

AVALIAÇÃO TÉCNICA-ECONÔMICA DA PRODUÇÃO DE
BIODIESEL ASSISTIDA POR CAMPO MAGNÉTICO

LEONARDO CAMPOS RAMÍREZ

UNIVERSIDADE ESTADUAL DO NORTE FLUMINENSE
DARCY RIBEIRO – UENF

CAMPOS DOS GOYTACAZES - RJ
ABRIL – 2019

AVALIAÇÃO TÉCNICA-ECONÔMICA DA PRODUÇÃO DE
BIODIESEL ASSISTIDA POR CAMPO MAGNÉTICO

LEONARDO CAMPOS RAMÍREZ

“Tese apresentada ao Centro de Ciências e
Tecnologias Agropecuárias da Universidade
Estadual do Norte Fluminense Darcy
Ribeiro, como parte das exigências para
obtenção do título de Doutor em Produção
Vegetal”

Orientador: Prof. D.Sc. Víctor Haber Pérez

CAMPOS DOS GOYTACAZES - RJ
ABRIL - 2019

FICHA CATALOGRÁFICA

UENF - Bibliotecas

Elaborada com os dados fornecidos pelo autor.

R173 Ramírez, Leonardo Campos.

Avaliação técnica-econômica da produção de biodiesel assistida por campo magnético /
Leonardo Campos Ramirez. - Campos dos Goytacazes, RJ, 2020.

121 f.: il.

Bibliografia: 82 - 92.

Tese (Doutorado em Produção Vegetal) - Universidade Estadual do Norte Fluminense
Darcy Ribeiro, Centro de Ciências e Tecnologias Agropecuárias, 2020.

Orientador: Victor Haber Perez.

1. Biodiesel. 2. Campo magnético. 3. Avaliação técnico-econômica. I. Universidade
Estadual do Norte Fluminense Darcy Ribeiro. II. Título.

CDD – 630

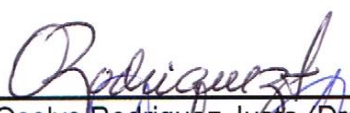
AVALIAÇÃO TÉCNICA-ECONÔMICA DA PRODUÇÃO DE
BIODIESEL ASSISTIDA POR CAMPO MAGNÉTICO

LEONARDO CAMPOS RAMIREZ

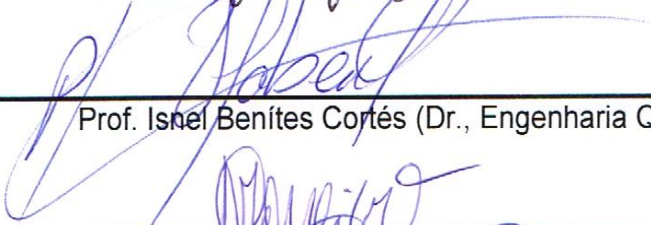
“Tese apresentada ao Centro de Ciências e
Tecnologias Agropecuárias da Universidade
Estadual do Norte Fluminense Darcy
Ribeiro, como parte das exigências para
obtenção do título de Doutor em Produção
Vegetal”

Aprovada em 16 de abril de 2019

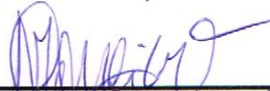
Comissão Examinadora



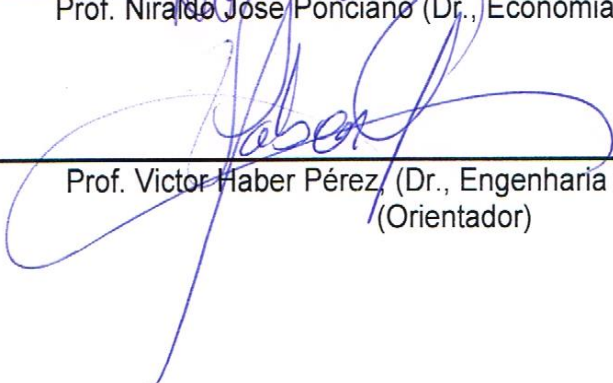
Prof. Oselys Rodriguez Justo (Dra., Engenharia Química) – UNESA



Prof. Isnel Benites Cortés (Dr., Engenharia Química) – UC/ CUBA



Prof. Niraldo José Ponciano (Dr., Economia Aplicada) – UENF



Prof. Victor Haber Pérez (Dr., Engenharia Química) – UENF
(Orientador)

DEDICATÓRIA

Dedico este trabalho a minha família, especialmente a minha mãe e a meu irmão, que com muito carinho e esforço me incitaram a seguir em frente no meu desenvolvimento profissional;

A meu pai, *in memoriam*, que sempre me ensinou a me esforçar para conseguir alcançar meus objetivos;

A todas as pessoas que conviveram, acompanharam e me ajudaram ao longo desses anos.

AGRADECIMENTOS

Ao Programa Estudantes-Convênio de Pós-Graduação (PEC-PG), da CAPES/CNPq – Brasil, pela concessão da bolsa. O presente trabalho foi realizado com apoio da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior - Brasil (CAPES) - Código de Financiamento 001;

Agradeço a Universidade Estadual do Norte Fluminense Darcy Ribeiro e ao Programa de Pós-Graduação em Produção Vegetal;

Agradeço ao Laboratório de Tecnologia de Alimentos, Setor de Engenharia de Processos, pela oportunidade de realização deste curso;

Agradeço em especial ao meu orientador Professor Dr. Victor Haber Pérez pela orientação e dedicação no desenvolvimento deste trabalho. Muito obrigado por sua atenção e contribuição por meu crescimento do nível acadêmico!

Desejo fazer um agradecimento especial à professora Dra. Oselys Rodríguez Justo por seu apoio e dedicação nas orientações do trabalho, muito obrigado!

Agradeço ao D.Sc. Eurípides García Silveira Junior pela coorientação do trabalho e sua ajuda durante o desenvolvimento da pesquisa;

Agradeço aos professores D.Sc. Niraldo José Ponciano e D.Sc. Isnel Benítez Cortés pela ajuda brindada;

Agradeço aos meus colegas do laboratório e aos amigos brasileiros, cubanos e de outras nacionalidades pela amizade e ajuda.

SUMÁRIO

RESUMO	x
ABSTRACT	xii
1. INTRODUÇÃO.....	1
2. REVISÃO DE LITERATURA.....	4
2.1. Biodiesel	4
2.2. Matérias-primas utilizadas na produção de biodiesel	5
2.3. Produção de biodiesel: Processo convencional	9
2.3.1. Glicerina na produção de biodiesel	14
2.4. Produção de biodiesel: Processos não convencionais	14
2.4.1. Catalisadores heterogêneos.....	14
2.4.2. Catalisadores heterogêneos com propriedades magnéticas.....	18
2.5. Novas tecnologias utilizadas na produção de biodiesel	21
2.5.1. Reatores não convencionais para produzir biodiesel	21
2.5.2. Reatores assistidos por campo eletromagnético	22
2.6. Avaliação técnico-econômica	26
2.7. Conclusões da revisão de literatura	31
3. MATERIAL E MÉTODOS	32

3.1. Descrição do cenário e considerações do processo	32
3.2. Dimensionamento e custos dos equipamentos de processo	35
3.2.1. Determinação dos custos dos equipamentos em função da escala	36
3.2.2. Dimensionamento e custo de reatores com campo magnético	37
3.3. Determinação do Capital Total de Investimento	38
3.4. Determinação do custo anual de produção.....	39
3.5. Cálculo do fluxo de caixa	40
3.6. Cálculos dos parâmetros de avaliação econômica	40
3.7. Análise de sensibilidade.....	42
4. RESULTADOS E DISCUSSÃO	44
4.1. Fluxograma e descrição do processo	44
4.1.1. Descrição do processo assistido por campo magnético	45
4.1.2. Resultados dos balanços de massas e energia	48
4.2. Resultados do dimensionamento e custos dos equipamentos	53
4.2.1. Tanques	53
4.2.2. Reatores.....	53
4.2.3. Sedimentadores	54
4.2.4. Tanque de lavagem.....	54
4.2.5. Evaporadores	55
4.2.6. Tanque flash.....	57
4.2.7. Condensador de etanol	58
4.2.8. Trocadores de calor	58
4.2.9. Bombas	59
4.2.10. Coluna empacotada	60
4.2.11. Tanque de reciclo.....	61
4.3. Custo total dos equipamentos de processo.....	61
4.3.1. Determinação do custo do reator assistido por campo magnético.....	61
4.3.2. Resumo do custo total de equipamentos	63

4.4. Resultados da avaliação técnico-econômica.....	67
4.4.1. Resultados do custo de Capital Total de Investimento	67
4.4.2. Resultados do custo anual de produção	69
4.4.3. Resultados dos cálculos do fluxo de caixa.....	73
4.4.4. Resultados dos indicadores de avaliação econômica.....	75
4.4.5. Resultados da análise de sensibilidade	78
5. RESUMO E CONCLUSÕES.....	80
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	82
APÊNDICES	93
APÊNDICE A	94
APÊNDICE B	99
APÊNDICE C.....	104

LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Normas de padronização do biodiesel e seus limites.....	5
Tabela 2. Matérias-primas utilizadas para produção global de biodiesel em 2013 .	6
Tabela 3. Perfil nacional das matérias-primas utilizadas para a produção em nível industrial de biodiesel distribuídas geograficamente no Brasil.....	7
Tabela 4. Matérias-primas com potencial para a produção de biodiesel no Brasil .	8
Tabela 5. Utilização de catalisadores homogêneos para produção de biodiesel..	11
Tabela 6. Preços Máximos de Referências do Biodiesel	13
Tabela 7. Catalisadores heterogêneos básicos utilizados na produção de biodiesel	16
Tabela 8. Mostra os estudos realizados na produção de biodiesel utilizando catalisadores com propriedades magnéticas	19
Tabela 9. Uso de catalisadores magnéticos na produção de biodiesel visando apenas à separação no final da reação	24
Tabela 10. Produção de biodiesel em reatores/biorreatores assistidos por campo magnético.....	25
Tabela 11. Alguns trabalhos publicados sobre a avaliação técnico-econômica de processos de obtenção de biodiesel.....	27
Tabela 12. Base de cálculo para a avaliação econômica	34
Tabela 13. Parâmetros e critérios do processo de produção de biodiesel.....	35
Tabela 14. Percentuais dos custos diretos, indiretos e de capital de giro com base nos custos totais dos principais equipamentos dos processos	38
Tabela 15. Custo total de produção	39

Tabela 16. Balanço de massa geral para 8 horas de trabalho.....	49
Tabela 17. Entradas e saídas dos principais produtos e subprodutos do processo	49
Tabela 18. Balanços de massas por equipamentos no processo assistido com campo magnético.....	50
Tabela 19. Resultados dos balanços de energia por equipamentos.....	52
Tabela 20. Dimensões dos tanques de armazenamento utilizados no processo..	53
Tabela 21. Dimensões dos reatores do processo com campo magnético	54
Tabela 22. Dimensões dos sedimentadores	54
Tabela 23. Dimensões do tanque de lavagem	55
Tabela 24. Dimensionamento dos evaporadores.....	57
Tabela 25. Dimensionamento do tanque flash	57
Tabela 26. Dimensões do condensador de etanol.....	58
Tabela 27. Dimensões dos trocadores de calor	59
Tabela 28. Resultados do dimensionamento das bombas.....	60
Tabela 29. Dimensões da coluna empacotada do processo.....	60
Tabela 30. Dimensões dos tanques de reciclo	61
Tabela 31. Custo total de equipamentos do processo	64
Tabela 32. Custo por tipo de equipamento	66
Tabela 33. Resultados do cálculo do Capital Total de Investimento.....	68
Tabela 34. Estudos de comparação do custo de investimento	69
Tabela 35. Custo anual total de matérias-primas utilizadas no processo	70
Tabela 36. Custo operacional do cenário.....	70
Tabela 37. Custo anual total com utilidades do processo	71
Tabela 38. Resultados do custo anual de produção	71
Tabela 39. Fluxo de caixa do processo assistido com campo magnético.....	74
Tabela 40. Resumo do fluxo de caixa do processo assistido por campo magnético	75
Tabela 41. Resumo de resultados econômicos	76
Tabela 42. Parâmetros de avaliação econômica	76
Tabela 43. Comparação de VPL de estudos reportados com respeito ao obtido neste estudo.....	78

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Perfil nacional de matérias-primas utilizadas na produção industrial de biodiesel. Fonte: ANP (2017).	6
Figura 2. Diagrama de fluxo de um processo convencional de produção de biodiesel. Etapas do processo: Reação (R-01/R-02, Sedimentação (S-01/02), Separação de etanol (E-01/E-03) Lavagem (TL-01), Evaporação (E-02), Neutralização (S-03), Separação de etanol (TF-01), Filtragem (CE-01) e Armazenamento (T-04/T-05).....	10
Figura 3. Produção de biodiesel no Brasil 2008-2018. As siglas: B2, B4, B5, B7, B8 e B10 representam a porcentagem de mistura de biodiesel no diesel. Fonte: (ANP, 2018).....	12
Figura 4. Produção mundial de biodiesel em 2017. Fonte: REN 21, 2018.....	13
Figura 5. Configuração experimental para síntese de biodiesel em um reator assistido por campo magnético. Símbolos: (1) reator, (2) condensador, (3) bobinas, (4) sistema Variac, (5) bomba peristáltica e (6) banho de água termostático.	33
Figura 6. Diagrama de fluxo do processo de produção de biodiesel assistido com campo magnético.....	47
Figura 7. Reator de coluna assistido por campo magnético.	48
Figura 8. Custo por tipo de equipamentos do processo.....	66
Figura 9. Resultados das Análises de sensibilidade de diferentes variáveis sobre o VPL.	79

RESUMO

RAMÍREZ, Leonardo Campos; D.Sc.; Universidade Estadual do Norte Fluminense Darcy Ribeiro. Abril de 2019. **Avaliação técnica-econômica da produção de biodiesel assistida por campo magnético**. Orientador: Prof. Dr. Victor Haber Pérez. Coorientador: Dr. Eurípides García Silveira Junior.

O objetivo principal do presente estudo foi avaliar a viabilidade técnico-econômica da produção de biodiesel em reator assistido por campo magnético em escala de planta piloto. Neste contexto, foi considerado um cenário no qual duas etapas de reação de transesterificação foram concebidas usando reator assistido por campo magnético e utilizando catalisadores heterogêneos com propriedades magnéticas, além de, óleo de soja e álcool etílico com razão molar de 1:6, como matérias-primas. A capacidade anual de produção adotada foi de 1742,4 t/ano, considerando 330 dias de trabalho e uma “depreciação física” dos equipamentos de processo de 20 anos. Então, a depreciação foi estimada a uma taxa constante anual de 5% durante os 20 anos. Os custos diretos e indiretos foram estimados de acordo com o método de “Porcentagem do custo do equipamento-entregue” descrito por Peters em “Plant Design and Economics for Chemical Engineers” e a análise da viabilidade econômica do processo foi baseada nos parâmetros econômicos: Valor Presente Líquido (VPL), Taxa Interna de Retorno (TIR) e *Payback*. Os resultados estimados foram: Capital Total de Investimento de $\$1.29 \times 10^6$, custo anual de produção de $\$1.59 \times 10^6$, VPL de $\$1.81 \times 10^6$, TIR de 21,18% e *Payback descontado* de 5,65 anos. Além disso, o custo unitário de produção foi estimado em $\$0.918/\text{kg}$ de biodiesel. Estes resultados foram confrontados com a simulação de um processo convencional apenas para fins de comparação e os indicadores econômicos de

forma geral foram semelhantes, confirmando assim que a configuração de reator assistido por campo magnético não agrega custos adicionais importantes ao processo. Assim sendo, os resultados da análise técnico-econômica realizada sugerem de forma preliminar a viabilidade desta tecnologia não convencional para a produção de biodiesel em escala piloto. Fica evidente, no entanto, a necessidade de conduzir mais estudos relacionados com os problemas e os desafios de engenharia de ampliação de escala (*scale-up*) deste tipo de reatores assistidos por campo magnético visando à sua possível implantação futura em escala industrial.

ABSTRACT

RAMÍREZ, Leonardo Campos; D.Sc.; Universidade Estadual Do Norte Fluminense. April, 2019. **Technical-economic evaluation of unconventional process of biodiesel production assisted by magnetic field**. Advisor: Prof. Dr. Víctor Haber Pérez. Co-advisor: Dr. Eurípides Garcia Silveira Junior.

The main objective of this study was to evaluate the technical-economic feasibility of biodiesel production in a reactor assisted by electromagnetic field on a pilot-plant scale. In this context, a technical scenario was considered in which two transesterification reaction steps were conceived using reactors assisted by magnetic field and using heterogeneous catalysts with magnetic properties, and also soybean oil and ethyl alcohol with a 1:6 molar ratio, as raw material. The annual production capacity adopted was 1742.4 tonnes/year, considering 330 working days and a 20-year service life for process equipment. Then the depreciation was estimated at a constant annual rate of 5% over the 20 years. Direct and indirect costs were estimated according to the "Percentage of equipment-delivered cost" method described by Peters et al. (2003) in "Plant Design and Economics for Chemical Engineers" and the analysis of the economic feasibility of this process was based on the following economic parameters: Net Present Value (NPV), Internal Rate of Return (IRR) and Payback. The estimated results were: Total Investment Capital of \$ 1.29×10^6 , annual production cost of \$ 1.59×10^6 , NPV of \$ 1.81×10^6 , IRR of 21.18% and discounted Payback was 5.65 years. In addition, the "production unit cost" was estimated at \$ 0.92/kg of biodiesel. In addition, these results were

compared with the simulation of a conventional process just for comparison purposes and the economic indicators, in general way, were similar, thus confirming that the technological configuration using reactors assisted by magnetic field does not add important additional costs to the process under study. Therefore, the attained results of the technical-economic analysis carried out suggest, in a preliminary way, the feasibility of this unconventional technology for biodiesel production on a pilot scale. It is evident, however, the need to develop more studies related to the problems and engineering challenges of "scale-up" of this type of reactors assisted by magnetic field aiming at its possible implantation on an industrial scale.

1. INTRODUÇÃO

Devido ao rápido avanço da industrialização moderna, o aumento da população mundial e a poluição atmosférica decorrente do uso de combustíveis fósseis, fazem com que estudar e/ou desenvolver novas rotas para obtenção de biocombustíveis se torne assunto de grande importância mundial. Dentre os biocombustíveis, o biodiesel, que é o foco deste trabalho, tem atraído muita atenção devido a sua renovabilidade, biodegradabilidade e respeito ao meio ambiente (Corma et al., 2007).

Em comparação à produção de etanol, no Brasil, o biodiesel tem uma história de superação, uma vez que a tecnologia para produzir etanol já está bem consolidada (Sallet e Alvim, 2011). Os métodos para a produção de biodiesel são bem conhecidos, dentre eles o mais utilizado é a transesterificação por ter condições de reação moderadas, isto é, tempo de reação médio de 2 horas, temperatura de reação entre 65 e 80 °C, agitação em torno de 200 rpm e pressão atmosférica normal (1 atm).

Industrialmente no Brasil, a produção de biodiesel é realizada pelo método de transesterificação química, usando catalisadores homogêneos básicos (NaOH e/ou KOH) e/ou ácidos (H_2SO_4 e/ou H_3PO_4), metanol e óleo de soja como matéria-prima. Em geral, o processo é conduzido em batelada, e embora seja simples, rápido e com alto nível de conversão, ainda apresenta alguns problemas que precisam ser resolvidos, por exemplo: o catalisador não pode ser reaproveitável, pois se dissolve no álcool formando uma fase homogênea e isso dificulta sua

separação e purificação do biodiesel, além disso, é necessário lavar o biodiesel para remover os resíduos desse catalisador após a reação, o que por sua vez gera um problema ambiental devido à contaminação dessa água e isto encarece ainda mais o custo do processo por conta da etapa de purificação desta antes de devolvê-la ao meio ambiente. Desta forma, é importante desenvolver novas tecnologias de obtenção do biocombustível por meio de processos mais eficientes, economicamente viáveis e mais sustentáveis (Perez et al., 2014).

Em geral, a produção industrial de biodiesel pode ser considerada como um simples processo, eficiente e com altas taxas de conversão. No entanto, em larga escala este processo apresenta desafios tecnológicos que influenciam seu custo e ao mesmo tempo geram um impacto ambiental indesejável (Han et al., 2016).

Neste contexto, os catalisadores heterogêneos são interessantes e com muitas vantagens em relação aos catalisadores convencionais, por serem recicláveis (reutilizáveis), produzem menor quantidade de água residual durante o processo e a separação do biodiesel e glicerina é muito mais fácil (Lee e Saka, 2010; Galadima e Muraza, 2014).

Com base nas considerações anteriores, foi definido como problema científico do presente estudo: Avaliar a viabilidade técnico-econômica do processo de produção de biodiesel, utilizando reatores assistidos por campo magnético.

Considerando a importância do desenvolvimento de novos processos para a produção de biodiesel, o presente trabalho teve por objetivo avaliar a viabilidade técnico-econômica da produção de biodiesel utilizando reator assistido por campo magnético. Uma tecnologia que vem sendo aprimorada no setor de Engenharia de Processos, Planta Piloto do Laboratório de Tecnologia de Alimentos do Centro de Ciências e Tecnologias Agropecuárias (CCTA) da UENF. Para alcançar este objetivo, os principais aspectos que foram abordados são os seguintes:

- Identificar as matérias-primas mais utilizadas industrialmente na produção de biodiesel, realizando o levantamento dos custos de cada matéria-prima e levando em consideração o rendimento agrícola e o teor de óleo de cada uma delas;
- Implementar ferramentas para a elaboração de diagrama de fluxo de processo, bem como, dos balanços de massa e energia relativos às etapas e às operações unitárias características do processo de obtenção de biodiesel;

- Implementar metodologias para a estimação e análise de investimentos da tecnologia por intermédio de índices baseados nos preços dos principais equipamentos e de indicadores de viabilidade técnica e econômica;
- Avaliar os benefícios técnico-econômicos do processo de obtenção de biodiesel em reator assistido por campo magnético;
- Discriminar os principais benefícios da melhor alternativa tecnológica considerada com base nas avaliações realizadas.

A tecnologia que será abordada trata de um método não convencional que prevê o uso de catalisadores heterogêneos com propriedades magnéticas, utilizando reatores de coluna, empacotados ou mesmo em leitos fluidizados assistidos por campos magnéticos. O objetivo principal dessa tecnologia consiste em obter melhorias principalmente no desempenho da etapa reacional, evitando assim, limitações difusionais durante a etapa de reação pelo estabelecimento de um leito catalítico magneticamente estabilizado, bem como, aprimorar a etapa de separação de catalisador ao final da reação para seu reuso em diferentes ciclos de reação. Os resultados desta análise foram confrontados com os obtidos para um processo convencional, com o objetivo de avaliar o potencial de implantar esta tecnologia em escala industrial.

De forma geral, a tese foi estruturada da seguinte maneira: a) primeiramente apresenta-se uma revisão bibliográfica sobre aspectos relacionados com a produção de biodiesel e os estudos sobre a avaliação técnico-econômica já desenvolvidos; b) posteriormente são apresentados os materiais e métodos utilizados no trabalho e finalmente, c) são apresentados os resultados e discussão, conclusões, referências bibliográficas utilizadas e os apêndices com informações importantes para complementar os resultados deste estudo.

2. REVISÃO DE LITERATURA

2.1. Biodiesel

O biodiesel é uma mistura de ésteres alquílicos de ácidos graxos saturados e insaturados de cadeia longa provenientes de óleos vegetais e gorduras animais (Sander et al., 2018). As principais características do biodiesel são a biodegradabilidade, baixo teor de enxofre, sem compostos aromáticos, alto ponto de inflamação, lubrificação característica, miscibilidade com diesel de petróleo em qualquer proporção de mistura, maior número de cetano e maior teor de oxigênio (10 a 11% em peso) em relação ao diesel petroquímico (Fonseca et al., 2019).

Os ésteres dos ácidos graxos apresentam o perfil correspondente de ácidos graxos da matéria-prima de origem. De forma geral, os principais ácidos graxos são de cadeia linear, geralmente com 16 a 18 átomos de carbono, no entanto, algumas matérias-primas contêm quantidades substanciais de outros ácidos graxos, como, por exemplo 20, 22 e 24 carbonos (Knothe et al., 2006). Existem normas que padronizam a qualidade do biodiesel, limitando a quantidade dos compostos presentes na composição do mesmo. Essas normas incluem os padrões estabelecidos pela ASTM D6751 (Sociedade Americana de Ensaio e Materiais), EN 14214 (padrão europeu) e ABNT NBR (padrão brasileiro, estabelecido segundo a Resolução ANP n° 42 de 24/11/2004). A Tabela 1 mostra os principais parâmetros avaliados e seus respectivos limites, a fim de garantir a qualidade do biodiesel produzido (Ambat et al., 2018; Fonseca et al., 2019).

Tabela 1. Normas de padronização do biodiesel e seus limites

Propriedades	Normas de padronização do biodiesel	
	EM 14214	ASTM D6751
Ácidos graxos no biodiesel	C12-C22	C12-C22
Teor de ésteres	Superior a 96,5% (m/m)	--
Massa específica a 15°C	860-900 kg/m ³	--
Viscosidade a 40°C	3,5 - 5,0 mm ² /s	1,9 - 6,0 mm ² /s
Ponto de fulgor	≥ 101 °C	≥ 130 °C
Teor de enxofre	≤ 10 mg/kg	≤ 50 mg/kg
Resíduo de carbono	≤ 0,3% (m/m)	≤ 0,05% (m/m)
Número de cetano	≥ 51	≥ 47
Cinza sulfatada	≤ 0,02% (m/m)	≤ 0,02% (m/m)
Teor de água	≤ 500 mg/kg	≤ 0,05% (v/v)
Corrosão	--	3h
Estabilidade oxidativa 110 °C	≥ 4h	≥ 3h
Índice de acidez	≤ 0,50mg de KOH/g	≤ 0,50mg de KOH/g
Índice de iodo	130g I ₂ /100g	--
Teor de metanol	≤ 0,02% (m/m)	--
Teor de monoglicerídeos	≤ 0,8% (m/m)	--
Teor de diglicerídeos	≤ 0,2% (m/m)	--
Teor de triglicerídeos	≤ 0,2% (m/m)	--
Glicerina livre	≤ 0,02% (m/m)	≤ 0,20% (m/m)
Glicerina total	≤ 0,25% (m/m)	≤ 0,25% (m/m)
Ponto de fluidez	--	-15 a -16 °C
Teor de fósforo	≤ 4 mg/kg	≤ 0,001% (m/m)
Ponto de névoa	--	-3 a -12 °C

Fonte: Ambat et al., 2018; Fonseca et al., 2019.

2.2. Matérias-primas utilizadas na produção de biodiesel

As matérias-primas mais utilizadas para a produção de biodiesel no mundo são o óleo de palma, soja e canola (Tabela 2), que juntos, representam 42,5% do total da produção (Souza et al., 2018). No Brasil, como pode ser visto através da Figura 1, o cenário é diferente, uma vez que o país é responsável por uma produção de 64,84% de biodiesel com o óleo de soja, 15,50 % de biodiesel através do sebo

bovino, 10,73 % de biodiesel através de outras fontes graxas e 8,93% através de gordura de frango e porco e outras oleaginosas. (ANP, 2017).

Tabela 2. Matérias-primas utilizadas para produção global de biodiesel em 2013

Matéria-prima oleaginosa	Produção de óleo (10 ³ t)	Área colhida (10 ³ hectares)	Quantidade usada para biodiesel (%)
Palma	54,385	10,053	7,5
Soja	42,659	111,545	15
Colza	24,688	36,499	20
Girassol	12,591	25,454	2
Palmiste	6695	18,053	--
Amendoim	5177	25,418	--
Algodão	5128	32,168	<1
Coco	3225	12,074	--
Milho	2856	185,120	15

Fonte: Souza et al. (2018).

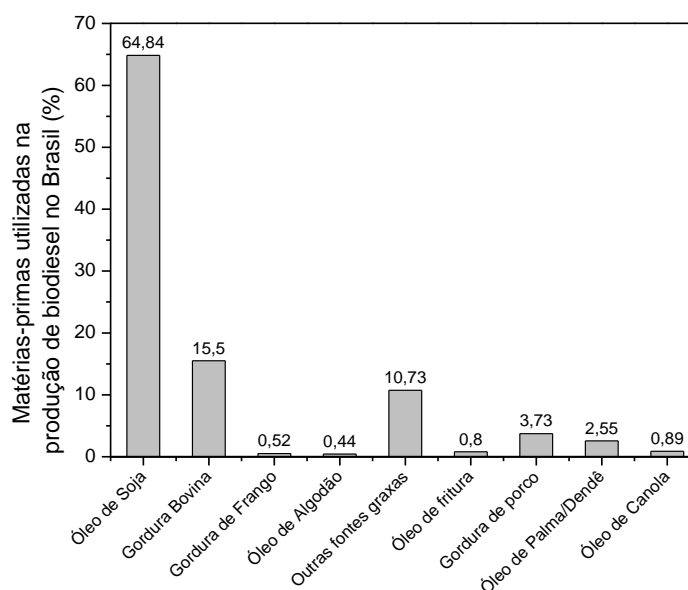


Figura 1. Perfil nacional de matérias-primas utilizadas na produção industrial de biodiesel. Fonte: ANP (2017).

Como pode ser visto através da Tabela 3, a produção de biodiesel no Brasil é realizada predominantemente usando óleo de soja como matéria-prima. A explicação para esse cenário se deve aos investimentos ao longo de décadas na cadeia produtiva da soja, que resultaram no desenvolvimento de novas variedades, melhoramento genético e controle de pragas e, conseqüentemente, uma maior taxa

de produtividade em comparação com outras oleaginosas, resultando em um custo relativamente menor da produção de soja (Perez et al., 2014). Observa-se também na Tabela 4, que outras matérias-primas oleaginosas são potenciais para produzir biodiesel, e estão distribuídas geograficamente no Brasil. Isto é possível porque o Brasil é um país tropical que tem um grande território, recursos hídricos importantes, chuvas regulares, alta biodiversidade e tecnologias agrícolas bem desenvolvidas graças aos investimentos na cadeia de produção. Neste contexto, espera-se que ao longo dos anos essas matérias-primas ganhem ainda mais espaço no mercado de produção de biodiesel (Sthel et al., 2009).

Tabela 3. Perfil nacional das matérias-primas utilizadas para a produção em nível industrial de biodiesel distribuídas geograficamente no Brasil

Matéria-prima	Região brasileira				
	Norte	Nordeste	Centro-Oeste	Sudeste	Sul
Óleo de Soja	--	47,02%	75,65%	26,72%	65,35%
Gordura Bovina	100%	20,61%	4,07%	52,34%	18,59%
Óleo de Algodão	--	5,77%	--	--	--
Outros materiais graxos	--	7,08%	20,05 %	1,37 %	2,82%
Óleo de fritura	--	0,03 %	0,12%	7,26 %	0,14 %
Gordura de porco	--	--	0,09%	0,01%	9,72 %
Gordura de frango	--	--	0,02%	1,18%	1,05 %
Óleo de palma/Dendê	--	19,49 %	--	11,11%	--
Óleo de Colza/Canola	--	--	--	--	2,34%

Fonte: ANP, 2018.

Tabela 4. Matérias-primas com potencial para a produção de biodiesel no Brasil

Matérias-primas	Teor de óleo (%)	Rendimento em óleo por hectare (t/h)	Região de predominância	Referências
Nabo forrageiro (<i>Raphanus sativus</i> L.)	26 - 42	--	Região Sul, Sudeste e Centro-Oeste	Silveira Junior et al., 2019
Amendoim (<i>Arachis hypogaea</i> L.)	50	--	Região Sudeste e Centro-Oeste	Silveira Junior et al., 2016
Tucumã (<i>Astrocaryum aculeatum</i> Meyer)	40 – 50	-	Região Amazônica	Bergmann, 2013
Inajá (<i>Attalea maripa</i>)	60	-	Região Amazônica, estados de Pará e Maranhão.	Bergmann, 2013
Macaúba (<i>Acrocomia spp.</i>)	20 – 30	-	Pará, Mato Grosso do Sul, Rio de Janeiro e São Paulo.	Beltrão e Oliveira, 2007.
Licuri (<i>Syagrus coronata</i>)	49	-	Minas Gerais, Bahia, Pernambuco, Sergipe e Alagoas.	Beltrão e Oliveira, 2007
Côco (<i>Cocos nucifera</i>)	58 – 65	1,4	Toda a costa do Brasil, entre os estados de Rio Grande do Norte e Bahia.	Passos e Cardoso, 2011.
Soja (<i>Glycine max</i>)	18 – 21	0,56	Centro, oeste, nordeste e sul.	Mapa Anuário, 2011
Palma (<i>Elaeis guineensis</i> Jacq.)	20 – 22	2 – 8	Norte do estado da Bahia e o estado de Pará.	Bergmann, 2013
Buriti (<i>Mauritia flexuosa</i>)	19	-	Região Amazônica.	Darnet et al., 2011
Pinhão manso (<i>Jatropha curcas</i> L.)	38	1,2 - 1,5	Minas Gerais, Bahia, Goiás, Mato Grosso, Maranhão, Rio de Janeiro e Tocantins.	Conab, 2011
Babaçu (<i>Attalea speciosa</i>)	60	0,12	Maranhão, Tocantins, Piauí e Pará.	Bergmann, 2013
Algodão (<i>Gossypium hirsutum latifolium</i> Hutch LR)	18-20	0,36	Mato Grosso, Bahia, São Paulo, Paraná e Mato Grosso do Sul.	CMA, 2008.
Mamona (<i>Ricinus communis</i> L.)	39,6 – 59,5	0,47	Nordeste do Brasil, estado de Bahia.	Bergmann, 2013

2.3. Produção de biodiesel: Processo convencional

Segundo a ANP (ANP, 2017), existem no Brasil 51 plantas produtoras de biodiesel, correspondendo a um total de 20.930,81 m³/dia e com previsão de um acréscimo de 14% na capacidade de produção. Industrialmente, o processo de produção de biodiesel (Figura 2) é relativamente simples, pode ser conduzido sob pressão atmosférica e em temperaturas entre 60 e 80 °C, com tempo de reação médio de 2 horas (Perez et al., 2014). No entanto, esse processo é realizado mediante reação de transesterificação usando catalisadores básicos (NaOH e/ou KOH) e ácidos (H₃PO₄ e/ou H₂SO₄), e como consequência ocorrem problemas tais como: 1) pode ocorrer formação de sabão na reação, caso o óleo tenha alto teor de umidade, neste caso, é necessário neutralizar o catalisador antes de fazer a lavagem do biodiesel; 2) o catalisador não pode ser reaproveitado em uma segunda reação, pois se solubiliza ao álcool reagente, formando uma fase homogênea e isso inviabiliza sua remoção. Outro problema que vale a pena ser mencionado aqui, é a utilização do metanol como álcool reagente, um produto conhecido como tóxico, uma vez que é proveniente de fontes fósseis tais como gás natural e petróleo, além disso, o Brasil não possui autossuficiência na produção de metanol (Brunschwig et al., 2012). A Tabela 5 apresenta em caráter ilustrativo, alguns estudos envolvendo catalisadores homogêneos na produção de biodiesel.

Alguns óleos quando extraídos apresentam alto teor de umidade e acidez, sendo necessária uma etapa de pré-processamento antes de iniciar a reação de transesterificação, pois se o teor de água presente no óleo for elevado, além do alto teor de ácidos graxos livres, durante a reação de transesterificação, poderá ocorrer uma reação de saponificação. Diminuindo assim o rendimento da reação e consequentemente uma baixa conversão do óleo em biodiesel, além de dificultar a separação da glicerina formada (Perez et al., 2014).

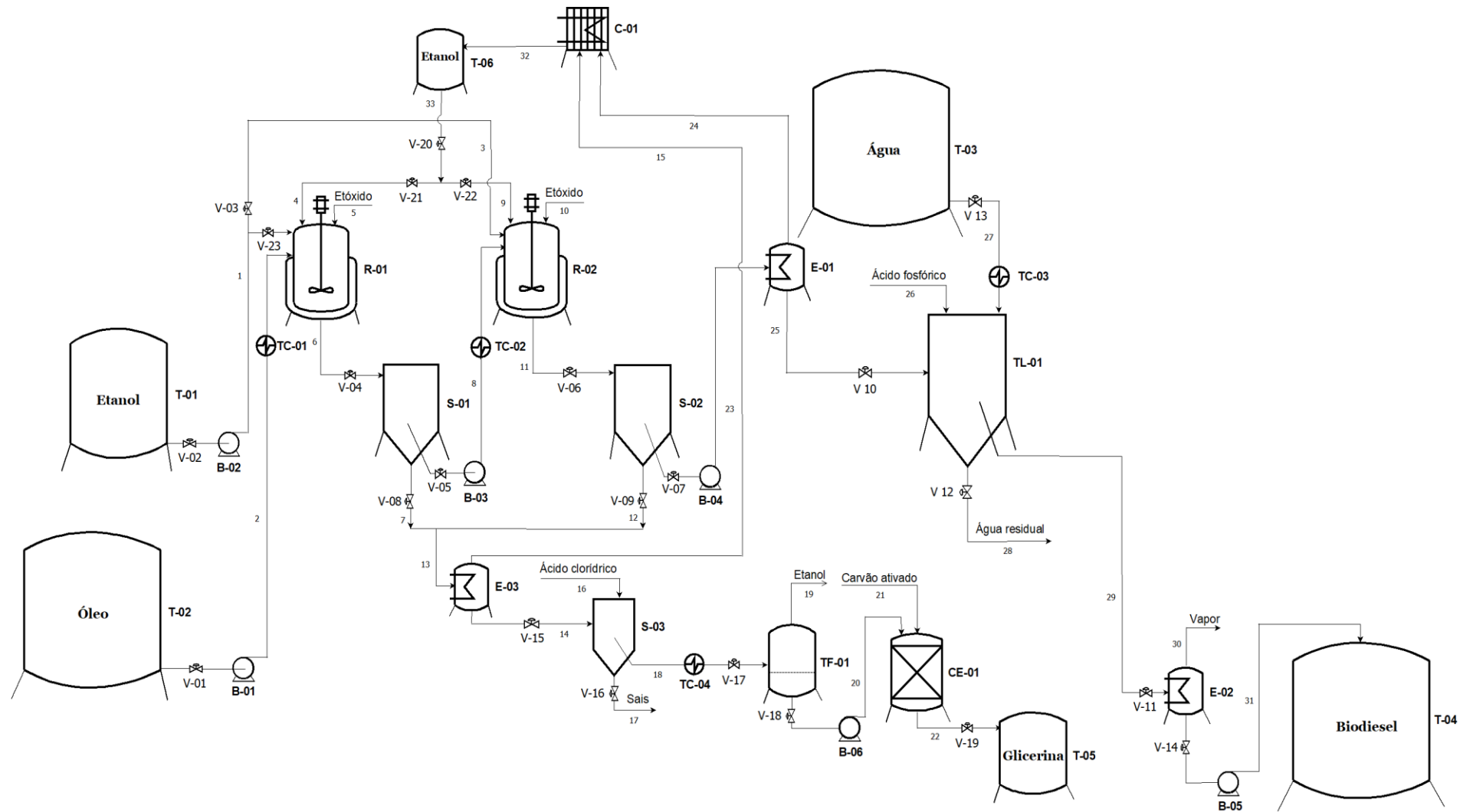


Figura 2. Diagrama de fluxo de um processo convencional de produção de biodiesel. Etapas do processo: Reação (R-01/R-02), Sedimentação (S-01/S-02), Separação de etanol (E-01/E-03) Lavagem (TL-01), Evaporação (E-02), Neutralização (S-03), Separação de etanol (TF-01), Filtragem (CE-01) e Armazenamento (T-04/T-05).

Tabela 5. Utilização de catalisadores homogêneos para produção de biodiesel

Matéria-prima	Catalisador	Parâmetros de reação					Rendimento (%)	Referências
		Razão molar (óleo: álcool)	Catalisador (% massa)	Temperatura (°C)	Tempo (h)	Agitação (rpm)		
Crambe	NaOH	1:4,5 Metanol	3,5	38	1,9	600	98	Silveira et al, 2017.
Semente de algodão	KOH	1:6 Metanol	0,6	55	1	300	96	Onukwuli et al., 2017.
Mahua e Karanja	H ₂ SO ₄ e KOH	1:6 Metanol	0,5	60	1	-	70-76	Yadav et al., 2017.
Saussurea heteromalla	NaOH	1:6 Etanol	0,26	65	1	130	99	Rozina et al., 2017.
Adansonia digitata	NaOH	1:4 Metanol	1,4	60	1	400	96	Modiba et al., 2014.
Nabo forrageiro	KOH	0,20 L de metanol/L de biodiesel	9 g/L de biodiesel	50-60	1-2	270	-	Chammoun et al., 2013.
Pinhão manso, karanja, milho e canola	H ₂ SO ₄ e KOH	25mL de óleo e 10 mL de metanol	0,5% (v/v) de H ₂ SO ₄ e 2% KOH	55	2	1000	90-95 pinhão manso 80-85 karanja. 85-96 milho 80-95 canola	Patil e Deng, 2009.

No Brasil, a adição de biodiesel ao diesel (blendas) tornou-se obrigatória desde 2005. A mistura inicial foi de 2% de biodiesel ao diesel (B2), e desde então vem aumentando progressivamente até atingir 10% (B10), porcentagem exigida atualmente (Figura 3). O preço de venda do biodiesel também é uma das variáveis que mais influenciam na viabilidade econômica da produção de biodiesel. No Brasil, esse valor é determinado por meio de leilões entre os produtores e as empresas comercializadoras do biocombustível. Os leilões são organizados pela ANP (Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis) com uma frequência bimestral, eles constam de 8 etapas e ao final são publicados os resultados no Diário Oficial da União. De 2014 a 2016 ocorreram dois aumentos na porcentagem da mistura de 6% e 7%, respectivamente (B6 e B7), já em 2017 a mistura foi aumentada para 8% (B8) e em 2018 para 10% (B10), isto provocou um aumento na demanda de biodiesel em todo o país (ANP, 2018).

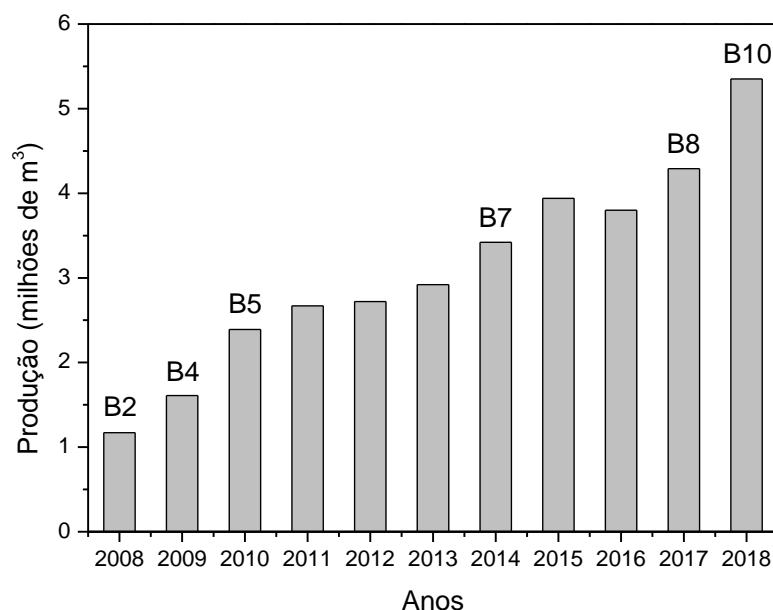


Figura 3. Produção de biodiesel no Brasil 2008-2018. As siglas: B2, B4, B5, B7, B8 e B10 representam a porcentagem de mistura de biodiesel no diesel. Fonte: (ANP, 2018).

Os preços do biodiesel aumentaram progressivamente ao longo dos anos. Eles são maiores nas regiões menos produtoras e menores nas de maior produção. Na Tabela 6 são apresentados os preços máximos de referência, segundo o Leilão 65 de fevereiro de 2019 (ANP, 2019).

Tabela 6. Preços Máximos de Referências do Biodiesel

Região produtora	Com Selo Combustível Social	Sem Selo Combustível Social
Centro-Oeste	R\$ 2860,00/m ³	R\$ 2820,00/m ³
Nordeste	R\$ 3220,00/m ³	R\$ 3180,00/m ³
Norte	R\$ 3200,00/m ³	R\$ 3180,00 /m ³
Sudeste	R\$ 3080,00/m ³	R\$ 3040,00/m ³
Sul	R\$ 2940,00/m ³	R\$ 2900,00/m ³

Fonte: ANP, 2019.

Em 2017 a capacidade produtiva do país atingiu 7,6 milhões de m³. Mais recentemente, com um total de 58 usinas produtoras de biodiesel autorizadas pela Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP), a produção pode alcançar um total de 21209,8 m³/dia.

No cenário internacional, o Brasil é visto como um dos maiores produtores de biodiesel, sendo o segundo colocado no ranking mundial (Figura 4) (REN21, 2018). Em 2018, o país alcançou uma produção de 5,35 milhões de m³, mostrando um aumento de 24,7% com respeito ao ano anterior.

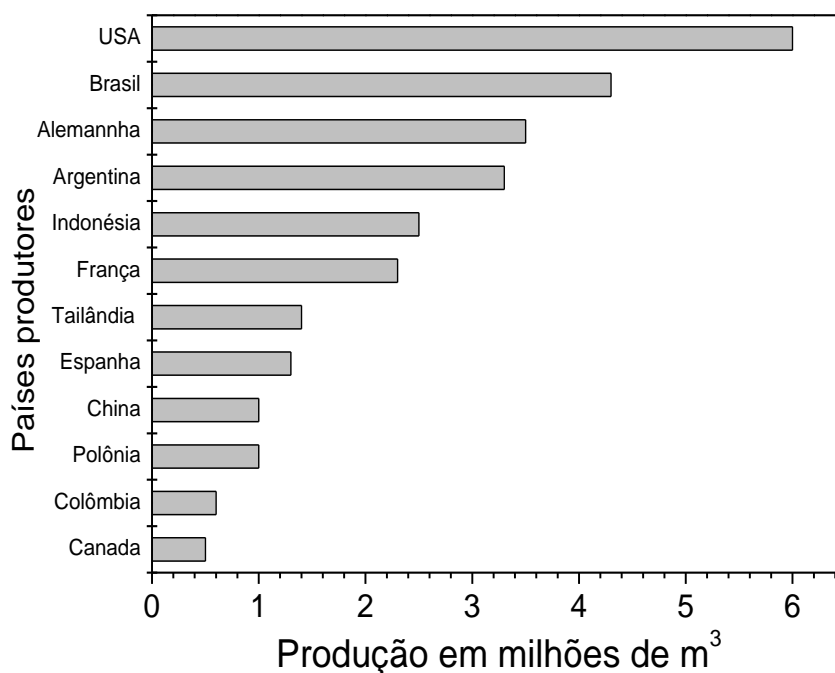


Figura 4. Produção mundial de biodiesel em 2017. Fonte: REN 21, 2018.

2.3.1. Glicerina na produção de biodiesel

Como se pode observar, a produção de biodiesel vem aumentando ao longo dos anos no Brasil, e conseqüentemente, há um aumento na produção de glicerina, um subproduto deste processo. O aumento da produção de glicerina tem provocado a diminuição dos preços no mercado internacional (Dhabhai et al., 2016). O glicerol bruto tem aplicações mais limitadas e é mais barato quando comparado ao puro. Este último é uma importante matéria-prima para a elaboração de alimentos, produtos farmacêuticos e químicos. Também existem muitas possibilidades de usá-lo como combustível e lubrificantes aditivos. Sendo assim, a purificação da glicerina possui grande importância para garantir a obtenção de um produto com maior valor agregado (Dhabhai et al., 2016).

O glicerol (1,2,3 propanotriol) é um líquido oleoso, incolor, viscoso, de sabor doce e solúvel em água. Sua fórmula molecular é $C_3H_8O_3$. Está presente em diferentes espécies incluindo protistas unicelulares, em óleos vegetais, entre os quais pode citar: coco, dendê, soja, algodão, dentre outras oleaginosas, bem como, em gorduras de animais como a banha de porco e sebo (Arruda et al., 2007), constituindo cerca de 10% destes materiais (Cardona et al., 2010), raramente é encontrado em estado livre, está sempre como um triglicerídeo, em combinação com ácidos graxos (Knothe et al., 2006). Devido a suas propriedades químicas, o glicerol possui várias aplicações, o que permite seu uso como umectante, plastificante, lubrificante, edulcorantes, anticongelantes, dentre outras (Cardona et al., 2010).

2.4. Produção de biodiesel: Processos não convencionais

2.4.1. Catalisadores heterogêneos

Embora o processo convencional (que utiliza catalisadores homogêneos) seja eficiente e com altas taxas de conversão, do ponto de vista econômico e ambiental não é vantajoso, porque além de toxicidade ao meio ambiente e corrosão de equipamentos causado pelos catalisadores em questão (Han et al., 2016), o catalisador não pode ser reaproveitado após a reação, uma vez que se solubiliza

ao álcool reagente, e com isso etapas de lavagem são necessárias para remover resíduos do catalisador do biodiesel encarecendo ainda mais o processo. Além do mais, a água residual deve ser tratada antes de ser devolvida ao meio ambiente (Galadima e Muraza, 2014; Perez et al., 2014).

Diante desta situação, a catálise heterogênea tem recebido especial atenção pelo fato de os catalisadores heterogêneos serem fáceis de preparar, com baixo custo de obtenção e podem ser reutilizáveis. Outro aspecto que confere vantagem a esses catalisadores é o fato de suas propriedades físico-químicas serem facilmente modificadas, o que favorece o uso de matérias-primas com alto teor de ácidos graxos livres, acidez e água para produzir biodiesel (Perez et al., 2014). Uma extensiva atividade de pesquisa tem sido realizada sobre o uso de catalisadores heterogêneos como alternativa aos catalisadores homogêneos (Tabela 1). Nestes casos, são requeridas temperaturas e razões molares relativamente altas, porém, a formação de sabão é eliminada e o catalisador é recuperado facilmente e reutilizado em diversos ciclos de reação, o que conseqüentemente resulta em um processo com menor impacto ambiental (Silveira Junior et al., 2019).

Diversos catalisadores sólidos, tais como os básicos, (Silveira Junior et al., 2019; Reyero et al., 2014) ácidos (Loures et al., 2018; Carvalho et al., 2017), bifuncionais (Essamlali et al., 2019; Loy et al., 2019; Wang et al., 2017) e enzimáticos (Pascacio et al., 2019; Dhawane et al., 2019) têm sido estudados. A Tabela 7 mostra alguns estudos envolvendo catalisadores básicos, que são os catalisadores de principal interesse nesse estudo. Os catalisadores heterogêneos básicos são vantajosos em alguns aspectos, quando comparados aos catalisadores heterogêneos ácidos, bifuncionais e enzimáticos, e esses aspectos são: a) baixo custo; b) exigem condições moderadas de reação.

Contudo, ainda assim, alguns problemas são apresentados, pois normalmente estes catalisadores são utilizados na reação em forma de pó, formando uma terceira fase em conjunto com o óleo e álcool, o que leva a limitações de difusão e diminuem a velocidade da reação (Semwal et al., 2011) e isso faz com que os longos tempos de reação sejam um dos problemas vistos nestes catalisadores.

Tabela 7. Catalisadores heterogêneos básicos utilizados na produção de biodiesel

Catalisador	Parâmetros de reação					Rendimento em biodiesel (%)	Referências
	Razão molar (óleo: álcool)	Catalisador (wt. %)	Temperatura (°C)	Tempo de reação (h)	Agitação (rpm)		
Casca de tucumã calcinada (K, P, Ca e Mg)	Óleo de soja: metanol (1:15)	1	80	4	--	97,3	Mendonça et al., 2019
K ₂ CO ₃ /γ-Al ₂ O ₃	Óleo de girassol: etanol (1:12)	5	80	4	200	99,9	Silveira Junior et al., 2019
SrO	Óleo de palma: etanol (1:12)	5	80	3	500	98,2	Roschat et al., 2018
CaO	Óleo residual de fritura (100L): metanol (25 L)	2	59,85	2	--	>95	Kouzu et al., 2017
CaO	Óleo de soja (150 mL): metanol (45 mL)	3,0	59,85	2	--	<95	Kouzu et al., 2017
CaO/γ-Al ₂ O ₃	Óleo de girassol: metanol (1:12)	0,5	60	5	900	94,3	Marinkovic et al., 2017
CaO de conchas de mexilhão	Óleo de palma: metanol (1: 2)	7,5	65	3	600	95,12	Hadiyanto et al., 2017
CaO-CeO ₂	Óleo de palma: metanol (1: 12)	5	65	4	--	95	Wong et al., 2015

Tabela 7. Continuação.

Catalisador	Parâmetros de reação						Referências
	Razão molar (óleo: álcool)	Catalisador (wt. %)	Temperatura (°C)	Tempo de reação (h)	Agitação (rpm)	Rendimento em biodiesel (%)	
Porous CaO	Óleo de palma metanol (1: 9)	7	65	4	800	97,2	Shan et al., 2015
Ca/Zr	Óleo de colza: metanol (1: 72)	8	120	6	800	92,6	Liu et al., 2015
CaO–MgO/Al ₂ O ₃	Óleo de algodão: metanol (1: 8.5)	12,5	95	3	750	>90	Mahdavi e Monajemi 2014
Ba doped TS-CaO	Óleo residual de fritura: metanol (1: 6)	1	65	3	900	>98	Boro et al. 2014
CaO-MgO	Pinhão manso: metanol (1: 25)	3	120	3	--	75-90	Taufiq-Yap et al. 2011
CaO, Ca(OH) ₂ CaCO ₃	Óleo de soja e óleo residual de cozinha: metanol (1: 12)	14 mmol	--	1	--	93;12;0	Kouzu et al., 2008

Um aspecto importante que deve ser observado, diz respeito ao tamanho das partículas destes sistemas catalíticos, os quais normalmente são sintetizados na forma de partículas muito pequenas ou mesmo na forma de pó muito fino, resultando na aglomeração no meio reacional (óleo: álcool).

2.4.2. Catalisadores heterogêneos com propriedades magnéticas

Atualmente, catalisadores com propriedades magnéticas vêm se destacando, pois se diferenciam dos demais por conter em sua estrutura nanopartículas magnéticas, o que faz com que as propriedades magnéticas sejam levadas em consideração. Neste caso, as partículas magnéticas atuam como um suporte magnético aos catalisadores, não afetando assim os sítios ativos destes materiais, o que permite preparar catalisadores básicos, ácidos e/ou bifuncionais. Alguns estudos são mencionados na Tabela 8, contudo, os estudos mencionados, não deixam claro uma aplicação para estes catalisadores quando se trata das propriedades magnéticas. As informações na literatura são escassas, alguns estudos apenas mencionam a remoção do catalisador do meio reacional por centrifugação, filtração ou separação magnética através de ímã. Por exemplo, Kesic et al., (2016) utilizaram o método de filtração para remover o catalisador do meio reacional após a reação, Alhassan et al., (2015) removeram o catalisador do meio reacional através de centrifugação a 350 rpm a 20 min, Xue et al. (2014) também utilizaram a centrifugação para remover o catalisador do meio reacional, Wu et al. (2014) não deixam claro como foi realizada a remoção do catalisador do meio reacional.

Esses catalisadores podem ser grandes potenciais, se utilizados em uma tecnologia em que reatores assistidos com campo magnético fossem projetados, o que poderia minimizar ainda mais custos de produção, sendo também mais eficientes em sistema de produção contínua.

Tabela 8. Mostra os estudos realizados na produção de biodiesel utilizando catalisadores com propriedades magnéticas

Catalisador/ propriedades magnéticas			Parâmetros de reação				Referências.
Tipo	Magnetização (emu/g)	Tipo de aplicação do campo magnético	Tipo de óleo, razão molar (óleo: álcool) e massa de catalisador (wt%)	Temperatura (°C); tempo de reação (h)	Agitação (rpm)	Rendimento em Biodiesel (%)	
ZnO / BiFeO ₃	13,65	Ímã externo	Óleo de canola: Metanol (1: 15); 4	65; 6	600	95,43	Salimi et al., 2019
K / BC- Fe	--	Ímã externo	Óleo de soja: Metanol (1:8); 2,5	60; 1	400	98	Liu et al., 2018
Fe ₃ O ₄ @SiO ₂ @SBA-15	--	Ímã externo	Óleo de <i>Firmiana platanifolia</i> Lf: Metanol (1:9); 4	85; 5	650	92,8	Zhang et al., 2017
CaTiO ₃ ; CaMnO ₃ ; CaZrO ₃ ; Ca ₂ Fe ₂ O ₅	--	--	Óleo de girassol: Metanol (1:10); 2	165; 2	560	>90	Kesić et al., 2016
MgFe ₂ O ₄ @CaO	39,3	Ímã externo	Óleo de soja: Metanol (1:12); 1	70; 3	Constante	98,3	Liu et al. 2016
*MMCS-SO ₃ H por sulfonação de γ -Fe ₂ O ₃	--	Ímã Externo	Ácido oleico: Metanol (1:30); 5	100; 6	--	95	Chang et al. 2016
Na ₂ SiO ₃ Fe ₃ O ₄ /C	**48,6	Ímã externo	Óleo de soja: Metanol (1:7); 7	55; 1,20	200 ou 400	97,9	Zhang et al. 2015
Na ₂ SiO ₃ Fe ₃ O ₄ /C	**48,6	Ímã externo	Óleo de Jatrofa: Metanol (1:7); 7	55; 1,20	200 ou 400	93,2	Zhang et al. 2015

Tabela 8. Continuação.

Catalisador/ propriedades magnéticas			Parâmetros de reação				Referências.
Tipo	Magnetização (emu/g)	Tipo de aplicação do campo magnético	Tipo de óleo, razão molar (óleo: álcool) e massa de catalisador (wt%)	Temperatura (°C); tempo de reação (h)	Agitação (rpm)	Rendimento em Biodiesel (%)	
Fe ₂ O ₃ -MnO-SO ₄ ²⁻ /ZrO ₂	--	Centrifugação a 600 rpm por 20 min	Óleo residual de fritura: Metanol (1:20); 3	180; 4	600	96,5	Alhassan et al., 2015
CaFe ₂ O ₄ - Ca ₂ Fe ₂ O ₅	***31,44-	Ímã externo	Óleo de soja: Metanol (1:15); 4	100; 0,5	200	85,4	Xue et al., 2014
CaFe ₂ O ₄ - Ca ₂ Fe ₂ O ₅	**0,217	Ímã externo	Óleo de Jatrofa: Metanol (1:15); 4	100; 0,5	200	78,2	Xue et al. 2014
S ₂ O ₈ ²⁻ /ZrO ₂ -TiO ₂ -Fe ₃ O ₄	21	Ímã externo	Algodão: Acetato de metila (1: 13,8) e (1:15); 21,3	50; 10,8	--	98.5	Wu et al., 2014
CaO/CoFe ₂ O ₄ ; CaO/ZnFe ₂ O ₄ ; CaO/MnFe ₂ O ₄	45	Ímã externo	Óleo de soja: Metanol (1:15); 1	70; 5	Magnética	87.4	Zhang et al.,2014
Ca/Al/Fe ₃ O ₄	6,34	Ímã externo	Óleo de colza: Metanol (1:15); 6	65; 3	270	98,71	Tang et al., 2012
KF/CaO-Fe ₃ O ₄	--	Ímã externo	Stillingia: Metanol (1:12); 1g	65; 3	--	95	Hu et al., 2011
CaO/Fe ₃ O ₄	<1	-	Óleo de Jatrofa: Metanol (1:15); 2	70; 1,20	--	99	Chang et al., 2010

*MMCS-SO₃H - mesoporous carbon sphere; ** Am²/kg and ***kA/m.

2.5. Novas tecnologias utilizadas na produção de biodiesel

2.5.1. Reatores não convencionais para produzir biodiesel

Dentre as tecnologias que empregam o uso de reatores que modificam o processo convencional de produção de biodiesel (Tabela 7), destacam-se as que são emergentes e parecem ser rentáveis e amigáveis com o meio ambiente, quando comparadas com as tradicionais utilizadas até o momento. Em alguns casos, essas tecnologias podem ser adaptadas ao processo convencional sem a necessidade de grandes modificações no processo.

Como exemplo, pode citar o ultrassom (Batistella et al., 2012), uma tecnologia que substitui o agitador mecânico por um equipamento de ultrassom, e também os processos que realizam a síntese de biodiesel em duas etapas, uma alternativa que consiste na catálise básica seguida pela ácida. Esse tipo de processo reduz a concentração de catalisadores e o tempo de reação na primeira etapa, além de evitar o arrefecimento do sistema entre os passos de reação, um problema causado pelo catalisador ácido (Guzatto et al., 2011).

O uso de reatores como, por exemplo, o de leito fixo heterogêneo, é bem conhecido em processos industriais. Neste tipo de reator, normalmente os catalisadores utilizados são extrudados em pellets e permanecem fixos no reator e o fluido é escoado através destes catalisadores. Com isso, por transferência de massa do fluido para a superfície do catalisador e a adsorção dos reagentes nos locais ativos, é que ocorre a reação. Utilizar catalisadores em formato de pó nestes reatores não é uma boa opção, pois poderia resultar no transporte do catalisador juntamente com o fluido, tapando assim a saída tubular, além de resultar na perda de massa catalítica (Suarez e Silva, 2012). Essa tecnologia ainda é limitada pela pesquisa e otimização de um catalisador heterogêneo (Perez et al., 2014). Um processo também interessante é o reator assistido por micro-ondas, que se torna atraente por não destruir as propriedades do catalisador, acelerar a reação catalítica, permitindo desta maneira uma conversão mais rápida do óleo em biodiesel, uma vez que neste sistema, todo o volume da reação é aquecido uniformemente, além de exigir baixa demanda de energia (Da Rós et al., 2013).

Uma variável importante na reação de transesterificação é a mistura do óleo com o álcool. Quanto melhor for a eficiência da mistura, melhor será a reação (Meher et al., 2006), pois, o efeito de mistura é mais significativo em baixa

velocidade de reação (Chen et al., 2010). Neste sentido, os reatores de ultra cisalhamento são interessantes, pois utilizam misturadores de alta velocidade com múltiplos estágios, uma tecnologia que emprega um conjunto de rotores e extratores que convertem a energia mecânica em alta velocidade, tensão de cisalhamento e frequências de cisalhamento elevadas, ajudando o processo de transesterificação a ocorrer mais rápido e reduzindo assim o tempo de reação (Da Silva et al., 2011).

2.5.2. Reatores assistidos por campo eletromagnético

O uso de campo magnético em processos de produção de biodiesel tem sido reportado na literatura por vários autores (Tabela 9). Todavia, a maioria dos trabalhos publicados baseia seus estudos, com o principal objetivo de separar o catalizador do meio reacional para sua reutilização. Enquanto outros estudos estão focados em reatores com leitos fluidizados e estabilizados magneticamente combinando de forma vantajosa a interação de um campo magnético externo com o catalisador magnético. Com isso, é possível estabelecer um regime leito estabilizado magneticamente que proporciona velocidades superficiais de fluidos mais elevadas, incluindo menor queda de pressão através do leito, melhor desempenho dos fenômenos de transferência de calor e massa devido a uma melhor eficiência de contato entre partículas e fluido, além de evitar regiões de estagnação ou zonas mortas (Zhou et al., 2014; Pinto-Espinoza, 2003).

Segundo Perez et al., (2014), o uso de reatores de leito estabilizado magneticamente nos processos de obtenção de biodiesel apresenta várias vantagens em comparação com os reatores convencionais, podendo ser adaptados ao processo convencional sem grandes modificações. O mesmo consiste em um sistema em que os catalisadores com propriedades magnéticas são submetidos à ação de um campo magnético externo, uniforme e invariante no tempo, direcionado axial e/ou transversalmente ao fluxo de fluidização (Perez et al., 2014).

Até o presente momento, existem poucos estudos que empregam esta tecnologia na produção de biodiesel, alguns dos trabalhos publicados estão na Tabela 10. Nota-se que todos estes estudos reportam o uso de enzimas como catalisador, possivelmente pelo fato de essas enzimas serem facilmente imobilizadas em suportes com um núcleo magnético e além do mais, as reações

de síntese de biodiesel com esses biocatalisadores exigem condições de reações mais brandas, com temperaturas relativamente abaixo das usualmente usadas em processos convencionais, mas necessitam de longos tempos para atingir conversão desejada.

Tabela 9. Uso de catalisadores magnéticos na produção de biodiesel visando apenas à separação no final da reação

Matéria-prima	Catalisador	Aplicação de campo magnético	Álcool	Razão molar	Temp., (°C)	Tempo (h)	Rendimento (%)	Observações	Referências
Microrganismo oleaginosos	Lipase imobilizada	Separação de partículas em sedimentador magnético	Metanol	1:4	45	4	84	Catalisador imobilizado com Fe ₃ O ₄ e pode ser usado em 5 ciclos.	Jambulingam et al., 2019.
Óleo de canola	ZnO/BiFeO ₃	Ímãs externos para recuperação do catalisador	Metanol	1:9 1:12 1:15 1:18	50 55 60 65 70	6	95,43	Cinco ciclos de reuso com conversão de 95 %	Salimi e Hosseini, 2019.
Óleo de soja	Ni _{0,5} Zn _{0,5} F ₂ O ₄	Ímãs externos para recuperação do catalisador	Metanol Etanol	1:12	180	1	99,5 99,4	3 ciclos de reuso sem perda da atividade.	Dantas et al., 2018.
Óleo soja	Lipase imobilizada	Catalisador separado utilizando dispositivo de magnetita	Metanol	1:4	55	30	92	Agitação de 600 rpm	Tran et al, 2012.
Óleo soja	Lipase imobilizada	Lipase separada magneticamente	Metanol	1:4	35	30	87	Reutilizada 4 vezes sem diminuir sua atividade catalítica	Xie e Wang, 2012.
Óleo soja	Lipase	Lipase separada magneticamente	Metanol	1:1,5	45	12	94	Lipase pode ser utilizada 3 vezes	Xie e Ma, 2010.
Ácidos graxos	Enzimas imobilizadas magneticamente	Campo magnético externo com ímã de neodímio	Etanol	-	40	-	77	Aplicação de campo magnético externo, Esterificação de ácidos graxos	Dussán et al., 2010.

Tabela 10. Produção de biodiesel em reatores/biorreatores assistidos por campo magnético

Catalisador; propriedade magnética (emu/g)	Tipo de reator; campo aplicado	Parâmetros de reação			Rendimento (%)	Referências.
		Razão molar óleo:álcool	Cat. (wt%); temp. (°C); tempo de reação (h)	Vazão dos reagentes (mL/min)		
K ₂ CO ₃ /γ-Al ₂ O ₃ /Sepiolita/Fe ₃ O ₄ ; 5,74	Reator assistido com campo eletromagnético; 12,5 mT	Óleo de girassol: etanol (1:12)	5; 80; 4	--	88	Silveira Junior et al., 2018
<i>Pseudomonas fluorescens</i> imobilizada em quitosana com propriedades magnéticas; 10	Biorreator assistido com campo eletromagnético; 9,7 mT	Óleo de coco: etanol (1:11,25)	1, 47; 5; 12	10,3	12	Cubides-Roman et al., 2017
<i>Pseudomonas mendocina</i> imobilizadas em microesferas magnéticas; 9,1	Reator de leito magneticamente fluidizado; 136,63 Oe	Óleo residual de fritura: metanol (1:3,74)	10,21; 35; 48	16,97	91,8	Chen et al., 2017
<i>Candida rugosa</i> imobilizada em nanopartículas magnéticas; 7,75	Reator de leito fluidizado e estabilizado magneticamente; 8mT	Óleo de rícino: metanol (1:5)	2g (13%); 40; 24	15	96,9	Hajar e Vahabzadeh, 2016
<i>Rhizopus oryzae</i> imobilizada em microesferas de quitosana com partículas magnéticas; 8,1	Reator de leito fluidizado e estabilizado magneticamente; 225 Oe	Óleo de soja: metanol (1:4)	2; 35; 72	20	91,3	Zhou et al., 2014

2.6. Avaliação técnico-econômica

De acordo com Sajid et al., (2016), o custo da produção de biodiesel ainda é um obstáculo para sua comercialização em grande escala, de modo que a avaliação econômica destes processos tem sido foco de pesquisa, desde que as primeiras usinas foram implantadas. Desta forma, grande quantidade de trabalhos sobre estudos de viabilidade técnico-econômica, tem sido realizada considerando diferentes tecnologias, matérias-primas e capacidades de produção (Sajid et al., 2016).

A seguir, na Tabela 11 apresentam-se alguns trabalhos publicados sobre avaliação técnico-econômica de processos de produção de biodiesel, onde são utilizadas diferentes matérias-primas e tecnologias. Nota-se que os parâmetros de análise econômica mais utilizados são a taxa interna de retorno, o valor presente líquido e o período de retorno. Pode-se observar que o custo de biodiesel tem sido estimado em uma faixa entre \$ 0,60 e \$ 1,50 por L e que o rendimento do biodiesel tem ultrapassado 90% na maioria das pesquisas. As matérias-primas utilizadas nos estudos foram óleos vegetais, óleos de fritura, gorduras animais, óleo de microalgas e lodos de águas residuais. Nestes estudos os pesquisadores demonstraram que o custo das matérias-primas representa aproximadamente 80% do total.

Vários trabalhos publicados sobre o biodiesel expressam as principais variáveis que afetam a viabilidade técnico-econômica do processo, sendo entre elas: o preço das matérias-primas, o preço de venda do biodiesel, o preço de venda do glicerol e o custo de capital e investimento (Mu et al., 2016; Abubakar et al., 2015; Tasic et al., 2014; Lee et al., 2011). Outra variável que afeta a viabilidade econômica dos processos de produção de biodiesel é a capacidade de produção. É recomendável não construir plantas com capacidades menores de 15000 t/ano, pois acarreta maiores custos de produção, entretanto plantas de capacidades entre 50000 e 80000 t/ano são mais viáveis economicamente (Apostolakou et al., 2009).

Tabela 11. Alguns trabalhos publicados sobre a avaliação técnico-econômica de processos de obtenção de biodiesel

Matéria-prima	Processo utilizado/ capacidade da planta	Método de Análise econômica	Tipo de álcool/ catalisador	Rendimento Processo (%)	Custo estimado da produção de Biodiesel (\$/L)	Observações	Referência
Óleo de pinhão manso	Convencional com uma capacidade de: 45 000 t / ano	VPL	Metanol/ NaOH	95	-	O custo estimado pela análise econômica convencional foi menor do que o custo encontrado em estudo probabilístico.	Sajid et al ., 2016.
Óleo residual de fritura	I-Reator supercrítico e II- Rota homogênea 100000 t/ano	VPL	I- Metanol/ sem catalisador II- Metanol/NaOH	I- 97 II- 95	0.63 0.679	É mais rentável o processo de convencional.	Glisic, 2016.
Lodos de águas resíduas municipais	Esterificação. Capacidade 4 000 t/ano	VPL e MPR (Método do Período de Retorno)	Metanol/ H ₂ SO ₄	99	1.084	O processo usando lodo líquido é economicamente viável e mais rentável em comparação com o processo usando lodo seco.	Olkiewicz et al., 2016.
Óleo de fritura	Processo convencional com agitação mecânica e por ultrassom (7 cenários) (150 000 T)	TIR (Taxa Interna de Retorno) e VPL	Metanol/ NaOH	80-90	-	O preço mínimo de vendas foi no cenário 7 e o máximo no 1. O maior VPL foi no cenário 1e a maior TIR de 37%	Hussain et al., 2016.

Tabela 11. Continuação.

Matéria-prima	Processo utilizado	Método de Análise econômica	Álcool Catalisador	Rendimento (%)	Custo do Biodiesel	Observações	Referência
Gordura amarela	Convencional (reator). Não convencional (coluna de destilação catalítica) (10 milhões de L)	Cálculo do custo de equipamentos e custo de operação de cada processo.	Metanol, HWSi-Al ₂ O ₃	99	0,54 \$/L (Coluna de destilação). 0,58 \$/L (Convencional)	O processo com coluna de destilação catalítica conduz a uma redução significativa dos custos de capital e de produção.	Gaurav et al., 2016.
Óleo de fritura	Processo convencional	Cálculo do custo de produção do biodiesel	Metanol/ KOH	94	\$ 0,38 \$/L	Redução do preço de venda do biodiesel que utiliza os barcos de pesca a \$ 0,38 por litro, enquanto o preço do litro de diesel fóssil era de \$ 0,74 na região.	Moecke et al., 2016.
Óleo de microalgas (<i>Botryococcus brauniiisob</i>)	Transesterificação com catalises básicas 75 000 t/ano	VPL	Metanol/ NaOH	95	1,21 \$/L	Como o VPL foi positivo, para um número de períodos iguais a 15 anos e uma taxa de desconto de 12%, indico que o projeto é viável economicamente.	Santander et al., 2014.

Além dos trabalhos descritos anteriormente, outros estudos de avaliação técnico-econômica da produção de biodiesel, usando diferentes tecnologias, matérias-primas e catalisadores têm sido publicados, dentre eles destacam-se os de Soccol et al., 2017; Abubakar et al., 2015; Suarez e Meneghetti, 2015; Young et al., 2015 e Lisboa et al., 2014.

Mu et al., (2016) avaliaram a viabilidade econômica de um processo de produção de biodiesel utilizando “scum”, um resíduo que se forma em Estações de Tratamento de Efluentes e que pode conter basicamente uma mistura de graxas, óleos vegetais e minerais, gorduras animais, ceras, sabões, resíduos alimentares e materiais plásticos descarregados das residências, restaurantes e indústrias de produtos de origem animal. Ao mesmo tempo, os autores compararam os resultados com outras duas alternativas: a) digestão anaeróbica de “Scum” e b) Combustão de “Scum”. A análise econômica primária demonstrou que a receita anual desta tecnologia foi de \$ 467,539 (\$ 0,68/L de biodiesel produzido) e o período de recuperação do investimento foi de 2,33 anos. A viabilidade econômica apontou a produção de biodiesel como a melhor alternativa, na seguinte ordem: produção de biodiesel>combustão>digestão anaeróbica. A rentabilidade da produção de biodiesel seria melhor quando o preço do diesel fosse superior a \$ 0,31/L, com os subsídios do biodiesel, ou \$ 0,55/L sem subsídios de acordo com a análise de sensibilidade (Mu et al., 2016).

Budiman Abdurakhman et al., (2018) desenvolveram uma avaliação econômica de um processo de produção de biodiesel utilizando um reator de membrana catalítica com o objetivo de utilizar matérias-primas de menor qualidade, como os óleos de frituras. Foi utilizado um catalizador ácido heterogêneo (WO_3/Al_2O_3) e uma membrana inorgânica, a qual tem a facilidade de separação dos componentes por diferenças das massas molares. Os autores consideraram uma produção de 64000 t/a, com uma vida útil dos equipamentos de 20 anos, e 8000 horas de operação por ano e uma taxa de juros de 10%. Os autores recomendaram a utilização dos reatores de membranas em paralelo com o objetivo de utilizar um reator enquanto o outro está sob manutenção ou trocando as membranas. O rendimento obtido foi relativamente baixo, em torno 70%, o qual provavelmente é causado por limitações de transferência de massas. Contudo, os resultados sugerem que este processo é economicamente viável em comparação ao processo convencional (Budiman Abdurakhman et al., 2018).

Amanor-Boadu et al. (2014), realizaram avaliação econômica dos processos de produção de biodiesel, usando óleo obtido de alga como matéria-prima principal. Neste estudo, os autores utilizaram o subproduto obtido da biomassa para produzir o etanol, para alimentar o processo de biodiesel. O trabalho foi desenvolvido na região sul de Arizona nos Estados Unidos. Quatro operações foram utilizadas no estudo: produção da biomassa, extração do óleo, produção de biodiesel e produção de etanol para o fornecimento de álcool. Foi considerada uma produção anual de 50 milhões de galões ($220,027 \times 10^3$ t). A média de ingresso das vendas de biodiesel foi de \$ 147,95 milhões. Para o etanol ou ingresso das vendas foi de \$ 47,78 milhões. Os ingressos totais foram de \$ 187,91 milhões com um desvio padrão de \$ 59,08 milhões. O valor presente líquido médio foi de \$ 2,39 milhões, com uma taxa interna de retorno de 10,01%, com a qual demonstrou que o processo é viável economicamente (Amanor-Boadu et al., 2014).

Souza et al., (2014) realizaram uma simulação de um processo de produção de biodiesel em escala piloto no Brasil, para a qual fixaram a capacidade da planta de 562 t/ano. As matérias-primas utilizadas foram óleo vegetal de sementes de algodão, metanol e NaOH como catalisador (1%). Foram simulados dois processos, o primeiro por batelada via transesterificação e o segundo processo contínuo por destilação reativa. A simulação foi realizada utilizando o software Aspen HYSYS 7.0. Os processos foram divididos em três etapas: de reação, de purificação de biodiesel e de recuperação do álcool. Para realizar a análise econômica consideraram-se vários parâmetros, dentre eles índice de vazão do biodiesel produzido, a qualidade do produto final e o custo fixo do processo simulado. O custo final calculado foi de \$ 263.03, que corresponde a 96% do investimento do capital real da planta. Os resultados da pesquisa demonstraram que no segundo processo, com relação de refluxo de 1:4 e um número de estágios iguais a 10, era suficiente para produzir a conversão do óleo acima de 97%. Além disso, o aumento da razão óleo/álcool de 1:3 para 1:6 aumentou a conversão de 95,6% para 97,6% respectivamente. O processo simulado de destilação reativa mostrou uma viabilidade econômica de 26%, que representou 11% maior que no processo por lotes em que foi de 15% e o custo total do biodiesel resultou de \$ 0,85/L (Souza et al., 2014).

West et al., (2008) compararam quatro processos: utilizando catalisador básico homogêneo (I), catalisador ácido homogêneo (II), catalisador ácido heterogêneo (III) e em condições supercríticas (IV). Consideraram cada planta com capacidade de 8000 t/ano, e utilizaram o software Aspen HYSYS para a simulação do processo. Os autores concluíram que os processos catalíticos heterogêneos têm menor custo de investimento. Porém, os processos II, III e IV apresentaram menor custo de fabricação (West et al., 2008).

2.7. Conclusões da revisão de literatura

- Se tem observado uma intensa atividade de pesquisa no desenvolvimento de catalisadores heterogêneos, tanto básicos, como ácidos e bifuncionais para a produção de biodiesel;
- Também houve uma busca por desenvolvimento de processos alternativos para a produção de biodiesel. Essencialmente, reatores não convencionais têm sido explorados, entre os quais: ultrassom, micro-ondas, supercrítico, assistidos por campo magnético, etc;
- Foram encontrados diferentes estudos usando campo magnético para a produção de biodiesel apenas com a finalidade de declaradamente separar o catalisador ao final da reação;
- Estudos de processos em reatores/biorreatores assistidos por campos magnéticos são escassos na literatura comparativamente com a grande diversidade de publicações sobre processos convencionais;
- Não foram encontrados estudos de avaliação técnico-econômica dos processos de produção de biodiesel assistido por campo magnético.

3. MATERIAL E MÉTODOS

3.1. Descrição do cenário e considerações do processo

O estudo consistiu na avaliação da produção de biodiesel assistida por campo magnético, utilizando catalisador heterogêneo com partículas magnéticas. Para tanto, considerou-se a transesterificação de óleo de soja com etanol em um processo descontínuo composto de duas etapas de reação.

O trabalho foi baseado em estudos prévios realizados pelo nosso grupo de pesquisa Biomagnetismo Aplicado à Engenharia de Processos no Setor de Engenharia de Processos do LTA/CCTA/UENF. Desta forma, a simulação dos processos foi realizada utilizando como modelo, um reator encamisado de coluna de vidro (Altura: 250 mm e diâmetro interno: 15 mm) assistido por campo magnético como ilustrado na Figura 5. A densidade do fluxo magnético (12,5 mT) foi monitorada por um Gaussmeter GM08 (Hirst Magnetic Instruments Ltd., Reino Unido). O reator foi operado em um circuito fechado reciclando a mistura de reação a 16,6 mL / min. O campo magnético homogêneo que auxilia a reação de transesterificação, é gerado por quatro conjuntos de bobinas diferentes (Figura 5), permitindo orientação da direção da linha de campo em relação ao eixo vertical do reator, isto é, axial. As bobinas são suportadas por uma estrutura não magnética (de madeira) com uma peça central apoiando o reator de

coluna de vidro. As bobinas são energizadas por corrente DC e a intensidade do campo magnético desejável estabelecida usando um sistema de automação. Assim, a síntese de biodiesel por via etanólica foi avaliada nas seguintes condições: razão molar entre óleo e álcool de 1:12, massa de catalisador de 5%, temperatura de reação de 70 ° C, densidade do fluxo magnético de 12,5 mT e reciclo da mistura de reação (óleo e álcool) a 16,6 mL / min.

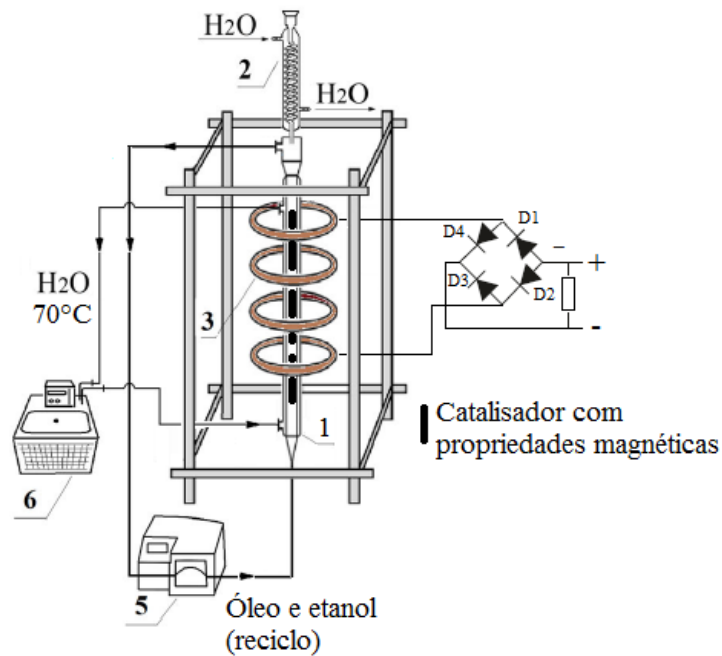


Figura 5. Configuração experimental para síntese de biodiesel em um reator assistido por campo magnético. Símbolos: (1) reator, (2) condensador, (3) bobinas, (4) sistema Variac, (5) bomba peristáltica e (6) banho de água termostático.

Entretanto, para elaboração do fluxograma do processo neste trabalho, foi utilizada uma configuração de dois reatores assistidos por campo magnético em série cujo dimensionamento será discutido nos resultados e discussão após a determinação dos balanços de massas e energia. De forma semelhante, foram dimensionados os diferentes equipamentos de processo (sedimentadores, trocadores de calor, tanque de lavagem, evaporadores, condensadores, tanques e bombas) para então ser possível determinar o custo de cada equipamento. Com esses resultados foram calculados os custos de investimentos e o custo anual de produção. Finalmente foram

realizados os cálculos dos parâmetros de avaliação econômica e as análises de sensibilidade.

As matérias-primas consideradas no estudo foram óleo de soja e etanol. A razão molar óleo/etanol utilizada foi de 1:6. Foi também utilizado K_2CO_3 /sepiolite/ Fe_3O_4 como catalisador heterogêneo (Silveira Junior *et al*, 2018), com 10% de partículas magnéticas e 5% em massa. Este catalisador foi desenvolvido pelo grupo de pesquisa do setor de Engenharia de Processos do Laboratório de tecnologias de alimentos, planta piloto da Universidade Estadual do Norte Fluminense "Darcy Ribeiro". A reação de transesterificação acontece primeiramente, no primeiro reator e depois da separação dos produtos obtidos, a fase menos densa, formada por biodiesel e etanol não reagido, passa ao segundo reator para completar a conversão. O tempo de reação foi de duas horas, a uma temperatura de 80°C.

Entre os critérios econômicos, foi considerada que a planta trabalha 7920 horas por ano, que equivale a 330 dias (Abubakar *et al.*, 2015). Como as usinas desse tipo de processo funcionam 24 h/dia, a produção é dividida em turnos de 8 horas para atender a produção anual requerida. Assim, é realizada uma produção de 1,76 toneladas por batelada, correspondendo a uma diária de 5,28 toneladas. A Tabela 1A (Apêndice A), apresenta as propriedades físico-químicas das substâncias utilizadas no processo. A seguir, na Tabela 12 apresentam-se as principais considerações da base de cálculo e na Tabela 13, apresentam-se os parâmetros e critérios utilizados no processo.

Tabela 12. Base de cálculo para a avaliação econômica

Parâmetros	Unidades	Valor
Capacidade	t/ano	1742,4
Horas de trabalho no ano	h	7920
Dias de trabalho no ano	Dias	330
Turnos de trabalho	-	3
Tempo por turno	h	8
Produção diária	t/dia	5,280

Tabela 13. Parâmetros e critérios do processo de produção de biodiesel

Parâmetros	Considerações
Capacidade de produção	1742,4 t/a
Matéria-prima	Óleo de soja
Tipo de processo	Químico (Transesterificação)
Modo de funcionamento	Batelada
Produtos	Biodiesel
Subproduto	Glicerina
Resíduos	Água de lavagem
Condições de reação	
Temperatura de reação	80°C
Tipo de catalisador	Heterogêneo K ₂ CO ₃ /sepiolite/Fe ₃ O ₄
Carga de catalisador	5%
Razão molar óleo/álcool	1:6
Tempo de reação	2 h
Eficiência do processo	
Taxa de conversão	100%
Recuperação álcool	100%
Destilação glicerina	100%

3.2. Dimensionamento e custos dos equipamentos de processo

Os equipamentos de processo considerados no cenário descrito previamente foram dimensionados com base nos Balanços de Massa e Energia de acordo com as leis de conservação de massa e energia. Os custos dos equipamentos foram determinados mediante os gráficos de custo, como uma função de seus parâmetros de projeto, reportados por Peters et al., (2003), cujos valores foram atualizados (Custo_{atual}) de acordo com a Equação 1 com base no índice anual “*Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*” reportado pela revista *Chemical Engineering (USA)*:

$$Custo_{atual} = Custo_{2002} \left(\frac{CEPCI_{atual}}{CEPCI_{2002}} \right) \quad (1)$$

Em que:

CEPCI₂₀₀₂ é o índice anual “*Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*” adotado nos gráficos de custo reportados por Peter *et al.* (2003) para 2002 (390,4); CEPCI_{atual} é valor atual do índice anual reportado pela Revista *Chemical Engineering (USA)* conforme ilustrado na Tabela 2A do Apêndice A; Custo₂₀₀₂ é o custo de equipamento reportado por Peters *et al.*, 2003.

3.2.1. Determinação dos custos dos equipamentos em função da escala

Na ausência de dados de custo em função do tamanho ou capacidade de um equipamento, a estimativa desses custos (Custo_{escala}), pode ser realizada pela Equação 2 (Peters *et al.*, 2003), considerando um fator de potência 0,6 (six tenths factor rules):

$$Custo_{escala} = Custo_{conhecido} \left(\frac{Capacidade_{escala}}{Capacidade_{conhecida}} \right)^{0,6} \quad (2)$$

Em que:

Custo_{conhecido} é o valor de custo obtido nos gráficos de custo em função de um parâmetro específico, reportados por Peter *et al.* (2003) para 2002 (CEPCI = 390,4); é Capacidade conhecida e de escala, que são os valores de capacidade do equipamento conhecido e desejado, respectivamente.

A determinação dos custos de equipamentos por aumento ou diminuição de tamanho ou capacidade da escala, deve estar de acordo com fatores de escala e projeto máximos definidos para equipamentos de processo, cujos valores podem ser consultados na Tabela 3.1, pág. 82, no livro “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*” (Peters *et al.*, 2003).

3.2.2. Dimensionamento e custo de reatores com campo magnético

Para realizar os cálculos deste tipo de reator, primeiramente foi considerado um reator de tipo de coluna, com diâmetro de 0,75 m e que a altura do reator é três vezes o diâmetro ($H= 3 D$), com essa consideração foi calculada a altura do equipamento.

Com os dados de diâmetro e altura foi possível determinar o custo do reator através da Fig. 6-30 do livro "*Ingeniería Química del diseño de plantas Industriales*" (Vilbrand e Dreylen, 1963), e atualizado para o ano de 2017. Depois foi calculado o custo do fio de cobre e outros de vários acessórios, para determinar o custo total das bobinas.

O custo do fio de cobre foi calculado considerando que cada volta de fio tem 4,44 m, e cada bobina tem 300 voltas. O fio de cobre foi selecionado segundo dados fornecidos pela empresa Altana tubes (Tabela 2C do Apêndice C), o tipo de fio de cobre escolhido foi a bitola de 6 AWG de 4,1155 mm de espessura. O custo foi calculado tendo em conta o preço de venda da empresa Proelis, que foi de 11,3934 \$/kg (proelis.com.br).

Também foram calculados o custo dos acessórios elétricos para a geração da energia para o campo magnético, como disjuntores, e outros, pelo que foi considerado 50% do custo do fio de cobre.

Depois foi calculado o consumo de energia elétrica, para o qual foi considerado uma corrente de 15 A e uma tensão de 220 V, em seguida foi realizado o cálculo da potência P ($P=$ corrente * tensão) e depois o consumo de energia CE ($CE=P/1000*T$), onde T é o tempo. Na Tabela 1C do apêndice C mostram-se as potências e consumo de energia elétrica para cada valor de corrente.

O procedimento para o cálculo do dimensionamento e custos dos demais equipamentos podem ser observados no Apêndice B.

3.3. Determinação do Capital Total de Investimento

O Capital Total de Investimento do projeto foi estimado com base em fatores percentuais (Tabela 14) do custo total de compra de equipamentos (Peters et al., 2003). A escolha desses fatores é feita de acordo com o tipo de processo, complexidade do projeto, matérias de construção, localização da planta, experiências anteriores, etc (Peters et al., 2003).

Tabela 14. Percentuais dos custos diretos, indiretos e de capital de giro com base nos custos totais dos principais equipamentos dos processos

Componentes do custo	Porcentagem (%) sobre o custo total de compra de equipamentos para uma planta que processa sólidos-fluidos
Custos diretos	
Entrega de equipamentos	0,10
Instalação de equipamentos	0,39
Instrumentação e controle (instalados)	0,26
Instalação de tubulações	0,31
Sistemas elétricos (instalados)	0,10
Construções (incluindo serviços)	0,29
Melhorias do terreno	0,12
Instalações de unidade de serviços	0,55
Custos indiretos	
Engenharia e supervisão	0,32
Despesas de construção	0,34
Despesas legais	0,04
Taxa do contratante	0,19
Contingências	0,37
Capital de giro	0,75

Fonte: Peters et al., 2003.

3.4. Determinação do custo anual de produção

Uns dos principais componentes da análise econômica de uma planta são os totais dos custos de operação, venda do produto, recuperação do investimento de capital e contribuição para a função corporativa, como gerenciamento, pesquisa e desenvolvimento. Esses custos são usualmente combinados sob o título geral do custo total do produto. Estes custos são divididos em duas categorias: custo de fabricação e despesas gerais. (Peters et al., 2003).

Os custos anuais de produção neste estudo foram estimados como descrito na Tabela 15 (Peters et al., 2003). Os mesmos foram calculados a partir dos custos das matérias-primas (óleo de soja, etanol e catalisador), utilidades (eletricidade, água, vapor, carvão ativo) e trabalho operacional (salário dos operários).

Tabela 15. Custo total de produção

Custos Anuais de Produção
Custos diretos de produção
Matérias-primas
Utilidades
Trabalho operacional
Supervisão operacional (15% do trabalho operacional)
Manutenção (operacional e material, 4% do CFI)
Controle de qualidade (20% do trabalho operacional)
Suprimentos operacionais (15% manutenção e reparo)
Custos indiretos de produção
Depreciação (5% CFI)
Seguros e impostos (2% CFI)
Despesas gerais da planta (80% dos custos totais de operação)
Outras despesas
Despesas administrativas (25% das despesas gerais)
Distribuição e vendas (6% NPC)
Custos de pesquisa e desenvolvimento (4% NPC)
Custo total de produção

Fonte: Peters et al., 2003.

Nas Tabelas 3A do apêndice A apresentam-se os preços das matérias-primas utilizadas nos cálculos. O preço do biodiesel foi obtido dos leilões realizados no país, especificamente do número 63 realizado em outubro de 2018. O preço ficou em \$ 997,04/t para as usinas com selo combustível social e o da glicerina foi de \$ 1173,93/t. Para estimar o custo anual de utilidades foram considerados os seguintes valores: água tratada de 0,21 \$/t (Taylor de lima et al., 2018), de energia elétrica (\$ 0,122/KWh), de carvão ativo \$ 1571,68/t e vapor de \$ 0,02/t (AENEL, Aboissa, 2018). Também foi considerado um salário mensal para cada operário de \$ 412,24 para calcular o custo operacional.

3.5. Cálculo do fluxo de caixa

O fluxo de caixa foi realizado trazendo todos os valores futuros para a atualidade. Primeiramente foram calculados o fluxo de caixa operacional, que consiste na diferença entre as receitas e as despesas e o resultado obtido é somado ao valor de imposto e de depreciação. Finalmente é somado os valores da terra e de capital de giro, que neste projeto foi somado no último ano da vida útil. O resultado é o fluxo de caixa anual. No ano zero foi considerado o capital de investimento. A partir do fluxo de caixa foram calculados os saldos acumulados e o fluxo descontado.

3.6. Cálculos dos parâmetros de avaliação econômica

Para a realização da análise de avaliação econômica, foi necessário calcular o fluxo de caixa a partir das receitas e despesas do processo. O fluxo de caixa líquido é derivado do fluxo de caixa de entrada menos o fluxo de caixa de saída, e descontado de volta ao seu Valor Presente.

Para os cálculos dos parâmetros de avaliação econômica foi utilizada a Taxa Selic Anual de 6,5 referente ao ano de 2018 (Portal Brasil, 2018), como a taxa mínima de atratividade do empreendimento, essa taxa compõe os indicadores VPL e o Payback descontado. Essa taxa de desconto corresponde ao retorno que o

investimento deve proporcionar. Foram considerados 20 anos como o tempo de vida útil do processo (Peters et al., 2003).

A análise da viabilidade financeira foi realizada com base em indicadores de desempenho econômico, tais como, o Método do Payback (MPB) ou Período de Retorno (MPR), o Valor Presente Líquido (VPL) e a Taxa Interna de Retorno (TIR). Brevemente os principais métodos de análises empregados são descritos a seguir.

O método da Taxa Interna de Retorno (TIR) é definido como a taxa de desconto que iguala a zero o valor presente líquido de um investimento e pode ser calculada pela Equação 3 (Motta e Calôba, 2002).

$$0 = VPL = \sum_{t=0}^T \frac{FC_t}{(1-TIR)^t} \quad (3)$$

Em que:

FC_t é o investimento inicial, sendo, portanto, inserido como negativo;

FC₁, FC₂ ... FC_t são os fluxos de caixa expressos em \$;

t é cada período expresso em ano;

T é o período total expresso em ano;

VPL é o Valor Presente Líquido expresso em \$;

TIR é a Taxa Interna de Retorno expressa em %.

O método do Valor Presente Líquido (VPL): estima a diferença entre o valor presente das entradas líquidas de caixa, associadas ao projeto e o investimento inicial necessário, com o desconto dos fluxos de caixa feito a uma taxa previamente definida, o mesmo permite determinar se um projeto pode ou não ser executado. Se o resultado é positivo o projeto pode ser aceito, no caso contrário o mesmo é rejeitado (Motta e Calôba, 2002). O valor presente líquido (VPL) pode ser calculado pela Equação 4.

$$VPL = \sum_{n=1}^{n=N} \frac{FC_t}{(1+i)^n} \quad (4)$$

em que:

FC é o fluxo de caixa no tempo t expresso em \$ (USD);

t é o tempo considerado para o fluxo de caixa expresso em anos;

i é a taxa de desconto ou taxa de atratividade expressa em %.

O método do *payback* econômico (descontado) consiste na determinação do tempo necessário para que o valor investido seja totalmente recuperado, através dos benefícios líquidos (fluxo de caixa) gerados pelo empreendimento. Para determinação do período de retorno do investimento, se efetua com o quociente entre o investimento total e as entradas anuais de caixa. O *payback* pode ser obtido diretamente no fluxo de caixa, no ano cujo saldo acumulado deixou de ser deficitário e começou a ser superavitário (Motta e Calôba, 2002). Este parâmetro se pode calcular pela Equação 5.

$$PBE = k, \text{ tal que } \sum_{t=0}^k \frac{FC_i}{(1+j)^i} > 0 \text{ e } \sum_{t=0}^{k-1} \frac{FC_i}{(1+j)^i} < 0 \quad (5)$$

Em que:

PBE é o Payback econômico (descontado);

k é o período do projeto expresso em anos;

FCi é o fluxo de caixa no tempo expresso em \$;

j é a taxa mínima de atratividade expressa em %;

i é o período expresso em anos.

3.7. Análise de sensibilidade

A análise de sensibilidade foi realizada para medir em que magnitude de uma alteração de um ou vários fatores pode alterar o valor do resultado final. Avaliando como essas alterações influenciam nos resultados desejados (Buarque e Ochoa, 1991).

Basicamente, a análise de sensibilidade consiste em escolher um indicador a sensibilizar; definir uma função em que o indicador é dependente dos itens do projeto; implementar variações de ponto único de um parâmetro, mantendo-se constantes todos os outros no momento da análise, e comparar o novo indicador com o indicador inicialmente calculado.

Uma análise de sensibilidade é realizada para dar conta das incertezas implicadas nos métodos de estimativa. Sendo utilizada para identificar parâmetros que têm impactos significativos sobre o VPL. Neste estudo, o intervalo de variação foi

definido em $\pm 30\%$ para todos os parâmetros avaliados, para entender a influência de diferentes variáveis sobre o Valor Presente Líquido obtido.

Para realizar a análise de sensibilidade foi utilizado o software @RISK. Foram analisados vários fatores que podem influenciar no VPL, dentre eles: preços das matérias-primas, de venda de biodiesel e de glicerina, custos de equipamento, utilidades e trabalho operacional.

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1. Fluxograma e descrição do processo

Com o objetivo de avaliar a viabilidade técnico-econômica de processo de produção de biodiesel assistido por campo magnético foi desenvolvido primeiramente o fluxograma de processo com todos os equipamentos e correntes necessários. A proposta permitiu determinar os principais aspectos, como os balanços de massas e energias. A partir disso, foi possível calcular os dimensionamentos dos equipamentos para finalmente avaliar a economia do processo.

A principal novidade do processo é a utilização de reatores de coluna assistidos por campo magnético. O mesmo utiliza duas bobinas externas ao seu arredor, que são as que produzem um campo magnético na etapa de reação. Nesse processo, foram utilizadas como matérias-primas o óleo de soja e o etanol, além de um catalisador heterógeno (K_2CO_3 /sepiolite/ Fe_3O_4), com 10% de partículas magnéticas (Silveira Junior et al., 2018), o qual foi desenvolvido pela equipe de pesquisa do laboratório. A concentração do catalisador foi de 5% em massa, admitindo o seu uso no processo por até três ciclos (Zhang et al., 2015). A seguir apresenta-se a descrição do processo em estudo.

4.1.1. Descrição do processo assistido por campo magnético

Este processo tem como particularidade o uso de reatores de tipo coluna assistidos por campos magnéticos. Foi considerado que o processo opera em batelada, com duas etapas de reação de transesterificação. O tempo de reação de 2 horas a uma temperatura de 80°C e uma razão molar óleo/etanol de 1:6. Foi mantida uma corrente de 4 Amperes pelas bobinas, com o qual se produz um campo magnético de 12 mT.

O fluxograma elaborado para o processo assistido por campo magnético é mostrado na Figura 6. O processo inicia quando o óleo vegetal proveniente do tanque (T-02) e o etanol proveniente do tanque (T-01) são bombeados até o tanque de reciclo (TR-01), com o objetivo de misturar o óleo e o álcool, depois a mistura passa ao reator (R-01). A reação acontece a uma temperatura de 80°C, por duas horas, utilizando 5% em massa de catalisador heterogêneo, contendo 10% de partículas magnéticas (K_2CO_3 /sepiolite/ Fe_3O_4). A mistura é bombeada constantemente do tanque de reciclo para o reator. O campo magnético ajuda na organização das partículas na direção do campo. Foi considerada uma conversão acima do 80% no reator R-1. Após a reação, a mistura obtida, é levada para o sedimentador (S-01), para separar as fases.

A fase mais densa que sai do sedimentador (S-1) contém glicerina e álcool. A fase menos densa, formada por biodiesel, álcool e óleo que não foi transformado no primeiro reator, passa ao segundo reator (R-02), onde reage com o restante (20% de álcool e catalisador), acontecendo a mesma reação, até alcançar uma conversão final de 100%. Como a reação é reversível, acontece que ao retirar um produto o equilíbrio se desloca para a formação dos produtos. A mistura obtida no segundo reator é composta por biodiesel, glicerina e álcool. Depois a mistura é levada ao sedimentador (S-02) para separar as fases, sendo a mais densa composta por glicerina e álcool e a menos densa por biodiesel e álcool.

A etapa de purificação do biodiesel começa quando a fase menos densa da mistura que sai do sedimentador (S-02), composta de biodiesel e álcool, passa ao evaporador (E-01) com o objetivo de separar o álcool para poder ser recuperado e reutilizado no processo. Depois, o biodiesel é levado ao tanque de lavagem (TL-01), onde é lavado com água quente a 85°C, proveniente do tanque, (T-03) para eliminar

algumas impurezas ainda presentes. Em seguida, ocorre a sedimentação, no mesmo equipamento, onde as águas de lavagem junto com outras impurezas são separadas do biodiesel. Seguidamente o biodiesel passa ao evaporador (E-02) para evaporar alguma água ainda presente e ao final é armazenado no tanque (T-04).

O processo de purificação da glicerina começa passando a mistura de glicerina e etanol por um tanque flash (TF-01) com o objetivo de destilar o produto e poder separar o álcool presente nela, o qual é recuperado e vai para o condensador (C-01) para virar líquido novamente e ser utilizado no processo. Depois a glicerina passa para a coluna empacotada (CE-01) com carvão ativo, para remover impurezas e melhorar a cor e o odor. O produto final é armazenado no tanque de armazenamento (T-05).

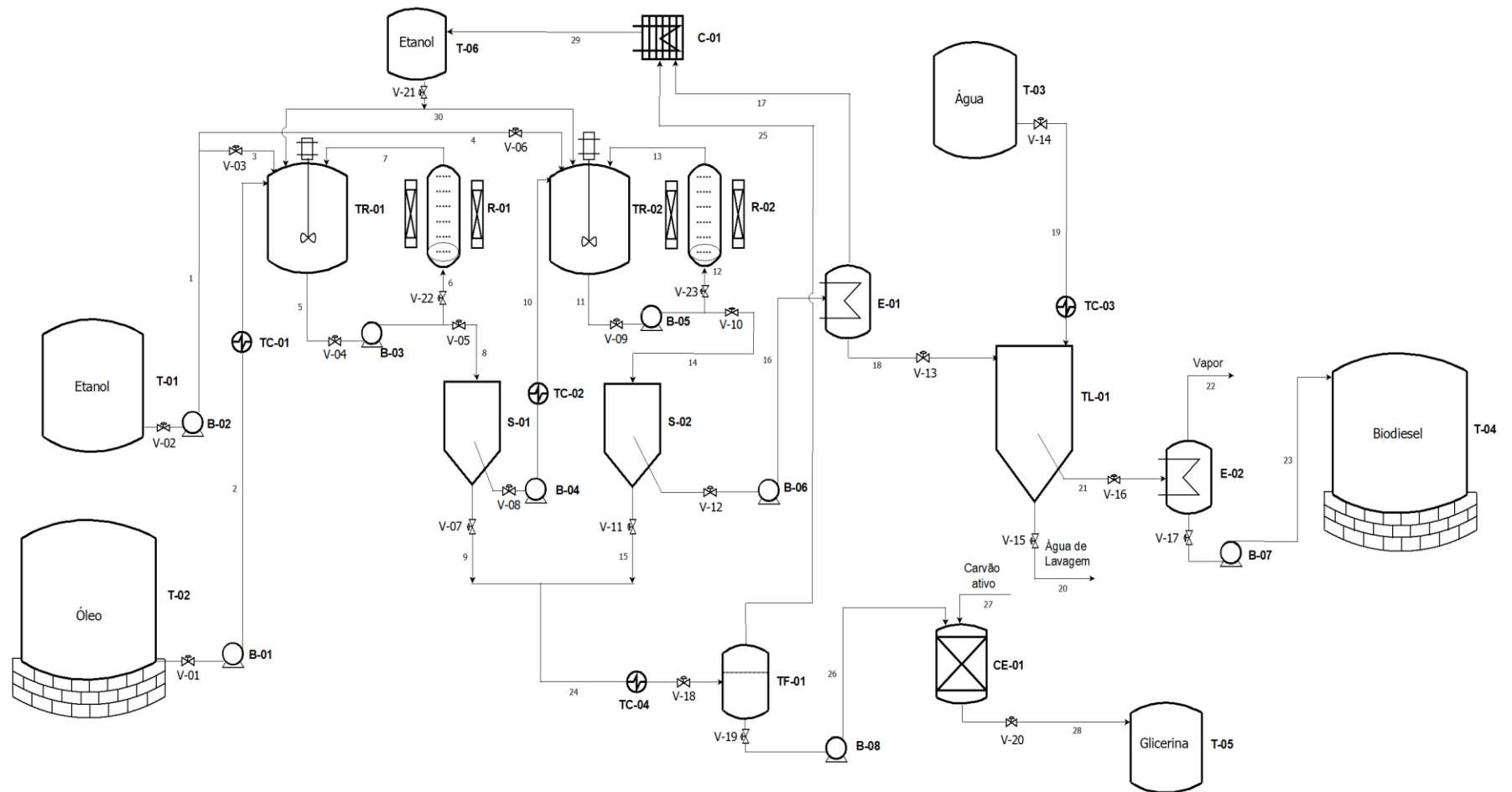


Figura 6. Diagrama de fluxo do processo de produção de biodiesel assistido com campo magnético.

Legenda: (CO-01) Condensador, (S-01/02) Sedimentador, (CE-01) Coluna empacotada, (EV-01/02) Evaporador, (TF-01) Tanque Flash, (B-01/08) Bomba, (R-01/02) Reator, (T-01/06) Tanques, (TL-01) Tanque de Lavagem, (TR-01/02) Tanque de reciclo, (TC-01/04), Trocador de calor, (V01/23) Válvulas.

Na Figura 7 pode-se observar o reator de coluna utilizado no processo. Como se pode notar o reator está formado por vários equipamentos que são necessários para seu funcionamento como o tanque de reciclo, bomba, válvulas e as duas bobinas. Estas últimas são as que produzem o campo magnético. Inicialmente, são misturados o óleo e álcool no tanque de reciclo e depois a mistura é bombeada constantemente durante o tempo de reação (2 h) para o reator. Ao final os produtos obtidos da reação passam para a etapa de purificação.

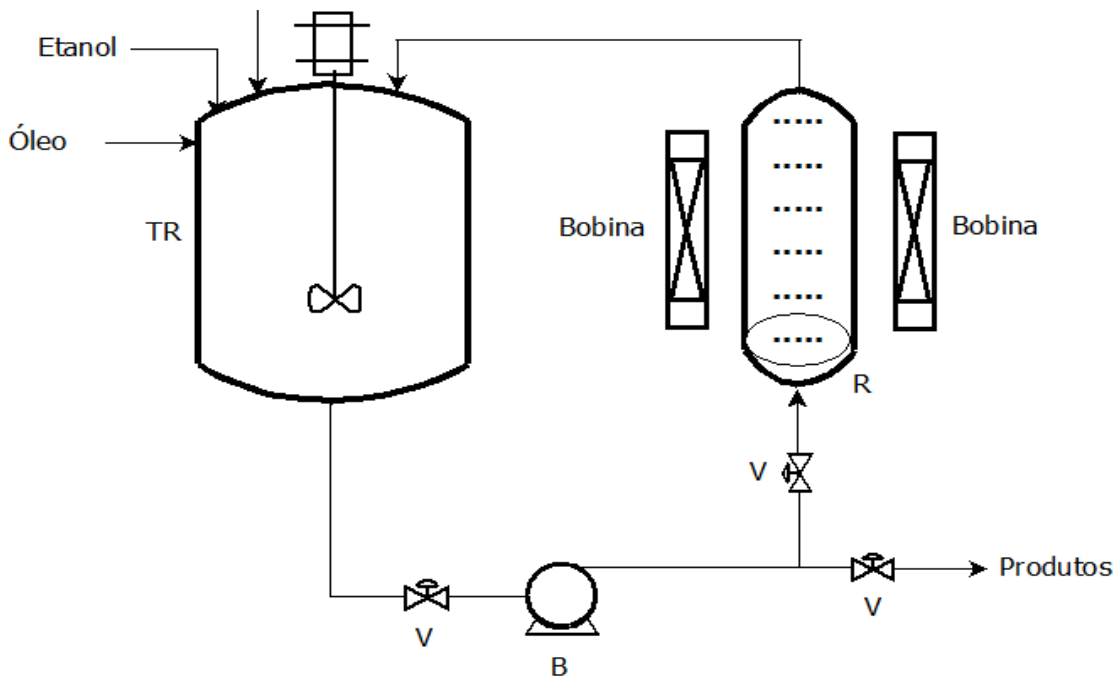


Figura 7. Reator de coluna assistido por campo magnético.
Legenda: B, bomba, V, válvulas, R reator, TR, tanque reciclo.

4.1.2. Resultados dos balanços de massas e energia

Os balanços de massa foram calculados considerando que a indústria trabalha 7920 h no ano, pelo que será necessário produzir 0,22 toneladas de biodiesel por hora de trabalho, o que significa uma quantidade de 0,25 m³ de biodiesel por hora de trabalho. A base de cálculo foi realizada considerando uma batelada por turno de trabalho de 8 horas, produzindo 1,76 toneladas por batelada de biodiesel, que equivalem a 2,0 m³. Na Tabela 16 apresentam-se os resultados dos cálculos das

quantidades de produtos necessários para produzir 2 m³ de biodiesel e na Tabela 17 as quantidades de matérias-primas e produtos que entram e saem do processo.

Tabela 16. Balanço de massa geral para 8 horas de trabalho

	Unidades	Óleo	Etanol	Biodiesel	Glicerina	Etanol R.
Massa molecular	g/mol	872,320	46,069	304,46	92,094	46,069
Moles	mol	1,00	6,00	3,00	1,00	3,00
Massa	kg	1677	532	1760,00	177	266
Volume	m ³	1,83	0,68	2,00	0,14	0,34

Tabela 17. Entradas e saídas dos principais produtos e subprodutos do processo

Matérias-primas e produtos	Quantidade, kg/batelada
Entradas	
Óleo vegetal	1677
Álcool	532
Catalisador	84
Saídas	
Biodiesel	1760
Glicerina	177
Álcool recuperado	266

Na Tabela 18 apresentam-se os resultados dos balanços de massas dos equipamentos do processo, com as quantidades de matérias-primas e produtos obtidos em kg/bat e em kg/h. Os balanços de massa de cada equipamento apresentam-se na Figura 1A do Apêndice A.

Tabela 18. Balanços de massas por equipamentos no processo assistido com campo magnético

Código equipamento	Tipo de corrente	Correntes	Componentes	Quantidades kg/batelada	kg/h
TR-01					
	Entrada	3	Etanol	426,0	53,3
		2	Óleo	1677,0	209,6
	Saída	5	Etanol, óleo	736,0	92,0
TR-02					
	Entrada	10	Biodiesel, óleo, Etanol	1856,0	232,0
		4	Etanol	106,0	13,3
	Saída	11	Etanol, biodiesel, óleo	1926,0	240,8
R-01					
	Entrada	6	Etanol, óleo	803,0	100,4
	Saída	8	Etanol, biodiesel, glicerina, óleo	2104,0	263,0
R-02					
	Entrada	12	Etanol, óleo	1943,0	242,9
	Saída	14	Etanol, biodiesel, glicerina	1955,0	244,4
D-01					
	Entrada	8	Etanol, biodiesel, glicerina, óleo	2104,0	263,0
	Saída	10	Etanol, biodiesel, óleo	1856,0	232,0
		9	Etanol, glicerina	248,0	31,0
D-02					
	Entrada	14	Etanol, biodiesel, glicerina	1955,0	244,4
	Saída	16	Etanol, biodiesel	1840,0	230,0
		15	Etanol, glicerina	115,0	14,4
E-01					
	Entrada	16	Etanol, biodiesel	1840,0	230,0
		17	Etanol	80,0	10,0
		18	Biodiesel	1760,0	220,0
E-02					
	Entrada	21	Biodiesel, água	1826,4	228,3
	Saída	22	Água	66,4	8,3
		23	Biodiesel	1760,0	220,0
TL-01					
	Entrada	18	Biodiesel	1760,0	220,0
		19	Água	664,0	83,0
	Saída	20	Biodiesel, água	1826,4	228,3
		21	Água	597,6	74,7

Tabela 18. Continuação.

Código equipamento	Tipo	Correntes	Componentes	Quantidades kg/batelada	kg/h
TF-01	Entrada	24	Etanol, glicerina	363,0	45,4
	Saída	25	Etanol	186,0	23,3
		26	Glicerina	177,0	22,1
C.E-01	Entrada	26	Glicerina	177,0	22,1
		27	Carvão ativo	8,0	1,0
	Saída	28	Glicerina	177,0	22,1
C-01	Entrada	17	Etanol	80,0	10,0
		25	Etanol	186,0	23,3
	Saída	29	Etanol	266,0	33,3

4.1.2.1. Resultados dos balanços de energias

Os balanços de energias foram realizados nos equipamentos onde se precisa de energia para seu funcionamento como reatores, aquecedores, evaporadores e condensador. Foram calculados o calor necessário (Q) e as áreas de transferência de calor (A) de cada equipamento para poder determinar os custos. Na Tabela 19 apresentam-se os resultados dos cálculos dos balanços de energia do processo, nota-se que os equipamentos que mais precisam de energia foram os reatores e trocadores de calor.

Tabela 19. Resultados dos balanços de energia por equipamentos

Variáveis	Unidades	TC-01		TC-02		TC-03		TC-04		R-01		R-02		E-01		E-02		C-01	
		Ent	Sai	Ent	Sai	Ent	Sai	Ent	Sai	Ent	Sai	Ent	Sai	Ent	Sai	Ent	Sai	Ent	Sai
Temperatura	t	t ₁	t ₂	t ₁	t ₂	t ₁	t ₂	t ₁	t ₂	t ₁	t ₂	t ₁	t ₂	t ₁	t ₂	t ₁	t ₂	t ₁	t ₂
	°C	25	75	25	85	25	85	25	70	25	75	25	75	45	75	45	100	80	40
	K	298	348	298	358	298	343	298	343	298	348	298	348	318	348	318	353	353	313
Fluxo	kg/batelada	1677		1955		1677		188		2116		1955		1840		1826		266	
Calor Específico, Cp	kJ/kgK	1,96		1,88		4,18		2,42		1,95		1,88		1,87		1,85		1,85	
Calor total calculado.	kJ	164094,45		174464		420591,6		20473		204719,2		183770		103224		118233,5		26174	
Vapor																			
Temperatura	T	T ₁	T ₂	T ₁	T ₂	T ₁	T ₂	T ₁	T ₂	T ₁	T ₂	T ₁	T ₂	T ₁	T ₂	T ₁	T ₂	T ₁	T ₂
	°C	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	150	80	40
	K	423	423	423	423	423	423	423	423	423	423	423	423	423	423	423	423	353	313
ΔHvap.	kJ/kg	2162,07		2162,07		2162,07		2162,07		2162,07		2162,07		2162,07,		2162,07		2162,07	
Fluxo	kg/bat	75,89		81,78		194,53		11,14		100,53		85		79,97		141,98		12,1	
Pressão	kPa	476,394		476,394		476,394		476,394		476,394		476,394		476,394		476,394		476,394	
Coef global Trans Calor	W/m ² K	567		1703		1703		567		511		511,004		1192		1192		1930	
Área transf calor	m ²	2,96		3,14		2,69		0,36		4,09		3,67		0,97		1,15		0,46	

R, reatores, E, evaporadores, C, condensador, TC, trocador de calor, Ent, Entrada, Sai, saída.

4.2. Resultados do dimensionamento e custos dos equipamentos

Com os resultados dos balanços de massas e de energias foram calculados os parâmetros característicos de cada equipamento que participa no processo. A seguir apresentam-se os resultados dos dimensionamentos e dos custos de cada um deles.

4.2.1. Tanques

Na Tabela 20 apresentam-se as dimensões calculadas dos tanques do processo, entre eles: tanque de óleo, álcool, glicerina, biodiesel e água. Nota-se que os tanques de óleo e biodiesel tiveram maior tamanho.

Tabela 20. Dimensões dos tanques de armazenamento utilizados no processo

Código	Nome	Volume, m ³	Diâmetro, m	Altura, m
T-01	tanque etanol	1,00	0,86	1,72
T-02	tanque óleo	2,50	1,17	2,34
T-03	tanque água	1,00	0,86	1,72
T-04	tanque biodiesel	6,00	1,56	3,13
T-05	tanque glicerina	0,50	0,68	1,37
T-06	tanque etanol recuperado	0,50	0,68	1,37

4.2.2. Reatores

Os reatores são os equipamentos mais importantes do processo, porque é onde acontece a reação de transesterificação. Para o cálculo do dimensionamento dos reatores foi necessário calcular o volume dos produtos que participam na reação.

O reator assistido por campo magnético utilizado neste projeto foi de tipo de coluna e o campo magnético foi produzido por duas bobinas de fios de cobre. A seguir apresentam-se os resultados dos cálculos das dimensões do reator e das bobinas. Considerando diâmetro, $D = 0,75$ e altura $H = 3 D$, foi calculada a altura do reator.

$H = 3 \cdot 0,75 \text{ m};$

$H = 2,25 \text{ m}.$

Na Tabela 21 apresentam-se os resultados dos cálculos das dimensões dos reatores utilizados no processo.

Tabela 21. Dimensões dos reatores do processo com campo magnético

Parâmetros	Unidades	R-01	R-02
Capacidade máxima	kg/batelada	2104	1955
Volume	m ³	1,00	1,00
Diâmetro	m	0,75	0,75
Altura	m	2,25	2,25

4.2.3. Sedimentadores

Os sedimentadores têm a função de separar o biodiesel da glicerina. Para seu dimensionamento foi calculado o volume a partir da quantidade de produtos que saem do reator. Na Tabela 22 apresentam-se os resultados dos cálculos das dimensões deste equipamento utilizados no processo.

Tabela 22. Dimensões dos sedimentadores

Magnitudes	Unidades	S-01	S-02
Velocidade de decantação	m/h	4,20	4,20
Diâmetro	m	1,56	1,56
Altura	m	1,56	1,56
Volume	m ³	3,00	3,00
Tempo de residência	h	0,22	0,22

4.2.4. Tanque de lavagem

Para o processo de lavagem do biodiesel foi considerado que são utilizados 1/3 kg de água para cada kg de biodiesel. O volume (V) de biodiesel por batelada é de

2 m³ (1760 kg). O cálculo realizado para determinar o volume do tanque de lavagem é apresentado a seguir:

Dados:

$$V_{\text{biodiesel}} = 1760 \text{ kg/batelada} = 2 \text{ m}^3/\text{batelada};$$

$$V_{\text{água}} = 0,66 \text{ m}^3/\text{batelada}.$$

Cálculos:

$$V_{\text{tanque de lavagem}} = V_{\text{biodiesel}} + V_{\text{água}}; \quad (14)$$

$$V_{\text{tanque de lavagem}} = 2,66 \text{ m}^3.$$

Considerando um acréscimo 10% do volume calculado (fator de segurança)

$$V_{\text{total tanque de lavagem}} = V_{\text{tanque de lavagem}} + 10\%;$$

$$V_{\text{total tanque de lavagem}} = 2,66 \text{ m}^3 + 0,26;$$

$$V_{\text{total tanque de lavagem}} = 2,92 \sim 3 \text{ m}^3.$$

Com o cálculo do volume da parte cilíndrica e cônica foi possível determinar as dimensões do tanque. A seguir, na Tabela 23 apresentam-se os resultados do dimensionamento do tanque de lavagem do processo.

Tabela 23. Dimensões do tanque de lavagem

Parâmetros	Unidades	Cilindro	Cone	Total
Raio, m	m	0,61	0,72	0,72
Diâmetro	m	1,22	1,44	1,44
Altura	m	2,44	0,55	2,99
Volume	m ³	2,86	0,3	3,16

4.2.5. Evaporadores

No processo foram utilizados evaporadores de casco e tubos. A seguir apresentam-se os procedimentos dos cálculos realizados para o evaporador 1.

Cálculo do evaporador 1

Dados necessários:

Massa: 1840 kg (1760 kg biodiesel e 80 kg etanol)

Cp: 1,87 kJ/kg K (Calor específico)

U: 1192 W/m² K (Coeficiente de transferência de calor)

Te: 45°C (318 K) (Temperatura entrada do fluxo)

Ts: 75°C (348K) (Temperatura saída do fluxo)

Tev: 150°C (423 K) (Temperatura entrada do vapor)

Tsv: 150°C (423 K) (Temperatura saída do vapor)

Inicialmente, foi calculado o calor necessário.

$$Q = W C_p \Delta T \quad (6)$$

$$Q = 1840 \text{ kg} * 1,87 \frac{\text{Kj}}{\text{kg K}} * (348 \text{ K} - 318)$$

$$Q = 103224 \text{ kJ}$$

Cálculo de ΔT_{LM}

$$\Delta T_{Lm} = \frac{\Delta T_A - \Delta T_B}{\ln\left(\frac{\Delta T_A}{\Delta T_B}\right)} \quad (7)$$

$$\Delta T_{Lm} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln\left(\frac{T_2 - t_1}{T_1 - T_2}\right)}$$

$$\Delta T_{Lm} = \frac{(423 - 318) - (423 - 348)}{\ln\left(\frac{423 - 318}{423 - 348}\right)}$$

$$\Delta T_{LM} = 89,16 \text{ }^\circ\text{K}$$

Cálculo da área de transferência de calor.

$$A = \frac{Q}{U * \Delta T_{LM}} \quad (8)$$

$$A = \frac{103224 \text{ Kj}}{1192 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}} * 89,16 \text{ K}}$$

$$A = 0,97 \text{ m}^2$$

Na Tabela 24 apresentam-se os resultados dos cálculos dos evaporadores utilizados, no processo foram usados dois equipamentos deste tipo (E-01 e 02).

Tabela 24. Dimensionamento dos evaporadores

	Variáveis	Unidades	E-01	E-02
Massa	m	kg	1840,00	1826,00
Calor específico	Cp	kJ/kgK	1,87	1,85
Temperatura 1 mistura	t ₁	K	318,00	318,00
Temperatura 2 mistura	t ₂	K	348,00	353,00
Temperatura 1 vapor	T ₁	K	423,00	423,00
Temperatura 2 vapor	T ₂	K	423,00	423,00
	U	W/m ² k	1192,00	1192,00
	Q	kJ/h	103224,00	118233,50
	ΔT _{LM}	K	89,16	86,32
Área transferência. Calor	A,	m ²	0,97	1,15

4.2.6. Tanque flash

O tanque flash foi utilizado com o objetivo de destilar a glicerina para evaporar o álcool ainda presente nela. Na Tabela 25 apresentam-se os resultados do dimensionamento deste equipamento no processo.

Tabela 25. Dimensionamento do tanque flash

	Unidades	TF-01
Dados		
Densidade líquido	kg/m ³	1260
Densidade vapor	kg/m ³	789
Vazão	m/s	0,01
Fator K		0,073
Resultados		
velocidade máxima	m/s	0,056
Área sec. transversal	m ²	0,18
Diâmetro	m	0,48
Altura	m	1,43
Volume	m ³	0,25

4.2.7. Condensador de etanol

O álcool utilizado em excesso é recuperado para poder ser reutilizado no processo, para isso é necessário realizar o processo de condensação. Os cálculos foram iguais aos realizados para os evaporadores, ou seja, a determinação da área de transferência de calor. Na Tabela 26 apresentam-se os resultados do cálculo do condensador.

Tabela 26. Dimensões do condensador de etanol

	Variáveis	Unidades	C-01
Massa	m	kg	266,00
Calor específico	Cp	kJ/kgK	2,46
Temperatura 1 Etanol	t ₁	K	353,00
Temperatura 2 Etanol	t ₂	K	313,00
Temperatura 1 vapor	T ₁	K	288,00
Temperatura 2 vapor	T ₂	K	319,00
	U	W/m ² k	1930,00
	Q	kJ/h	26174,40
	ΔT_{LM}	K	29,27
Área transferência de Calor	A	m ²	0,46

4.2.8. Trocadores de calor

Em cada processo industrial é preciso aquecer alguns produtos antes de entrar nos equipamentos, isto acontece nos trocadores de calor (TC). Para realizar os cálculos foram necessários os dados dos produtos de cada corrente a ser aquecida. Na Tabela 27 apresentam-se os resultados dos cálculos do dimensionamento deste tipo de equipamento utilizado no processo.

Tabela 27. Dimensões dos trocadores de calor

	Variáveis	Unidade	Trocadores de calor			
			TC-01	TC-02	TC-03	TC-04
Massa	m	kg	1677,00	1856,00	1677,00	188,00
Calor específico	Cp	kJ/kgK	1,96	1,88	4,18	2,42
Temperatura 1 produto	t ₁	K	298,00	298,00	298,00	298,00
Temperatura 2 produto	t ₂	K	348,00	348,00	358,00	343,00
Temperatura 1 vapor	T ₁	K	423,00	423,00	423,00	423,00
Temperatura 2 vapor	T ₂	K	423,00	423,00	423,00	423,00
	U	W/m ² k	567,00	567,00	1703,00	567,00
	Q	kJ/h	164094,45	174464,00	420591,60	20473,20
	ΔT _{LM}	K	97,88	97,88	91,75	100,83
Área trans. Calor	A	m ²	2,96	3,14	2,69	0,36

TC: trocador de calor.

4.2.9. Bombas

Para os cálculos foi considerado que todas as tubulações são metálicas. A seguir se apresenta o método utilizado para o cálculo da Bomba 01.

Dados necessários:

Vazão: 4 m³/h

Ct: 5 m (comprimento de tubulação)

Fp: 0,1 (fator extraído da Tabela de Schneider)

Am: ? (Altura manométrica)

As: 2 m (altura de sucção)

Ar: 10 m (altura recalque)

Pc: (perda de carga)

$$Pc = Ct * Fp \quad (9)$$

$$Pc = 5 \text{ m} * 0,1$$

$$Pc = 0,5$$

Substituindo na Equação 10.

$$A_m = (A_s + A_r + P_c) + 5\% \quad (10)$$

$$A_m = (2 + 10 + 0,5) + 5\%$$

$$A_m = 13,13 \text{ m}$$

Desta maneira foram calculadas todas as bombas. A seguir na Tabela 28 apresentam-se os resultados dos cálculos.

Tabela 28. Resultados do dimensionamento das bombas

	Unidade	B 1	B2	B3	B4	B5	B6	B7	B8
Altura de sucção	m	2	2	2	2	2	2	2	2
Altura recalque	m	10	10	10	10	10	10	10	10
Comprimento tubulações	m	5	5	5	5	6	6	6	6
Fator		0,1	0,2	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Vazão	m ³ /h	4	4	4	4	4	4	4	4
Vazão	m/s	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001
Perda de carga		0,5	1	0,5	0,5	0,6	0,6	0,6	0,6
Total alturas	m	12,5	13	12,5	12,5	12,6	12,6	12,6	12,6
Altura manométrica	m	13,1	13,7	13,13	13,13	13,2	13,23	13,23	13,2

4.2.10. Coluna empacotada

Com o objetivo de eliminar odores e melhorar a cor da glicerina foi utilizada a coluna empacotada com carvão ativo. Foi considerado que altura é $H = 1 \text{ m}$ e diâmetro $D = 0,5 \text{ m}$. Na Tabela 29 apresentam-se os resultados do dimensionamento do equipamento.

Tabela 29. Dimensões da coluna empacotada do processo

Parâmetros	Unidade	CE-01
Altura	m	1,0
Diâmetro	m	0,5
Volume	m ³	0,5

4.2.11. Tanque de reciclo

No tanque de reciclo é o equipamento onde são misturados óleo e etanol, antes de entrar no reator, e onde o fluxo é recirculado. Na Tabela 30 apresentam-se os resultados dos cálculos das dimensões. Este equipamento está conectado diretamente ao reator.

Tabela 30. Dimensões dos tanques de reciclo

Parâmetros	Unidades	TR-01	TR-02
Volume	m ³	3,00	3,00
Diâmetro	m	1,24	1,24
Altura	m	2,48	2,48
Volume Calculado	m ³	3,00	3,00

4.3. Custo total dos equipamentos de processo

4.3.1. Determinação do custo do reator assistido por campo magnético

Para estimar o custo dos reatores foram considerados separadamente o custo do reator volumétrico de reação e do sistema gerador de campo magnético. Desta forma, considerando um reator de coluna com diâmetro de 0,75 m, o custo foi de \$ 1875,00 de acordo com a Figura 5-30 de Vilbrandt e Dreylen (1963). Esse valor referente ao ano de 1958 (índice CEPCI 100), foi atualizado para o ano de 2017 (Índice CEPCI 567,5) usando a Equação 1 definida nos Materiais e Métodos (Peters *et al.*, 2003):

Substituindo os valores tem:

$$Custo\ total = 1875,00 \left(\frac{567,5}{100} \right)$$

Custo total = \$ 10640.00 (Custo atualizado do reator)

Cálculo da bobina

Considerando que cada volta de fio de cobre (FC) tem 4,44 m, então:

$$FC = \text{quantidades de voltas} * \text{quantidade de fio de uma volta}; \quad (11)$$

$$FC = 300 * 4,44 \text{ m};$$

$$FC = 1332 \text{ m}.$$

Como são necessárias duas bobinas para o reator, então a quantidade de fio de cobre:

$$FC \text{ total} = \text{quantidades de bobinas} * FC; \quad (12)$$

$$FC \text{ total} = 2 * 1332 \text{ m};$$

$$FC \text{ total} = 2664 \text{ m}.$$

Segundo a empresa Proelis (proelis.com.br), o custo da bitola de fios de cobre de 6 AWG (4,1155 mm), é de \$ 11,397 por kg e cada kg tem 8,3899 m. Com esses dados foi possível calcular a massa de fio de cobre necessária.

Cálculo da quantidade de massa de fios de cobre:

$$X = 317,52 \text{ kg} \approx 320 \text{ Kg}$$

Então, com esse valor foi calculado o custo do fio de cobre

$$1 \text{ kg} = \$ 11.397$$

$$X = \$ 3647.01 \text{ (custo total do fio de cobre)}.$$

Também foram usados alguns acessórios elétricos para o sistema de geração de campo magnético, como disjuntores, e outros, pelo que foi considerado mais 50% do custo do fio de cobre, então:

$$\text{Custo de acessórios} = \text{custo do fio de cobre (X)} * 50\%; \quad (13)$$

$$\text{Custo de acessórios} = \$ 1823.45.$$

Considerando o dólar a R\$ 3.8812, então o custo do fio de cobre ficou em \$ 3646,90 e dos acessórios elétricos de \$ 1823.45 pelo que o custo total ficou:

$$\text{Custo total reator} = \text{custo reator} + \text{custo fio de cobre} + \text{custo acessórios} \quad (14)$$

$$\text{Custo total} = \$ 10640.00 + \$ 3647.01 + \$ 1823.45;$$

$$\text{Custo total} = \$ 16110.46.$$

O cálculo do consumo de energia elétrica do gerador de campo magnético pode ser observado no Apêndice C.

4.3.2. Resumo do custo total de equipamentos

Com os cálculos dos balanços de massas e energia foram calculadas as dimensões de cada equipamento e a partir daí foi possível calcular os custos de cada um deles, quase todos foram calculados pelo método do Peters *et al.*, 2003. A seguir, na Tabelas 31 apresentam-se todos os custos dos equipamentos com as especificações e material de construção e na Tabela 32, um resumo do custo por tipos de equipamentos e as porcentagens, do processo estudado.

Tabela 31. Custo total de equipamentos do processo

EQUIPAMENTOS PROCESSO COM CAMPO MAGNÉTICO							
Equipamentos			Parâmetros				
Código	Função	Qty.	Material	Vazão (m ²)	Área (m ²)	Volume (m ³)	Custo (\$)
T-01	Armazenar Etanol	1	Aço inox 304			1,0	12208.31
T-02	Armazenar Óleo	1	Aço inox 304			2,5	17773.20
T-03	Armazenar Água	1	Aço inox 304			1,0	4781.40
T-04	Armazenar Biodiesel	1	Aço inox 304			6,0	22587.06
T-05	Armazenar Glicerina	1	Aço inox 304			0,5	4161.67
T-06	Armazenar etanol recuperado	1	Aço inox 304			0,5	4161.67
TR-01	Misturar óleo e etanol e recircular	1	Aço ao carbono			3,0	16550.67
TR-02	Misturar óleo e etanol e recircular	1	Aço ao carbono			3,0	16550.67
R-01	Transesterificação	1	Aço ao carbono			1,0	16110.46
R-02	Transesterificação	1	Aço ao carbono			1,0	16110.46
S-01	Separar as fases	1	Aço ao carbono			3,0	9146.35
S-02	Separar as fases	1	Aço ao carbono			3,0	9146.35
E-01	Recuperar etanol	1	Aço ao carbono		0,97		11941.50
E-02	Evaporar água	1	Aço ao carbono		1,15		13226.14
TF-01	Evaporar Etanol	1	Aço inox		0,26		3980.97
C-01	Condensar Etanol	1	Aço ao carbono		0,46		1411.69
TC-01	Aquecer o óleo	1	Aço ao carbono		3,00		1572.62
TC-02	Aquecer óleo, biodiesel, etanol	1	Aço ao carbono		3,10		1583.88
TC-03	Aquecer água	1	Aço ao carbono		2,70		1533.10
TC-04	Aquecer glicerina e etanol	1	Aço ao carbono		0,36		1341.11
TL-01	Lavagem e decantação	1	Aço inox 304			3,00	24353.09
CE-01	Melhorar odor e cor	1	Aço ao carbono			0,50	10841.79
B-01	Bombear óleo	1	Aço inox	0,0011			11835.20

Tabela 31. Continuação.

EQUIPAMENTOS PROCESSO COM CAMPO MAGNÉTICO							
Equipamentos				Parâmetros			
Código	Processo	Qtd.	Material	Vazão (m ³ /s)	Área (m ²)	Volume (m ³)	Custo (\$)
B-02	Bombear etanol	1	Aço inox	0,0011			1835.20
B-03	Bombear biodiesel	1	Aço inox	0,0011			1877.55
B-04	Bombear biodiesel	1	Aço inox	0,0011			1877.55
B-05	Bombear biodiesel	1	Aço inox	0,0011			1877.55
B-06	Bombear biodiesel	1	Aço inox	0,0011			1877.55
B-07	Bombear biodiesel	1	Aço inox	0,0011			1496.39
B-08	Bombear glicerina	1	Aço inox	0,0011			1496.39
Custo Total							235247.54

T, tanques, TR, tanques de reciclo, R, reatores, S, sedimentadores, E, evaporadores, Tf, tanque flash, C, condensador, TC, trocador de calor, TL, Tanque lavagem, CE, coluna empacotada, B, bombas.

Tabela 32. Custo por tipo de equipamento

Equipamentos	Custo, \$	Porcentagem, %
Tanques	65673.30	27,9
Reatores	32220.92	13,7
Sedimentadores	18292.70	7,8
Evaporadores	25167.64	10,7
Tanque flash	3980.97	1,7
Condensador	1411.69	0,6
Tanque lavagem	24353.09	10,4
Coluna empacotada	10841.79	4,6
Trocadores de calor	6030.71	2,6
Bombas	14173.38	6,0
Tanque reciclo	33101.34	14,1
Total	235247.54	100

Nota-se na Tabela 32 como os maiores custos dos equipamentos do processo referem-se aos tanques (28%), reatores (14%), tanques de reciclo (14%), e evaporadores (11%). Na Figura 8 apresentam-se os custos por tipo de equipamentos utilizados no processo.

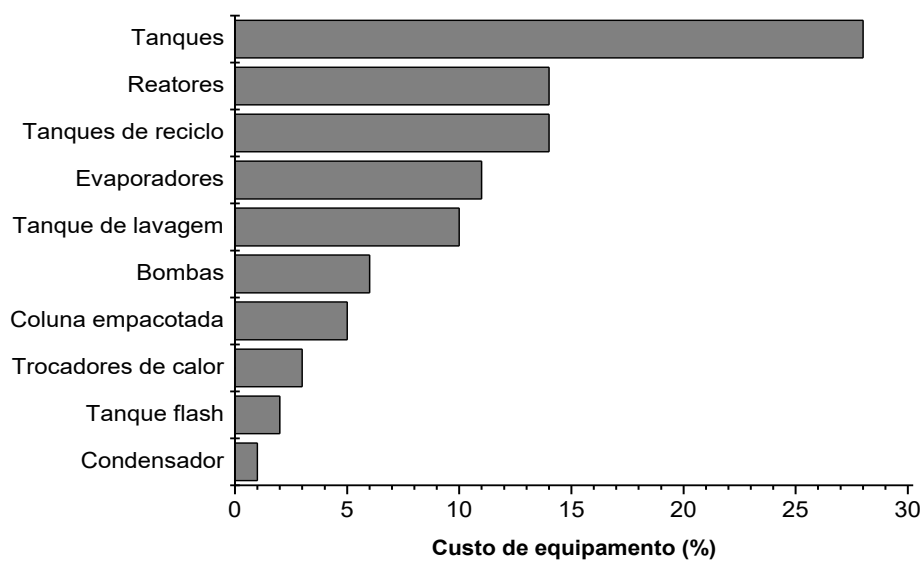


Figura 8. Custo por tipo de equipamentos do processo.

Nota-se na Figura 8 como os custos dos reatores, utilizados no processo, resultaram de 14% do custo total, este reator resulta mais barato que os reatores utilizados nos processos convencionais.

Alguns autores basearam seus estudos nos custos dos equipamentos, dentre eles o realizado por Apostolakou et al., (2009), que obtiveram um custo de equipamento de \$ 5,2 milhões, o qual é muito maior em comparação com este estudo. A causa é que eles utilizaram uma capacidade de 50000 t/ano e neste trabalho foi utilizada uma capacidade de 1742,4 t/ano.

Em outro estudo realizado por Gebremariam e Marchetti (2018) foi realizada uma comparação de três cenários. O custo dos equipamentos no cenário mais viável foi de \$ 476000,00, que também é maior que o resultado obtido neste trabalho. A capacidade utilizada por eles foi de 41000 t/ano e neste estudo foi só de 1742,4 t/ano.

4.4. Resultados da avaliação técnico-econômica

4.4.1. Resultados do custo de Capital Total de Investimento

A primeira etapa da avaliação econômica, da produção de biodiesel assistida por campo magnético sob estudo, consistiu na determinação do capital total de investimento (CTI), utilizando o método do Peters et al. (2003). O CTI é composto por custos diretos e indiretos, assim como o capital de giro entre outros. Na Tabela 33 apresentam-se os resultados do CTI.

Tabela 33. Resultados do cálculo do Capital Total de Investimento

	Valor, \$
A. Custos Diretos Totais (CDT)	
1. Custos dos Equipamentos (CE)	235247.54
2. Custo de entrega dos equipamentos, 10 % CE	23524.75
Subtotal (custos dos equipamentos entregues -CTE)	258772.29
3. Instalação de equipamentos, 39 % CTE	100921.19
4. Tubulações de processo (instalado), 31 % CTE	80219.41
5. Instrumentação e controle (instalados), 26 % CTE	67280.80
6. Sistemas elétricos (instalados), 10 % CTE	25877.23
7. Construções (incluindo serviços), 29 % CTE	75043.97
8. Melhoramentos de terreno, 12 % CTE	31052.68
9. Instalações auxiliares, 55 % CTE	142324.76
Total dos custos diretos	781492.33
B. Custos Indiretos Totais (CIT)	
10. Engenharia e supervisão, 32 % CTE	82807.13
11. Despesas com construção, 34 % CTE	87982.58
12. Despesas legais, 4 % CTE	10350.89
13. Taxas de contratos (TC), 19 % CTE	49166.74
14. Contingência (C), 37 % CTE	95745.75
Total dos custos indiretos	326053.09
C. Capital Fixo de Investimento (CFI = CDT + CIT)	1107545.42
D. Outros Custos de Investimento (OCI)	
15. Capital de Giro, 10 % CFI	110754.54
16. Custos de inicialização (startup), 5 % CFI	55377.27
17. Terra, 6% CTE	15526.34
Total de outros custos de investimento	181658.15
Capital Total de Investimento (CTI = OCI+CFI)	1289203.57

Como se pode notar na Tabela 33, os maiores percentuais do capital de total de investimento corresponderam à instalação dos equipamentos, tubulações, instalações auxiliares, despesas de construção e contingência. O custo total de investimento foi de \$ 1,29 milhões. Alguns autores têm realizado estudos comparando vários cenários para avaliar sua viabilidade econômica por meio dos resultados do custo total de investimento. A seguir, na Tabela 34 apresenta-se uma comparação de

vários estudos que determinaram o capital de investimento de processos de produção de biodiesel, com os resultados obtidos neste trabalho.

Tabela 34. Estudos de comparação do custo de investimento

Matérias-primas	Tecnologia	Capacidade de, t/ano	Varição capacidade, Vezes maior	Capital de investimento, Milhões \$	Varição investimento, vezes maior	Referências
Óleo vegetal	Transesterificação alcalina	100000	57,4	30	23	Glisic et al., 2016.
Óleo de palma	Em condições supercríticas com metanol	40000	22,9	7,19	5,6	Sakdasri et al., 2018.
Óleo de fritura	Hidrólises e esterificação usando metanol em condições supercríticas.	30000	17	6,7	5,2	Martinovic et al., 2018.
Óleo de fritura	Transesterificação em condições supercríticas	15000	8,6	6,3	4,9	Martinovic et al., 2018.
Óleo de fritura	Em condições supercríticas com metano e propano como cossolvente	10000	5,7	2,6	2,0	Gutierrez Ortiz e De Santana, 2017
Óleo de soja	Transesterificação com reator assistido com campo magnético	1742	1	1,29	1	Este estudo

Analisando os resultados obtidos por Glisic et al. (2016), nota-se que se a capacidade de produção é 57,4 vezes maior que a utilizada no presente trabalho, o custo de investimento é 23 vezes maior. Isso demonstra que à medida que a capacidade de produção é maior o capital de investimento também aumenta, contudo, esse aumento não é proporcional, pois ocorre uma economia de escala.

4.4.2. Resultados do custo anual de produção

Para determinar os custos anuais de produção, conforme metodologia de Peters et al. (2003), é preciso obter os custos anuais referentes a matérias-primas,

utilidades e trabalho operacional e a partir desses custos, os demais são obtidos pelo método.

Na Tabela 35 apresentam-se os custos das matérias-primas utilizadas no processo assistido por campo magnético, nota-se que o maior valor correspondeu aos custos de óleo de soja, que representou aproximadamente 88 % do total. Estes valores foram obtidos da Tabela 4A do apêndice A.

Tabela 35. Custo anual total de matérias-primas utilizadas no processo

Matérias-primas	Custos, \$	Porcentagem, %
Óleo de soja	974920.26	88,75
Etanol	108285.41	9,86
Catalisador heterogêneo	15312.44	1,39
Total Matérias-primas	1098518.11	100,00

Outros custos necessários para o cálculo do custo total anual de produção são os referentes ao trabalho operacional. Neste caso, foram considerados 12 operários com um salário médio mensal de \$ 412,24. A planta opera 24 horas por dia em três turnos de trabalhos com 3 operários e tem outro grupo de 3 operários descansando. Na Tabela 36 apresentam-se os custos anuais de trabalho operacional do processo em estudo.

Tabela 36. Custo operacional do cenário

Trabalho Operacional	Unidades	Valores
Número de operadores	U	12
Número de meses trabalhados	Meses	12
Valor salário mensal	\$	412.24
Custo anual com trabalho operacional	\$	59362.56

Com os resultados dos balanços de energia calculados anteriormente, foi possível determinar as quantidades de vapor e eletricidade necessárias para o

funcionamento de cada equipamento, assim como as quantidades de água e de carvão ativo. Na Tabela 37 apresentam-se os custos com utilidades do processo, nota-se que as utilidades que mais afetaram economicamente o processo foram o vapor saturado e a energia elétrica. Está última devido à demanda de energia das bobinas, para seu funcionamento, e de demais dispositivos.

Tabela 37. Custo anual total com utilidades do processo

Utilidades	Custo, \$
Eletricidade	5315.51
Vapor saturado	5664.91
Água de processo	138.05
Carvão ativo	1005.88
Custo total de utilidades	12124.34

Com todos os custos determinados foi possível calcular o custo total anual de produção. Na Tabela 38 apresentam-se seus resultados, nota-se que as matérias-primas representaram maior custo, com 68% do total. Também pode-se observar que o custo anual de produção foi de \$ 1,59 milhões.

Tabela 38. Resultados do custo anual de produção

Custos Anuais de Produção	Custo, \$	Porcentagem, %
Custos diretos de produção		
Matérias-primas	1098518.11	68,67
Utilidades	12124.34	0,76
Trabalho operacional	59362.56	3,71
Supervisão operacional (15% do trabalho operacional)	8904.38	0,56
Manutenção (operacional e material, 4% do CFI)	44301.82	2,77
Controle de qualidade (20% do trabalho operacional)	11872.51	0,74
Suprimentos operacionais (15% manutenção e reparo)	1335.66	0,08
Custos indiretos de produção		
Depreciação (5% CFI)	55377.27	3,46
Seguros e impostos (2% CFI)	22150.91	1,38

Tabela 38. Continuação.

Custos Anuais de Produção	Custo, \$	Porcentagem, %
Despesas gerais da planta (80% dos custos totais de operação)	100621.54	6,29
Outras despesas		
Despesas administrativas (25% das despesas gerais)	25155.39	1,57
Distribuição e vendas (6% NPC)	95981.63	6,00
Custos de pesquisa e desenvolvimento (4% NPC)	63987.75	4,00
Custo líquido anual de produção	1599693.87	100,00

Vários estudos realizados sinalizam que o custo das matérias-primas representa o maior percentual do custo anual de produção, com valores próximos a 75 e 80%, dentre eles os trabalhos realizados por Mu et al., (2016), Abubakar et al., (2015) e Tasic et al., (2014). Ao comparar o resultado obtido dos custos com matéria-prima no presente estudo com os da literatura, ele foi menor que o obtido por Fawas e Salam (2018), onde realizaram um estudo de avaliação econômica de um processo de produção de biodiesel a partir de óleos de fritura para produzir biodiesel. No estudo realizado por eles, o custo da matéria-prima foi de 77% do custo anual de produção para um processo com capacidade de 4000 t/ano de biodiesel.

Outro parâmetro importante na avaliação econômica é o custo unitário de produção, usualmente expresso por kg de biodiesel produzido. Ele foi calculado dividindo o custo total anual entre a produção. Neste estudo, o valor obtido foi de \$ 0,918/kg. Este resultado está perto dos reportados na literatura, como, por exemplo, no trabalho realizado por Samad et al., (2018), a partir de óleos de fritura, em uma planta portátil de produção de biodiesel por transesterificação alcalina, com capacidade de 669,08 t/ano (2,6 vezes menor que a utilizada neste estudo), o custo resultou de \$ 1.18/kg, o qual representa 28% maior que o obtido neste estudo.

Em outro estudo realizado por Fawas e Salam (2018), o custo unitário foi de \$ 0.64/kg, este resultado foi 30% menor que o obtido neste estudo. Os autores consideraram um processo com capacidade de 4000 t/ano (2,3 vezes maior que a utilizada neste estudo), utilizando como matéria-prima o óleo de fritura em processo via transesterificação alcalina.

Em outra pesquisa realizada por Tran et al., (2018) foi avaliada a viabilidade econômica da produção de biodiesel a partir de resíduos de gorduras. A capacidade de produção foi de 4400 t/ano, que é 2,5 vezes maior que a utilizada neste estudo. Duas alternativas foram comparadas, a primeira utilizando esterificação sem a utilização de acetona como cossolvente (rota I) e a segunda esterificação utilizando acetona como cossolvente (rota II). O custo unitário de produção resultou em \$ 1.32/kg, para a rota I e de \$ 1.51/kg para a rota II, esses valores são 43% e 64%, respectivamente, maiores comparativamente aos obtidos neste estudo. Com estas comparações nota-se que o custo unitário de produção é dependente da capacidade de produção, assim, se a capacidade é maior o custo será menor.

4.4.3. Resultados dos cálculos do fluxo de caixa

A diferença entre as receitas e as despesas de uma empresa constituem os fluxos de caixa. Para calcular os mesmos, foram considerados todos os fatores que interferem no custo total anual, a depreciação e os impostos. Os resultados das vendas de biodiesel e glicerina foram considerados como as receitas anuais. No ano zero foi considerado o capital de investimento. Ao final da vida útil da planta (ano 20) foram recuperados o valor de investimento da terra e do capital de giro. Os resultados dos cálculos do fluxo de caixa apresentam-se na Tabela 39.

Tabela 39. Fluxo de caixa do processo assistido com campo magnético

Anos	0	1	2	3	20
Investimento	-1289203,57					
Receitas						
Biodiesel		1737242,50	1737242,50	1737242,50	1737242,50
Glicerina		205703,55	205703,55	205703,55	205703,55
TOTAL RECEITAS		1942946,04	1942946,04	1942946,04	1942946,04
Despesas						
Matérias-primas		1098518,11	1098518,11	1098518,11	1098518,11
Utilidades		12124,34	12124,34	12124,34	12124,34
Trabalho operacional		59362,56	59362,56	59362,56	59362,56
Supervisão operacional (15% do trabalho operacional)		8904,38	8904,38	8904,38	8904,38
Manutenção (operacional e material, 4% do CFI)		44301,82	44301,82	44301,82	44301,82
Controle de qualidade (20% do trabalho operacional)		11872,51	11872,51	11872,51	11872,51
Suprimentos operacionais (15% manutenção e reparo)		1335,66	1335,66	1335,66	1335,66
Depreciação (5% CFI)		55377,27	55377,27	55377,27	55377,27
Seguros e impostos (2% CFI)		22150,91	22150,91	22150,91	22150,91
Despesas gerais da planta (80% dos custos totais de operação)		100621,54	100621,54	100621,54	100621,54
Despesas administrativas (25% das despesas gerais)		25155,39	25155,39	25155,39	25155,39
Distribuição e vendas (6% NPC)		95981,63	95981,63	95981,63	95981,63
Custos de pesquisa e desenvolvimento (4% NPC)		63987,75	63987,75	63987,75	63987,75
TOTAL DESPESAS		1599693,87	1599693,87	1599693,87	1599693,87
Depreciação (5% CFI)		55377,27	55377,27	55377,27	55377,27
Imposto		120138,26	120138,26	120138,26	120138,26
FLUXO DE CAIXA OPERACIONAL		278491,19	278491,19	278491,19	278491,19
CAPITAL DE GIRO						110754,54
TERRA						15526,34
FLUXO DE CAIXA	-1289203,57	278491,19	278491,19	278491,19	404772,07

A seguir, na Tabela 40, apresenta-se um resumo dos resultados do fluxo de caixa deste processo, o qual inicia com o valor do capital de investimento no ano zero, também são apresentados os saldos acumulados e o fluxo de caixa descontado, assim como o saldo para o *payback* descontado. Como pode-se observar o saldo fica negativo até o ano 5, já a partir do ano 6 a indústria começa a ter lucros.

Tabela 40. Resumo do fluxo de caixa do processo assistido por campo magnético

Ano	Fluxo de caixa	Saldo	Fluxo descontado	Saldo p/ <i>payback</i> descontado
0	-1289203.57	-1289203.57	-1289203.57	-1289203.57
1	278491.19	-1010712.38	261494.08	-1027709.49
2	278491.19	-732221.19	245534.34	-782175.15
3	278491.19	-453730.00	230548.68	-551626.47
4	278491.19	-175238.81	216477.63	-335148.84
5	278491.19	103252.38	203265.38	-131.883.46
6	278491.19	381743.57	190859.51	58976.06
7	278491.19	660234.76	179210.81	238186.87
8	278491.19	938725.95	168273.06	406459.93
9	278491.19	1217217.14	158002.88	564462.81
10	278491.19	1495708.33	148359.51	712822.31
11	278491.19	1774199.52	139304.70	852127.02
12	278491.19	2052690.71	130802.54	982929.55
13	278491.19	2331181.90	122819.28	1105748.84
14	278491.19	2609673.09	115323.27	1221072.11
15	278491.19	2888164.28	108284.76	1329356.87
16	278491.19	3166655.47	101675.83	1431032.70
17	278491.19	3445146.66	95470.27	1526502.97
18	278491.19	3723637.85	89643.44	1616146.41
19	278491.19	4002129.04	84172.25	1700318.65
20	404772.06	4406901.10	114873.11	1815191.76

4.4.4. Resultados dos indicadores de avaliação econômica

Na Tabela 41 apresenta-se um resumo dos resultados dos principais indicadores econômicos do processo estudado. Como pode-se observar o capital de investimento resultou em \$ 1,29 milhões. Os custos das matérias-primas foi de \$1,09 milhões. Os custos anuais de produção resultaram em \$ 1,59 milhões. A margem de

lucro foi de 17,67%. Com estes resultados pode concluir que o processo assistido por campo magnético apresentou viabilidade econômica.

Tabela 41. Resumo de resultados econômicos

Crítérios econômicos	Valor, \$
Capital Total de Investimento, \$	1289203.57
Custos anuais com matérias-primas, \$	1098518.11
Custos anuais de produção, \$	1599693.87
Receitas (\$/ano)	1942946.04
Lucro bruto (\$/ano)	343252.17
Impostos, \$	120138.26
Lucro Líquido (\$/ano)	223113.91
Margem Bruta, %	17.67

Os principais parâmetros econômicos utilizados para avaliar a viabilidade econômica do processo foram Valor Presente Líquido, a Taxa Interna de Retorno e período de retorno. Na Tabela 42 apresentam-se os resultados obtidos dos principais parâmetros de avaliação econômica do processo estudado. Nota-se também que o mesmo é comparado a um processo convencional.

Tabela 42. Parâmetros de avaliação econômica

Parâmetros econômicos	Unidades	Processo com campo magnético	Processo convencional
VPL	\$	1.815.191,76	1.721.593,41
TIR	%	21,18	20,38
Playback descontado	Anos	5,65	5,94

Nota-se na Tabela 42, que as TIR resultaram em uma faixa entre 20-21%, esse indicador representa a taxa que zera o VPL. Vários trabalhos reportados na literatura calcularam a TIR, como, por exemplo, o realizado por Samad, et al., (2018), que reportaram um processo portátil de produção de biodiesel na Indonésia utilizando como principal matéria-prima óleo de fritura. O resultado da TIR foi de 17,8%. Este resultado foi 16% menor que o obtido no presente estudo. Os pesquisadores Ortiz e

Santana (2018) alcançaram uma TIR de 10%, esse resultado foi 50% menor que o obtido no presente estudo. O processo de produção de biodiesel estudado por eles foi em condições supercríticas utilizando como matéria-prima óleo de fritura, com uma capacidade de 10 000 t/ano. Em outro estudo realizado por Skarlis et al., (2012), o resultado da TIR resultou em uma faixa de 16-24%, que está perto da obtida neste estudo.

Na Tabela 42 também pode-se observar que o *payback* descontado resultou em 5,65 anos no processo assistido com campo magnético, por enquanto no convencional foi de 5,94 anos. Como pode-se notar, o primeiro processo tem o menor valor, pelo que seu capital de investimento pode se recuperar em menor tempo em comparação ao segundo. Mas, a diferença é só aproximadamente de 3 meses. Ao comparar com a literatura este valor resultou maior que o obtido por Samad et al., (2018), onde alcançaram um valor de 3 anos. Outro estudo realizado por Mu et al., (2016) alcançou um *payback* de 2,3 anos, o qual resultou menor que este estudo. Eles realizaram uma avaliação técnico-econômica de um processo de biodiesel utilizando como matérias-primas um resíduo obtido a partir de uma estação de tratamento de águas residuais.

Ao fazer uma comparação com um processo convencional de igual capacidade de produção, nota-se que o VPL de ambas as alternativas foi positivo e o maior valor correspondeu ao processo assistido com campo magnético. Conclui-se que os dois processos são viáveis economicamente, uma vez que o VPL foi positivo e os projetos podem ser executados. Contudo, a melhor alternativa seria a primeira por apresentar maior Valor Presente Líquido. No caso da TIR, o maior valor correspondeu ao processo assistido com campo magnético e o período de retorno resultou quase igual para ambos os processos.

Vários estudos reportados na literatura baseiam sua avaliação econômica utilizando estes indicadores, como os realizados por Gebremariam e Marchetti (2018) e Amanor-Boadu et al. (2014). Ao fazer uma comparação do VPL obtido por estes autores com o resultado do presente estudo pode-se comprovar que o VPL é maior na medida em que a capacidade de produção aumenta, conforme mostrado na Tabela 43.

Tabela 43. Comparação de VPL de estudos reportados com respeito ao obtido neste estudo

Matérias-primas	Tecnologia	Capacidade, t/ano	Varição da capacidade, vezes	VPL, Milhões \$	Varição VPL, vezes	Referências
Óleo ácido	Pré-esterificação com ácido sulfúrico seguida de transesterificação	41834,56	24,0	8,7	4,8	Gebremariam e Marchetti, 2018
Óleo de alga	Transesterificação	166558	95	2,39	1,3	Amanor-Boadu et al., 2014
Óleo de soja	Transesterificação em reator com campo magnético	1742	1	1,8	1	Este estudo

Nota-se na Tabela 43, que o VPL, do trabalho realizado por Gebremariam e Marchetti, (2018) foi 4,8 vezes maior que o obtido neste estudo, em um processo com capacidade 24 vezes maior que a utilizada neste estudo. No caso do segundo estudo de Amanor-Boadu et al., (2014), a capacidade utilizada foi de 95 vezes maior que a do presente estudo e o VPL resultou 2,39 vezes maior que o obtido neste estudo.

4.4.5. Resultados da análise de sensibilidade

Para conhecer como as diferentes variáveis afetam os parâmetros de avaliação econômica foi necessário realizar uma análise de sensibilidade no processo estudado. A análise consistiu em variar os parâmetros que mais influenciam na viabilidade econômica como vendas de biodiesel, vendas de glicerina, custo anual de produção, capital total de investimento e custo de utilidades tomando por base o parâmetro VPL. Ao variar $\pm 30\%$, do valor base, pode-se observar como essa variação afeta o resultado do VPL.

No processo assistido por campo magnético, realizou-se uma análise de sensibilidade, variando em $\pm 30\%$ do valor base obtido do VPL. Na Figura 9 apresentam-se os resultados desta análise.

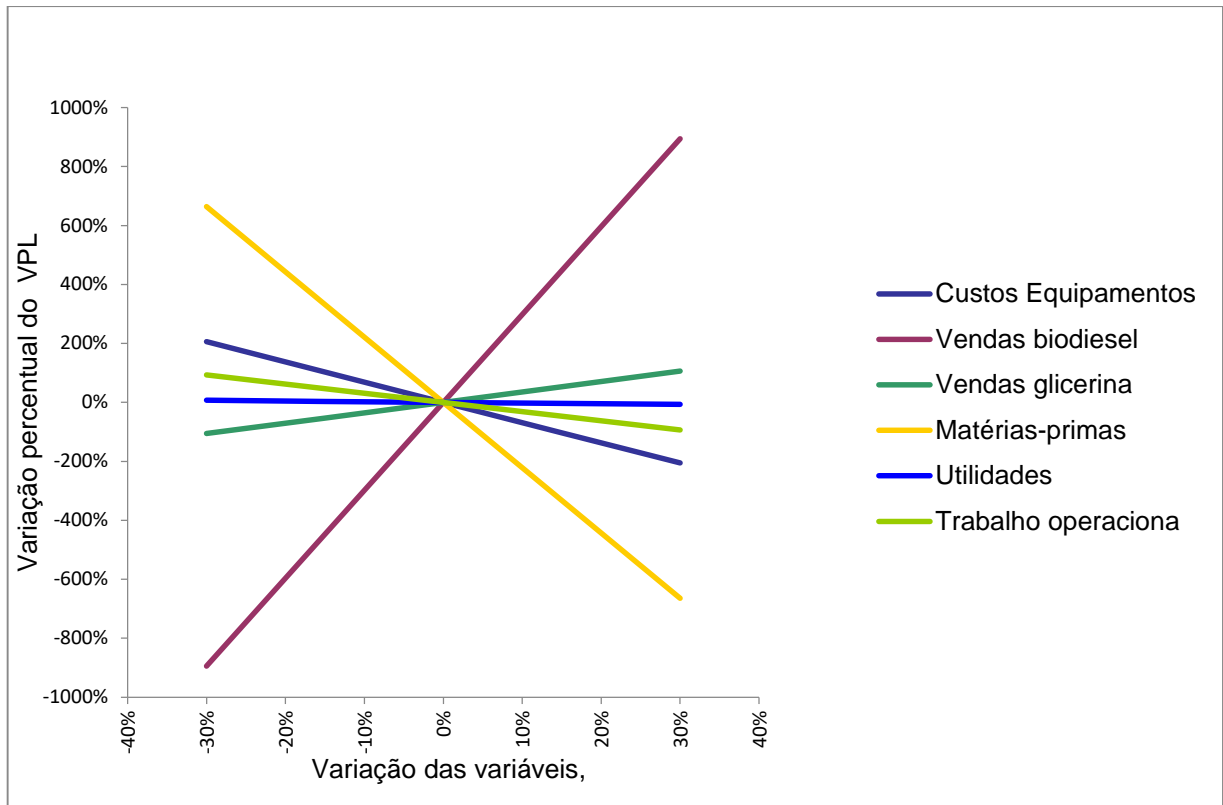


Figura 9. Resultados das Análises de sensibilidade de diferentes variáveis sobre o VPL.

Note-se na Figura 9, que se o custo da matéria-prima diminui 30% (Linha amarela) o VPL pode aumentar, mas no caso contrário (aumentar em 30%), diminuirá este valor do VPL, pelo que pode ficar negativo, o que tornaria o projeto não viável economicamente. Outra variável que influencia muito no VPL é o preço de venda do biodiesel, nota-se que o aumento de 30% do preço de venda de biodiesel (linha de cor vinho) o VPL pode aumentar. No caso de uma redução deste valor, o VPL ficaria negativo. As outras variáveis mostradas na Figura 9, também afetam o valor do VPL, mas sua variação é menor em comparação com as duas mencionadas anteriormente.

5. RESUMO E CONCLUSÕES

Após a realização das análises técnico-econômicas do processo de produção de biodiesel, utilizando reatores assistidos por campo magnético, as seguintes conclusões foram formuladas:

Do ponto de vista técnico:

- Embora a produção de biodiesel possua tecnologias bem estabelecidas mundialmente, como a transesterificação com catalisadores homogêneos e utilizando reatores convencionais, há demanda pelo desenvolvimento de novas tecnologias visando aumento de produção e diminuição de custos. Assim, o uso de reatores não convencionais tem sido desenvolvido para esse fim, como os assistidos magneticamente;
- Foram encontrados diferentes estudos aplicando campos magnéticos para a produção de biodiesel, contudo com a finalidade principal de separar o catalisador ao término da reação, para reutilizá-lo em vários ciclos de reação, e assim reduzir os custos de produção. Destaca-se também que são escassos os estudos de processos em reatores/biorreatores assistidos por campos magnéticos comparativamente às publicações sobre processos convencionais.

Do ponto de vista econômico:

- Estudos de avaliação técnico-econômica dos processos de produção de biodiesel assistido por campo magnético não foram encontrados na literatura. Assim, é atrativo associar os estudos da utilização de campo magnético para avaliar a viabilidade econômica dessa aplicação;
- Quanto aos indicadores econômicos avaliados, na proposta de utilização de um reator assistido com campo magnético apresentou maior VPL, menor custo unitário de produção e menor período de retorno de investimento comparativamente ao processo convencional. Assim, o uso do campo magnético, de acordo com as considerações adotadas, apresentou potencial de melhorar a rentabilidade do processo de produção de biodiesel;
- Quanto à análise de sensibilidade, o preço das matérias-primas e de vendas de biodiesel foram as variáveis com maior potencial de afetar o VPL;
- Estes estudos não são conclusivos, pois as estimativas foram de caráter preliminar devido à escassez de custos de equipamentos, de detalhes de projeto, dos preços de matérias-primas, produtos e subprodutos.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Abdullah, S.H.Y.S.; Hanapi, N.H.M.; Azid, A.; Umar, R.; Juahir, H.; Khatoon, H.; Endut, A. (2017). A review of biomass-derived heterogeneous catalyst for a sustainable biodiesel production. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. v.70, p.1040–1051.
- Abubakar, U.; Sriramula, S.; Renton, N. (2015). Stochastic techno-economic considerations in biodiesel production. *Sustainable Energy Technologies and Assessments*. v.9, p.1–11.
- Alhassan, F.H., Rashid, U., Taufiq-Yap, Y.H., (2015). Synthesis of waste cooking oil-based biodiesel via effectual recyclable bi-functional $\text{Fe}_2\text{O}_3\text{-MnO-SO}_4^{2-}/\text{ZrO}_2$ nanoparticle solid catalyst. *Fuel*, 142: 38-45.
- Amanor-Boadu, V., Peter H., Pfromm, P., Nelson, R. (2014). Economic feasibility of algal biodiesel under alternative public policies. *Renewable Energy*. 67. p136–142.
- Ambat, I., Srivastava, V., Sillanpää, M., (2018). Recent advancement in biodiesel production methodologies using various feedstock: a review. *Renew Sustain Energy Rev*, 90, pp. 356-369.
- ANP. (2017). Anuário Estatístico. Disponível em <http://www.anp.gov.br/publicacoes/anuario-estatistico/3819-anuario-estatistico-2017>. Acesso 07/10/2017. 5.45.
- ANP. (2018). Anuário Estatístico. Disponível em <http://www.anp.gov.br/publicacoes/anuario-estatistico/anuario-estatistico-2018>. Acesso 15/11/2018. 20.55.
- ANP. (2019). Leilões com entrega em 2019. Disponível em <http://www.anp.gov.br/distribuicao-e-revenda/leiloes-de-biodiesel/leiloes-de-biodiesel-interna/leiloes-com-entregas-em-2019>. Acesso 25/02/2019. 22.35.

- Apostolakou, A., Kookos, I., Marazioti, C., Angelopoulos, K. (2009). Techno-economic analysis of a biodiesel production process from vegetable oils. *Fuel Processing Technology*. v. 90, Issues 7–8, July–August, p.1023–1031.
- Arruda, P., Rodrigues, R., Felipe, M. (2007). Glicerol: um subproduto com grande capacidade industrial e metabólica. *Revista Analytica*. v. 26. p.56-63.
- Batistella, L., Lerin, L. A., Brugnerotto, P. Danielli, A. J., Trentin, C. M., Popiolski, A. Treichel, H., Oliveira J. V., de Oliveira, D. (2012). "Ultrasound-assisted lipase-catalyzed transesterification of soybean oil in organic solvent system." *Ultrasonics Sonochemistry*. v. 19(3). pp. 452-458.
- Beltrão, N. E. M., Oliveira, M. I. P. (2007). Oleaginosas Potenciais do Nordeste para a Produção de biodiesel. Documentos. Campina Grande, PB: Embrapa Algodão. Disponível em <http://ainfo.cnptia.embrapa.br/digital/bitstream/CNPA/21063/1/DOC177.pdf>. Acesso 14/04/2016.
- Bergmann, J., Tupinamba, D., Costa, O., Almeida, J., Barreto, C., Quirino, B. (2013) Biodiesel production in Brazil and alternative biomass feedstocks. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. v.21, May, p. 411–420.
- Boro, J., Konwar, L.J., Thakur, A.J., Deka, D., 2014. Ba doped CaO derived from waste shells of *T. Striatula* (TS-CaO) as heterogeneous catalyst for biodiesel production. *Fuel*. 129, 182 – 187.
- Brunschwig, C., Moussavou, W., Blin, J. (2012). Use of bioethanol for biodiesel production. *Prog Energy Combust Sci* 38:283–301.
- Budiman Abdurakhman, Y., Z. Adi Putra, M. R. Bilad, N. A. H. Md Nordin and M. D. H. Wirzal(2018). Techno-economic analysis of biodiesel production process from waste cooking oil using catalytic membrane reactor and realistic feed composition. *Chemical Engineering Research and Design*, v. 134, p. 564-574.
- Cardona, C., Posada, J., Quintero, J. (2010). Aprovechamiento de subproductos y residuos agroindustriales: glicerina y lignocelulosicos. ISBN 978-95-44-7611-1.
- Carvalho, A. K. F., da Conceição, L. R. V., Silva, J. P. V., Perez, V. H., de Castro, H. F. (2017) Biodiesel production from *Mucor circinelloides* using ethanol and heteropolyacid in one and two-step transesterification. *Fuel*. 202, 503-511.
- Carvalho, A. K. F., da Conceição, L. R. V., Silva, J. P. V., Perez, V. H., de Castro, H. F. (2017) Biodiesel production from *Mucor circinelloides* using ethanol and heteropolyacid in one and two-step transesterification. *Fuel*. 202, 503-511.
- Chammoun, N.; Geller, D. P.; Das, K. C. (2013). Fuel properties, performance testing and economic feasibility of *Raphanus sativus* (oilseed radish) biodiesel. *Industrial Crops and Products*, v. 45, p. 155-159.
- Chang, B., Y. Li, Y. Guo, Yang, B. (2016). Simple fabrication of magnetically separable mesoporous carbon sphere with excellent catalytic performance for biodiesel production. *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers* 60: 241-246.

- Chang, L., Pengmei L., Zhenhong, Y., Fang, Y., Wen, L. (2010). The nanometer magnetic solid base catalyst for production of biodiesel. *Renewable Energy* 35, 1531–1536.
- Chen, G., J. Liu, J. Yao, Y. Qi and B. Yan. (2017). Biodiesel production from waste cooking oil in a magnetically fluidized bed reactor using whole-cell biocatalysts. *Energy Conversion and Management*, v. 138, p. 556-564.
- Chen, G., Liu, J., Yao, J., Qi, Y., Yan, B., (2017). Biodiesel production from waste cooking oil in a magnetically fluidized bed reactor using whole-cell biocatalysts. *Energy Conversion and Management*, 138: 556 – 564.
- Chen, Y., Huang, Y., Lin, R., Shang, N., (2010). A continuous-flow biodiesel production process using a rotating packed bed. *Bioresource Technology*, 101: 668 – 673.
- CMA- Centro de Monitoramento de Agrocombustíveis (2008). Brasil dos Agrocombustíveis: Palmáceas, Algodão, Milho e-Pinhão Manso: Repórter Brasil. http://www.reporterBrasil.org.br/documentos/o_Brasil_dos_agrocombustiveis_v2.pdf. Acceso em marzo 15, 2016.
- Conab; (2011). Monitoramento das Iniciativas com Pinhão Manso no Brasil. Câmara Setorial de Oleaginosas e biodiesel.
- Corma, A., Iborra, S., Velty, A., (2007). Chemical routes for the transformation of biomass into chemicals. *Chem. Rev.*, 107, pp. 2411-2502.
- Cubides-Roman, D.C., Pérez, V.H., de Castro, H.F., Orrego, C.E., Giraldo, O.H., Silveira, E.G., David, G.F., (2017). Ethyl esters (biodiesel) production by *Pseudomonas fluorescens* lipase immobilized on chitosan with magnetic properties in a bioreactor assisted by electromagnetic field. *Fuel*, 196: 481 – 487.
- Da Rós, P.C.M., Freitas, L., Perez, V.H., De Castro, H.F. (2013). Enzymatic synthesis of biodiesel from palm oil assisted by microwave irradiation. *Bioprocess Biosyst Eng* 36:443–451.
- Da Silva, N. D. L., Garnica, J. A. G., Batistella, C. B., Maciel, M. R. W., Maciel Filho, R. M. (2011). Use of experimental design to investigate biodiesel production by multiple-stage Ultra-Shear reactor. *Bioresour Technol.* v.102 (3), pp. 2672-2677.
- Dantas, J., Leal, E., Cornejo, D.R., Kiminami, R.H.G.A., Costa, A.C.F.M. (2018). Biodiesel production evaluating the use and reuse of magnetic nanocatalysts Ni_{0.5}Zn_{0.5}Fe₂O₄ synthesized in pilot-scale. *Arabian Journal of Chemistry*.
- Darnet, M., Silva, L., Rodrigues, A. R., Lins, R. (2011). Composición, Ácidos Grasos y tocoferoles contenido nutricional de buriti (*Mauritia flexuosa*) y patawa (*Oenocarpus bataua*) pulpa de fruta de la región amazónica. *Cien Technology Alim*, v.32 p. 488-491.
- Dhabhai, R., Ahmadifeijani, E., Dala, A., Reaney, M. (2016). Purification of crude glycerol using a sequential physico-chemical treatment, membrane filtration, and activated charcoal adsorption. *Separation and Purification Technology*. v. 168, August, p.101–106.

- Dhawane, S. H., Kumar, T., Halder, G. (2019). Insight into biodiesel synthesis using biocatalyst designed through lipase immobilization onto waste derived microporous carbonaceous support. *Process Safety and Environmental Protection*. 124, 231-239.
- Dussán, K. J., Cardona, C. A., Giraldo, O. H., Gutiérrez, L. F., e Pérez, V. H. (2010). Analysis of a reactive extraction process for biodiesel production using a lipase immobilized on magnetic nanostructures. *Bioresour. Technol.*, v. 101, no 24. P.
- Dussán, K. J., Justo, O. R., Perez, V. H., David, G. F., Junior, E. G. S., Da Silva, S. S. (2019). Bioethanol Production From Sugarcane Bagasse Hemicellulose Hydrolysate by Immobilized *S. shehatae* in a Fluidized Bed Fermenter Under Magnetic Field. *BioEnergy Research*. <https://doi.org/10.1007/s12155-019-09971-y>.
- Essamlali, Y., Amadine, O., Fihri, A., Zahouily, M. (2019). Sodium modified fluorapatite as a sustainable solid bi-functional catalyst for biodiesel production from rapeseed oil. *Renewable Energy*, 133, 1295–1307. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2018.08.103>.
- Fawaz, E. G.; Salam, D. A. (2018). Preliminary economic assessment of the use of waste frying oils for biodiesel production in Beirut, Lebanon. *Science of The Total Environment*, v. 637-638, p. 1230-1240.
- Fonseca, J.M., Teleken, J.G., Almeida, V. de C., da Silva, C., (2019). Biodiesel from waste frying oils: Methods of production and purification, *Energy Conversion and Management*, 184, 205-218.
- Galadima, A., Muraza, O. (2014). Biodiesel production from algae by using heterogeneous catalysts: A critical review. *Energy*. 78, 72 – 83.
- Gaurav, A., Flora, T.T., Rempel, G. (2016). A new green process for biodiesel production from waste oils via catalytic distillation using a solid acid catalyst – Modeling, economic and environmental analysis. *Green Energy & Environment*. v. 1, Issue 1, April, p.62–74.
- Gebremariam, S. N.; Marchetti, J. M. (2018). Biodiesel production through sulfuric acid catalyzed transesterification of acidic oil: Techno economic feasibility of different process alternatives. *Energy Conversion and Management*, v. 174, p. 639-648.
- Glisic, S., Pajnik, J., Orlovic, A. (2016). Process and techno-economic analysis of green diesel production from waste vegetable oil and the comparison with ester type biodiesel production. *Applied Energy*. v.170, 15 May, p.176–185.
- Gutiérrez Ortiz, F. J.; De Santa-Ana, P. (2017). Techno-economic assessment of an energy self-sufficient process to produce biodiesel under supercritical conditions. *The Journal of Supercritical Fluids*, v. 128, p. 349-358.
- Guzatto, R.; DE Martini, T. L.; Samios, D. (2011). The use of a modified TDSP for biodiesel production from soybean, linseed and waste cooking oil. *Fuel Processing Technology*, v. 92, n. 10, p. 2083-2088.
- Hadiyanto, H., Afianti, A.H., Navi, U.I., Adetya, N.P., Widayat, W., Sutanto, H., (2017). The Development of Heterogeneous Catalyst C/CaO/NaOH from Waste of Green Mussel Shell (*Perna varidis*) for Biodiesel Synthesis. *Journal of Environmental Chemical Engineering*. doi.org/10.1016/j.jece.2017.08.049.

- Hadiyanto, H., Afianti, A.H., Navi, U.I., Adetya, N.P., Widayat, W., Sutanto, H., (2017). The Development of Heterogeneous Catalyst C/CaO/NaOH from Waste of Green Mussel Shell (*Perna varidis*) for Biodiesel Synthesis. *Journal of Environmental Chemical Engineering*. doi.org/10.1016/j.jece.2017.08.049.
- Hajar, M., Vahabzadeh, F., (2016). Biolubricant production from castor oil in a magnetically stabilized fluidized bed reactor using lipase immobilized on Fe₃O₄ nanoparticles. *Industrial Crops and Products*, 94: 544 – 556.
- Han, X., Chen, K., Yan, W., Hung, C., Liu, L., Wu, P., Lin, K., Liu, S., (2016). Amino acid-functionalized heteropolyacids as efficient and recyclable catalysts for esterification of palmitic acid to biodiesel. *Fuel*. 165, 115 – 122.
- Han, Y.-Z., L. Hong, X.-Q. Wang, J.-Z. Liu, J. Jiao, M. Luo and Y.-J. Fu (2016). "Biodiesel production from *Pistacia chinensis* seed oil via transesterification using recyclable magnetic cellulose-based catalyst." *Industrial Crops and Products* 89: p.332-338.
- Hu, S., Y. Guan, Y. Wang and H. Han (2011). "Nano-magnetic catalyst KF/CaO–Fe₃O₄ for biodiesel production." *Applied Energy*88(8): 2685-2690.
- Hussain , M. N., Al Samad, T., Janajreh, I. (2016). Economic feasibility of biodiesel production from waste cooking oil in the EAU. *Sustainable Cities and Society*. v. 26, October, p. 217–226.
- Ibrahima, M. F., Kima, S. W., Abd-Azizb, S.; (2018). Advanced bioprocessing strategies for biobutanol production from biomass. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 91, 1192–1204.
- Jaber, R., Shirazi, M. M. A., Toufaily, J., Hamieh, A. T., Nouredin, A., Ghanavati, H., Ghaffari, A., Zenouzi, A. , Karout, A., Ismail, A. F., Tabatabaei, M. (2015). Biodiesel wash-water reuse using microfiltration: toward zero-discharge strategy for cleaner and economized biodiesel production. *Biofuel Research Journal*.v. 5 p.148-151.
- Jambulingam, R.; Shalma, M.; Shankar, V. (2019). Biodiesel production using lipase immobilised functionalized magnetic nanocatalyst from oleaginous fungal lipid. *Journal of Cleaner Production*, v. 215, p. 245-258.
- Jungwoo Shina, Won-Sik Hwangb, Hyundo Choic. Can hydrogen fuel vehicles be a sustainable alternative on vehicle market?: Comparison of electric and hydrogen fuel cell vehicles. *Technological Forecasting & Social Change* 143 (2019) 239–248.
- Kesić, Ž., Lukić, I., Zdujić, M., Jovalekić, Č., Veljković, V., Skala, D., (2016). Assessment of CaTiO₃, CaMnO₃, CaZrO₃ and Ca₂Fe₂O₅ perovskites as heterogeneous base catalysts for biodiesel synthesis. *Fuel Processing Technology*, 143: 162 – 168.
- Knothe, G., Gerpen, J., Krahl, J., Ramos, L. (2006). *Manual do Biodiesel*. Ed. Blucher. São Paulo.
- Knothe, G., Gerpen, J.V., Krahl, J. (2005). *The Biodiesel Handbook*. AOCS Press, Urbana, IL, USA.
- Kouzu, M., Fujimori, A., Suzuki, T., Koshi, K., Moriyasu, H., (2017). Industrial feasibility of powdery CaO catalyst for production of biodiesel. *Fuel Processing Technology*, 165: 94 – 101.

- Kouzu, M., Kasuno, T., Tajika, M., Sugimoto, Y., Yamanaka, S., Hidaka, J., (2008). Calcium oxide as a solid base catalyst for transesterification of soybean oil and its application to biodiesel production. *Fuel*. 87, 2798 – 2806.
- Lee, J. S., Saka, S. (2010). Biodiesel production by heterogeneous catalysts and supercritical technologies. *Bioresource technology*, v. 101, p. 7191-200.
- Lee, S., Posarac, D., Ellis, N. (2011). Process simulation and economic analysis of biodiesel production processes using fresh and waste vegetable oil and supercritical metanol. *Chemical Engineering Research and Design*. v.89, Issue 12, December, p. 2626–2642.
- Lisboa, P., Rodriguez, M., Simões, P., Barreiros, S., Paiva, A. (2014). Economic analysis of a plant for biodiesel production from waste cooking oil via enzymatic transesterification using supercritical carbon dioxide. *The Journal of Supercritical Fluids*. v. 85, January, p. 31–40.
- Liu, K., Wang, R., Yu, M. (2018). An efficient, recoverable solid base catalyst of magnetic bamboo charcoal: Preparation, characterization, and performance in biodiesel production. *Renewable Energy*, 127, 531–538. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2018.04.092>.
- Liu, L., Wen, Cui, Z. G. (2015). "Preparation of Ca/Zr mixed oxide catalysts through a birch-templating route for the synthesis of biodiesel via transesterification." *Fuel* 158: 176-182.
- Liu, Y., Zhang, P., Fan, M., Jiang, P. (2016). Biodiesel production from soybean oil catalyzed by magnetic nanoparticle MgFe₂O₄@CaO. *Fuel* 164: 314-321.
- Loures, C. C. A., Amaral, M. S., Da Rós, P. C. M., Zorn, S. M. F. E., De Castro, H. F., Silva, M. B. (2018). Simultaneous esterification and transesterification of microbial oil from *Chlorella minutissima* by acid catalysis route: A comparison between homogeneous and heterogeneous catalysts, *Fuel*, 211, 261-268.
- Loy, A. C. M., Quitain, A. T., Lam, M. K., Yusup, S., Sasaki, M., & Kida, T. (2019). Development of high microwave-absorptive bifunctional graphene oxide-based catalyst for biodiesel production. *Energy Conversion and Management*, 180(September 2018), 1013–1025. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2018.11.043>.
- Mahdavi, V. and A. Monajemi (2014). "Optimization of operational conditions for biodiesel production from cotton seed oil on CaO–MgO/Al₂O₃ solid base catalysts." *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers*, 45: 2286 – 2292.
- Mapa Anuario Estadístico da Agroenergia (2011). Brasília: Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento, Brasil; 2011. p. 160.
- Marinković, D.M., Avramović, J.M., Stanković, M.V., Stamenković, O.S., Jovanović, D.M., Veljković, V.B., (2017). Synthesis and characterization of spherically-shaped CaO/□-Al₂O₃ catalyst and its application in biodiesel production. *Energy Conversion and Management*, 144: 399 – 413.
- Martinovic, F. L., Kiss, F. E., Micic, R. D., Simikić, M. Đ., Tomić, M. D. (2018). Comparative techno-economic analysis of single-step and two-step biodiesel

- production with supercritical methanol based on process simulation. *Chemical Engineering Research and Design*, v. 132, p. 751-765.
- Meher, L.C., Sager D.V., Naik S.N. (2006). Technical aspects of biodiesel production by transesterification - a review. *Renew Sustain Energy Rev* 10(3):248–268.
- Mendonça, I. M., Paes, O. A. R. L., Maia, P. J. S., Souza, M. P., Almeida, R. A., Silva, C. C., Duvoisin, S., de Freitas, F. A (2019). New heterogeneous catalyst for biodiesel production from waste tucumã peels (*Astrocaryum aculeatum* Meyer): Parameters optimization study. *Renewable Energy*, 130, 103–110. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2018.06.059>.
- Modiba, E.; Osifo, P.; Rutto, h. (2014). Biodiesel production from baobab (*adansonia digitata* l.) seed kernel oil and its fuel properties. *industrial crops and products*, v. 59, p. 50-54.
- Moecke , E.H., Feller, R., Santos, H., Machado, M., Cubas, A. L., Dutra, A.R., Santos, L.L., Soares, S.R. (2016). Biodiesel production from waste cooking oil for use as fuel in artisanal fishing boats: Integrating environmental, economic and social aspects. *Journal of Cleaner Production*. v.135, November, p.679–688.
- Motta, R. R.; Calobã, G. M. (2002). *Análise de investimento: tomada de decisão em projetos industriais*. São Paulo: Atlas.
- Mu, D., Addy, M., Anderson, E., Chen, P., Ruan, R. (2016). A life cycle assessment and economic analysis of the Scum-to-Biodiesel technology in wastewater treatment plants. *Bioresource Technology*. v.204. p. 89–97.
- Olkiewicz, M., Torres, C. M., Jiménez, L., Font, J., Bengoa, C. (2016). Scale-up and economic analysis of biodiesel production from municipal primary sewage sludge. *Bioresource Technology*. v. 214, August, p. 122–131.
- Onukwuli, D. O., Emembolu, L. N., Ude, C. N., Aliozo, S. O., Menkiti, M. C. (2017). Optimization of biodiesel production from refined cotton seed oil and its characterization. *Egyptian Journal of Petroleum*, v. 26, n. 1, p. 103-110.
- Pascacio, V. G. T., Sánchez, B, T., Magro, L. D., Ortíz, J. J. V., Ruíz, F. J. S., Rodrigues, R. C., Lafuente, R. F. (2019). Comparison of acid, basic and enzymatic catalysis on the production of biodiesel after RSM optimization. *Renewable Energy*. 135, 1-9.
- Passos, E., Cardoso, B.T. (2011). *Avaliação da produção de óleo em três cultivares de coqueiro-Anão*. Comunicado Técnico, 114. Aracaju, SE.
- Patil, P. D.; Deng, S. (2009). Optimization of biodiesel production from edible and non-edible vegetable oils. *Fuel*, v. 88, n. 7, p. 1302-1306.
- Perez, V., Silveira, E., Cubides, D., David, G., Justo, O., Castro, M., Sthel, M. (2014). *Trends in Biodiesel Production: Present Status and Future Directions*. Chapter. *Biofuels in Brazil*. p 281-302.
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., West, R. E. (2003). *Plant design and economics for chemical engineering*. 5th edition, Mc Graw Hill.

- Pinto-Espinoza, J., Ree, B., Sornchamni, T., (2000). Magnetically Assisted Fluidized Bed: Zero G Experiment. NASA reports.
- Puna, J.F., Gomes, J.F., Correia, M.J.N., Dias, A.P.S., Bordado, J.C., 2010. Advances on the development of novel heterogeneous catalysts for transesterificação of triglycerides in biodiesel. *Fuel*. 89, 3602 – 3606.
- REN 21 (2018). (Red de Políticas de Energia Renováveis para o século 21). Energias renovais. Relatório da situação mundial. Disponível em https://www.ren21.net/wp-content/uploads/2019/05/GSR2018_Full-Report_English.pdf. Acesso em 18/12/2018.
- Reyero, I., Arzamendi, G., Luis M. Gandía, L.M., (2014). Heterogenization of the biodiesel synthesis catalysis: CaO and novel calcium compounds as transesterification catalysts. *Chemical Engineering Research and Design*, 92: 1519-1530.
- Roschat, W., Phewphong, S., Khunchalee, J., & Moonsin, P. (2018). Biodiesel production by ethanolysis of palm oil using SrO as a basic heterogeneous catalyst. *Materials Today: Proceedings*, 5(6), 13916–13921. <https://doi.org/10.1016/j.matpr.2018.02.040>.
- Rozina., Ahmad, M., Zafar, M., Ali, N., Lu, H, (2017). Biodiesel synthesis from saussurea heteromalla (d.don) hand-mazz integrating ethanol production using biorefinery approach. *energy*, v. 141, p. 1810-1818.
- Sajid, Z., Zhang, Y., Khan, F. (2016). Process design and probabilistic economic risk analysis of bio-diesel production. *Sustainable Production and Consumption*. v. 5, January, p. 1–15.
- Sakdasri, W.; Sawangkeaw, R.; Ngamprasertsith, S. (2018). Techno-economic analysis of biodiesel production from palm oil with supercritical methanol at a low molar ratio. *Energy*, v. 152, p. 144-153.
- Salimi, Z., Hosseini, S. A. (2019). Study and optimization of conditions of biodiesel production from edible oils using ZnO/BiFeO₃ nano magnetic catalyst. *Fuel*, 239(April 2018), 1204–1212. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2018.11.125>.
- Sallet C.L., Alvim, A. M. (2011). Biocombustíveis: uma análise da evolução do biodiesel no Brasil. *Econ Tec* 25:1–13.
- Samad A.T.P., Perdani, M, S., Putri, D,N., Hermansyah, H., (2018). Techno-economic analysis of portable plant from waste cooking oil. *Energy Procedia*, v. 153, p. 269-273.
- Sander, A., Antonije Koščak, M., Kosir, D., Milosavljević, N., Parlov Vuković, J., Magić, L., (2018). The influence of animal fat type and purification conditions on biodiesel quality. *Renew Energy*, 118, pp. 752-760.
- Santander, C., Robles, P. A., Cisternas, L. A., Rivas, M. (2014). Technical–economic feasibility study of the installation of biodiesel from microalgae crops in the Atacama Desert of Chile. *Fuel Processing Technology*. v.125, September, p.267–276.
- Semwal, S., Arora, A.K., Badoni, R.P., Tuli, D.K., (2011). Biodiesel production using heterogeneous catalysts. *Bioresource Technology*, 102: 2151 – 2161.

- Shan, R., Chen, G., Yan, B., Shi, J., Liu, C., 2015. Porous CaO-based catalyst derived from PSS-induced mineralization for biodiesel production enhancement. *Energy Conversion and Management*. 106, 405-413.
- Silveira Junior, E. G., Justo, O. R., Perez, V. H.; Reyero, I., Serrano-Lotina, A., Ramirez, L., Dias, D. (2018). Extruded Catalysts with Magnetic Properties for Biodiesel Production. *Advances in Materials Science and Engineering*, Dezembro p.1-11.
- Silveira Junior, E. G., Perez, V. H., Reyero, I., Serrano-Lotina, A., Justo, O. R. (2019). Biodiesel production from heterogeneous catalysts based K₂CO₃ supported on extruded γ -Al₂O₃. *Fuel*, 241(October 2018), 311–318. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2018.12.074>.
- Silveira Junior, E.G., Justo, O.R., Perez, V.H., Reyero, I., Serrano-Lotina, A., Ramirez, L.C., Dias, D.F.S., (2018). Extruded catalysts with magnetic properties for biodiesel production. *Adv. Mater. Sci. Eng.* 2018, 1-11.
- Silveira Junior, E.G., Simionatto, E., Perez, V, H., Justo, O,R., Zárata, N.A.H., Vieira, M.C. (2016). Potential of Virginia-type peanut (*Arachis hypogaea* L.) as feedstock for biodiesel production. *Industrial Crops and Products*. v. 89, pp. 448-454.
- Silveira, E.V., Vilela, L.,S., Castro, C.F.S., Lião, L.,M., Gambarra Neto, F. F., de Oliveira, P. S. M. (2017). Chromatographic characterization of the crambe (*Crambe abyssinica* Hochst) oil and modeling of some parameters for its conversion in biodiesel. *Industrial Crops and Products*, v. 97, p. 545-551.
- Skarlis, S.; Kondili, E.; Kaldellis, J. K. (2012). Small-scale biodiesel production economics: a case study focus on Crete Island. *Journal of Cleaner Production*, v. 20, n. 1, p. 20-26.
- Soccol, C. R., Neto, C. J. D., Soccol, V. T., Sydney, E. B., Costa, E. S. F., Medeiros, A. B. P., Vandenberghe, L. P. S. (2017). Pilot scale biodiesel production from microbial oil of *Rhodospiridium toruloides* DEBB 5533 using sugarcane juice: Performance in diesel engine and preliminary economic study. *Bioresource Technology*.v. 33, pp.259-268.
- Souza, S. P., Seabra, J. E. A., Nogueira, L. A. H. (2018). Feedstocks for biodiesel production: Brazilian and global perspectives. *Biofuels*, v. 9, No. 4, pp. 455–478 <http://dx.doi.org/10.1080/17597269.2017.1278931>.
- Souza, T., Stragevitch, L., Knoechelmann, A., Pacheco, J.G., Silva, J. M. (2014). Simulation and preliminary economic assessment of a biodiesel plant and comparison with reactive distillation. *Fuel Processing Technology*. v.123 p.75–81.
- Sthel, M. S., Tavares, J. R., Lima, G.R. (2009). Atmospheric pollution: global warming and a possible use of bio-fuels in a wide scale. *Int Rev Chem Eng* v.1(6). p.564–570.
- Suarez, P. A. Z., da Silva, F. M. (2012). Development of a Lewis-based catalytic system for biodiesel production: from a batch laboratory scale to a continuous pilot plant. *J Braz.Chem Soc* 23 (7):1201–1208.

- Suarez, P. A. Z., Meneghetti, S, M, O. (2015). Parâmetros físico-químicos para os processos de produção de biodiesel. Brasília, DF: CNPq 2015. 216 p. ISBN: 978-85-62539-28-2.
- Tang, S., L. Wang, Y. Zhang, S. Li, S. Tian and B. Wang (2012). "Study on preparation of Ca/Al/Fe₃O₄ magnetic composite solid catalyst and its application in biodiesel transesterification." *Fuel Processing Technology* 95: 84-89.
- Tasic, M., Stamenkovic, O., Veljkovic, V. (2014.). Cost analysis of simulated base-catalyzed biodiesel production processes. *Energy Conversion and Management*. v.84, August, p.405–413.
- Taufiq-Yap, Y.H., Lee, H.V., Yunus, R., Juan, J.C. (2011). Transesterification of non-edible *Jatropha curcas* oil to biodiesel using binary Ca-Mg mixed oxide catalyst: Effect of stoichiometric composition. *Chemical Engineering Journal*. 178, 342-347.
- Taylor-de-Lima, R. L. N., da Silva, A. J. G., Legey, L. F. L., Szklo, A. (2018). Evaluation of economic feasibility under uncertainty of a thermochemical route for ethanol production in Brazil. *Energy*, v. 150, p. 363-376.
- Tran, D.T., Chen, C.L., Chang, J.-S. (2012). Immobilization of *Burkholderia* sp. lipase on a ferric silica nanocomposite for biodiesel production. *J. Biotechnol.*, v.158, p.112–119.
- Wang, Y. T., Fang, Z., Yang, X. X. (2017). Biodiesel production from high acid value oils with a highly active and stable bifunctional magnetic acid. *Applied Energy*, 204, 702–714. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.07.060>.
- West, A., Posarac, D., Ellis, N. (2008). Assessment of four biodiesel production processes using HYSYS Plant, *Bioresource Technology*, v. 99 p.6587–6601.
- Wong, Y.C., Tan, Y.P., Taufiq-Yap, Y.H., Ramli, I., Tee, H.S., (2015). Biodiesel production via transesterification of palm oil by using CaO-CeO₂ mixed oxide catalysts. *Fuel*. 162, 288-293.
- Wu, H., Liu, Y., Zhang, J., Li, G., (2014). In situ reactive extraction of cottonseeds with methyl acetate for biodiesel production using magnetic solid acid catalysts. *Bioresource Technology*, 174: 182 – 189.
- Xiao, C., Liao, Q., Fu, Q., Huang, Y., Xia, A., Shen, W., Chen, H., Zhua, X., (2019). Exergy analyses of biogas production from microalgae biomass via anaerobic digestion. *Bioresource Technology*, <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2019.121709>.
- Xie, W., Ma, N. (2010). Enzymatic transesterification of soybean oil by using immobilized lipase on magnetic nano-particles. *Biomass and Bioenergy*, v. 34, p. 890–896.
- Xie, W.; Wang, J. (2012). Immobilized lipase on magnetic chitosan microspheres for transesterification of soybean oil. *Biomass and Bioenergy*, v. 36, p. 373-380.
- Xue, B-j., Luo, J., Zhang, F., Fang, Z. (2014). Biodiesel production from soybean and *Jatropha* oils by magnetic CaFe₂O₄–Ca₂Fe₂O₅-based catalyst. *Energy*, v. 68, pp.584-591.

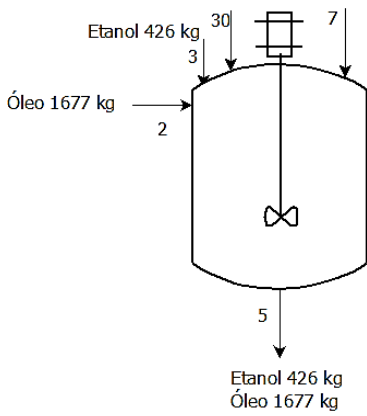
- Yadav, C., Saini, A., Bera, M., Maji, P. K. (2017). Thermo-analytical characterizations of biodiesel produced from edible and non-edible oils. *Fuel Processing Technology*, v. 167, p. 395-403.
- Young, A.F., Pessoa, F.L., Queiroz, E. M. (2015). Design and Economic Evaluation of Alternatives to Effluents Treatment on Biodiesel Production from Soybean Oil and Palm Oil. *Computer Aided Chemical Engineering*. v. 37, p.1067–1072.
- Zhang, F., Fang, Z., Wang, Y.-T. (2015). "Biodiesel production directly from oils with high acid value by magnetic $\text{Na}_2\text{SiO}_3@Fe_3O_4/C$ catalyst and ultrasound." *Fuel*, 150: 370-377.
- Zhang, F., Z. Fang and Y.-T. Wang (2015). "Biodiesel production direct from high acid value oil with a novel magnetic carbonaceous acid." *Applied Energy*, v.155 p.637-647.
- Zhang, H., Li, H., Pan, H., Wang, A., Xu, C. (Charles), Yang, S. (2017). Magnetically recyclable basic polymeric ionic liquids for efficient transesterification of *Firmiana platanifolia* L.f. oil into biodiesel. *Energy Conversion and Management*, 153(October), 462–472. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.10.023>.
- Zhang, Q., Li, Y., Xia, L. (2014). An oleaginous endophyte *Bacillus subtilis* HB1310 isolated from thin-shelled walnut and its utilization of cotton stalk hydrolysate for lipid production. *Biotechnol. Biofuels*, v.7, p. 152.
- Zhou, G.; Chen, G.; Yan, B. (2014). Biodiesel production in a magnetically-stabilized, fluidized bed reactor with an immobilized lipase in magnetic chitosan microspheres. *Biotechnology Letters*. January 2014, v. 36, Issue 1, p. 63–68.

APÊNDICES

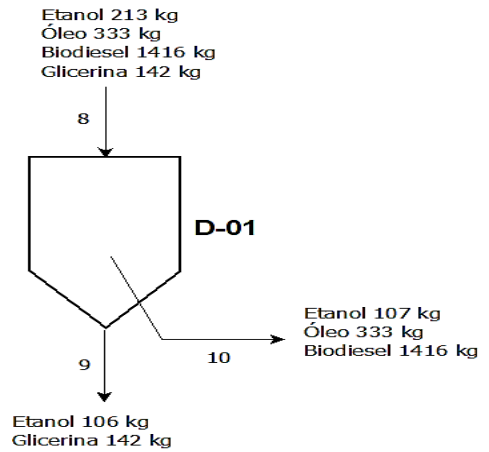
APÊNDICE A

Figura 1A. Balanços de massa por equipamentos do processo assistido com campo magnético.

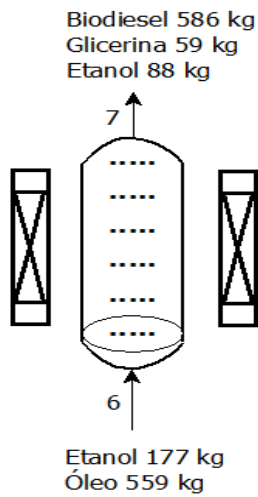
Tanque de reciclo 01



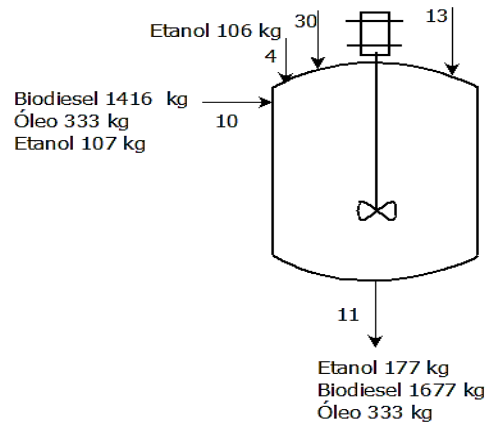
Sedimentador 01



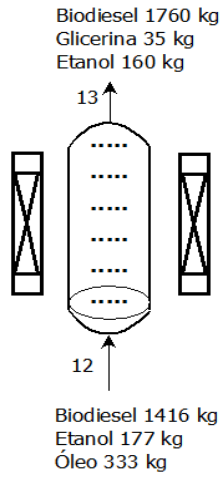
Reator 1



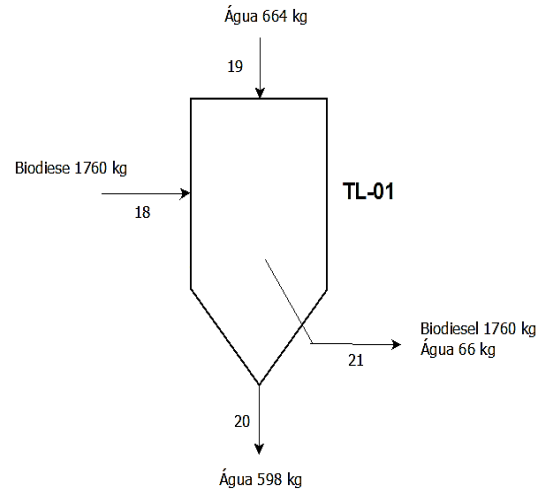
Tanque de reciclo 02



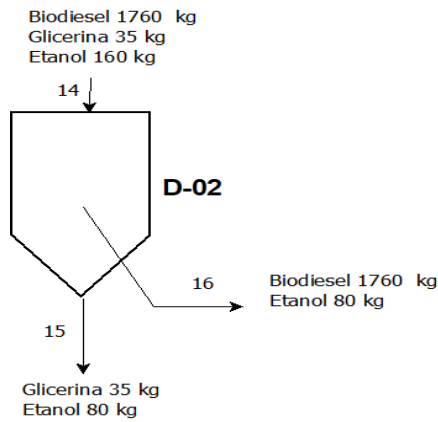
Reator 2



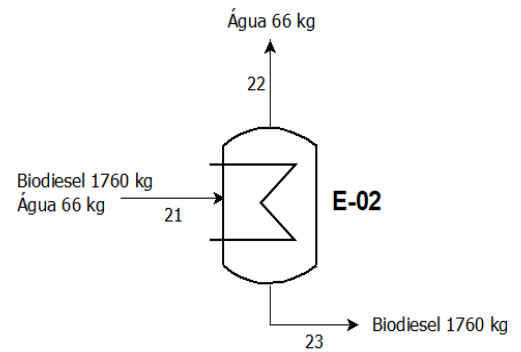
Tanque de lavagem



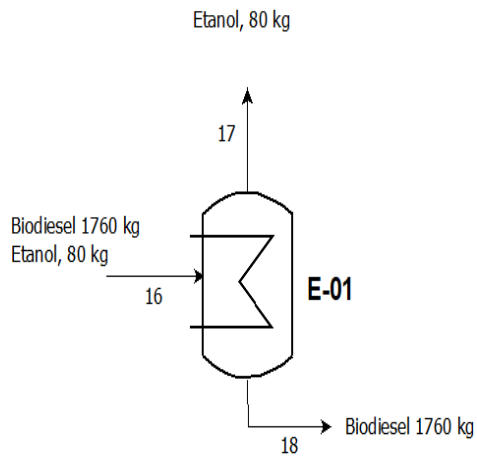
Sedimentador 02



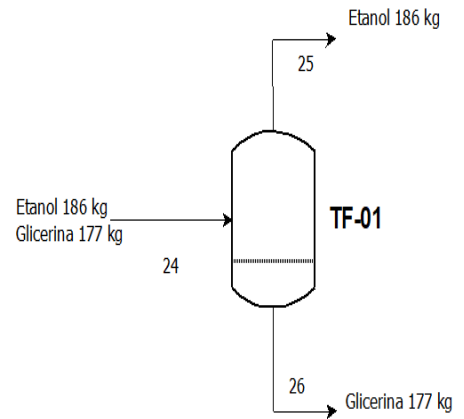
Evaporador 02



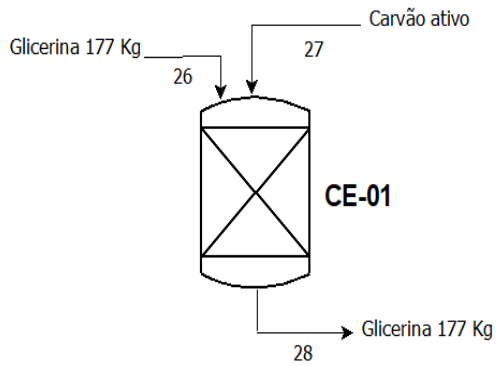
Evaporador 01



Tanque flash 01



Coluna empacotada 01



Condensador

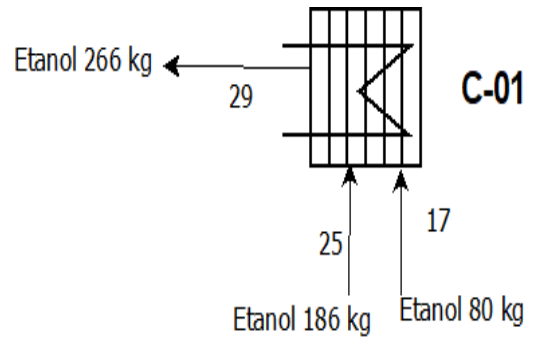


Tabela 1A. Propriedades dos produtos utilizados para os cálculos

	Massa Molar, g/mol	Densidad e, kg/m ³	Cp, kJ/kg K
Óleo de soja	870,39	918	1,957
Etanol	46,06	789	2,46
Etóxido de sódio	68,05	2040	1,335
Biodiesel	304,46	880	1,853
Glicerina	92,09	1260	2,42
Água	18,01	997	4,18

Tabela 2A. Índices de custos de plantas de engenharia química (CEPCI – Chemical Engineering Plant Cost Index)

Ano	Índice
2002	390,4
2003	402,0
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	555,8
2016	541,7
2017	567,5

Fonte: Chemical Engineering Plant Cost Index – CEPCI.

Tabela 3A. Preços das matérias-primas utilizadas

Matérias- primas	Unidades	Preço	Referências
Óleo de soja	\$/kg	0.5872	ABIOVE, 2018
Etanol	\$/kg	0.4112	Cepea, 2019
Catalisador heterogêneo	\$/kg	0.5523	Alibaba, 2018

Tabela 4A. Custo das matérias-primas no processo

Matérias-primas	Preço, \$/t	Quantidade, t	Valor, \$
Óleo de soja	587.2200	1660.2300	974920.26
Etanol	411.2000	263.3400	108285.41
Catalisador	552.3968	27.7200	15312.44
Total			1098518.11

APÊNDICE B

Dimensionamento e custo de equipamentos

Tanques

Os tanques normalmente possuem forma cilíndrica e são caracterizados pela altura e seu diâmetro, eles podem ser construídos por distintos materiais, dentre eles, o aço ao carbono para os produtos que não sejam ácidos, já para os ácidos pode-se utilizar fibra de vidro. Foi considerada a altura do tanque 2 vezes o diâmetro.

Para o cálculo das dimensões dos tanques foi utilizada a Equação 15.

$$V = \frac{\pi d^2}{4} H \quad (15)$$

Como $H = 2 d$ então substituindo.

$$V = \frac{\pi d^2}{4} 2 d$$

$$V = \frac{\pi 2 d^3}{4}$$

$$d = \sqrt[3]{\frac{4V}{2\pi}} \quad (16)$$

O custo dos tanques foi realizado pelo método fatorial proposto por Peters, 2003. Com o valor da capacidade é determinado o custo. O material considerado foi aço inox 304, com a capacidade de cada tanque, nas Figuras 12-52 e 12-53 do Peters, 2003, página 557, se encontrou o custo.

Sedimentadores

Para calcular o volume dos sedimentadores foi realizado um balanço de massa para determinar a quantidade de produto que é necessário separar. O custo foi determinado pela capacidade dos sedimentadores, nosso caso igual a 3 m^3 . Diante

disto, o valor foi determinado pela Equação 2, pois a curva não possui valor para essa capacidade. Na Figura 12-53 do Peters et al. (2003), da página 558 foi selecionado o valor para 4 m^3 e o custo calculado foi aumentado em 10% acima do valor obtido para considerar sua função de decantação. O material selecionado foi aço carbono.

Tanque de lavagem

No tanque de lavagem, o biodiesel é lavado com água, com o objetivo de eliminar impurezas indesejáveis ainda presentes. Considerando que a razão de água/biodiesel foi de 1/3 (Jaber, 2015), foram calculados os volumes da parte cilíndrica e cônica, com a qual foi possível calcular o diâmetro e a altura de cada parte do tanque. A soma dos dois volumes é o total do tanque, mas foi necessário aumentar 10% devido à demanda de maior espaço do tanque para que a lavagem aconteça corretamente.

Para determinar o custo do tanque de lavagem, foi considerada a capacidade total do equipamento que foi de 3 m^3 , o material escolhido foi de aço inox 304. Com esses dados, na Figura 12-52 do Peters et al. (2003), da página 557, é obtido o custo do tanque, mas considerando que o mesmo também faz a função de decantador foi considerado 10% a mais do valor para estimar o custo total.

Evaporadores

Realizou-se primeiro um balanço de massa para calcular o volume dos produtos e depois foi efetuado um balanço de energia para calcular o calor necessário para aquecer a mistura. Com esse valor obtido foi possível calcular a área de transferência de calor. Os evaporadores utilizados no processo foram de simples efeitos.

O custo dos evaporadores foi realizado pelo método fatorial proposto por Peters, 2003. Onde com o valor da área de transferência de calor e o tipo de evaporador é determinado o custo. Foi considerado que o material foi de aço ao carbono, o fator de ajuste de material foi de 1,0 e considerando os evaporadores de tipo tubos horizontais de simples efeitos. Com a área de transferência de calor

calculada, na Figura 14-33 do Peters et al. (2003), página 690, se determinou o valor do custo.

Tanque flash

Para o cálculo do dimensionamento do tanque flash primeiro foi calculada a velocidade máxima (V_{\max}) do fluido pela Equação 17. Em seguida, realizou-se o cálculo da área da seção transversal pela Equação 18, seguidamente foi calculado o diâmetro pela Equação 19 e depois foi possível calcular a altura pela Equação 20. E, finalmente foi calculado o volume do equipamento pela Equação 21.

$$V_{\max} = K\sqrt{\rho L - \rho V}/\rho V \quad (17)$$

$$A = \frac{m}{V_{\max}} \quad (18)$$

$$D = \sqrt{4 A/\pi} \quad (19)$$

$$H = 3 D \quad (20)$$

$$V = \frac{\pi D^2}{4} H \quad (21)$$

O custo do tanque flash foi calculado pela Equação 22, com o volume do equipamento. O material selecionado foi aço inox (Apostolakou, 2009). Os custos foram atualizados com o índice CEPCI do ano 2017.

$$Custo = 6500 V^{0,62} \quad (22)$$

Condensador de etanol

Os cálculos foram realizados iguais ao evaporador, só mudam as condições de temperatura. Para o cálculo do custo do condensador foi realizado pelo método proposto por Peters et al., (2003), onde com o valor da área de transferência de calor e o tipo de condensador é determinado o custo. Foi considerado como material o aço ao carbono, e de tipo casco e tubo. Com a área de transferência, na Figura 14-15 do Peters et al., (2003), página 680, se determinou o valor do custo.

Trocadores de calor

Os cálculos foram realizados igual aos evaporadores. Primeiro foi calculada a diferença de temperatura e depois a área de transferência de calor. Considerando aquecedores de duplo tubo e com a área de transferência de calor calculada, na Figura 14-15 do Peters et al., (2003), da página 680 determinou-se o valor do custo de cada trocador de calor. O material selecionado foi aço ao carbono.

Bombas

Para os cálculos das bombas foram considerados que todas as tubulações são metálicas, também foram necessários alguns dados como comprimento de tubulações, altura de sucção, altura de recalque e vazão. Primeiro foi calculada a perda de carga e depois a altura manométrica. Com os valores de altura manométrica e vazão, na Figura 12-23 do Peters et al., (2003), da página 519, foram determinados os custos de cada bomba. Consideraram que todas as bombas são centrífugas e o material de aço inox.

Coluna empacotada

Para seu dimensionamento foi considerado uma altura de 1 m e um diâmetro de 0,5 m, com esses dados foi possível calcular o volume do equipamento. Para determinar o custo da coluna foi utilizada a Figura 15-11 do Peters et al., (2003), da página 793. Com a altura foi possível determinar o custo do equipamento, o qual foi multiplicado por 1,6, que é um fator da espessura das paredes a uma pressão de 1 Kpa. O material escolhido foi o aço ao carbono.

Tanque de reciclo

O dimensionamento do tanque foi realizado igual ao dos tanques de armazenamento, com o resultado do volume pode-se calcular o diâmetro e a altura do tanque. O custo do tanque de reciclo foi realizado pelo método proposto por Peters et al., (2003). Com o valor da capacidade foi determinado o custo e o material

selecionado foi de aço ao carbono, com a capacidade do tanque, na Figura 12-52 do Peters et al., (2003), página 557, se determinou o valor do custo.

APÊNDICE C

Cálculo de consumo de energia elétrica do gerador de campo magnético

O consumo de energia elétrica pelo gerador de campo magnético deve ser levado em consideração nos cálculos de utilidades. Desta forma, considerando uma corrente elétrica de 15 A (C) e uma tensão (T) de 220 V em um tempo de 2 horas, foi calculado a potência (P), Consumo de energia elétrica (CE) e custo.

$$P = C * T; \quad (23)$$

$$P = 15 \text{ A} * 220 \text{ V};$$

$$P = 3300 \text{ W};$$

Calculo de CE;

$$CE = P / 1000 * T; \quad (24)$$

$$CE = 3300 \text{ W} / 1000 * 2 \text{ h};$$

$$CE = 6,6 \text{ kWh};$$

$$\text{Custo} = CE * \text{preço de kWh}; \quad (25)$$

$$\text{Custo} = 6,6 \text{ kWh} * 0,122 \text{ \$/kWh};$$

$$\text{Custo} = \$ 0,8052.$$

Mas, como são duas bobinas, então:

$$\text{Custo do consumo elétrico} = \text{custo} * 2; \quad (26)$$

$$\text{Custo do consumo elétrico} = \$ 1,61.$$

Este é o custo do consumo da energia elétrica das duas bobinas, mas como o projeto tem dois reatores, então são necessárias 4 bobinas, pelo que o custo de cada batelada foi de \$ 3,22. Além disso, têm vários acessórios elétricos que consomem energia pelo que foi considerado 25% a mais de energia consumida, este valor compõe os custos das utilidades do processo.

Tabela 1C. Potência e consumo elétrico da bobina

Corrente, A	Tensão, V	Potência, W	Consumo elétrico, KWH
0	220	0	0
1	220	220	0,22
2	220	440	0,44
3	220	660	0,66
4	220	880	0,88
5	220	1100	1,10
6	220	1320	1,32
7	220	1540	1,54
8	220	1760	1,76
9	220	1860	1,86
10	220	2200	2,20
11	220	2420	2,42
12	220	2640	2,64
13	220	2860	2,86
14	220	3080	3,08
15	220	3300	3,30

Tabela 2C. Fios de cobre esmaltados segundo padrão AWG

Número AWG	Diâmetro (mm)	Espiras por cm	Área (mm ²)	Resistência (Ω/km)	Peso (kg/km)	Comprim. (m/kg)	Corrente máxima (A)			Frequência máx. (kHz)
							2,5A/mm ²	3A/mm ²	6A/mm ²	
0	11,684	0,856	107,219	0,160	960,7	1,0409	268,048	321,658	643,315	0,128
0	10,4049	0,961	85,029	0,202	761,9	1,3126	212,573	255,088	510,176	0,161
0	9,2659	1,079	67,432	0,255	604,2	1,6551	168,579	202,295	404,59	0,203
0	8,2515	1,212	53,476	0,322	479,1	2,087	133,69	160,428	320,857	0,256
1	7,3482	1,361	42,409	0,406	380,0	2,6317	106,022	127,226	254,453	0,323
2	6,5438	1,528	33,632	0,511	301,3	3,3185	84,08	100,896	201,792	0,407
3	5,8275	1,716	26,671	0,645	239,0	4,1845	66,679	80,014	160,029	0,513
4	5,1895	1,927	21,152	0,813	189,5	5,2765	52,879	63,455	126,91	0,647
5	4,6214	2,164	16,774	1,025	150,3	6,6535	41,935	50,322	100,645	0,816
6	4,1155	2,43	13,303	1,293	119,2	8,3899	33,256	39,908	79,815	1,029
7	3,665	2,729	10,549	1,63	94,52	10,579	26,374	31,648	63,297	1,297
8	3,2638	3,064	8,366	2,056	74,96	13,34	20,915	25,098	50,197	1,636
9	2,9065	3,441	6,635	2,592	59,45	16,822	16,587	19,904	39,808	2,063
10	2,5883	3,864	5,262	3,269	47,14	21,212	13,154	15,785	31,57	2,601

Fonte: Altana tubes. <https://www.altanatubes.com.br/webstore/?c=320&t=Fios-de-cobre-esmaltados-para-bobinas-transformadores-e-indutores>.