração	Transesterificação	36,25	36,67	1,00	1,00	-
B10	Coluna de Destilação	Transesterificação	31,39	-	1,00	0,40	-
B11	Condensador	Transesterificação	-	27,42	0,30	0,30	198,59
B12	Misturador	Esterificação	30,15	31,50	1,00	1,00	-
B13	Vaso de Flash	Esterificação	6,14	1273,22	4,00	1,00	18,73
B14	Trocador de Calor	Esterificação	53,02	267,91	4,00	4,00	46,05
B15	Refervedor	Transesterificação	-	2,35	0,40	0,40	191,01
B16	Bomba	Esterificação	31,50	53,02	1,00	4,00	0,62
B17	Bomba	Transesterificação	68,55	68,59	1,00	4,00	0,81
T1	Misturador	Tratamento	9,80	9,80	1,00	1,00	-
T2	Neutralizador	Tratamento	13,02	13,02	1,00	1,00	-
T3	Clarificador	Tratamento	13,02	13,02	1,00	1,00	-
T4	Misturador	Tratamento	15,37	15,37	1,00	1,00	-
T5	Decantador	Tratamento	15,37	15,37	1,00	1,00	-

Fonte: elaboração própria.

Na

Tabela 4.4 abaixo, são apresentados os dados relevantes dos equipamentos da planta de biodiesel de soja, conforme resultados da simulação.

Tabela 4.4 - Dados dos equipamentos para a planta usando óleo de soja

Equipamento	Tipo	Seção	Vazão na entrada (m <sup>3</sup> /d)	Vazão na saída (m <sup>3</sup> /d)	Pressão na entrada (bar)	Pressão na saída (bar)	Potência (kW)
B1	Misturador	Transesterificação	31,66	36,30	1,00	1,00	-
B2	Trocador de Calor	Transesterificação	65,88	36,96	4,00	4,00	-23,27
B3	Vaso de Flash	Transesterificação	35,46	1213,98	4,00	1,00	36,53
B4	Misturador	Transesterificação	1215,96	65,84	1,00	1,00	-
B5	Coluna de Extração	Esterificação	59,54	33,75	4,00	4,00	-
B6	Reator de Esterificação	Esterificação	274,29	55,77	4,00	4,00	-6,15
B7	Separador de correntes	Transesterificação	1180,86	1191,58	1,00	1,00	-
B8	Reator de Transesterificação	Transesterificação	36,96	35,46	4,00	4,00	-11,61
B9	Coluna de Extração	Transesterificação	35,53	36,30	1,00	1,00	-
B10	Coluna de Destilação	Transesterificação	30,97	-	1,00	0,40	-
B11	Condensador	Transesterificação	-	26,95	0,30	0,30	200,60
B12	Misturador	Esterificação	28,66	30,06	1,00	1,00	-
B13	Vaso de Flash	Esterificação	6,17	1290,77	4,00	1,00	18,90
B14	Trocador de Calor	Esterificação	53,02	274,29	4,00	4,00	45,90
B15	Refervedor	Transesterificação	-	2,36	0,40	0,40	194,02
B16	Bomba	Esterificação	30,06	53,02	1,00	4,00	0,62
B17	Bomba	Transesterificação	65,84	65,88	1,00	4,00	0,77
T1	Misturador	Tratamento	9,86	9,86	1,00	1,00	-
T2	Neutralizador	Tratamento	13,07	13,07	1,00	1,00	-
T3	Clarificador	Tratamento	13,07	13,07	1,00	1,00	-
T4	Misturador	Tratamento	15,43	15,43	1,00	1,00	-
T5	Decantador	Tratamento	15,43	15,43	1,00	1,00	-

Fonte: elaboração própria.

Comparando as tabelas apresentadas, embora algumas vazões estejam destoantes - que podem ser justificadas pela presença maior de gases no caso do processo que utiliza a macaúba (vazão do misturador e separação de correntes) -, o que se observa com certa clareza é que os valores estão similares dentre os diferentes processos. De forma preliminar, espera-se a partir de então resultados próximos dentre eles, considerando equiparação de custos, por exemplo.

#### 4.4 Dimensionamento e Custo de Capital (CAPEX)

Na Tabela 4.5, são apresentados os valores estimados para a dimensão dos equipamentos utilizados na planta de biodiesel usando óleo de macaúba, bem como os valores de CAPEX estimados, e o valor total da planta.

Tabela 4.5 - Dimensionamento e CAPEX da planta usando óleo de macaúba

Equipamento	Tipo	Volume (m <sup>3</sup> )	Altura (m)	Diâmetro (m)	Área (m <sup>2</sup> )	Potência (kW)	Fm	Fp	CUSTO (US\$2001)	CUSTO (US\$2022)
B2	Trocador de Calor	-	-	-	3,48	-	2,73	1,00	74.849,48	154.900,26
B3	Vaso de Flash	0,26	1,10	0,55	-	-	3,10	0,00	4.254,66	8.804,97
B5	Coluna de Extração	2,93	3,00	1,12	-	-	3,10	0,01	21.080,29	43.625,46
B6	Reator de Esterificação	0,39	1,25	0,63	-	-	3,10	0,00	4.875,85	10.090,53
B8	Reator de Transesterificação	2,34	2,28	1,14	-	-	3,10	0,01	10.871,49	22.498,44
B9	Coluna de Extração	3,02	3,00	1,13	-	-	3,10	0,00	21.335,72	44.154,05
B10	Coluna de Destilação	5,23	3,00	1,49	-	-	3,10	0,00	41.106,25	85.068,98
B11	Condensador	-	-	-	73,78	-	2,73	1,00	542.309,24	1.122.303,68
B13	Vaso de Flash	0,04	0,60	0,30	-	-	3,10	0,00	2.759,87	5.711,53
B14	Trocador de Calor	-	-	-	3,75	-	2,73	1,00	76.805,02	158.947,24
B15	Refervedor	-	-	-	1,50	-	2,73	1,00	61.088,21	126.421,46
B16	Bomba	-	-	-	-	0,62	2,35	1,00	32.624,66	67.516,42
B17	Bomba	-	-	-	-	0,81	2,35	1,00	35.098,58	72.636,17
T2	Neutralizador	0,09	0,77	0,39	-	-	3,10	0,00	3.177,79	6.576,41
T3	Clarificador	0,27	-	-	-	-	1,50	-	157.576,34	326.102,70
T5	Decantador	0,32	1,18	0,59	-	-	1,00	0,00	3.686,50	7.629,18
<b>TOTAL EQUIPAMENTOS (US\$ 2022)</b>									<b>2.262.987,48</b>	
TOTAL DA PLANTA (US\$ 2022)									10.726.560,65	
TOTAL TROPICALIZADO (US\$ 2022)									18.235.153,10	
CAPITAL DE GIRO (US\$ 2022)									2.735.272,97	
<b>INVESTIMENTO TOTAL (US\$ 2022)</b>									<b>20.970.426,07</b>	

Fonte: elaboração própria.

Na Tabela 4.6, são apresentados os valores estimados para a dimensão dos equipamentos utilizados na planta de biodiesel usando óleo de soja, bem como os valores de CAPEX estimados, e o valor total da planta.

Tabela 4.6 - Dimensionamento e CAPEX da planta usando óleo de soja

Equipamento	Tipo	Volume (m <sup>3</sup> )	Altura (m)	Diâmetro (m)	Área (m <sup>2</sup> )	Potência (kW)	Fm	Fp	CUSTO (US\$2001)	CUSTO (US\$2022)
B2	Trocador de Calor	-	-	-	2,90	-	2,73	1,00	70.769,60	146.457,01
B3	Vaso de Flash	0,25	1,08	0,54	-	-	3,10	0,00	4.180,05	8.650,57
B5	Coluna de Extração	2,81	3,00	1,09	-	-	3,10	0,01	20.640,39	42.715,09
B6	Reator de Esterificação	0,39	1,25	0,63	-	-	3,10	0,00	4.875,93	10.090,69
B8	Reator de Transesterificação	2,22	2,24	1,12	-	-	3,10	0,01	10.560,37	21.854,57
B9	Coluna de Extração	2,96	3,00	1,12	-	-	3,10	0,00	21.121,10	43.709,91
B10	Coluna de Destilação	5,16	3,00	1,48	-	-	3,10	0,00	40.759,26	84.350,88
B11	Condensador	-	-	-	74,53	-	2,73	1,00	547.609,73	1.133.272,99
B13	Vaso de Flash	0,04	0,60	0,30	-	-	3,10	0,00	2.761,95	5.715,82
B14	Trocador de Calor	-	-	-	3,74	-	2,73	1,00	76.714,41	158.759,72
B15	Refervedor	-	-	-	1,53	-	2,73	1,00	61.237,86	126.731,16
B16	Bomba	-	-	-	-	0,62	2,35	1,00	32.625,96	67.519,11
B17	Bomba	-	-	-	-	0,77	2,35	1,00	34.683,29	71.776,73
T2	Neutralizador	0,09	0,77	0,39	-	-	3,10	0,00	3.180,77	6.582,58
T3	Clarificador	0,27	-	-	-	-	1,50	-	156.934,39	324.774,19
T5	Decantador	0,32	1,18	0,59	-	-	1,00	0,00	3.690,79	7.638,06
<b>TOTAL EQUIPAMENTOS (US\$ 2022)</b>									<b>2.260.599,07</b>	
TOTAL DA PLANTA (US\$ 2022)									10.715.239,60	
TOTAL TROPICALIZADO (US\$ 2022)									18.215.907,31	
CAPITAL DE GIRO (US\$ 2022)									2.732.386,10	
<b>INVESTIMENTO TOTAL (US\$ 2022)</b>									<b>20.948.293,41</b>	

Fonte: elaboração própria.

Analisando os dados apresentados, percebe-se similaridade nos maiores custos presentes, sendo eles os de trocadores de calor, em particular os condensadores. Além disso, o custo com o clarificador também é algo a ser destacado, porém, por se tratar de um tratamento de efluente, pode vir a ser um requisito para o licenciamento ambiental, tendo potencial de redução limitado; além disso, é um equipamento responsável pela obtenção do Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> que será vendido e revertido em crédito, aprimorando o fluxo de caixa.

#### 4.5 Custos de Produção (OPEX)

Neste tópico, serão apresentados os preços de cada corrente a ser vendida, bem como os custos de cada corrente a ser comprada, para a operação da planta industrial. Para que fosse gerada uma primeira estimativa para início das análises, o valor do biodiesel foi considerado



como o preço de mercado consultado, e tanto o valor do óleo de soja quanto o valor do óleo de macaúba foram considerados como o preço de mercado do óleo de soja.

Na Tabela 4.7, são apresentados os valores estimados para as correntes e demais despesas no caso do óleo de macaúba.

Tabela 4.7 – Correntes e OPEX da planta usando óleo de macaúba

Corrente ou utilidade	Tipo	Vazão (kg/h)	Valor (US\$/kg)	OPEX (US\$/ano)
B-DIESEL	produto	956,57	2,36	17.868.964,26
GLI-A	subproduto	98,74	1,86	1.452.339,24
Na2SO4	subproduto	35,51	0,10	28.126,03
<b>RECEITAS</b>				<b>19.349.429,53</b>
EFLU-A	efluente	220,36	0,00	1.300,20
EFLU-B	efluente	222,19	0,00	1.310,99
EFLU-C	efluente	53,72	0,00	317,00
H2O	água	100,00	0,00	289,87
METANOL1	insumo	21,27	0,53	89.849,38
METANOL2	insumo	132,50	0,53	559.760,45
OLEO	insumo	1.000,00	1,32	10.485.129,60
Água de resfriamento	utilidade	0,82	0,78	5.050,80
Vapor (1 bar)**	utilidade	0,17**	4,20**	5.516,40
Vapor (27 bar)**	utilidade	0,69**	49,44**	269.245,27
Eletricidade**	utilidade	0,01**	31,59**	1.285,65
NaOH	insumo	10,00	0,91	72.102,89
H2SO4	insumo	15,00	0,91	108.154,33
NaOH (neutralização)	insumo	2,23	0,91	16.108,63
CaCl2	insumo	0,75	1,23	7.348,58
MÃO DE OBRA (US\$ 2022 / ano)				218.056,94
OUTROS CUSTOS DIRETOS (US\$ 2022 / ano)				1.323.642,65
CUSTOS INDIRETOS (US\$ 2022 / ano)				1.171.627,86
DESPESAS GERAIS (US\$ 2022 / ano)				201.731,20
OUTRAS DESPESAS* (US\$ 2022 / ano)				3.191.230,69
<b>OPEX TOTAL (US\$ 2022 / ano)</b>				<b>17.729.059,39</b>

\* Despesas estimadas com base no total (cálculo “por dentro”).

\*\* Para estas correntes, a unidade de “vazão” é GJ/h e a de “valor” é US\$/GJ.

Fonte: elaboração própria.

Na Tabela 4.8, são apresentados os valores estimados para as correntes e demais despesas no caso do óleo de soja.

Tabela 4.8 - Correntes e OPEX da planta usando óleo de soja

Corrente ou utilidade	Tipo	Vazão (kg/h)	Valor (US\$/kg)	Valor (US\$/ano)
B-DIESEL	produto	955,66	2,36	17.851.951,58
GLI-A	subproduto	100,00	1,86	1.470.901,40
Na2SO4	subproduto	35,51	0,10	28.126,03
<b>RECEITAS</b>				<b>19.350.979,01</b>
EFLU-A	efluente	219,98	0,00	1.297,96
EFLU-B	efluente	224,78	0,00	1.326,27
EFLU-C	efluente	54,20	0,00	319,78
H2O	água	100,00	0,00	289,87
METANOL1	insumo	20,13	0,53	85.043,35
METANOL2	insumo	135,00	0,53	570.321,97
OLEO	insumo	1.000,00	1,32	10.485.129,60
Água de resfriamento	utilidade	0,81	0,78	4.993,03
Vapor (1 bar)**	utilidade	0,17**	4,20	5.497,57
Vapor (27 bar)**	utilidade	0,70**	49,44**	273.488,27
Eletricidade**	utilidade	0,01**	31,59**	1.257,09
NaOH	insumo	10,00	0,91	72.102,89
H2SO4	insumo	15,00	0,91	108.154,33
NaOH (neutralização)	insumo	2,23	0,91	16.108,63
CaCl2	insumo	0,77	1,23	7.529,70
MÃO DE OBRA (US\$ 2022 / ano)				218.056,94
OUTROS CUSTOS DIRETOS (US\$ 2022 / ano)				1.322.314,69
CUSTOS INDIRETOS (US\$ 2022 / ano)				1.170.550,10
DESPESAS GERAIS (US\$ 2022 / ano)				201.557,99
OUTRAS DESPESAS* (US\$ 2022 / ano)				3.192.879,52
<b>OPEX TOTAL (US\$ 2022 / ano)</b>				<b>17.738.219,55</b>

\* Despesas estimadas com base no total (cálculo “por dentro”).

\*\* Para estas correntes, a unidade de “vazão” é GJ/h e a de “valor” é US\$/GJ.

Fonte: elaboração própria.

A partir dos dados, observa-se que em ambos os casos, o custo com óleo é o que representa a maior parte do OPEX total, além de “outras despesas”, “outros custos diretos” e “custos indiretos”. O álcool também tem custo relativamente alto na composição do OPEX, e assim como o óleo isto deve-se ao fato do valor de mercado desses compostos ser elevado, além da relevância que possuem para a funcionalidade do processo. É importante destacar que os valores foram bastante parecidos, comparando os dois processos aplicados.

## 4.6 Avaliação Econômica

Conforme mencionado anteriormente, dada a escassez de valores para o óleo de macaúba próprio para produção de biodiesel, a primeira etapa de avaliação econômica consistiu no comparativo econômico considerando valores iguais para o óleo de soja e para o óleo de macaúba. Conforme o esperado, devido aos valores de CAPEX e OPEX serem similares entre

os processos, notou-se pouca diferença dentre os VPLs, sendo o resultado igual a US\$-11,01 milhões para o processo que possui como matéria prima a macaúba, e US\$ -11,04 milhões para o que considera a soja. Observa-se que ambos os processos apresentam leve prejuízo considerando os valores de mercado compilados.

A partir da avaliação do preço de equilíbrio, que considera fixado o VPL igual a zero e identifica o valor ideal para um dos parâmetros, ao considerar apenas o custo do biodiesel, observou-se os preços de equilíbrio de US\$ 2,684689 para o biodiesel de macaúba e US\$ 2,685435 para o biodiesel de soja. Além de terem sido identificados valores similares, no comparativo geral deste indicador, percebe-se que os valores estão apenas cerca de 15% acima do valor do biodiesel no mercado, mesmo com plantas produtoras cerca de 20 vezes menores do que os projetos típicos em funcionamento. Ou seja, as plantas são viáveis para produção local caso o transporte a partir dos grandes centros produtores seja igual ou maior que 15% do valor do biodiesel comprado a partir de plantas de grande porte (ainda incorrendo em menor pegada de carbono devido à ausência do frete). Sendo assim, observa-se grande viabilidade da produção em pequena escala, por meio das usinas dedicadas a pequenos projetos de geração, conforme estudado no presente trabalho.

Já no que diz respeito ao parâmetro do preço de equilíbrio para o óleo bruto, ou seja, o máximo valor do óleo de macaúba ou do óleo de soja para que a planta de biodiesel em pauta seja viável frente aos preços típicos de mercado, foi obtido um valor de US\$ 1,068116 para o óleo de macaúba e US\$ 1,067775 para o óleo de soja. Ou seja, um desconto de cerca de 20% em relação ao preço do óleo de soja amplamente disponível no mercado poderia viabilizar tais plantas, com a produção de biodiesel competitivo frente aos valores atuais.

Percebe-se que, do ponto de vista econômico, a consideração é de que ambos os processos são equiparáveis, rendendo resultados levemente melhores para o cenário em que o óleo de macaúba é considerado. Apesar disso, é interessante perceber que ambas as plantas foram assumidas como de pequeno porte, porém os valores encontrados no mercado referem-se majoritariamente ao de uma indústria de porte grande, o que indica que, apesar de menor escala, as margens são similares, e as plantas industriais em pauta são competitivas.

## Capítulo 5 – Conclusões

As conclusões inovadoras do presente trabalho são que, do ponto de vista técnico, apesar do maior grau de acidez do óleo de macaúba, não há diferenças significativas no processo; do ponto de vista econômico, os dois processos também são equiparáveis.

Foram simuladas duas plantas de produção de biodiesel, utilizando óleo de macaúba e óleo de soja. Tendo como base a entrada de 1.000 kg/h de cada um dos óleos, resultou-se na produção de 957kg/h de biodiesel de macaúba e 956 kg/h de biodiesel de soja. Ambos os processos têm equipamentos similares em termos de número e dimensões, e embora o óleo de macaúba tenha maior acidez, seus ácidos graxos podem ser convertidos rapidamente em biodiesel na etapa de pré-tratamento.

Por provirem de simulações realizadas sob os mesmos critérios, os resultados dos balanços de massa e energia apresentados neste trabalho poderão ser usados futuramente em estudos econômicos e socioambientais comparativos entre ambas as matérias-primas, de modo que se possa avaliar a inclusão definitiva da macaúba no rol de matérias-primas alternativas para produção de biodiesel no país.

As correntes e os equipamentos em ambos os processos simulados foram nomeados com os mesmos *tags*, facilitando assim a comparação entre os resultados, e garantindo que a simulação em si tenha a mesma estrutura, apenas variando-se as composições de cada corrente de óleo na entrada. Sendo assim, caso uma planta de biodiesel no modelo estudado no presente trabalho seja projetada considerando sempre o pior caso (maior dimensão, maior carga térmica etc.) em cada etapa e em cada equipamento, ela poderá ser utilizada para gerar biodiesel a partir de ambos os óleos, apenas controlando-se os parâmetros operacionais, o que amplia sua robustez e sua adaptabilidade, diminuindo também o risco de desabastecimento de matéria-prima, que pode ser escolhida mediante a disponibilidade e/ou o preço, a cada campanha de

produção.

No caso base, foram obtidos valores de VPL de US\$ -11,01 milhões para o processo que possui como matéria prima a macaúba, e US\$ -11,04 milhões para o que considera a soja. Observa-se que ambos os processos apresentam leve prejuízo considerando os valores de mercado compilados. Foram obtidos preços mínimos para a viabilidade das plantas iguais a US\$ 2,684689 para o biodiesel de macaúba e US\$ 2,685435 para o biodiesel de soja, valores apenas cerca de 15% acima do valor do biodiesel no mercado. Já no que diz respeito ao parâmetro do preço máximo para o óleo bruto, foi obtido um valor de US\$ 1,068116 para o óleo de macaúba e US\$ 1,067775 para o óleo de soja. Ou seja, um desconto de cerca de 20% em relação ao preço do óleo de soja amplamente disponível no mercado poderia viabilizar tais plantas, com a produção de biodiesel competitivo frente aos valores atuais.

A partir dos valores obtidos para os insumos, sejam matérias primas ou utilidades, foi possível realizar as análises econômicas que se propunha desenvolver neste trabalho, mas também de observar que o mercado está se aquecendo no setor do biodiesel. Ainda assim, apesar do óleo de macaúba ser usado como cosmético e ter diversidade de marcas que o ofertem para tal fim, a ausência de dados concretos sobre o preço desse óleo caracterizado para produção de biodiesel prejudicou a fidedignidade dos custos para o processo que utilizou este insumo, visto que foi necessário realizar uma aproximação com o valor obtido para o óleo de soja – insumo este que é bastante conhecido, utilizado e acessível no mercado. Sendo assim, caso o óleo de macaúba seja obtido a um valor igual ao do óleo de soja (preço por quilo), as conclusões do estudo se mantêm válidas; caso seja obtido a valores menores, a competitividade das plantas poderá ser ainda maior; e caso seja obtido a valores maiores, os fluxos de caixa ficariam mais negativos do que o caso base.

Além disso, o caráter modular e o potencial para descarbonização apresentado pelos projetos analisados leva a crer que, com a valoração dos benefícios governamentais, socioeconômicos e ambientais, além de possíveis linhas de crédito específicas para estratégias de descarbonização e que valorizem a agricultura familiar, seria possível atingir patamares mais viáveis de produção, seja através de subsídios, seja através de maior pegada ecológica por parte do país nos moldes de mandatos de descarbonização.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AASP. **Cotação Oficial do Dólar. 2023.** Disponível em <<https://www.aasp.org.br/suporte-profissional/indices-economicos/mensal/dolar/>> Acesso em: 14 de junho de 2023.

ABIOVE - Associação Brasileira das Indústrias de Óleos Vegetais. **Estatísticas. 2023.** Disponível em <<https://abiove.org.br/estatisticas/>> Acesso em: 14 de junho de 2023.

ALVARENGA JR, M. YOUNG, C E. (2013). **Produção de Biodiesel no Brasil, Inclusão Social e Ganhos Ambientais.** Acesso em: 12 de dezembro de 2022. Disponível em <<https://www.researchgate.net/publication/262488245>>.

ANDRADE, E. **Equilíbrio Líquido-Líquido do Sistema Glicerol + Estearato de Etila (Biodiesel) + Etanol (+ Cloreto de Sódio).** Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Alimentos da Universidade Federal do Paraná, como parte dos requisitos exigidos para a obtenção do título de Mestre em Tecnologia de Alimentos, UFPR. Curitiba. 2010.

ANP - Agência Nacional do Petróleo. **ANP faz audiência pública sobre regulamentação da importação de biodiesel.** 10 de novembro de 2022. Disponível em <[https://www.gov.br/anp/pt-br/canais\\_atendimento/imprensa/noticias-comunicados/anp-faz-audiencia-publica-sobre-regulamentacao-da-importacao-de-biodiesel](https://www.gov.br/anp/pt-br/canais_atendimento/imprensa/noticias-comunicados/anp-faz-audiencia-publica-sobre-regulamentacao-da-importacao-de-biodiesel)> Acesso em: 10 de julho de 2023.

ANP - Agência Nacional do Petróleo. **Painel Dinâmico de Produtores de Biodiesel; dados de 2022.** Acesso em: 3 de janeiro de 2023. Disponível em <<https://www.gov.br/anp/pt-br/centrais-de-conteudo/paineis-dinamicos-da-anp/paineis-e-mapa-dinamicos-de-produtores-de-combustiveis-e-derivados/painel-dinamico-de-produtores-de-biodiesel>>

ANP - Agência Nacional do Petróleo. **Resolução ANP nº 920/2023.** Acesso em: 27 de abril de 2023. Disponível em <<https://www.legisweb.com.br/legislacao/?id=443945>>

APROBIO - Associação dos Produtores de Biocombustíveis do Brasil. **Biodiesel e suas propriedades.** Acesso em: 7 de janeiro de 2023. Disponível em <<https://aprobio.com.br/noticia/biodiesel-e-suas-propriedades>>

BELTRÃO, NE M.; DA OLIVEIRA, M. I. P. **Oleaginosas potenciais do Nordeste para a produção de biodiesel**. 2007. Acesso em: 13 de janeiro de 2023. Disponível em <<https://www.infoteca.cnptia.embrapa.br/bitstream/doc/277417/1/DOC177.pdf>>

CEPEA - Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada, ABIOVE - Associação dos Produtores de Biocombustíveis do Brasil. **PIB, Emprego e Comércio Exterior Nas Cadeias Agropecuárias**. 2022. Acesso em: 13 de Dezembro de 2022. Disponível em <<https://cepea.esalq.usp.br/br/pib-da-cadeia-de-soja.aspx>>

CHEMANALYST. **Sodium Sulphate Price Trend and Forecast**. Disponível em <<https://www.chemanalyst.com/Pricing-data/sodium-sulphate-1480>>. Acesso em: 9 de junho de 2023.

CICONINI, G.; FAVARO, S. P.; ROSCOE, R.; MIRANDA, C. H. B.; TAPETI, C. F.; MIYAHIRA, M. A. M.; BEARARI, L.; GALVANI, F.; BORSATO, A. V.; COLNAGO, L. A.; NAKA, M. H. **Biometry and oil contents of *Acrocomia aculeata* fruits from the Cerrados and Pantanal biomes in Mato Grosso do Sul, Brazil**. *Industrial Crops and Products*, v. 45, p. 208 -214, 2013. DOI: 10.1016/j. indcrop.2012.12.008.

COMEX STAT. **Exportação e Importação Geral**. Acesso em 20 de junho de 2023. Disponível em <<http://comexstat.mdic.gov.br/pt/geral>>

COSTA, B. J.; OLIVEIRA, S. M. M. **Biodiesel**. Instituto de Tecnologia do Paraná - TECPAR 31/10/2006.

CRUZ, R, FERREIRA, F, RODRIGUES, F. (2017). **Simulação e Análise Econômica Da Produção De Biodiesel a Partir De Óleo De Macaúba**. *The Journal of Engineering and Exact Sciences*. 3. 10.18540/2446941603032017533.

DEBIASI, H.; FRANCHINI, J.C.; BALBINOT JUNIOR, A.A.; CONTE, O. **Diversificação de espécies vegetais como fundamento para a sustentabilidade da cultura da soja**. Disponível em: <<https://www.infoteca.cnptia.embrapa.br/infoteca/bitstream/doc/1036787/1/doc366OL.pdf>> Acesso em: 10 de julho de 2023.

DEL RÍO, J. C. et al. **Chemical composition and thermal behavior of the pulp and kernel oils from macauba palm (*Acrocomia aculeata*) fruit**. *Industrial Crops and Products*, v. 84, p.

294–304, Jun 2016. Acesso em: 6 de fevereiro de 2023. Disponível em: <<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0926669016300863>>.

DIESEL, R. U.S. Patent No. 608,845A. **INTERNAL COMBUSTION ENGINE**. No. 608,845. Application filed July 15, 1895. Patented Aug. 9, 1898. Disponível em <<https://patents.google.com/patent/US608845>> Acesso em: 10 de julho de 2023.

DOMINGOS, A. K. **Produção De Biodiesel Via Catálise Heterogênea**. Tese (Doutorado no Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) - UFRJ. Rio de Janeiro. 2010.

EMBRAPA - Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária. **Estudo prospectivo de óleos vegetais: o caso da Embrapa Agroenergia / Ana Cristina dos Santos [et al]**. – Brasília, DF: Embrapa Agroenergia, 2022. Documentos / Embrapa Agroenergia, ISSN 2177- 4439; 41)

EMBRAPA - Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária. **Macaúba no mercado de bioenergia**. 2012. Disponível em: <<https://www.embrapa.br/busca-de-noticias/-/noticia/1481706/macau-ba-no-mercado-de-bioenergia>> Acesso em: 6 de Fevereiro de 2023.

EPE - Empresa de Pesquisa Energética. **Compilação de Correlações de Custos de Equipamentos**. Agosto de 2018. Disponível em <<https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao-315/EPE,%202018%20-%20Compila%C3%A7%C3%A3o%20de%20Correla%C3%A7%C3%B5es%20de%20Custo%20de%20Equipamentos.pdf>>. Acesso em: 6 de Fevereiro de 2023.

EPE - Empresa de Pesquisa Energética. **Anuário Estatístico de Energia Elétrica 2023**. Disponível em <[https://dashboard.epe.gov.br/apps/anuario-livro/#Cap%C3%ADtulo\\_2:\\_Panorama\\_Nacional](https://dashboard.epe.gov.br/apps/anuario-livro/#Cap%C3%ADtulo_2:_Panorama_Nacional)>. Acesso em: 9 de junho de 2023.

EPE - Empresa de Pesquisa Energética. **Impacto na saúde humana pelo uso de biocombustíveis na Região Metropolitana de São Paulo**. Fevereiro de 2021. Acesso em: 9 de julho de 2023. Disponível em: <[https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao-570/NT-EPE-DPG-SDB-2020-01\\_NT\\_Impacto\\_saude\\_uso\\_bios.pdf](https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao-570/NT-EPE-DPG-SDB-2020-01_NT_Impacto_saude_uso_bios.pdf)>

FANGRUI MA, Milford A Hanna. **Biodiesel production: a review**. Journal Series. Agricultural Research Division, Institute of Agriculture and Natural Resources, University of



Nebraska–Lincoln, Bioresource Technology, Volume 70, Issue 1, 1999. ISSN 0960-8524, <[https://doi.org/10.1016/S0960-8524\(99\)00025-5](https://doi.org/10.1016/S0960-8524(99)00025-5)>

FERRARI, R.A. OLIVEIRA V da S, Scabio A. **Biodiesel de soja: taxa de conversão em ésteres etílicos, caracterização físico-química e consumo em gerador de energia**. 2004. Quím Nova [Internet];. Acesso em: 15 de janeiro de 2023. Disponível em: <<https://doi.org/10.1590/S0100-40422005000100004>>

GALVÃO, M. C. **Simulação e avaliação econômica da produção de biodiesel de soja via catálise heterogênea**. Universidade Federal do Rio de Janeiro - UFRJ, Escola de Química - EQ, p. 2015, 2019.

ISSARIYAKUL, T. DALAI, A. K. (2014). **Biodiesel from vegetable oils**. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 31, 446–471. Acessado em 27 de abril. Disponível em <[doi:10.1016/j.rser.2013.11.001](https://doi.org/10.1016/j.rser.2013.11.001)> CARACTERIZAÇÃO DA SOJA >

ISTC - International Science and Technology Center. **Feasibility report, small scale biodiesel production**. In: Center IST, editor. Waste Management and Research Center; 2006. Acesso em: 30 de janeiro de 2023. Disponível em <[https://www.istc.illinois.edu/UserFiles/Servers/Server\\_427403/File/small-scale-biodiesel.pdf](https://www.istc.illinois.edu/UserFiles/Servers/Server_427403/File/small-scale-biodiesel.pdf)>

LEHMANN, F. G. **Análise da Combustão e Emissões em Motores a Bio-diesel**. 2015. Acesso em 3 de junho de 2023. Disponível em <[http://bdtd.ibict.br/vufind/Record/USP\\_88e933580cb4911eb78db295ffc0afb9](http://bdtd.ibict.br/vufind/Record/USP_88e933580cb4911eb78db295ffc0afb9)>

MARTINEZ, J. **Great Smog of London**. Encyclopedia Britannica, 28 Nov. 2022, <https://www.britannica.com/event/Great-Smog-of-London>. Acesso em: 12 de dezembro 2022.

CAVALCANTE, R. **Predição Da Densidade De Biodiesel Proveniente De Diferentes Matérias-Primas**. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) - Escola de Química, UFRJ. Rio de Janeiro. 2010.

Núcleo de Assuntos Estratégicos da Presidência da República. **CADERNOS NAE nº. 2 (jan. 2005)**. - Brasília: Núcleo de Assuntos Estratégicos da Presidência da República, Secretaria de Comunicação de Governo e Gestão Estratégica, 2005- Irregular. ISSN 1806-8588

OLIVEIRA, O. F. **Estudo Da Hidrólise Catalítica Do Óleo De Soja Em Reator De Leito Fixo**. Dissertação (Pós-graduação em Engenharia Química) – UFU. Uberlândia. 2020. Acesso em: 15 de junho de 2023. Disponível em <<https://repositorio.ufu.br/bitstream/123456789/31174/3/EstudoHidroliseCatalitica.pdf>>

MELO, Patricia Gontijo. **Produção e Caracterização de Biodieseis Obtidos a Partir da Oleaginosa Macaúba (*Acrocomia aculeata*)**. Dissertação (Mestrado em Química) – Universidade Federal de Uberlândia. Minas Gerais. 2012.

MINISTÉRIO DA AGRICULTURA E PECUÁRIA. **Programa Nacional de Produção e Uso do Biodiesel (PNPB)**. Acesso em: 12 de dezembro de 2022. Disponível em <<https://www.gov.br/agricultura/pt-br/assuntos/agricultura-familiar/biodiesel/programa-nacional-de-producao-e-uso-do-biodiesel-pnpb#:~:text=O%20PNPB%20%C3%A9%20um%20programa,gera%C3%A7%C3%A3o%20de%20emprego%20e%20renda.>>

MOURA, C. V. R. de; SILVA, B. C; CASTRO, A. G; MOURA, E. M; VELOSO, M. E. C.; SITTOLIN, I. M.; ARAUJO, E. C. E. **Caracterização Físico-Química de Óleos Vegetais de Oleaginosas Adaptáveis ao Nordeste Brasileiro com Potenciais para Produção de Biodiesel**. Rev. Virtual Quim., 2019. Data de publicação na Web: 12 de abril de 2019. Disponível em: <<https://ainfo.cnptia.embrapa.br/digital/bitstream/item/199780/1/CaracterizacaoOleosVegetaisRevVirtQuimica2019.pdf>> Acesso em: 6 de Fevereiro de 2023.

NASCIMENTO, R F. **Fracionamento e Transesterificação do Óleo Ácido de Macaúba para Produção Sustentável de Biodiesel**. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) - Escola de Química, UFRJ. Rio de Janeiro, p. 97. 2013.

POTT, C. M., & ESTRELA, C. C. (2017). **Histórico ambiental: desastres ambientais e o despertar de um novo pensamento**. Estudos Avançados, 31(Estud. av., 2017 31(89)). <https://doi.org/10.1590/s0103-40142017.31890021>

RIBAS, Wellington Ferreira et al. **Influência do combustível (diesel e biodiesel) e das características da frota de veículos do transporte coletivo de Curitiba, Paraná, nas emissões de NOx**. Engenharia Sanitaria e Ambiental [online]. 2016, v. 21, n. 03. Acesso em:

11 de janeiro de 2023. Disponível em: <<https://doi.org/10.1590/S1413-41522016133868>>. Epub 20 Jun 2016. ISSN 1809-4457.

RINALDI, Roberto et al. **Síntese de biodiesel: uma proposta contextualizada de experimento para laboratório de química geral**. Química Nova [online]. 2007, v. 30, n. 5. Epub 28 Set 2007. ISSN 1678-7064. Acesso em: 26 dezembro 2022. Disponível em: <<https://doi.org/10.1590/S0100-40422007000500054>>.

SEIDER, W. D.; SEADER, J. D.; LEWIN, D. R. **Product and Process Design Principles - Synthesis, Analysis, and Evaluation**. 4<sup>a</sup> ed. John Wiley and Sons, Inc, 2016.

SHAHLA, S.; NGOH, G. C.; YUSOFF, R. **The evaluation of various kinetic models for base-catalyzed ethanolysis of palm oil**. Bioresource Technology, v. 104, 2012. ISSN 0960-8524. Acesso em: 9 de março de 2023. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852411016026>>.

THANGARAJ, B.; SOLOMON P. R.; MUNIYANDI B.; RANGANATHAN S.; LIN L. **Catalysis in biodiesel production—a review**. *Clean Energy*, Volume 3, Issue 1, March 2019. Disponível em <<https://doi.org/10.1093/ce/zky020>>

TOWERING SKILLS. Cost Indices. Disponível em <<https://toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>>. Acesso em: 9 de junho de 2023.

TURTON, R.; SHAEIWITZ, J. A.; BHATTACHARYYA, D.; WHITTING, W. B. **Analysis, synthesis and design of chemical processes**. Pearson Education: 5<sup>a</sup> edição, 2018.

TYSON, K.S., 2001. **Biodiesel: Handling and Use Guidelines**. National Renewable Energy Laboratory, Golden, CO. Acesso em: 4 de Janeiro de 2023. Disponível em <Biodiesel Handling and Use Guidelines (Third Edition) (nrel.gov)>

US Department of Energy. **Biodiesel Handling and Use Guideline**. DOE/GO-102006-2358. 3rd Edition. September 2006. Acesso em: 20 de dezembro de 2022. Disponível em <<http://www.osti.gov/bridge>>

WEST, A. H, POSARAC, D, ELLIS, N. **Assessment of four biodiesel production processes using HYSYS**. Plant. Bioresource Technology, Volume 99, Issue 14, 2008, ISSN 0960-8524,

Acesso em 12 de janeiro de 2023. Disponível em <<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2007.11.046>>

YOUNG, A. F.; PESSOA, F. L. P.; QUEIROZ, E. M. **Comparação De Rotas Consolidadas Para a Produção De Biodiesel a Partir Dos Óleos De Soja E De Dendê Via Catálise Homogênea Alcalina.** p. 13093–13100, 2015. DOI: 10.5151/chemengcobeq2014-2037-16238-175760.

YOUNG, A. F.; **Comparação da Produção de Biodiesel a partir dos óleos de Soja e de Dendê com Etanol via Catálise Homogênea Alcalina.** Fevereiro de 2015. Trabalho de Conclusão de Curso (Grau de Engenheiro Químico). UFRJ. Rio de Janeiro.

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

ZHU H, WU Z, CHEN Y, et al. **Preparation of biodiesel catalyzed by solid super base of calcium oxide and its refining process.** Chinese Journal of Catalysis, Volume 27, Issue 5, 2006, ISSN 1872-2067, [https://doi.org/10.1016/S1872-2067\(06\)60024-7](https://doi.org/10.1016/S1872-2067(06)60024-7).