

UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ

JONAS HENRIQUE REKTENVALD

**PRODUÇÃO DE BIODIESEL A PARTIR DE MICROALGAS: UMA ANÁLISE
TÉCNICA-FINANCEIRA**

FRANCISCO BELTRAO

2022

JONAS HENRIQUE REKTENVALD

**PRODUÇÃO DE BIODIESEL A PARTIR DE MICROALGAS: UMA ANÁLISE
TÉCNICA-FINANCEIRA**

Biodiesel production from microalgae: a technical-financial analysis

Trabalho de conclusão de curso de graduação
apresentado como requisito para obtenção do título de
Bacharel em Engenharia Química da Universidade
Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR).

Orientadora: Prof^a. Dr^a Andriele de Prá Carvalho

Coorientador: Prof. Dr André Zuber

FRANCISCO BELTRÃO

2022



[4.0 Internacional](https://creativecommons.org/licenses/by/4.0/)

Esta licença permite compartilhamento, remixe, adaptação e criação a partir do trabalho, mesmo para fins comerciais, desde que sejam atribuídos créditos ao(s) autor(es). Conteúdos elaborados por terceiros, citados e referenciados nesta obra não são cobertos pela licença.

JONAS HENRIQUE REKTENVALD

**PRODUÇÃO DE BIODIESEL A PARTIR DE MICROALGAS: UMA ANÁLISE
TÉCNICA-FINANCEIRA**

Trabalho de Conclusão de Curso de Graduação
apresentado como requisito para obtenção do título de
Bacharel em Engenharia Química da Universidade
Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR).

Data de aprovação: 23/julho/2022

Andriele de Prá Carvalho
Doutorado em Administração
Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR)

André Zuber
Doutorado em Engenharia Química
Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR)

Michele Di Domenico
Doutorado em Engenharia Química
Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR)

“A folha de aprovação assinada encontra-se na Coordenação do Curso”

FRANCISCO BELTRÃO

2022

Dedico este trabalho a meu padrinho Dirceu Rektenvald (*in memoriam*). Uma entre tantas vidas perdidas em decorrência da Covid-19.

AGRADECIMENTOS

A professora Dr.^a Andriele de Prá Carvalho pela excelente orientação durante a realização deste trabalho.

Ao professor Dr. André Zuber por todas as imprescindíveis contribuições dadas.

A professora Dr.^a Michele Di Domenico pelas correções e ensinamentos compartilhados.

A Maiquel Bonato por ajudar-me a entender o processo de produção de biodiesel e pelas contribuições dadas ao trabalho.

Aos meus pais e minha irmã, pelo apoio incondicional prestado durante esta importante fase de minha vida.

Aos meus colegas e companheiros de universidade pela amizade, convivência e experiências compartilhadas.

A Universidade Tecnológica Federal do Paraná pela oportunidade.

Por fim, a todos que fizeram parte de minha graduação, muito obrigado.

Percorrer um labirinto parece mais fácil quando
visto do alto.
(AUTOR DESCONHECIDO).

RESUMO

Visando elucidar os custos contidos na cadeia produtiva de biodiesel por meio de microalgas, este trabalho buscou reunir diversas variáveis presentes na composição de uma indústria de produção de biodiesel a partir de microalgas, adentrando em uma conjuntura de hipóteses, para a realização de balanços de massa e energia, assim como, para a elaboração de uma análise financeira. Os balanços de massa foram realizados levando-se em consideração taxas de conversão, rendimento, estequiometria das reações, densidade dos compostos, entre outros. Ao final, após todos os cálculos, obteve-se uma produção anual de 22.872,78 m³ de biodiesel. Na fase de balanço de energia, levou-se em consideração os equipamentos que continham alteração de temperatura, para definição do gasto energético da indústria, sendo possível então contabilizar o consumo de vapor necessário, o qual, foi calculado em 2.765,54 kg h⁻¹. Após foram estimados os valores monetários necessários ao funcionamento da empresa, contabilizando-se custos fixos e variáveis, com conseguinte avaliação de indicadores financeiros, como o *payback* descontado, a taxa interna de retorno, o valor presente líquido e o ponto de equilíbrio, os quais, indicam a viabilidade do projeto nas condições indicadas durante o trabalho. O *payback* descontado retornou, nas condições propostas, o tempo de 4,15 anos para recuperação do investimento e o ponto de equilíbrio evidenciou a necessidade de produção de 5437,46 m³ de biodiesel para que a empresa passe a ter lucro.

Palavras-chave: biodiesel; microalgas; balanço de massa; balanço de energia; *payback*; ponto de equilíbrio.

ABSTRACT

Aiming to elucidate the costs contained in the production chain of biodiesel through microalgae, this work sought to gather several variables present in the composition of a biodiesel production industry from microalgae, entering a conjuncture of hypotheses, for the realization of mass and energy balances, as well as for the elaboration of financial analysis. Mass balances were performed, considering conversion rates, yield, reaction stoichiometry, density of compounds, among others. In the end, after all calculations, an annual production of 22.872,78 m³ of biodiesel was obtained. In the energy balance phase, the equipment containing temperature changes was taken into account to define the energy expenditure of the industry, making it possible to then account for the necessary steam consumption, which was calculated as 2.765,54 kg h⁻¹. Afterward the monetary values necessary for the company's operation were estimated, accounting for fixed and variable costs, with subsequent evaluation of indicators, such as the discounted payback, the internal rate of return, the net present value and the break-even point, which indicate the feasibility of the project under the conditions indicated during the work.

Keywords: biodiesel; microalgae; mass balance; energy balance; payback; balance point.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 — Cultivo de microalgas em escala laboratorial	19
Figura 2 — Etapas do processo produtivo de biodiesel a partir de microalgas	23
Figura 3 — Reação geral de transesterificação de triglicerídeos	29
Figura 4 — Gráfico explicativo do ponto de equilíbrio	31
Figura 5 — Fluxograma proposto do cultivo, colheita e extração do óleo de microalga	43
Figura 6 — Fotobiorreator tubular acionado por transporte aéreo	45
Figura 7 — Fluxograma do processo de pré-tratamento do óleo de microalga por meio da reação esterificação via catálise ácida	48
Figura 8 — Fluxograma do processo de produção do biodiesel por meio da reação de transesterificação via catálise básica	50
Figura 9 — Esquema representativo do tanque flash 1	58
Figura 10 — Esquema representativo do evaporador	59
Figura 11 — Esquema representativo do trocador de calor 1	59
Figura 12 — Esquema representativo do trocador de calor 2	60
Figura 13 — Esquema representativo do trocador de calor 3	60
Figura 14 — Esquema representativo do trocador de calor 4	61
Figura 15 — Esquema representativo do trocador de calor 5	61
Figura 16 — Esquema representativo do trocador de calor 6	62
Figura 17 — Esquema representativo do trocador de calor 7	62
Figura 18 — Esquema representativo do trocador de calor 8	63
Figura 19 — Esquema representativo do trocador de calor 9	63
Figura 20 — Gráfico do ponto de equilíbrio visualizado aproximadamente na quantidade de 5000 m ³ de biodiesel comercializados	78

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 — Teor de óleo de diferentes microalgas.....	21
Tabela 2 — Comparação das microalgas com outras matérias primas de biodiesel	22
Tabela 3 — Produtividade de biomassa em sistemas abertos.....	25
Tabela 4 — Produtividade de biomassa em sistemas fechados	26
Tabela 5 — Comparação de parâmetros entre lagoas abertas e fotobiorreatores....	27
Tabela 6 — Variáveis de projeto e operação do fotobiorreator	45
Tabela 7 — Balanço de massa no decantador com a composição das suas respectivas correntes	52
Tabela 8 — Balanço de massa no evaporador com a composição das suas respectivas correntes	52
Tabela 9 — Balanço de massa no condensador com a composição das suas respectivas correntes	52
Tabela 10 — Balanço de massa no flash 1 com a composição das suas respectivas correntes	53
Tabela 11 — Composição da corrente 12.....	53
Tabela 12 — Balanço de massa no flash 2 com a composição das suas respectivas correntes	53
Tabela 13 — Balanço de massa no reator 1 com a composição das suas respectivas correntes	54
Tabela 14 — Balanço de massa na coluna de destilação com a composição das suas respectivas correntes.....	54
Tabela 15 — Balanço de massa na coluna de extração líquido-líquido 1 com a composição das suas respectivas correntes	55
Tabela 16 — Composição da corrente 31 proveniente da etapa de pré-tratamento .	55
Tabela 17 — Balanço de massa no reator 2 com a composição das suas respectivas correntes	55
Tabela 18 — Balanço de massa no flash 3 com a composição das suas respectivas correntes	56
Tabela 19 — Balanço de massa na coluna de extração líquido-líquido 2 com a composição das suas respectivas correntes	56
Tabela 20 — Balanço de massa no flash 4 com a composição das suas respectivas correntes	57

Tabela 21 — Equações para a estimativa da capacidade calorífica do óleo de soja, biodiesel e glicerol.....	57
Tabela 22 — Dados utilizados para o cálculo da capacidade calorífica do hexano, etanol e água.....	58
Tabela 23 — Vazão mássica estimada de vapor por equipamento	64
Tabela 24 — Estimativa dos custos fixos	66
Tabela 25 — Estimativa de custos variáveis referentes ao consumo de energia.....	67
Tabela 26 — Estimativa de custos variáveis referentes aos insumos contabilizados anualmente.....	68
Tabela 27 — Estimativa dos custos de produção nos primeiros anos do empreendimento	68
Tabela 28 — Simulação de um financiamento realizado com uma taxa de juro de 15,05% a.a.	70
Tabela 29 — Estimativa de lucro bruto anual com a venda do biodiesel	71
Tabela 30 — Principais impostos pagos pela indústria, sua classificação e respectiva taxa	71
Tabela 31 — Estimativa do DRE da empresa do primeiro ao quinto ano de operação	73
Tabela 32 — Fluxo de caixa líquido, fluxo descontado e payback do investimento ..	75
Tabela 33 — Receita, custos e lucro utilizados na construção do ponto de equilíbrio	77

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

AGL	Ácidos Graxos Livres
ANP	Agência Nacional do Petróleo
CO ₂	Dióxido de Carbono
DRE	Demonstrativo do Resultado do Exercício
FC	Fluxo de Caixa
Mtoe	Milhões de Toneladas de Petróleo
TMA	Taxa Mínima de Atratividade
TIR	Taxa Interna de Retorno
VPL	Valor Presente Líquido

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	15
1.1 Justificativa	15
1.2 Objetivo	17
1.2.1 Objetivo geral	17
1.2.2 Objetivos específicos.....	17
2 REFERENCIAL TEÓRICO	18
2.1 Demanda energética crescente	18
2.2 Microalgas	19
2.3 Cultivo de microalgas	23
2.3.1 Lagoas abertas.....	24
2.3.2 Sistemas fechados (fotobiorreatores).....	25
2.3.3 Sistemas híbridos	26
2.4 Coleta da biomassa	27
2.5 Processamento da biomassa	28
2.6 Extração do óleo	28
2.7 Processamento do óleo e produção do biodiesel	28
2.8 Gestão econômica e financeira	30
2.8.1 Gestão de custos	30
2.8.2 Ponto de equilíbrio	30
2.8.3 Análise payback	31
3 PROCEDIMENTO METODOLOGICO	32
3.1 Tipo de pesquisa	32
3.2 Coleta de dados	32
3.3 Análise de dados	33

3.3.1 Metodologia de cálculo do balanço de energia nos equipamentos	34
3.3.2 Metodologia do cálculo da estimativa do consumo de vapor	39
3.3.3 Metodologia do cálculo do <i>payback descontado</i> , <i>VPL</i> e <i>TIR</i>	39
3.3.4 Metodologia do cálculo do ponto de equilíbrio	40
4 RESULTADOS E DISCUSSÕES	42
4.1 Esquematização do processo	42
4.1.1 Etapa de cultivo até extração do óleo	42
<u>4.1.1.1 Meio de cultivo e colheita.....</u>	<u>44</u>
<u>4.1.1.2 Extração do óleo.....</u>	<u>46</u>
4.1.2 Etapa de pré-tratamento do óleo.....	47
4.1.3 Etapa de produção do biodiesel	49
4.2 Balanço de massa	51
4.2.1 Balanço de massa na etapa de cultivo, colheita e extração do óleo	51
4.2.2 Balanço de massa da etapa de pré-tratamento do óleo	53
4.2.3 Balanço de massa da etapa de produção do biodiesel	55
4.3 Balanço de energia.....	57
4.3.1 Balanço de energia da etapa de cultivo, colheita e extração do óleo	58
4.3.2 Balanço de energia da etapa de pré-tratamento do óleo	59
4.3.3 Balanço de energia da etapa produção do biodiesel.....	61
4.4 Estimativa dos custos e análises financeiras.....	65
4.4.1 Despesas fixas	65
4.4.2 Despesas variáveis	67
4.4.3 Capital de giro	69
4.4.4 Financiamento	69
4.4.5 Lucro Bruto	70
4.4.6 Impostos.....	71

4.4.7 Demonstrativo do resultado do exercício (DRE)	72
4.4.8 Taxa interna de retorno e valor presente líquido	74
4.4.9 Payback descontado	74
4.4.10 Ponto de equilíbrio	75
5 CONCLUSÃO	79
REFERÊNCIAS.....	80
APÊNDICE A - MÉTODOS DE COLHEITA DE MICROALGAS	85

1 INTRODUÇÃO

O alto índice de emissão de gases do efeito estufa causados pela combustão de combustíveis fósseis, reflete em alterações na biodiversidade dos ecossistemas e nas perspectivas de futuro dos países. Em 1997, as Nações Unidas viabilizaram a assinatura, por mais de 170 países, do Protocolo de Kyoto com o objetivo de reduzir a emissão dos gases que intensificam o efeito estufa. Ir ao encontro de novas fontes de energia é uma forma de aumentar a qualidade de vida da sociedade e garantir desenvolvimento econômico das nações (MATA et al., 2010).

Portanto, existe a necessidade do desenvolvimento de diversas fontes de energia renováveis para se obter uma segurança energética global à longo prazo e a atenuação das emissões de gás carbônico na atmosfera. Para tal, o biodiesel tem se mostrado uma alternativa interessante, quando comparado ao diesel fóssil, sendo possível sua obtenção a partir de biomassa (BRENNAN; OWENDE, 2010).

O biodiesel é obtido por meio de um processo químico denominado transesterificação. Nele, os óleos extraídos de oleaginosas, são transformados em biodiesel. O Brasil introduziu a obrigatoriedade do uso do biodiesel na matriz energética em 2005 (ANP, 2020).

A obtenção de biodiesel a partir de microalgas, surge como uma alternativa de matéria-prima frente as demais oleaginosas. Suas características denotam algumas vantagens importantes, que corroboram com este apontamento, como por exemplo, alta produtividade de óleo, rápido crescimento em biomassa e capacidade de adsorver gases do efeito estufa (RASHID et al., 2014).

Uma matriz energética mesclada com diversas fontes de energia renováveis, pode ser expressa como um modelo ideal de desenvolvimento energético. Buscar sustentabilidade nos modelos de novas fontes de energia é essencial para o desenvolvimento ambiental, social e econômico.

1.1 Justificativa

O biodiesel pode ser produzido por meio de culturas variadas, sendo que, nenhuma cultura se mostrou totalmente capaz de absorver a demanda de biodiesel necessária, para que seja feita a substituição total do diesel (CHISTI, 2007).

A obtenção do biodiesel por meio de microalgas é uma alternativa de fonte energia renovável. A sua disseminação é imprescindível para a diminuição da emissão dos gases causadores do efeito estufa e obtenção de uma matriz energética sustentável a longo prazo.

Quando as microalgas são comparadas com as demais culturas agrícolas, possuem vantagens significativas, por exemplo, apresentam taxas de crescimento elevadas, são capazes de se desenvolver em diversos lugares e possuem maiores taxas de produtividade de biodiesel, o que caracteriza a necessidade de uma área de cultivo muito menor (MATA et al., 2010).

O estudo do uso da biomassa das microalgas para a produção de biodiesel é novo e com forte campo para inovações e desenvolvimento, sendo necessário disseminar sua aplicação para que seja viável sua produção a partir do ponto de vista econômico.

A análise da viabilidade técnica-financeira do processo de produção de biodiesel a partir de microalgas se faz necessária para se obter uma estimativa do retorno financeiro do empreendimento. Logo, existe a necessidade de se realizar um levantamento de dados econômicos e técnicos, inerentes ao processo de produção de biodiesel a partir de microalgas.

Este trabalho tem como intuito ajudar na verificação da competitividade do biodiesel das microalgas, analisar a sustentabilidade técnica e econômica de um processo de produção e contribuir com pesquisas futuras acerca da utilização de microalgas como fonte de energia renovável.

1.2 Objetivo

1.2.1 Objetivo geral

Avaliar a viabilidade técnica e econômica de um processo de produção de biodiesel a partir de microalgas.

1.2.2 Objetivos específicos

Neste trabalho, deseja-se alcançar o objetivo geral por meio dos seguintes objetivos específicos:

- Discutir os procedimentos para o cultivo de microalgas, a extração do óleo e a produção de biodiesel;
- Esquematizar o processo produtivo de biodiesel a partir de microalgas;
- Executar o balanço de massa e energia no referido processo;
- Analisar a viabilidade técnica de uma unidade produtora de biodiesel;
- Calcular os custos de produção de biodiesel a partir de microalgas;
- Analisar a viabilidade econômico-financeira por meio do cálculo do ponto de equilíbrio e da análise *Payback*.

2 REFERENCIAL TEÓRICO

2.1 DEMANDA ENERGÉTICA CRESCENTE

O consumo mundial de energia vem crescendo significativamente nos últimos anos, podendo haver uma escassez de recursos fósseis de energia em um futuro próximo. Conforme descreve Bueno (2009), “o consumo mundial de energia praticamente dobrou entre os anos de 1975 e 2005, passando de seis bilhões de Mtoe (milhões de toneladas equivalentes de petróleo) para perto de 12 bilhões de Mtoe. Desse total, 87% referem-se às energias não renováveis.” Se levarmos em consideração as preocupações ambientais relacionadas com a emissão de carbono na atmosfera e a instabilidade política dos países fornecedores de petróleo e gás natural, chegamos a um cenário de preocupação com a segurança energética futura (BUENO *et al.*, 2009).

Neste contexto, surge como alternativa aos combustíveis fósseis o uso de biocombustíveis, que devido ao seu menor índice de agressividade ao meio ambiente, principalmente pela menor emissão de hidrocarbonetos, monóxido de carbono e dióxido de carbono, tornam-se uma fonte estratégica e renovável de energia (MELO, 2010).

Além do menor índice de agressividade ao meio ambiente, a biomassa proveniente das microalgas participa do chamado ciclo do carbono neutro, onde durante o seu crescimento, na fotossíntese, a microalga absorve dióxido de carbono (CO₂) da atmosfera e transforma em biomassa. Durante a queima desta biomassa acontece a emissão de carbono para a atmosfera completando o ciclo, sendo que ele é repetido indefinidamente (DA SILVA, 2009).

Os biocombustíveis são produzidos através da biomassa, em sua grande maioria proveniente de culturas agrícolas. Entretanto, cada cultura possui alguma limitação, seja por competir com o fator produção de alimentos ou por possuir um custo elevado de produção. Outra dificuldade diz respeito à logística, visto que, um dos maiores entraves da produção de biocombustíveis é o custo de transporte da biomassa (HAKALIN, 2014). Silva *et al.* (2019) constataram que “um transporte intermodal (rodoviário, ferroviário, fluvial/marítimo) proporciona economia de custos nos percursos de grande distância”. Para fins de solucionar esses questionamentos,

a produção de biodiesel a partir de microalgas se faz interessante por ser uma energia limpa e, conforme relatado na literatura, com um custo competitivo.

2.2 Microalgas

As microalgas (Figura 1) são seres unicelulares, microscópicos, capazes de realizar fotossíntese usando gás carbônico e de crescer fotoautotroficamente. Podem ser encontradas tanto em ecossistemas de água doce quanto marinhos. Representam um recurso praticamente inexplorado e são capazes de produzir metade do oxigênio atmosférico e também diversos produtos exclusivos, como carotenoides, antioxidantes, peptídeos, ácidos graxos, toxinas e esteróis. Conseguem adsorver o carbono presente na atmosfera e armazená-lo na forma de lipídios na célula (MONDAL *et al.*, 2017). Logo, tendo em vista a produção de biodiesel, as microalgas podem ser postas como uma possível e promissora alternativa.

Figura 1 — Cultivo de microalgas em escala laboratorial



Fonte: Biodiesel Brasil (2012)

Diferente do que acontece com outras oleaginosas utilizadas para a produção de biodiesel, a reprodução das microalgas é curta e, em um período de poucos dias todo processo de crescimento é realizado. Isso se deve ao fato de realizarem fotossíntese, transformando a energia solar em química (MATA *et al.*, 2010).

Durante o processo de fotossíntese, as microalgas são capazes de realizar a fixação do CO₂, fazendo com que o gás carbônico seja retirado da atmosfera e transformado em biomassa, óleo e oxigênio (MONDAL *et al.*, 2017).

Se tem estimativa de que existam mais de 50.000 espécies de microalgas, mas apenas um número limitado de cerca de 30.000 foram estudadas e analisadas (MATA *et al.*, 2010).

Segundo Neofotis *et al.* (2016), “não se tem certeza do número de espécies existentes, pois há uma gama de gêneros sendo descobertos constantemente, mas estimativas indicam uma variação de existência entre 70.000 a 1.000.000 de espécies. Sendo que, atualmente, são conhecidas por volta de 44.000 espécies”.

As microalgas são reconhecidas como um dos microrganismos vivos mais antigos da Terra (SONG *et al.*, 2008). Elas são capazes de desenvolverem-se rapidamente, tendo taxa de crescimento e produtividade lipídica maiores do que matérias-primas agrícolas (ABOMOHRA *et al.*, 2016).

Para que as microalgas tenham a velocidade de crescimento elevada, é necessário se atentar a diversos aspectos, visto que elas podem ter uma cinética de crescimento complexa. Fatores importantes são uma fonte de carbono (pode ser usado dióxido de carbono emitido de alguma indústria), macronutrientes (fonte de nitrogênio ou fósforo), fonte de luz e micronutrientes. Cabe ressaltar também a temperatura como sendo um fator importante para a velocidade de crescimento, dependendo do tipo de microalga utilizada na produção da biomassa (ROSA, 2011).

Na Tabela 1, são mostradas algumas espécies de microalgas com seus teores de óleo em sua constituição. Nota-se que a microalga denominada *Schizochytrium sp.* possui uma faixa de teor de óleo, em porcentagem de peso seco, interessante quando comparada as demais espécies, tornando-a uma possível postulante a produção de biodiesel quando analisamos apenas o seu teor de óleo.

Tabela 1 — Teor de óleo de diferentes microalgas

Espécie de Microalga	Teor de óleo (%. peso seco)
<i>Botryococcus braunii</i>	25-75
<i>Chlorella sp.</i>	28-32
<i>Cohnii Crypthecodinium</i>	20
<i>Cylindrotheca sp.</i>	16-37
<i>Dunaliella primolecta</i>	23
<i>Isochrysis sp.</i>	25-33
<i>Monallanthus salina</i>	> 20
<i>Nannochloris sp.</i>	20-35
<i>Nannochloropsis sp.</i>	31-68
<i>Neochloris oleoabundans</i>	35-54
<i>Nitzschia sp.</i>	45-47
<i>Phaeodactylum tricornutum</i>	20-30
<i>Schizochytrium sp.</i>	50-77
<i>Tetraselmis sueica</i>	15-23

Fonte: Chisti (2007)

Nessa continuidade, as microalgas têm caráter promissor visando a produção de biodiesel. Segundo Hakalin (2014), dentre as vantagens existentes, pode-se citar:

- As microalgas não competem com a agricultura visto que podem ser cultivadas em solos degradados sem a necessidade de grandes extensões de terra;
- Podem ser cultivadas durante o ano inteiro e, mesmo crescendo em meio aquoso, consomem menos água em relação a plantas terrestres;
- Tem uma elevada produção de biomassa e um bom nível de acúmulo de lipídeos, e são capazes de produzir mais de 50% do oxigênio presente na atmosfera terrestre;
- São ótimas fixadoras de carbono, podendo chegar a 20 vezes mais carbono fixado em relação as demais plantas oleaginosas;
- São capazes de produzir diversos produtos de alto valor agregado.

É interessante fazer uma análise comparativa do potencial das microalgas frente as demais oleaginosas. Na Tabela 2, são apresentadas diversas informações de comparação entre microalgas e outras matérias-primas de biodiesel. Quando se compara a produtividade de biodiesel das microalgas de alto teor de óleo com uma cultura já estabelecida na produção de biodiesel, como a soja, nota-se uma diferença significativa de produtividade ($121104 \text{ kg ha}^{-1} \text{ ano}^{-1}$ e $562 \text{ kg ha}^{-1} \text{ ano}^{-1}$,

respectivamente) que é impulsionada pelo alto rendimento de óleo e a baixa quantidade de terra utilizada na produção das microalgas (136900 L óleo ha⁻¹ ano⁻¹ e 0,1 m² ano kg de biodiesel⁻¹, respectivamente).

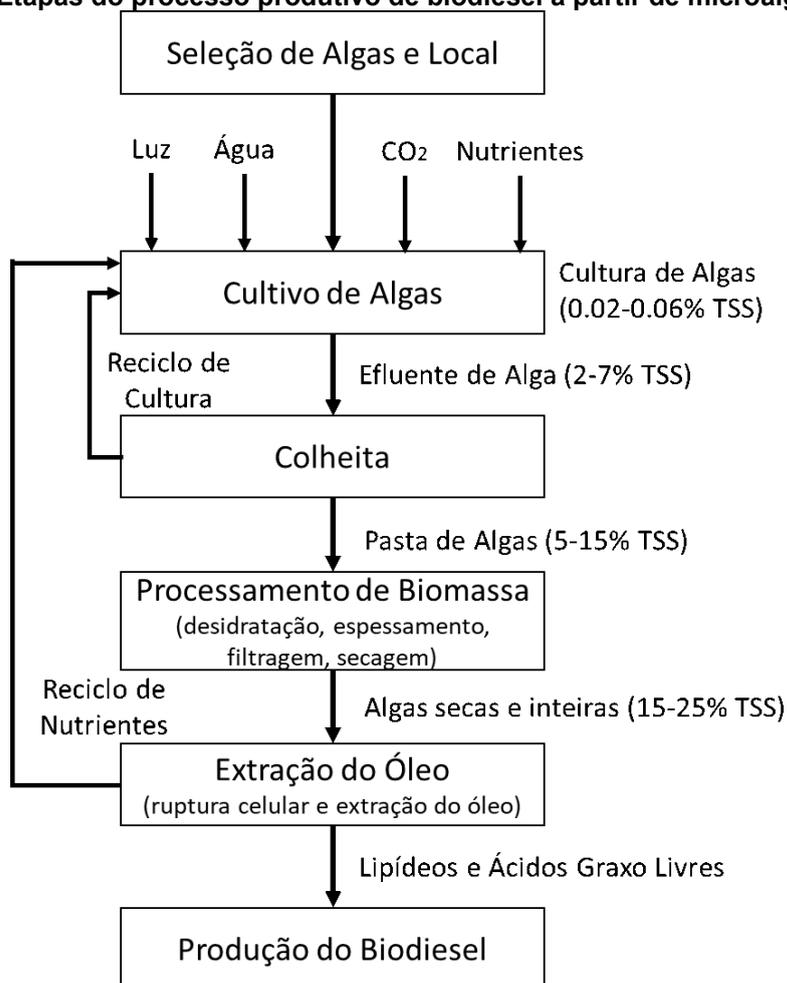
Tabela 2 — Comparação das microalgas com outras matérias primas de biodiesel

Cultura	Óleo presente			Produtividade de Biodiesel (kg de biodiesel ha ⁻¹ ano ⁻¹)
	Óleo presente na semente (% de óleo por peso na biomassa)	Rendimento de óleo (L óleo ha ⁻¹ ano ⁻¹)	Terra utilizada (m ² ano kg de biodiesel ⁻¹)	
Milho	44	172	66	152
Cânhamo	33	363	31	321
Soja	18	636	18	562
Jatropha	28	741	15	656
Camelina	42	915	12	809
Canola	41	974	12	862
Girassol	40	1070	11	946
Castor	48	1307	9	1156
Óleo de Palma	36	5366	2	4747
Microalgas (baixo teor de óleo)	30	58700	0,2	51927
Microalgas (médio teor de óleo)	50	97800	0,1	86515
Microalgas (alto teor de óleo)	70	136900	0,1	121.104

Fonte: Adaptado de Mata *et al.* (2010)

As etapas do processo produtivo de biodiesel por meio de microalgas, em uma forma geral, são mostradas no esquema da Figura 2, começando pela seleção da espécie de microalgas, seguido pela forma de cultivo, colheita, processamento, extração do óleo e unidade de produção de biodiesel.

Figura 2 — Etapas do processo produtivo de biodiesel a partir de microalgas



Fonte: Adaptado de Mata *et al.* (2010)

2.3 Cultivo de Microalgas

O sistema de cultivo de microalgas deve ser analisado em diversas frentes sempre levando em consideração o custo do processo e taxa de produção de biomassa (ODLARE *et al.*, 2011).

Para Zardo (2011), “a escolha do método mais apropriado para o cultivo das microalgas é de suma importância para a viabilidade do processo, buscando-se um ponto ótimo entre custo de implementação/operação com a produtividade de cada sistema.”

A etapa de cultivo das microalgas é de suma importância para a produção de biodiesel. Usualmente, o cultivo de microalgas pode ser apresentado de quatro maneiras distintas: fotoautotrófico, heterotrófico, mixotrófico e foto-heterotrófico. Apenas o cultivo fotoautotrófico é comumente utilizado. Nele, encontram-se dois

métodos de cultivo que serão abordados neste trabalho, pois são utilizados com maior abrangência: o sistema de cultivo fechado, representado pelos fotobiorreatores tubulares (PBRs) e o sistema de cultivo aberto, exemplificado pelas lagoas a céu aberto ou *open raceway pond* (ORPs) (RAWAT *et al.*, 2013).

2.3.1 Lagoas Abertas

Os sistemas de cultivo em lagoas abertas são mais simples e baratos, sendo conhecidos e utilizados desde a década de 1950. São também, o principal sistema comercial utilizado para produção de microalgas; no entanto, apresentam baixa produtividade de biomassa (DE AZEREDO, 2012).

Segundo De Azeredo (2012):

Estes sistemas podem variar desde lagoas abertas simples, sem nenhum tipo de aparato mecânico para realizar a mistura da cultura, lagoas circulares, onde há a presença de um braço mecânico central para realizar a mistura e os sistemas conhecidos como *high rate ponds* ou *raceway paddle wheel mixed open ponds* (DE AZEREDO, 2012).

As lagoas abertas são construídas geralmente de concreto, mas outros materiais podem ser utilizados. Sua profundidade varia; por exemplo, sistemas com pás de agitação são limitados em cerca de 30 cm de profundidade, já sistemas que não são misturados os tanques podem ter até 50 cm de profundidade. Contudo, é importante mencionar que o sistema com agitação previne o assentamento da cultura e a profundidade deve ser adequada a permitir a infiltração necessária dos raios de luz solar (RAWAT *et al.*, 2013).

A Tabela 3, mostra a produtividade em sistemas abertos de algumas espécies de microalgas. Cabe ressaltar que a única forma de cultivo que alcançou alta produtividade de biomassa em larga escala foi o sistema desenvolvido para a microalga *Chlorella sp* (BRENNAN; OWENDE, 2010).

Tabela 3 — Produtividade de biomassa em sistemas abertos

Espécie	Produtividade (g/m².d)
Chlorella sp.	25
Spirulina platensis	14
Haematococcus pluvialis	15,1
Spirulina sp.	69,16
Diversas	19
Spirulina platensis	12,2
Spirulina platensis	19,4
Anabaena sp.	23,5
Chlorella sp.	23,5
Chlorella sp.	11,1
Chlorella sp.	32,2
Chlorella sp.	18,1

Fonte: Adaptado de Brennan e Owende (2010)

Segundo Mondal *et al.* (2017) existem inúmeras limitações nos sistemas de cultura em lagoas abertas, como:

- Dificuldades no uso da luz por parte das microalgas;
- Alta evaporação e baixa produtividade de biomassa;
- Perda ou difusão de CO₂ na atmosfera;
- Quantidade de terra utilizada;
- Pode ocorrer facilmente a contaminação química ou biológica da lagoa.

2.3.2 Sistemas Fechados (Fotobiorreatores)

Diferentemente do sistema do cultivo em sistemas abertos, o fotobiorreator pode cultivar uma única espécie de microalga. Um fotobiorreator projetado para o cultivo de microalgas é idealizado para que possa ter o máximo de controle sobre seus parâmetros de atuação, como por exemplo, a fonte de iluminação e o sistema de agitação (MONDAL *et al.*, 2017).

Os fotobiorreatores conseguem realizar o controle de um ambiente estável, imprescindível para o cultivo de microalgas. Também apresentam pouco risco de contaminação, sem perdas de CO₂ e evaporação de água, têm a temperatura controlável e vários tipos de *designs* estão disponíveis no mercado (DE AZEREDO, 2012).

Segundo Mondal *et al.* (2017), “os sistemas fechados podem ser classificados como fotobiorreatores tubulares horizontais, fotobiorreatores agitados, fotobiorreatores de coluna de bolha e *airlift*.”

Na Tabela 4, é mostrada a produtividade de diversas espécies de microalgas em sistemas fechados. Destacam-se a produtividades alcançadas pelas microalgas *Phaeodactylum tricornutum* e *Arthrospira platensis* por meio de fotobiorreatores do tipo tubular e da microalga *Tetraselmis sp.* por meio de um fotobiorreator tipo coluna.

Tabela 4 — Produtividade de biomassa em sistemas fechados

Espécies	Tipo de Fotobiorreator	Volume (L)	Produtividade (g/m ² /d)
<i>Phaeodactylum tricornutum</i>	Tubular	200	20
<i>Phaeodactylum tricornutum</i>	Tubular	200	32
<i>Arthrospira platensis</i>	Tubular	11	47,7
<i>Haematococcus pluvialis</i>	Tubular	25000	13
<i>Haematococcus pluvialis</i>	Placas	25000	10,2
<i>Arthrospira</i>	Tubular	146	25,4
<i>Chlorella sp.</i>	Placas	400	22,8
<i>Chlorella sp.</i>	Placas	400	19,4
<i>Tetraselmis sp.</i>	Coluna	1000	38,2
<i>Chlorococcum sp.</i>	Parábola	70	14,9
<i>Chlorococcum sp.</i>	Cúpula	130	11

Fonte: Adaptado de Brennan e Owende (2010)

2.3.3 Sistemas Híbridos

Os sistemas híbridos são uma junção dos sistemas de cultivo fechado e aberto. Em uma primeira etapa é feito o uso de fotobiorreatores para que seja possível um controle maior das condições, já numa segunda etapa é feito o uso de lagoas abertas para aumentar o estresse de nutrientes, aumentando a produção do óleo que é desejado (BRENNAN; OWENDE, 2010).

A Tabela 5 faz uma comparação dos sistemas de cultivo abertos e fechados, apresentando aspectos importantes para definição do método de cultivo. Observa-se que a produção de biomassa em fotobiorreatores é quase trinta vezes maior, quando comparada ao sistema de lagoa aberta, além de necessitar de uma área disponível menor.

Tabela 5 — Comparação de parâmetros entre lagoas abertas e fotobiorreatores

Parâmetros	Lagoa Aberta	Fotobiorreatores
Regime de Operação	Batelada ou semicontínuo	Batelada ou semicontínuo
Produtividade Volumétrica (kg.m ⁻³ . d ⁻¹)	0,117	1,54
Produção de óleo (m ³ . ha ⁻¹) ^a	56,8	78,2
Área Necessária (m ²) ^b	7828	5681
Produção de Biomassa (kg.m ⁻³)	0,14	4
Consumo Anual de CO ₂ (kg) ^c	183,333	183,333
Eficiência de utilização leve	Pobre	Altamente Eficiente
Aumento de escala	Difícil	Fácil
Controle do processo	Difícil	Fácil
Controle de espécies	Difícil	Possível
Mistura	Muito Pobre	Uniforme
Custos de operação	Baixo	Alto
Perdas de água	Alto	Baixo

^a para microalgas com 40% de óleo por peso seco.

^b para atender a 50% de todas as necessidades de transporte de combustível nos Estados Unidos.

^c correspondente à produção anual de 100 toneladas de biomassa

Fonte: Adaptado de Abomohra *et al.* (2016)

2.4 Coleta da biomassa

A coleta de biomassa de microalgas também chamada de colheita é um processo desafiador para a produção de biocombustível, devido ao tamanho microscópico das células de microalgas (RAWAT *et al.*, 2013).

O processo de colheita pode representar de 20 a 30% do custo total da produção de biodiesel a partir de microalgas. Para a escolha do modo de colheita deve-se levar em consideração que não há um método universal e que uma avaliação das características das microalgas é necessária (MATA *et al.*, 2010).

Segundo Mondal *et al.* (2017), “os métodos de colheita comuns incluem sedimentação, centrifugação e filtração, às vezes com uma etapa de floculação adicional.” Para Rashid (2014), “as tecnologias existentes incluem centrifugação, coagulação, floculação, filtração por dissolução de ar, filtração por membrana, eletroflotação, eletroforese e ultrassom.”

No Apêndice A são descritos os métodos de centrifugação, filtração, floculação e flotação mencionados.

2.5 Processamento da biomassa

O processamento da biomassa deve ser feito rapidamente para evitar a sua deterioração. Geralmente, os processos de desidratação ou secagem são usados dependendo de qual o produto de interesse (MONDAL *et al.*, 2017).

Após a secagem, é realizada extração dos componentes de interesse para a produção do biodiesel.

2.6 Extração do óleo

Para produção de biodiesel, deve-se realizar a extração de lipídeos e ácidos graxos, e, para isso, é necessário o rompimento da parede celular. A quebra pode ser realizada por métodos químicos, mecânicos ou biológicos, sendo que qualquer método utilizado depende do tipo de microalga (RASHID *et al.*, 2014).

Os métodos químicos são aplicados na biomassa desidratada, fazendo uso de solventes orgânicos como hexano, que é comumente utilizado, etanol ou uma mistura de hexano-etanol. A vantagem de se utilizar esses solventes é que eles são baratos, eficientes e geralmente usados para extração de óleo (RAWAT, *et al.*, 2013).

A ruptura física das células de microalgas caracteriza o método mecânico de extração de lipídeos e ácidos graxos. Neste processo, o óleo é retirado das células de microalgas secas (RASHID *et al.*, 2014).

2.7 Processamento do óleo e produção do biodiesel

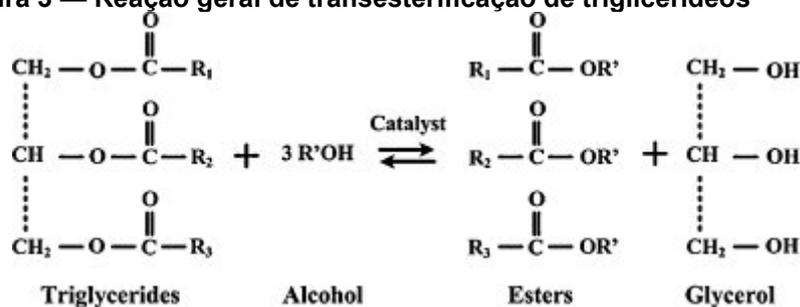
O óleo extraído das microalgas pode apresentar acidez, sendo necessário realizar modificações no metabolismo ou no meio de cultivo para que os lipídeos de interesse sejam produzidos (BORGES, 2014).

Mancio (2011), realizou um projeto de pré-tratamento (desacidificação física) do óleo de microalga, por meio de uma reação de esterificação com etanol, tendo o objetivo de remover os ácidos graxos livres (AGL). O autor obteve um óleo de microalga desacidificado com propriedades adequadas para seguir o processo de produção do biodiesel.

Aproximadamente 98% da composição dos óleos vegetais é de triglicerídeos, sendo que, o restante da composição, são traços de mono e diglicerídeos (BARNWAL; SHARMA, 2005).

O biodiesel é uma mistura de ésteres metílicos de ácidos graxos e pode ser obtido a partir da reação de transesterificação, que ocorre em etapas reversíveis em sequência, onde os triglicerídeos são convertidos em diglicerídeos, os diglicerídeos são convertidos em monoglicerídeos e na sequência os monoglicerídeos são então convertidos em ésteres (biodiesel) e glicerol (subproduto), conforme mostra a Figura 3 (MATA *et al.*, 2010).

Figura 3 — Reação geral de transesterificação de triglicerídeos



Fonte: Mata *et al.* (2010)

A reação de transesterificação pode ser catalisada por ácidos (ácido sulfúrico, fosfórico, clorídrico e os organossulfônicos), bases (hidróxidos e alcóxidos de metais alcalinos) e por enzimas (lipases) com o objetivo de aumentar o rendimento de biocombustível, sendo que a transesterificação básica é mais utilizada em virtude da maior taxa de conversão e dos menores custos (MONDAL *et al.*, 2017).

A resolução da ANP Nº 45, de 25 de agosto 2014, classifica o biodiesel como um combustível composto de alquil ésteres de ácidos carboxílicos de cadeia longa, produzido a partir da transesterificação e/ou esterificação de matérias graxas, de gorduras de origem vegetal ou animal (ANP, 2014).

Considerando ainda a Lei Nº 11.097, de 13 de janeiro de 2005, o biodiesel é definido como um combustível derivado de biomassa renovável para uso em motores a combustão interna com ignição por compressão, que possa substituir parcial ou totalmente o óleo diesel de origem fóssil.

2.8 Gestão econômica e financeira

2.8.1 Gestão de Custos

Os custos podem ser classificados de diferentes formas. Na classificação conforme sua formação é analisada a sua variabilidade ou não em função do volume de atividade durante um determinado período de tempo. Os custos dividem-se entre custos fixos, que são aqueles que permanecem constantes e não dependem do volume a ser produzido, e custos variáveis, que são aqueles que mantêm uma relação direta com o volume de produção podendo ser progressivos, constantes ou regressivos (CARARETO *et al.*, 2006).

Para quantificar os custos presentes na produção de determinado produto de interesse, grande parte das empresas dividem a formação dos custos em três vias: o material direto, onde estão os custos com matéria prima; a mão de obra direta, a qual refere-se ao custo com a força de trabalho ligada aos produtos comercializados; e os custos indiretos de fabricação os quais não se associam com o produto ou serviço específico (SOLAGNA, 2018).

2.8.2 Ponto de Equilíbrio

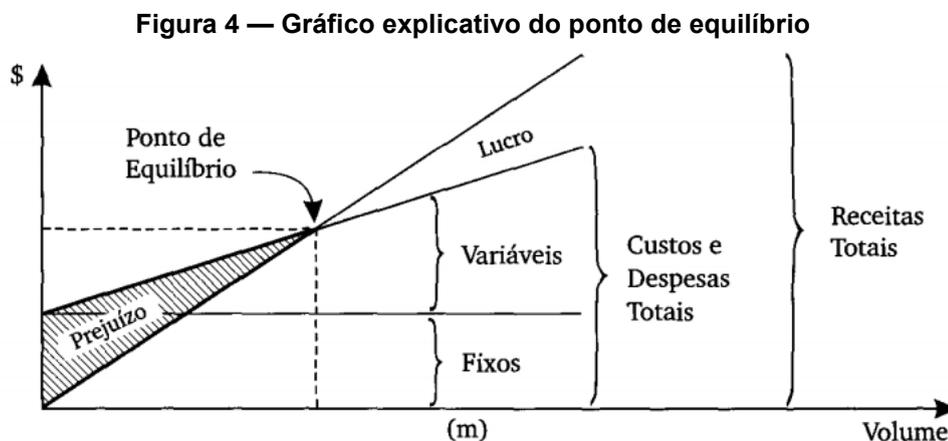
Existem vários métodos para a análise da viabilidade econômica de uma empresa, unidade ou produto. Um deles é o ponto de equilíbrio, que mostra o momento em que a empresa deixa de ter prejuízo e passa a ter lucro. Existem três tipos de ponto de equilíbrio: o contábil, o econômico e o financeiro (BORGES *et al.*, 2010).

Para Oliveira (2016), o ponto de equilíbrio é:

O ponto de equilíbrio é o indicador de segurança da empresa, pois indica o valor mínimo que é necessário comercializar, vender para que as receitas se igualem aos custos e despesas da empresa; atingindo tal valor, é excluída a hipótese de prejuízo e, ultrapassando o mesmo, inicia-se a obtenção do lucro (OLIVEIRA, 2016).

Na Figura 4, o ponto de equilíbrio pode ser observado com clareza considerando a linearidade das receitas, custos e despesas. Observa-se que, até o

ponto de equilíbrio, a empresa está tendo prejuízo, e, acima dele, a empresa passa a ter lucro (MARTINS, 2003).



Fonte: Martins (2003)

2.8.3 Análise Payback

O indicador *Payback* é uma ferramenta de análise que mostra o tempo necessário para que se tenha o retorno do investimento inicial. Para fins de análise, quanto menor o valor do *Payback*, menor será o risco do investimento (VEIGA, 2020).

Neto (1992) afirma que:

O método consiste, em essência, no cálculo do prazo necessário para que o montante do dispêndio de capital efetuado seja recuperado através dos fluxos líquidos de caixa gerados pelo investimento (NETO, 1992).

Este indicador é de elevada importância para verificação de uma proposta empresarial, visto que, ele retorna um panorama dos riscos financeiros presentes no projeto. Ou seja, ele é capaz transmitir confiança ao investidor no momento de tomada de decisão (DE SOUZA, 2006).

Alguns pontos a serem observados na utilização da análise *Payback* são o fato de não se considerar o fluxo de caixa após o tempo de retorno do investimento e a dependência do usuário para a escolha do tempo de recuperação (FONSECA; BRUNI, 2003).

3 PROCEDIMENTO METODOLOGICO

3.1 Tipo de pesquisa

Este estudo será embasado em pesquisas documentais e bibliográficas a partir de literaturas já existentes, afim de analisar os dados pertinentes já publicados. Por se tratar de um trabalho técnico e muito conexo às perspectivas futuras no ramo dos biocombustíveis, visa-se tratar os dados encontrados mesclando-os com os já elaborados, com o intuito de entender o processo de produção de biodiesel a partir de microalgas.

A pesquisa pode ser classificada como quantitativa e qualitativa. Segundo Matias-Pereira (2016), “o método quantitativo, conforme o próprio nome sugere, tem como principal característica a utilização da quantificação, seja nas modalidades de coleta de informações ou no tratamento das mesmas”. Já o método qualitativo, conforme Mezzaroba e Monteiro (2019), “não vai medir seus dados, mas, antes, procurar identificar suas naturezas. [...] A compreensão das informações é feita de uma forma mais global e inter-relacionada com fatores variados, privilegiando contextos.”

O presente trabalho apresenta uma abordagem conjunta da pesquisa quantitativa e qualitativa uma vez que busca identificar os procedimentos para a produção de biodiesel a partir de microalgas, considerando os aspectos técnicos e econômicos, de uma unidade produtora de biodiesel.

3.2 Coleta de dados

Na etapa da coleta de dados é buscado o maior número de informações pertinentes ao processo de produção de biodiesel a partir de microalgas. Conforme Matias-Pereira (2016), “a coleta de dados estará relacionada com o problema, a hipótese ou os pressupostos da pesquisa e tem por fim obter elementos para que os objetivos propostos na pesquisa possam ser alcançados.”

No presente trabalho, o referencial teórico foi escrito com o intuito de embasar o estudo e dar suporte para o desenvolvimento da análise técnica-financeira. Serão realizadas a coleta de informações inerentes ao cultivo de microalgas, colheita,

processamento da biomassa, extração do óleo, processamento do óleo, produção do biodiesel e técnicas de gestão financeira.

Para o prosseguimento, foi necessário utilizar múltiplas fontes de coleta de dados, referentes a produção de biodiesel a partir de microalgas, para que seja possível a obtenção dos resultados de viabilidade técnica e econômica do processo. Dentre elas, cita-se a leitura em artigos científicos da área, busca por informações relacionadas a preço e funcionamento de equipamentos, pesquisa de questões técnicas (exemplos: planta do processo, taxas de conversão, quantidade de energia consumida, utilização dos rejeitos da produção de biodiesel, etc.) e investigação de questões econômicas (exemplo: custos fixos e variáveis). O Quadro 1, reúne as principais fontes de pesquisa utilizadas.

Quadro 1 — Principais fontes de pesquisa bibliográfica

Fontes de pesquisa	Artigos científicos
	Monografias
	Dissertações
	Teses
	Empresas de biocombustíveis
	Livros
	<i>Websites</i>
	Centro de dados e informações de pesquisa

Fonte: Autoria Própria (2022)

3.3 Análise de dados

Na fase de análise de dados, é posta a forma como será feita o estudo das informações obtidas na coleta de dados. Segundo Matias-Pereira (2016), a análise de dados “trata da descrição dos procedimentos a serem adotados na tabulação e análise dos dados. Isso vale para as análises quantitativas e para as análises qualitativas.”

Foram realizadas análises técnicas dos processos de cultivo, extração do óleo e produção do biodiesel de microalgas. Foi executado um esquema global do processo, analisando-se as operações unitárias envolvidas, considerando os balanços de massa e energia necessários, os quais, feitos por meio de um editor de planilhas. Também foi executada uma análise financeira considerando itens como custos fixos e variáveis do processo, o demonstrativo do resultado do exercício (DRE), a taxa

interna de retorno (TIR), o valor presente líquido (VPL), impostos, simulação do financiamento, indicador *Payback* e análise do ponto de equilíbrio.

Os balanços de massa foram efetuados partindo-se da Equação 1 (SMITH *et al.*, 2020).

$$\frac{dm_{vc}}{dt} + \Delta(\dot{m})_{cor} = 0 \quad (1)$$

Assumindo a condição de estado estacionário o balanço de massa pode ser reescrito conforme a Equação 2 (SMITH *et al.*, 2020).

$$\Delta(\dot{m})_{cor} = 0 \quad (2)$$

Onde Δ significa a diferença entre escoamentos de entrada e saída e o subscrito “cor” indica todas as correntes escoando (SMITH *et al.*, 2020).

Os balanços de energia em um estado estacionário foram realizados por meio da Equação 3 (KORETSKY, 2007).

$$0 = \sum_{entrada} \dot{n}_{entrada}(h + e_k + e_p)_{entrada} - \sum_{saída} \dot{n}_{saída}(h + e_k + e_p)_{saída} + \dot{Q} + \dot{W}_s \quad (3)$$

Assumindo a hipótese de que as energias cinética e potencial são desprezíveis, a Equação 3 é reescrita como (KORETSKY, 2007).

$$0 = \sum_{entrada} \dot{n}_{entrada}h_{entrada} - \sum_{saída} \dot{n}_{saída}h_{saída} + \dot{Q} + \dot{W}_s \quad (4)$$

3.3.1 Metodologia de Cálculo do Balanço de Energia nos Equipamentos

Foram realizados balanços de energia nos equipamentos, em que, foi possível a obtenção de dados de temperatura de entrada e saída das correntes, evidenciando o gasto energético. Sendo que, os equipamentos utilizados no balanço são os trocadores de calor de 1 a 9, o tanque flash 1 e o evaporador. As temperaturas de entrada e saída dos equipamentos utilizadas foram extraídas de Mancio (2011).

Nos balanços de energia, o termo do trabalho foi considerado nulo, a temperatura de referência foi estipulada em 25 °C e somente o calor foi considerado como modalidade de energia que transita entre as fronteiras.

Evaporador

O evaporador trabalha na temperatura de 70 °C, evaporando e recuperando o hexano utilizado na extração. Seu balanço de energia está descrito nas Equações 5 e 6.

$$\dot{m}_6 \cdot H_6 + Q_{EV} = \dot{m}_7 \cdot H_7 + \dot{m}_8 \cdot H_8 \quad (5)$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{6\acute{a}gua} \cdot [C_{p\acute{a}gua} \cdot (T_6 - T_{ref.})] + \dot{m}_{6\acute{o}leo} \cdot [C_{p\acute{o}leo} \cdot (T_6 - T_{ref.})] + \dot{m}_{6hexano} \cdot \\ [C_{phexano} \cdot (T_6 - T_{ref.})] + Q_{EV} = \dot{m}_{7\acute{a}gua} \cdot [C_{p\acute{a}gua} \cdot (T_7 - T_{ref.})] + \dot{m}_{7\acute{o}leo} \cdot \\ [C_{p\acute{o}leo} \cdot (T_7 - T_{ref.})] + \dot{m}_{7hexano} \cdot [C_{phexano} \cdot (T_7 - T_{ref.})] + \dot{m}_{8hexano} \cdot \\ [C_{phexano} \cdot (T_8 - T_{ref.})] \end{aligned} \quad (6)$$

Trocador de Calor 1

O trocador de calor 1 trabalha na temperatura de 110 °C aquecendo a corrente de entrada do flash 2. Seu balanço de energia está exposto nas Equações 7 e 8.

$$\dot{m}_{12} \cdot H_{12} + Q_{TC1} = \dot{m}_{13} \cdot H_{13} \quad (7)$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{12\acute{a}gua} \cdot [C_{p\acute{a}gua} \cdot (T_{12} - T_{ref.})] + \dot{m}_{12\acute{o}leo} \cdot [C_{p\acute{o}leo} \cdot (T_{12} - T_{ref.})] + Q_{TC1} = \\ \dot{m}_{13\acute{a}gua} \cdot [C_{p\acute{a}gua} \cdot (T_{13} - T_{ref.})] + \dot{m}_{13\acute{o}leo} \cdot [C_{p\acute{o}leo} \cdot (T_{13} - T_{ref.})] \end{aligned} \quad (8)$$

Trocador de Calor 2

Este trocador de calor trabalha na temperatura de 85 °C resfriando a corrente de entrada do reator 1, seu balanço de energia está exposto nas Equações 9 e 10.

$$\dot{m}_{17} \cdot H_{17} + Q_{TC2} = \dot{m}_{18} \cdot H_{18} \quad (9)$$

$$[C_{p\acute{o}leo} \cdot (T_{17} - T_{ref.})] + Q_{TC2} = \dot{m}_{18oleo} \cdot [C_{p\acute{o}leo} \cdot (T_{18} - T_{ref.})] \quad (10)$$

Trocador de Calor 3

Este trocador de calor trabalha na temperatura de 90 °C aquecendo a corrente de entrada da coluna de destilação, seu balanço de energia é mostrado nas Equações 11 e 12.

$$\dot{m}_{21} \cdot H_{21} + Q_{TC3} = \dot{m}_{22} \cdot H_{22} \quad (11)$$

$$\begin{aligned} &\dot{m}_{21\acute{o}leo} \cdot [C_{p\acute{o}leo} \cdot (T_{21} - T_{ref.})] + \dot{m}_{21etanol} \cdot [C_{petanol} \cdot (T_{21} - T_{ref.})] + \\ &\dot{m}_{21bio} \cdot [C_{pbio} \cdot (T_{21} - T_{ref.})] + Q_{TC3} = \dot{m}_{22\acute{o}leo} \cdot [C_{p\acute{o}leo} \cdot (T_{22} - T_{ref.})] + \\ &\dot{m}_{22etanol} \cdot [C_{petanol} \cdot (T_{22} - T_{ref.})] + \dot{m}_{22bio} \cdot [C_{pbio} \cdot (T_{22} - T_{ref.})] \end{aligned} \quad (12)$$

Trocador de Calor 4

O trocador de calor 4 trabalha na temperatura de 25 °C resfriando a corrente de entrada da coluna de extração, seu balanço de energia pode ser visualizado nas Equações 13 e 14.

$$\dot{m}_{26} \cdot H_{26} + Q_{TC4} = \dot{m}_{27} \cdot H_{27} \quad (13)$$

$$\begin{aligned} &\dot{m}_{26\acute{o}leo} \cdot [C_{p\acute{o}leo} \cdot (T_{26} - T_{ref.})] + \dot{m}_{26bio} \cdot [C_{pbio} \cdot (T_{26} - T_{ref.})] + Q_{TC4} = \\ &\dot{m}_{27\acute{o}leo} \cdot [C_{p\acute{o}leo} \cdot (T_{27} - T_{ref.})] + \dot{m}_{27bio} \cdot [C_{pbio} \cdot (T_{27} - T_{ref.})] \end{aligned} \quad (14)$$

Trocador de Calor 5

Este trocador de calor trabalha na temperatura de 107 °C aquecendo a corrente de entrada do reator 2, seu balanço de energia está exposto nas Equações 15 e 16.

$$\dot{m}_{31} \cdot H_{31} + Q_{TC5} = \dot{m}_{32} \cdot H_{32} \quad (15)$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{31\acute{o}leo} \cdot [C_{p\acute{o}leo} \cdot (T_{31} - T_{ref.})] + \dot{m}_{31bio} \cdot [C_{pbio} \cdot (T_{31} - T_{ref.})] + Q_{TC4} = \\ \dot{m}_{32\acute{o}leo} \cdot [C_{p\acute{o}leo} \cdot (T_{32} - T_{ref.})] + \dot{m}_{32bio} \cdot [C_{pbio} \cdot (T_{32} - T_{ref.})] \end{aligned} \quad (16)$$

Trocador de Calor 6

Este trocador de calor trabalha na temperatura de 100 °C aquecendo a corrente de entrada do flash 3, seu balanço de energia está exposto nas Equações 17 e 18.

$$\dot{m}_{35} \cdot H_{35} + Q_{TC6} = \dot{m}_{36} \cdot H_{36} \quad (17)$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{35etanol} \cdot [C_{petanol} \cdot (T_{35} - T_{ref.})] + \dot{m}_{35bio} \cdot [C_{pbio} \cdot (T_{35} - T_{ref.})] + \\ \dot{m}_{35gli} \cdot [C_{pgli} \cdot (T_{35} - T_{ref.})] + Q_{TC6} = \dot{m}_{36etanol} \cdot [C_{petanol} \cdot (T_{36} - T_{ref.})] + \\ \dot{m}_{36bio} \cdot [C_{pbio} \cdot (T_{36} - T_{ref.})] + \dot{m}_{36gli} \cdot [C_{pgli} \cdot (T_{36} - T_{ref.})] \end{aligned} \quad (18)$$

Trocador de Calor 7

Este trocador de calor trabalha na temperatura de 25 °C, resfriando a corrente de entrada da coluna de extração 2, seu balanço de energia está exposto nas Equações 19 e 20.

$$\dot{m}_{40} \cdot H_{40} + Q_{TC7} = \dot{m}_{41} \cdot H_{41} \quad (19)$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{40etanol} \cdot [C_{petanol} \cdot (T_{40} - T_{ref.})] + \dot{m}_{40bio} \cdot [C_{pbio} \cdot (T_{40} - T_{ref.})] + \\ \dot{m}_{40gli} \cdot [C_{pgli} \cdot (T_{40} - T_{ref.})] + Q_{TC7} = \dot{m}_{41etanol} \cdot [C_{petanol} \cdot (T_{41} - T_{ref.})] + \\ \dot{m}_{41bio} \cdot [C_{pbio} \cdot (T_{41} - T_{ref.})] + \dot{m}_{41gli} \cdot [C_{pgli} \cdot (T_{41} - T_{ref.})] \end{aligned} \quad (20)$$

Trocador de Calor 8

Este trocador de calor trabalha na temperatura de 150 °C aquecendo a corrente de entrada do flash 4, seu balanço de energia é mostrado nas Equações 21 e 22.

$$\dot{m}_{44} \cdot H_{44} + Q_{TC8} = \dot{m}_{45} \cdot H_{45} \quad (21)$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{44\text{água}} \cdot [C_{p\text{água}} \cdot (T_{44} - T_{ref.})] + \dot{m}_{44\text{bio}} \cdot [C_{p\text{bio}} \cdot (T_{44} - T_{ref.})] + Q_{TC8} = \\ \dot{m}_{45\text{água}} \cdot [C_{p\text{água}} \cdot (T_{45} - T_{ref.})] + \dot{m}_{45\text{bio}} \cdot [C_{p\text{bio}} \cdot (T_{45} - T_{ref.})] \end{aligned} \quad (22)$$

Trocador de Calor 9

Este trocador de calor trabalha na temperatura de 25 °C resfriando a corrente de entrada no tanque de armazenamento de biodiesel, seu balanço de energia pode ser visualizado nas Equações 23 e 24.

$$\dot{m}_{49} \cdot H_{49} + Q_{TC9} = \dot{m}_{50} \cdot H_{50} \quad (23)$$

$$\dot{m}_{49\text{bio}} \cdot [C_{p\text{bio}} \cdot (T_{49} - T_{ref.})] + Q_{TC9} = \dot{m}_{50\text{bio}} \cdot [C_{p\text{bio}} \cdot (T_{50} - T_{ref.})] \quad (24)$$

Flash 1

O flash 1 opera a 100 °C, visando remover a água presente na corrente 7. O balanço de energia, mostrado nas Equações 25 e 26, demonstra as variáveis utilizadas para determinação da carga térmica.

$$\dot{m}_7 \cdot H_7 + Q_{F1} = \dot{m}_{11} \cdot H_{11} + \dot{m}_{12} \cdot H_{12} \quad (25)$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{7\text{água}} \cdot [C_{p\text{água}} \cdot (T_7 - T_{ref.})] + \dot{m}_{7\text{hexano}} \cdot [C_{p\text{hexano}} \cdot (T_7 - T_{ref.})] + \\ \dot{m}_{7\text{óleo}} \cdot [C_{p\text{óleo}} \cdot (T_7 - T_{ref.})] + Q_{F1} = \dot{m}_{11\text{água}} \cdot [C_{p\text{água}} \cdot (T_{11} - T_{ref.})] + \\ \dot{m}_{11\text{hexano}} \cdot [C_{p\text{hexano}} \cdot (T_{11} - T_{ref.})] + \dot{m}_{12\text{água}} \cdot [C_{p\text{água}} \cdot (T_{12} - T_{ref.})] + \\ \dot{m}_{12\text{óleo}} \cdot [C_{p\text{óleo}} \cdot (T_{12} - T_{ref.})] \end{aligned} \quad (26)$$

3.3.2 Metodologia do Cálculo da Estimativa do Consumo de Vapor

O consumo de vapor foi calculado a partir da Equação 27 (COSTA, 2009).

$$\dot{m}_{vapor} = \frac{\dot{Q}}{\lambda} \quad (27)$$

Em que \dot{Q} é a carga térmica do equipamento, \dot{m}_{vapor} é a massa de vapor e λ é a entalpia de vaporização de aquecimento. Costa (2009), assumiu que “para operações acima de 100°C pode-se usar vapor de 10 kgf cm⁻² (980,7 kPa) e para operações abaixo de 100°C, vapor de 4 kgf cm⁻² (392,3 kPa).” As entalpias de vaporização são respectivamente 2120 kJ kg⁻¹ e 2000 kJ kg⁻¹ (COSTA, 2009).

Por meio da Equação 28, do rendimento global de um gerador de vapor, podemos determinar a massa de combustível necessário (COSTA, 2009). Se assume como combustível o cavaco de eucalipto.

$$\eta_g = \frac{\dot{m}_v \cdot h_{vap}}{\dot{m}_{cavaco} \cdot PCI_{cavaco}} \quad (28)$$

Em que η_g é o rendimento do gerador, \dot{m}_v é a massa de vapor total utilizada no processo, h_{vap} é a entalpia de vaporização da água, \dot{m}_{cavaco} é a massa de cavaco de eucalipto e PCI_{cavaco} é o poder calorífico inferior do cavaco de eucalipto (COSTA, 2009).

3.3.3 Metodologia do Cálculo do *Payback* Descontado, *VPL* e *TIR*

Foi utilizado a análise do *Payback* descontado visto que ela considera o conceito do valor da moeda no tempo, retornando uma tornando a análise mais assertiva. Por meio do emprego deste indicador, foi executada uma análise de viabilidade do projeto. O *Payback* descontado é encontrado calculando-se o valor presente em cada um fluxo de caixa. A Equação 29 retorna uma forma algébrica de encontrá-lo (ASSAF NETO, 2019).

$$\text{Payback Descontado} = a - \frac{b}{c} \quad (29)$$

Em que a é o ultimo ano de prejuízo, b é o valor do último ano de prejuízo e c é o valor presente subsequente ao ultimo ano de prejuízo.

O valor presente líquido (VPL), pode ser calculado por meio da Equação 30 (ASSAF NETO, 2019).

$$VPL = \sum_{t=1}^n \frac{FC_t}{(1+K)^t} - \left[I_0 + \sum_{t=1}^n \frac{I_t}{(1+K)^t} \right] \quad (30)$$

Em que FC_t é o fluxo de caixa do período, K é a taxa de atratividade mínima, I_0 é o investimento inicial e I_t o valor do investimento previsto em cada período subsequente.

A taxa interna de retorno (TIR), foi calculada por meio da Equação 31, onde assume-se um VPL igual a zero (ASSAF NETO, 2019).

$$\sum_{t=1}^n \frac{FC_t}{(1+K)^t} - I_0 = \sum_{t=1}^n \frac{I_t}{(1+K)^t} \quad (31)$$

Em que FC_t é o fluxo de entradas de caixa previsto, K é a taxa interna de retorno, I_0 investimento inicial e I_t montantes previstos em cada período subsequente.

Assumiu-se que o investimento foi desembolsado integralmente no momento inicial.

3.3.4 Metodologia do Cálculo do Ponto de Equilíbrio

Após efetuado o levantamento dos custos fixos e variáveis do processo, será realizado uma estimativa do preço de venda do biodiesel de microalgas com posterior cálculo do ponto de equilíbrio.

O ponto de equilíbrio pode ser encontrado por meio da plotagem de um gráfico, ou de forma analítica. A Equação 32, expõem as variáveis necessárias para o cálculo do ponto de equilíbrio (ASSAF NETO, 2019).

$$\text{Ponto de Equilíbrio} = \frac{CF}{(p - CV_u)} \quad (32)$$

Na qual CF são os custos fixos, p é o preço de venda unitário e CV_u é o custo variável unitário.

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Nesta seção serão apresentados e comentados os resultados obtidos na realização deste trabalho, ou seja, a discussão dos procedimentos para a produção do biodiesel a partir de microalgas, a esquematização do processo, os cálculos de balanço de massa e energia necessários, a estimativa dos custos de produção do biodiesel, a análise *payback* e o cálculo do ponto de equilíbrio.

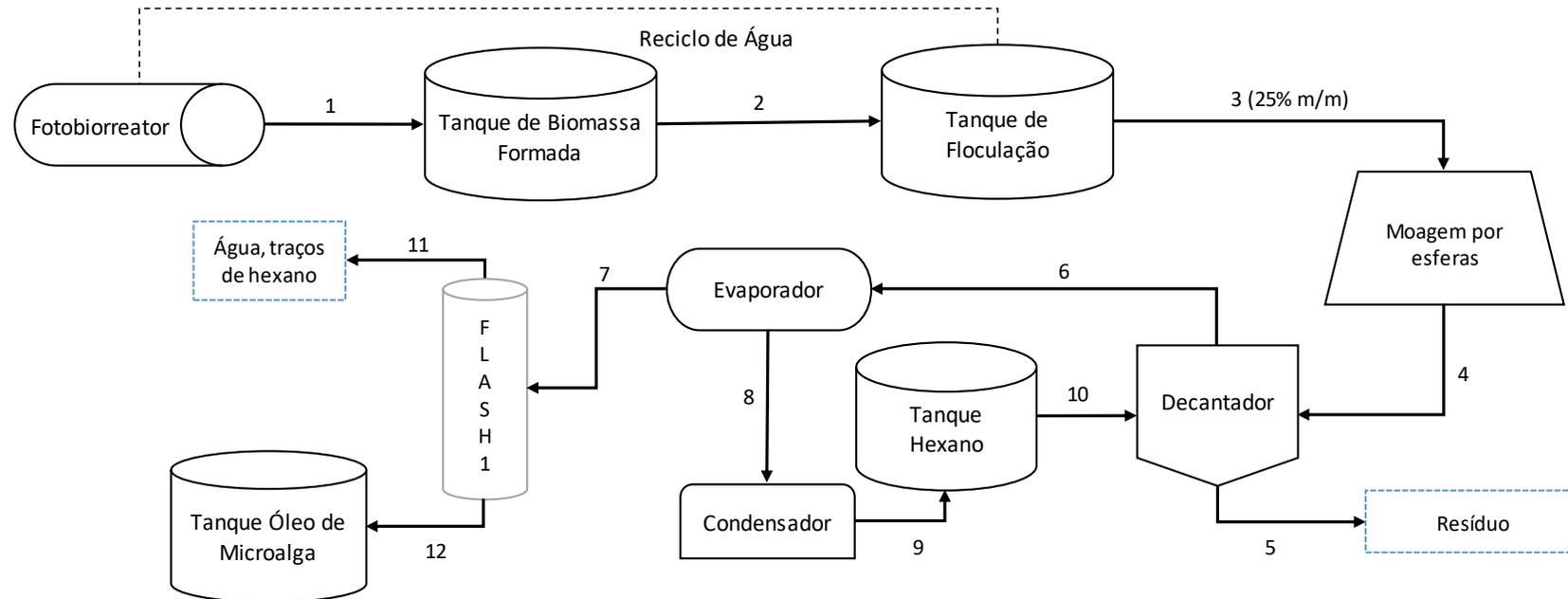
4.1 Esquematização do processo

Tendo o objetivo de realizar uma estimativa dos custos de produção do biodiesel a partir de microalgas, levando-se em consideração o máximo de informações pertinentes possíveis, dividiu-se o processo produtivo em três etapas sequenciais: iniciando por uma etapa que começa no cultivo da microalga até a extração do seu óleo, por conseguinte uma etapa de pré-tratamento do óleo e finalizando com uma etapa de produção de biodiesel. O detalhamento de cada etapa do processo está demonstrado a seguir.

4.1.1 Etapa de cultivo até extração do óleo

Na Figura 5, é exposto um fluxograma geral do processo de obtenção do óleo de microalga, desde o seu método de cultivo até a extração com solvente. As correntes desta etapa do processo estão numeradas de 1 a 11.

Figura 5 — Fluxograma proposto do cultivo, colheita e extração do óleo de microalga



Fonte: Adaptado de Zardo (2011) e Nascimento Junior (2021)

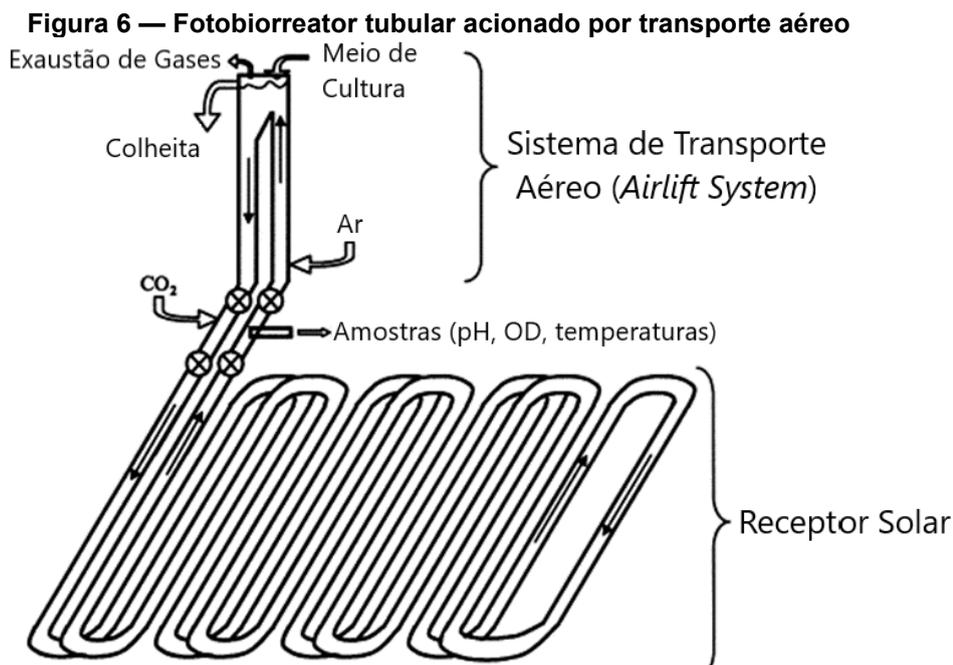
4.1.1.1 Meio de Cultivo e Colheita

Iniciou-se definindo que a espécie de microalga a ser cultivada para extração do óleo seria a *Phaeodactylum Tricornutum*, visto que, ela se apresenta com características promissoras para a produção de biodiesel e também por existirem informações importantes para o prosseguimento deste trabalho na literatura. Na sequência, entre os sistemas de produção de microalgas abertos e fechados discutidos no referencial teórico, propõem-se a utilização dos sistemas fechados por meio dos fotobiorreatores, visto que, eles apresentam maior produtividade e controle das condições operacionais.

Molina *et al.* (2001) projetou um fotobiorreator tubular acionado por transporte aéreo, dado na Figura 6, utilizando a microalga *Phaeodactylum Tricornutum* para fins de comprovação do meio de cultura, e obteve uma produtividade em biomassa de $1,90 \text{ g L}^{-1} \text{ dia}^{-1}$ ou $32 \text{ g m}^{-2} \text{ dia}^{-1}$. Logo, foi escolhido este modelo de fotobiorreator para produção da biomassa, sendo os parâmetros de projeto deste reator listados na Tabela 6 (MOLINA *et al.*, 2001).

O material de construção do fotobiorreator será o Plexiglas, o meio de cultura fresco será continuamente adicionado durante um período que corresponde ao tempo de luz do dia (aproximadamente 10 h), sendo operado por meio de um quimiostato. Será realizado, conforme necessário, a adição automática de dióxido de carbono para manter o pH estável e de nutrientes como nitrogênio (MOLINA *et al.*, 2001).

Para se produzir uma tonelada de biomassa são gastos entre 50 a 80 kg de nitrogênio (BOROWITZKA; MOHEIMANI, 2013). Portanto, será necessário acrescentar no meio de cultivo aproximadamente 500 kg h^{-1} de nitrogênio. A adição de dióxido de carbono para manutenção do pH do meio, será feito considerando que o CO_2 esteja disponível sem nenhum custo adicional.



Fonte: Adaptado de Molina *et al.* (2001)

Tabela 6 — Variáveis de projeto e operação do fotobiorreator

Variável	Valor
Diâmetro do tubo receptor solar	0,06 m ²
Comprimento do loop	80 m
Volume de cultura	0,2 m ³
Área ocupada pelo coletor solar	0,12 m ²
Altura da coluna de transporte aéreo	4,0 m
Espaçamento vertical entre as camadas do tubo	0,03 m
Espaçamento horizontal entre degraus de tubos paralelos adjacentes	0,09 m
Velocidade de cultura através do tubo solar	0,5 m s ⁻¹

Fonte: Molina *et al.* (2001)

A colheita e extração do óleo serão realizadas por meio de uma rota úmida, utilizando-se uma etapa de floculação.

O tanque de biomassa formada nos fotobiorreatores será direcionado para um tanque de floculação, por meio da corrente 2, com o objetivo de aumentar o tamanho das partículas.

Será utilizado, como floculante o sulfato de alumínio (Al₂(SO₄)₃) com uma dosagem de 140 (mg L⁻¹) visando se obter uma taxa de recuperação de 91% (UDOM *et al.*, 2013).

Como produto do tanque de floculação, tem-se a corrente 3 que vai dar entrada no moinho de esferas, iniciando a etapa de extração do óleo.

4.1.1.2 Extração do Óleo

A extração do óleo por meio da via úmida (*wet route*) será realizada diretamente na pasta da biomassa com o hexano, onde os lipídeos estarão em uma fase orgânica e os demais compostos na fase aquosa (NASCIMENTO JUNIOR, 2020).

Nascimento Junior (2021) simulou a extração do óleo da microalga *Nannochloropsis sp.* por via úmida utilizando hexano como solvente e obtendo bons resultados. Os ácidos graxos e suas respectivas frações mássicas, presentes no óleo da microalga *Nannochloropsis sp.* são parecidos com o óleo da microalga *Phaeodactylum Tricornutum*. Logo, se utilizará do rendimento da etapa de extração (90%) mencionada no trabalho de Nascimento Junior (2021) para posteriores cálculos do balanço de massa (NASCIMENTO JUNIOR, 2020).

Com o objetivo de preparar a biomassa e melhorar a eficiência da etapa de extração do óleo, a corrente 3 entra no moinho de esferas para que seja realizada a quebra da estrutura celular, originando a corrente 4.

A corrente 4, por sua vez, é direcionada para o decantador onde também é adicionada a corrente 10, a qual carregará o solvente (hexano).

Do processo de extração no decantador, surgirá a corrente 6 (fase leve), contendo óleo e hexano (miscela) e também a corrente 5 (fase pesada) a qual será considerada resíduo. A corrente 6, é direcionada para os evaporadores, onde com o aquecimento do meio, o hexano por ser mais volátil que o óleo, passa para o estado gasoso sendo recuperado por meio de condensadores. O hexano é então direcionado de volta ao tanque de armazenamento de hexano pela corrente 9, fechando seu ciclo no processo.

A parte menos volátil (que não evaporou) dos evaporadores dará origem a corrente 7, contendo óleo e água. Esta corrente, será levada para um tanque flash, que terá por objetivo reduzir a quantidade de água até 3%. A corrente 12, contendo majoritariamente óleo, levará o mesmo até os tanques de armazenamento.

4.1.2 Etapa de pré-tratamento do óleo

O óleo de microalgas pode apresentar leve acidez e também um certo grau de umidade. Segundo Mancio (2011), que realizou uma simulação do processo de produção de biodiesel, “o óleo extraído da microalga *Phaeodactylum tricornutum* apresenta 3% de água e cerca de 10% de acidez necessitando de um pré-tratamento que será realizado por meio de uma reação de esterificação via catálise ácida.”

O fluxograma do processo de desacidificação do óleo de microalga é mostrado na Figura 7.

Inicialmente, a corrente 12 tem suas condições de operação adequadas formando a corrente 14 de entrada no tanque flash, o qual, remove a água presente no óleo. A corrente 15 tem suas condições de operação ajustadas formando a corrente 18 que vai dar entrada no reator (MANCIO, 2011). O reator receberá ainda a corrente 19 contendo etanol e a corrente 20 contendo ácido p-toluenossulfônico.

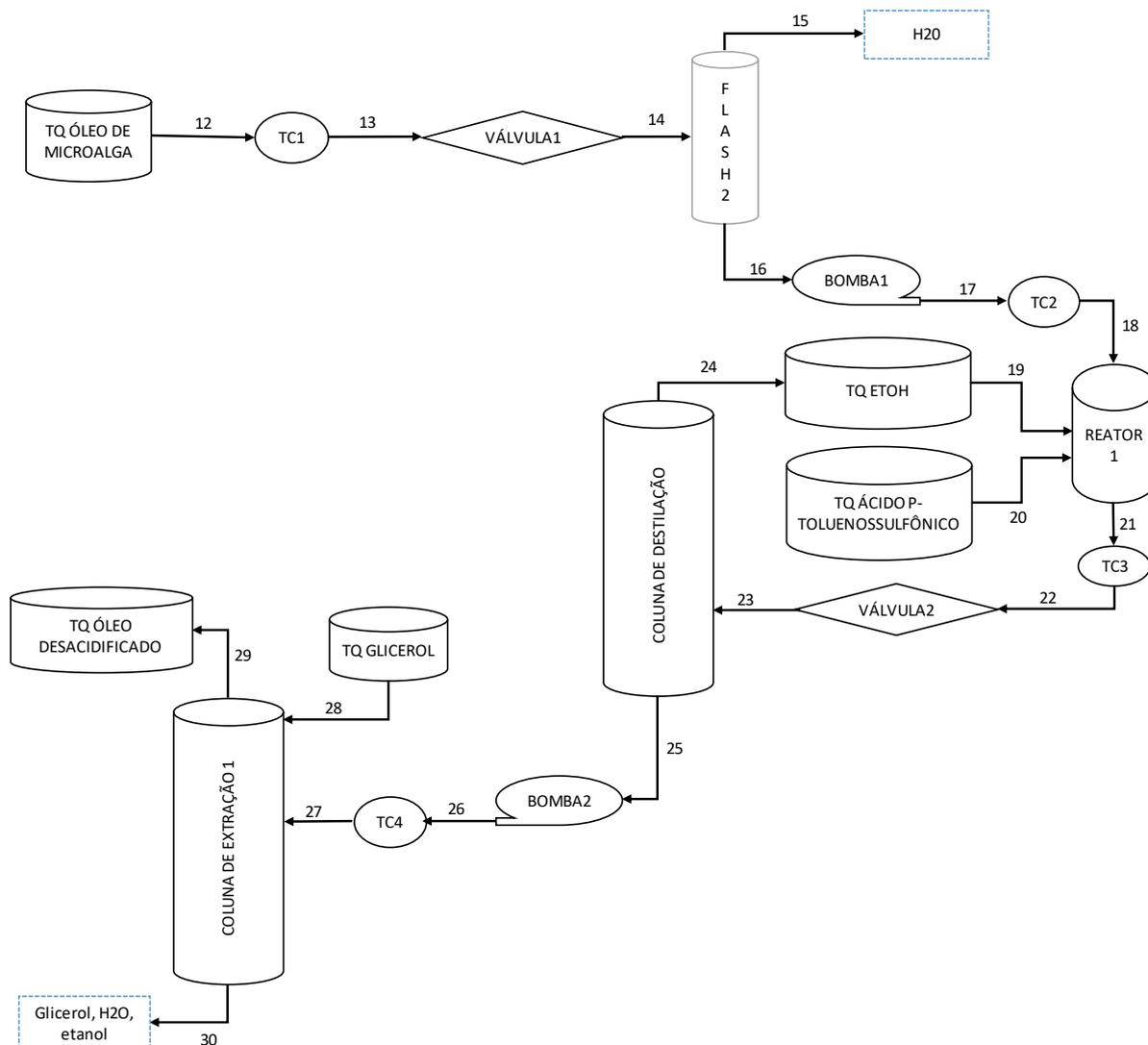
O ácido p-toluenossulfônico foi escolhido como catalisador em virtude de ser menos agressivo as tubulações e apresentar desempenho semelhante a outros ácidos (informação verbal)¹.

A mistura das correntes contendo os compostos necessários para a reação de esterificação no reator terá como objetivo a remoção dos ácidos graxos livres, reduzindo o teor de acidez do óleo (MANCIO, 2011).

A partir da corrente de saída do reator 21, já livre dos ácidos graxos, inicia-se o processo de recuperação do etanol gasto na reação de esterificação (MANCIO, 2011).

¹ Informação concedida pelo Químico Industrial Maiquel Bonato, em novembro de 2021.

Figura 7 — Fluxograma do processo de pré-tratamento do óleo de microalga por meio da reação esterificação via catálise ácida



Fonte: Adaptado de Mancio (2011)

A corrente 23 entra na coluna de destilação visando recuperar o etanol. O etanol por meio da corrente 24 (produto de topo) é levado de volta ao tanque de origem, finalizando seu ciclo no processo. O produto de fundo contendo o óleo, corrente 25, necessitará de um processo adicional para eliminação de impurezas (água, ácido p-toluenossulfônico e etanol não recuperado). Portanto, será realizada uma etapa de lavagem com glicerol utilizando-se de uma coluna de extração líquido-líquido (MANCIO, 2011).

A corrente 27, com suas condições operacionais adequadas dá entrada na coluna de extração. A corrente 28, carrega o glicerol para dentro da coluna de extração líquido-líquido. O glicerol é utilizado devido à sua capacidade de dissolver os

componentes indesejados no óleo. O produto de topo, corrente 29, contendo o óleo desacidificado e livre de impurezas, vai para um tanque de armazenamento para dar prosseguimento ao processo. O produto de fundo, corrente 30, contendo o glicerol e os demais componentes, pode ser estocado buscando-se uma utilização posterior (MANCIO, 2011).

4.1.3 Etapa de produção do biodiesel

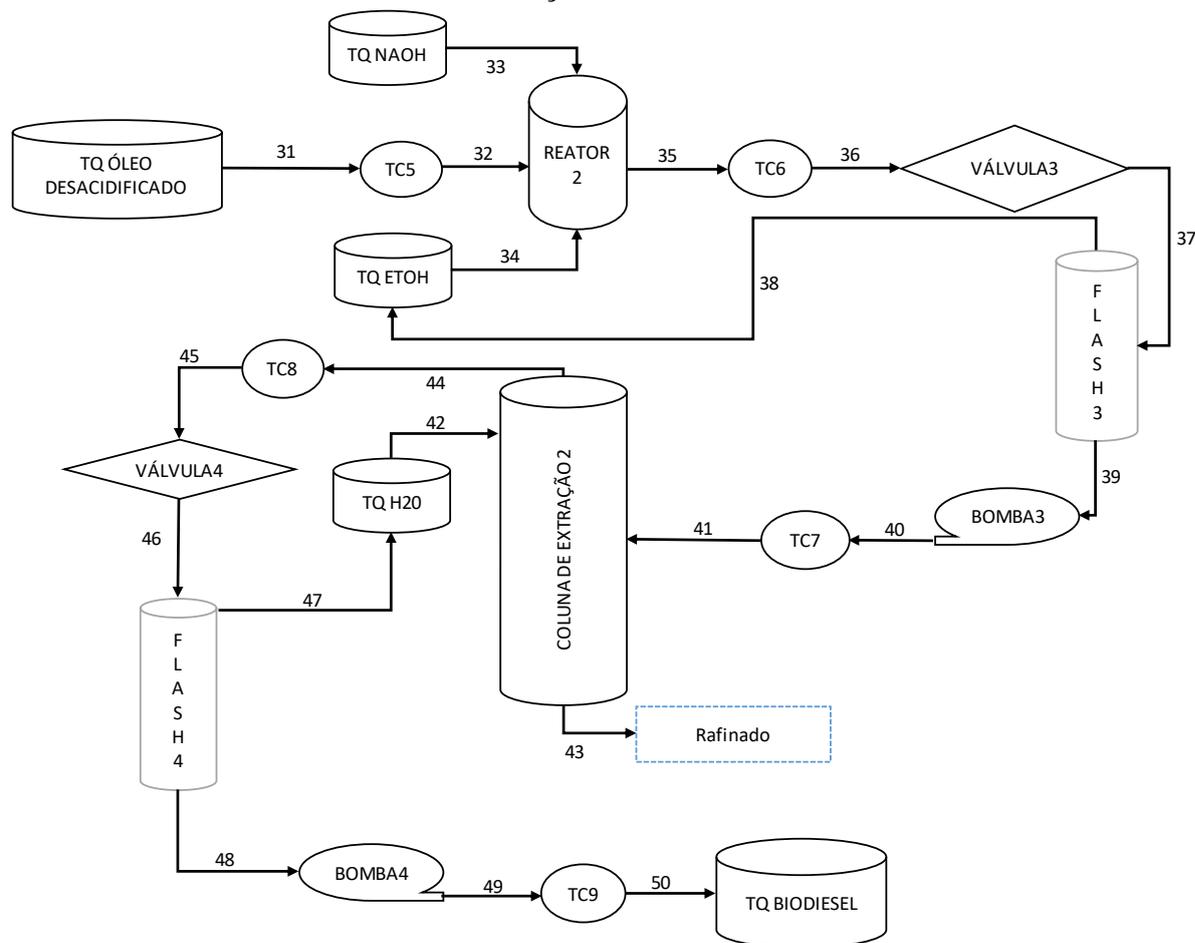
Após a etapa de pré-tratamento inicia-se a produção de biodiesel. O biodiesel será obtido por meio da reação de transesterificação via catálise básica, onde os triglicerídeos são transformados em ésteres metílicos (biodiesel). A Figura 8 apresenta o fluxograma desta parte do processo, contendo os equipamentos necessários e as correntes numeradas.

O processo tem início a partir do tanque de óleo desacidificado obtido na etapa de pré-tratamento. A corrente 32, juntamente com a corrente 33 proveniente do tanque de NaOH (catalisador) e com a corrente 34 advinda do tanque de etanol, entram no reator formando o complexo necessário para que ocorra a reação de transesterificação (MANCIO, 2011).

Na saída do reator têm-se a corrente 35, onde já se tem o produto de interesse. Entretanto, além de biodiesel essa corrente apresenta o glicerol, subproduto da reação, além de outros compostos decorrentes da reação de transesterificação. Logo, será necessário etapas subsequentes de refinamento, afim de que se tenha um biodiesel atendendo as condições da agência nacional do petróleo (ANP) (MANCIO, 2011).

A primeira parte das etapas subsequentes diz respeito a recuperação do etanol. A corrente 37 entra no tanque flash 3, com o objetivo de recuperar o etanol. Admite-se que a corrente 38 contém apenas etanol sendo direcionada diretamente para o tanque de armazenamento de etanol, fechando o ciclo do composto. A saída do flash, corrente 39, é direcionada para a coluna de extração líquido-líquido (MANCIO, 2011).

Figura 8 — Fluxograma do processo de produção do biodiesel por meio da reação de transesterificação via catálise básica



Fonte: Adaptado de Mancio (2011)

A coluna de extração líquido-líquido tem por objetivo purificar o biodiesel removendo os compostos que não são desejáveis. A corrente 41, contendo o óleo transesterificado, entra na coluna juntamente com a corrente 42, contendo água. A água atua como solvente para dissolver e arrastar os compostos. A coluna de extração tem como produto de fundo (corrente 43) os compostos não desejáveis, e como produto de topo (corrente 44) água e biodiesel (MANCIO, 2011).

Para remoção da água, a corrente 46 entra no vaso flash 4. A corrente 48, de saída do flash, é composta majoritariamente por biodiesel. Este, após ter sua temperatura e pressão postas em condições ambiente, é direcionado para o tanque de biodiesel, onde ficará armazenado para posterior comercialização (MANCIO, 2011).

4.2 Balanço de massa

4.2.1 Balanço de massa na etapa de cultivo, colheita e extração do óleo

Primeiramente, definiu-se uma base de cálculo tendo como objetivo a produção de 29,5 milhões de litros de biodiesel anuais ou aproximadamente 25500 toneladas. Tal valor condiz com estimativas de produção de uma planta real, sendo necessário aproximadamente 2949 kg de óleo h⁻¹ para atingir tal produção (informação verbal)². Exposta esta base de cálculo, foi possível estimar as demais variáveis do processo.

Um fotobiorreator tubular acionado por transporte aéreo com volume de 0,2 m³ tem uma produtividade de 0,0792 kg m⁻³ h⁻¹ de biomassa seca a uma taxa de diluição de 0,04 h⁻¹, ou seja, um único fotobiorreator é capaz de formar 0,01584 kg h⁻¹ (MOLINA *et al.*, 2001). Conforme dado na Tabela 7, multiplicando-se a fração de biomassa da corrente 4 pela sua vazão chega-se à quantidade de biomassa necessária de 10.000 kg h⁻¹, sendo necessários 631.313 fotobiorreatores idênticos para se alcançar tal produção. A área ocupada seria de 75.755,6 m² ou 7,57 ha.

Os dados de produtividade de biomassa do fotobiorreator presentes na literatura levam em consideração a biomassa já tendo passado pelo processo de colheita, portanto, em virtude da dificuldade de estimar as condições do processo de floculação serão contabilizados apenas seus custos.

A extração do óleo será realizada em um decantador, tendo que se adotar alguns pressupostos. A partir de Nascimento Junior (2021), utilizou-se que a concentração da pasta de microalga era de 75% m m⁻¹ de água e 25% m m⁻¹ de biomassa, a proporção de 1:1 entre solvente e biomassa, o rendimento do hexano para extração de 0,953 e proporções estimadas de água nas correntes leve (6) e pesada (5). A partir da Tabela 1, utilizou-se que a porcentagem de lipídeos na biomassa da microalga é de 30%. Com estas informações foi possível realizar o balanço de massa no decantador construindo-se a Tabela 7.

² Informação concedida pelo Químico Industrial Maiquel Bonato, em novembro de 2021.

Tabela 7 — Balanço de massa no decantador com a composição das suas respectivas correntes

Corrente	xH ₂ O	xBiomassa	xHexano	xÓleo	xResíduo	Vazão (kg h ⁻¹)
4	0,7500	0,2500	-	-	-	40.000
10	-	-	1,0000	-	-	10.000
5	0,7941	-	-	-	0,2059	34.000
6	0,1875	-	0,6250	0,1787	-	16.000

Fonte: Autoria Própria (2022)

A corrente 6 composta por água, hexano e óleo dá sequência ao processo sendo enviada para evaporadores buscando recuperar o hexano. Uma recuperação acima de 99% de hexano é considerado um valor desejável de atuação na indústria (informação verbal)³. Portanto, adotou-se que 99% do hexano que entra no evaporador pela corrente 6 é recuperado por meio da corrente 8. A Tabela 8 mostra os resultados obtidos com o balanço de massa no evaporador.

Tabela 8 — Balanço de massa no evaporador com a composição das suas respectivas correntes

Corrente	xH ₂ O	xHexano	xÓleo	Vazão (kg h ⁻¹)
6	0,1875	0,6250	0,1787	16.000
7	0,4918	0,0164	0,4687	6.100
8	-	1,0000	-	9.900

Fonte: Autoria Própria (2022)

A corrente 8, contendo somente hexano em estado gasoso, é condensada e depois enviada para o tanque de hexano. A Tabela 9 mostra os resultados do balanço de massa no condensador, observando-se a presença de uma corrente denominada hexano, a qual refere-se à quantidade de hexano alimentada ao processo por hora.

Tabela 9 — Balanço de massa no condensador com a composição das suas respectivas correntes

Corrente	xHexano	Vazão (kg h ⁻¹)
8	1,0000	9.900
9	1,0000	9.900
hexano	1,0000	100
9 + hexano	1,0000	10.000

Fonte: Autoria Própria (2022)

³ Informação Concedida pelo Químico Industrial Maiquel Bonato, em novembro de 2021.

A corrente 7, composta por água, traços de hexano e óleo de microalga segue para um flash para redução da presença de água no óleo à 3%. A Tabela 10 traz os resultados obtidos com o balanço de massa no flash 1.

Tabela 10 — Balanço de massa no flash 1 com a composição das suas respectivas correntes

Corrente	xH ₂ O	xHexano	xÓleo	Vazão (kg h ⁻¹)
7	0,4918	0,0164	0,4687	6.100
11	0,9683	0,0317	-	3.151
12	0,0305	-	0,9695	2.949

Fonte: Autoria Própria (2022)

4.2.2 Balanço de massa da etapa de pré-tratamento do óleo

A Tabela 11 mostra a composição inicial da corrente 12. É assumido que esta é uma composição representativa do óleo proveniente da etapa de extração.

Tabela 11 — Composição da corrente 12

Componentes	Fração Mássica
H ₂ O	0,0300
Ácido Palmítico	0,0800
Ácido Mirístico	0,0200
Triglicerídeos	0,8700
Total	1,0000

Fonte: Mancio (2011)

A corrente 14 é direcionada para um tanque flash a fim de remover a água. A corrente 15 representa a água retirada do processo. Assumiu-se, conforme Mancio (2011), que cerca de 99% da água presente na corrente 12 é retirada pela corrente 15. Na Tabela 12, é possível visualizar o balanço de massa realizado no tanque flash 2.

Tabela 12 — Balanço de massa no flash 2 com a composição das suas respectivas correntes

Corrente	xH ₂ O	xÁc. Palmítico	xÁcido Mirístico	xTriglicerídeos	Vazão (kg h ⁻¹)
14	0,0300	0,0800	0,0200	0,8700	2.949,00
15	1,0000	-	-	-	87,58
16	0,0003	0,0824	0,0206	0,8966	2.861,41

Fonte: Autoria Própria (2022)

No balanço de massa do reator ocorrerá a reação de esterificação para diminuição da acidez, sendo que, o rendimento de reação assumido foi de 100%. Conforme Mancio (2011), utilizou-se as relações estequiométricas de 1% de ácido p-toluneossulfônico (catalisador) em relação a massa de óleo e razão molar de 6/1 de etanol/óleo. Os resultados obtidos com o balanço de massa no reator são mostrados na Tabela 13.

Tabela 13 — Balanço de massa no reator 1 com a composição das suas respectivas correntes

Corrente	xH ₂ O	xÁc. Palmítico	xÁc. Mirístico	xTriglicerídeos	xEtOH	xÁc. p-tol.	xBiodiesel	Vazão (kg h ⁻¹)
18	0,0003	0,0800	0,0200	0,8966	-	-	-	2.861,41
19	-	-	-	-	1,0000	-	-	964,79
20	-	-	-	-	-	1,0000	-	28,61
21	0,0098	-	-	0,6655	0,2503	0,0074	0,0669	3.854,81

Fonte: Autoria Própria (2022)

O óleo já sem os ácidos graxos após a esterificação segue para uma etapa de recuperação do etanol usado em excesso na reação em uma coluna de destilação. Conforme Mancio (2011), assumiu-se que “98% do etanol que entrou pela corrente 19 foi recuperado pela corrente 24.” Os resultados obtidos no balanço de massa da coluna de destilação são expostos na Tabela 14.

Tabela 14 — Balanço de massa na coluna de destilação com a composição das suas respectivas correntes

Corrente	xH ₂ O	xTriglicerídeos	xEtOH	xÁc. p-tol.	xBiodiesel	Vazão (kg h ⁻¹)
23	0,0098	0,6655	0,2503	0,0074	0,0669	3.854,81
24	0,0269	-	0,9730	-	-	971,59
25	0,0041	0,8898	0,0067	0,0099	0,0894	2.883,22

Fonte: Autoria Própria (2022)

A Tabela 15 mostra os valores de frações mássica e vazões calculadas para o balanço de massa da coluna de extração líquido-líquido, sendo importante notar que a corrente 29 é composta praticamente por triglicerídeos e biodiesel já formado na reação de esterificação.

Tabela 15 — Balanço de massa na coluna de extração líquido-líquido 1 com a composição das suas respectivas correntes

Corrente	xH ₂ O	xTriglicerídeos	xEtOH	xÁc. p-tol.	xBiodiesel	xGlicerol	Vazão (kg h ⁻¹)
27	0,0041	0,8898	0,0067	0,0099	0,0894		2.883,22
28	-	-	-	-	-	1,0000	2.026,87
30	0,0057	0,0107	0,0181	0,0137	-	0,9681	2.883,22
29	-	0,9014	0,0054	-	0,0913	0,0017	2.821,45

Fonte: Autoria Própria (2022)

4.2.3 Balanço de massa da etapa de produção do biodiesel

A Tabela 16, mostra a composição inicial da corrente 31, proveniente do processo de pré-tratamento.

Tabela 16 — Composição da corrente 31 proveniente da etapa de pré-tratamento

Componentes	Fração Mássica
Etanol	0,0054
Glicerol	0,0017
Biodiesel	0,0913
Triglicerídeos	0,9014
Total	1,0000

Fonte: Autoria Própria (2022)

No reator 2, ocorrerá a reação de transesterificação para transformação dos triglicerídeos em ésteres. Mancio (2011), utilizou as seguintes relações estequiométricas que também serão utilizadas nesta etapa, “1% de NaOH (catalisador) em relação a massa de óleo, razão molar de 6/1 de etanol/óleo e se assume um rendimento de 99% da reação.” Os resultados obtidos com o balanço de massa no reator são mostrados na Tabela 17.

Tabela 17 — Balanço de massa no reator 2 com a composição das suas respectivas correntes

Corrente	xTriglicerídeos	xEtOH	xBiodiesel	xGlicerol	xNaOH	Vazão (kg h ⁻¹)
32	0,9014	0,0055	0,0914	0,0017	-	2.821,45
33	-	-	-	-	1,0000	28,21
34	-	1,0000	-	-	-	944,99
35	0,0067	0,1778	0,7315	0,0765	0,0074	3.794,66

Fonte: Autoria Própria (2022)

A Tabela 18, mostra o balanço de massa no tanque flash 3, o qual realiza a recuperação do etanol utilizado em excesso na reação. Conforme Mancio (2011), “cerca de 70% do etanol é recuperado”, logo utilizou-se está informação de taxa de recuperação, assumindo-se que a corrente 38 é composta somente por etanol recuperado.

Tabela 18 — Balanço de massa no flash 3 com a composição das suas respectivas correntes

Corrente	xTriglicerídeos	xEtOH	xBiodiesel	xGlicerol	xNaOH	Vazão (kg h ⁻¹)
37	0,0067	0,1778	0,7315	0,0765	0,0074	3.794,66
38	-	1,0000	-	-	-	472,40
39	0,0077	0,0609	0,8355	0,0874	0,0085	3.322,26

Fonte: Autoria Própria (2022)

Seguindo as etapas de purificação do biodiesel, observa-se a necessidade de eliminar o etanol, glicerol e o hidróxido de sódio presentes na corrente 39. Para tal, utilizou-se uma coluna de extração líquido-líquido utilizando a água como solvente. A vazão de água utilizada foi a mesma da corrente contendo biodiesel (MANCIO, 2011).

Na Tabela 19 são expostos os resultados do balanço de massa realizado na coluna de extração líquido-líquido.

Tabela 19 — Balanço de massa na coluna de extração líquido-líquido 2 com a composição das suas respectivas correntes

Corrente	xTriglicerídeos	xEtOH	xBiodiesel	Glicerol	xNaOH	xH ₂ O	Vazão (kg h ⁻¹)
41	0,0077	0,0609	0,8355	0,0874	0,0085	-	3.322,26
42	-	-	-	-	-	1,0000	3.322,26
44	0,0054	-	0,6672	-	-	0,3274	4.160,40
43	0,0011	0,0815	-	0,1169	0,0114	0,7891	2.484,11

Fonte: Autoria Própria (2022)

Nota-se que a corrente 44, a qual contém nosso produto de interesse, apresenta uma grande quantidade de água que precisa ser removida. A Tabela 20, expõem o balanço de massa realizado no tanque flash 4 visando a remoção da água.

Tabela 20 — Balanço de massa no flash 4 com a composição das suas respectivas correntes

Corrente	xTriglicerídeos	xBiodiesel	xH ₂ O	Vazão (kg h ⁻¹)
46	0,0054	0,6672	0,3274	4.160,40
47	0,0126	0,1450	0,8424	1.615,63
48	0,0009	0,9987	0,0004	2.544,77

Fonte: Aatoria Própria (2022)

Ao final do processo, levando-se em consideração todos os pressupostos e condições assumidas chega-se a uma estimativa de produção de aproximadamente 2.544 kg h⁻¹ de biodiesel ou aproximadamente 22,8 milhões de litros anuais.

4.3 Balanço de Energia

Os balanços de energia nos equipamentos foram calculados conforme as equações do item 3.3.1 do procedimento metodológico. Em cada equipamento será apresentado um esquema com dados de vazão mássica e temperaturas.

Em virtude da dificuldade de estimar ou encontrar dados referentes ao calor específico do óleo de microalga será levado em conta o trabalho de Silva (2014), que propôs para obtenção dos valores de calor específico do óleo de soja por meio de uma linha de tendência calculada a partir de dados das propriedades físico-químicas do óleo. As equações necessárias para a estimativa da capacidade calorífica do biodiesel, glicerol e óleo estão presentes na Tabela 21.

Tabela 21 — Equações para a estimativa da capacidade calorífica do óleo de soja, biodiesel e glicerol

Composto	Equação
Óleo de soja ^a	$C_p = 0,0031T + 1,7795$
Biodiesel ^b	$C_p = 2,9355T + 1111,1$
Glicerol ^c	$C_p = 0,4335T + 90,983$

^a referência Silva (2014)

^b referência Dzida; Prusakiewicz (2008)

^c referência Righetti; Salvetti; Tombari (1998)

Fonte: Aatoria Própria (2022)

Os dados de capacidade calorífica do hexano, etanol e da água foram obtidos por meio do banco de dados Cheric (Chemical Engineering and Materials Research Information Center). A Tabela 22 apresenta as equações e os parâmetros utilizados.

Tabela 22 — Dados utilizados para o cálculo da capacidade calorífica do hexano, etanol e água

Composto	A	B	C	D	E
Hexano ^a	32,36546	0,3446541	0,000202639	-3,80613E-07	1,33055E-10
Etanol ^b	-67,44388	1,842515	-0,007297586	1,05223E-05	-
Água ^c	50,81069	0,2129361	-0,000630969	6,48306E-07	-

$$^a C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4$$

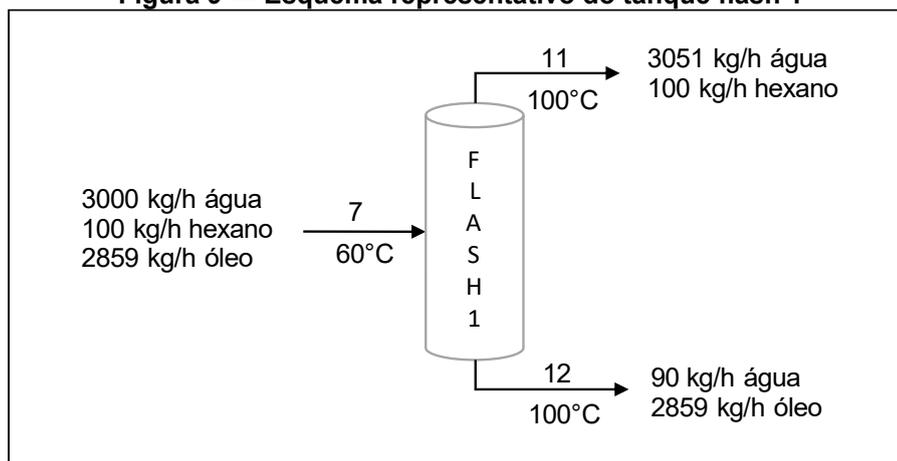
$$^b C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3$$

$$^c C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3$$

Fonte: Cheric (2022)

4.3.1 Balanço de energia da etapa de cultivo, colheita e extração do óleo

O flash 1, mostrado na Figura 9, tem um gasto energético de 9.082.862,6 kJ kg⁻¹ para separar a água e o hexano do óleo.

Figura 9 — Esquema representativo do tanque flash 1

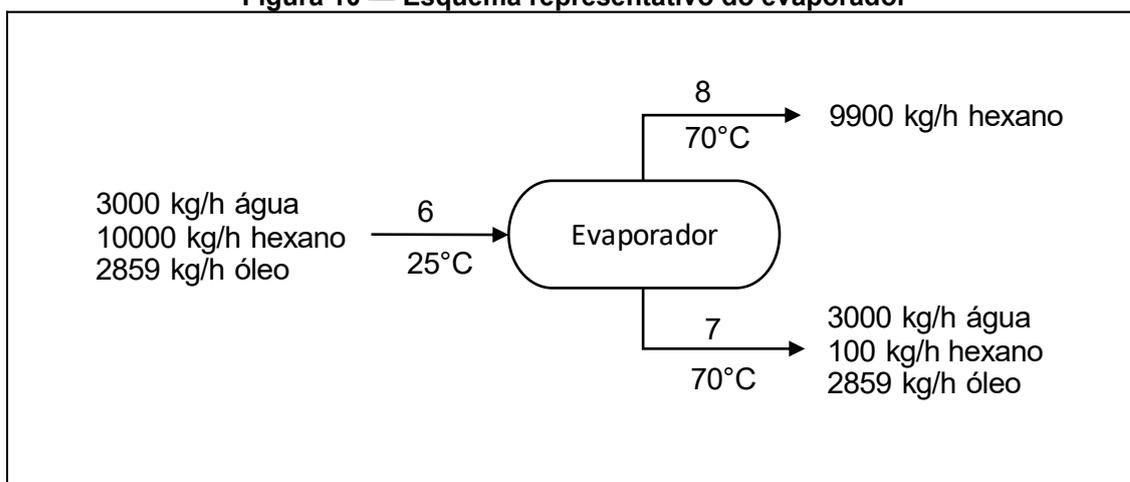
Fonte: Autoria Própria (2022)

$$3.000 \cdot [4,205 \cdot (60 - 25)] + 100 \cdot [1,824 \cdot (60 - 25)] + 2.859 \cdot [2,81 \cdot (60 - 25)] + Q_{F1} = 3.051 \cdot [4,22 \cdot (100 - 25)] + 100 \cdot [1,995 \cdot (100 - 25)] + 90 \cdot [4,22 \cdot (100 - 25)] + 2.859 \cdot [2,93 \cdot (100 - 25)] \quad (33)$$

$$Q_{F1} = 908.262,6 \text{ kJ/kg} \quad (34)$$

O evaporador, mostrado na Figura 10, tem um gasto energético de 1.773.745,2 kJ kg⁻¹ para recuperar o hexano.

Figura 10 — Esquema representativo do evaporador



Fonte: Autoria Própria (2022)

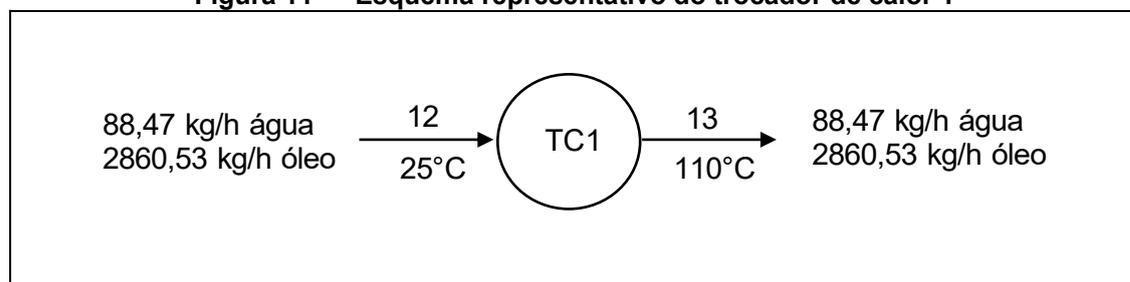
$$3.000 \cdot [4,18 \cdot (25 - 25)] + 2.859 \cdot [2,703 \cdot (25 - 25)] + 10.000 \cdot [1,672 \cdot (25 - 25)] + Q_{EV} = 3.000 \cdot [4,209 \cdot (70 - 25)] + 2.859 \cdot [2,84 \cdot (70 - 25)] + 100 \cdot [1,867 \cdot (70 - 25)] + 9.900 \cdot [1,867 \cdot (70 - 25)] \quad (35)$$

$$Q_{EV} = 1.773.745,2 \text{ kJ/kg} \quad (36)$$

4.3.2 Balanço de energia da etapa de pré-tratamento do óleo

O trocador de calor 1, mostrado na Figura 11, tem um gasto energético de 546.992,39 kJ kg⁻¹ para aquecer a corrente 12 até 110 °C.

Figura 11 — Esquema representativo do trocador de calor 1



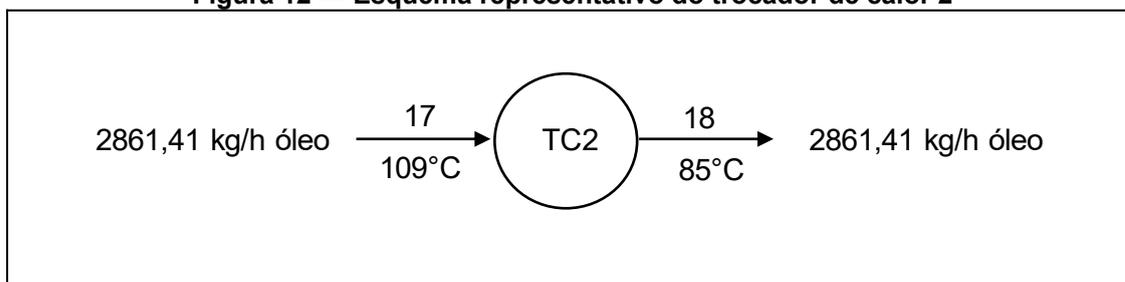
Fonte: Autoria Própria (2022)

$$88,47 \cdot [4,178 \cdot (25 - 25)] + 2.860,53 \cdot [1,857 \cdot (25 - 25)] + Q_{TC1} = 88,47 \cdot [4,176 \cdot (110 - 25)] + 2.860,53 \cdot [2,1205 \cdot (110 - 25)] \quad (37)$$

$$Q_{TC1} = 546.992,39 \text{ kJ/kg} \quad (38)$$

O trocador de calor 2, mostrado na Figura 12, retira do sistema 158.183,58 kJ kg⁻¹ para resfriar a corrente 17 até 85 °C.

Figura 12 — Esquema representativo do trocador de calor 2



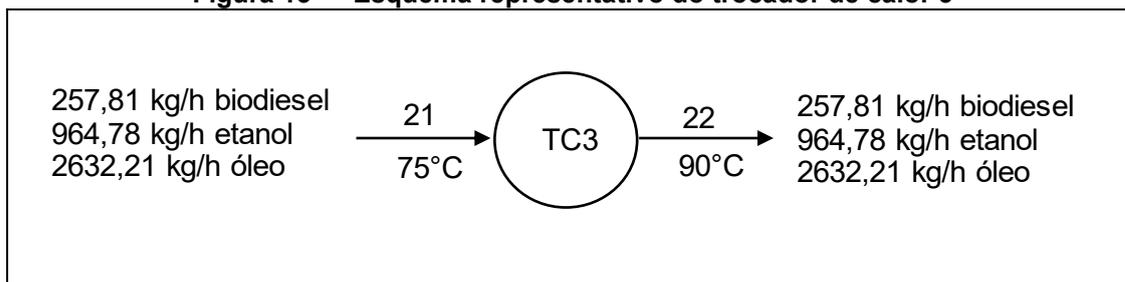
Fonte: Autoria Própria (2022)

$$2.861,41 \cdot [2,1174 \cdot (109 - 25)] + Q_{TC1} = 2.861,41 \cdot [4,043 \cdot (85 - 25)] \quad (39)$$

$$Q_{TC2} = -158.183,58 \text{ kJ/kg} \quad (40)$$

O trocador de calor 3, mostrado na Figura 13, tem um gasto energético de 151.512,91 kJ kg⁻¹ para aquecer a corrente 21 até 90 °C.

Figura 13 — Esquema representativo do trocador de calor 3



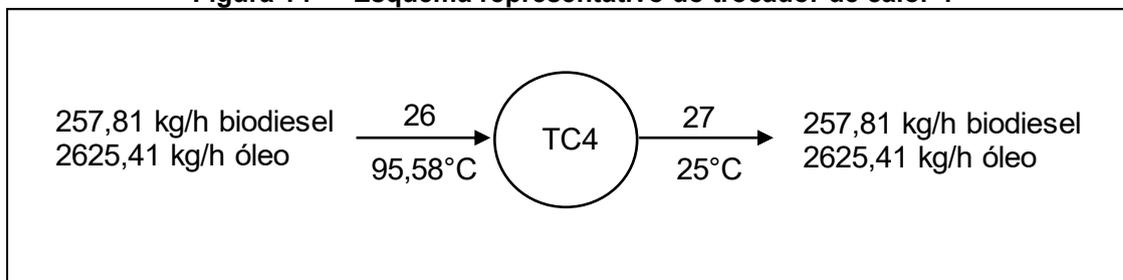
Fonte: Autoria Própria (2022)

$$2.632,21 \cdot [2,012 \cdot (75 - 25)] + 964,78 \cdot [2,898 \cdot (75 - 25)] + 257,81 \cdot [2,13 \cdot (75 - 25)] + Q_{TC3} = 2.632,21 \cdot [2,058 \cdot (90 - 25)] + 964,78 \cdot [3,108 \cdot (90 - 25)] + 257,81 \cdot [2,176 \cdot (90 - 25)] \quad (41)$$

$$Q_{TC3} = 151.512,91 \text{ kJ/kg} \quad (42)$$

O trocador de calor 4, mostrado na Figura 14, retira do sistema 424.553,18 kJ kg⁻¹ para resfriar a corrente 26 até 25 °C.

Figura 14 — Esquema representativo do trocador de calor 4



Fonte: Autoria Própria (2022)

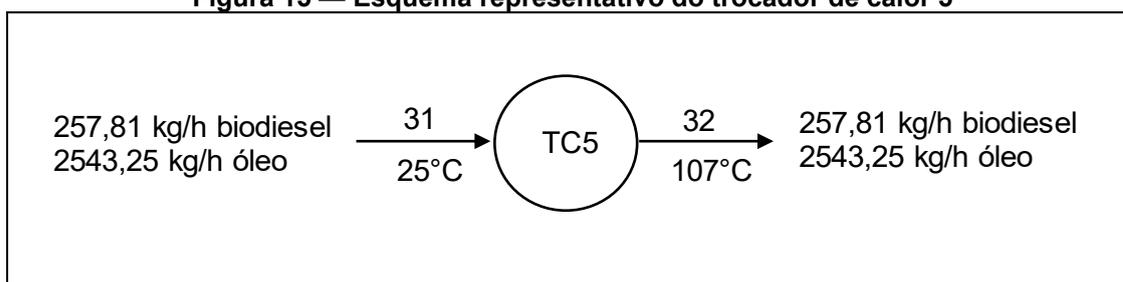
$$2.625,41 \cdot [2,075 \cdot (95,58 - 25)] + 257,81 \cdot [2,193 \cdot (95,58 - 25)] + Q_{TC4} = 2.625,41 \cdot [1,857 \cdot (25 - 25)] + 257,81 \cdot [1,986 \cdot (25 - 25)] \quad (43)$$

$$Q_{TC4} = -424.553,18 \text{ kJ/kg} \quad (44)$$

4.3.3 Balanço de energia da etapa produção do biodiesel

O trocador de calor 5, mostrado na Figura 15, tem um gasto energético de 490.893,02 kJ kg⁻¹ para aquecer a corrente 31 até 110 °C.

Figura 15 — Esquema representativo do trocador de calor 5



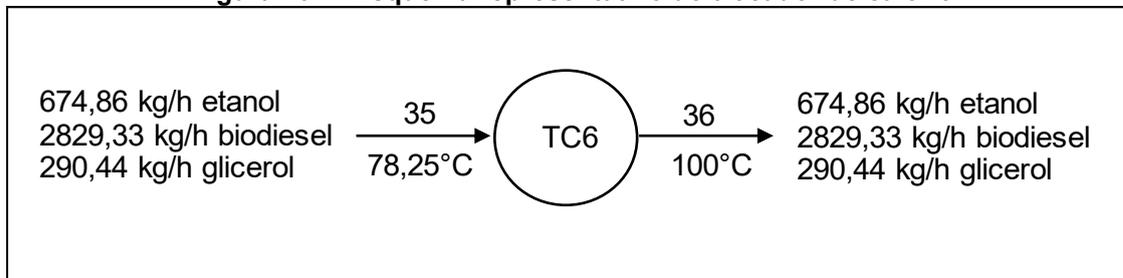
Fonte: Autoria Própria (2022)

$$2.543,25 \cdot [1,857 \cdot (25 - 25)] + 257,81 \cdot [1,986 \cdot (25 - 25)] + Q_{TC5} = 2.543,25 \cdot [2,111 \cdot (107 - 25)] + 257,81 \cdot [2,227 \cdot (107 - 25)] \quad (45)$$

$$Q_{TC5} = 490893,02 \text{ kJ/kg} \quad (46)$$

O trocador de calor 6, mostrado na Figura 16, tem um gasto energético de 217.929,98 kJ kg⁻¹ para aquecer a corrente 35 até 100 °C.

Figura 16 — Esquema representativo do trocador de calor 6



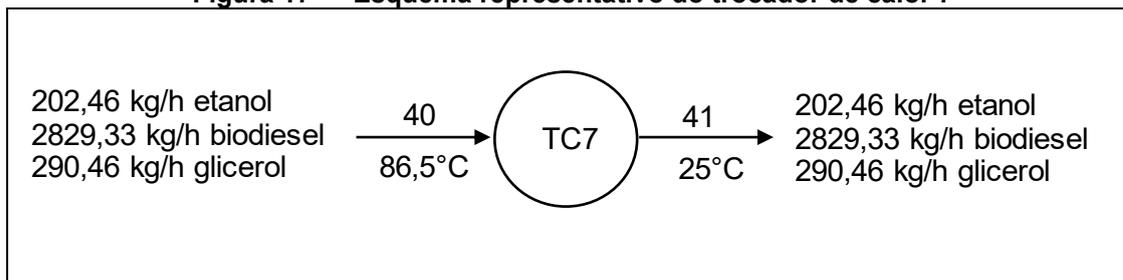
Fonte: Aatoria Própria (2022)

$$674,86 \cdot [2,94 \cdot (78,25 - 25)] + 2.829,33 \cdot [2,142 \cdot (78,25 - 25)] + 290,44 \cdot [1,655 \cdot (78,25 - 25)] + Q_{TC6} = 674,86 \cdot [3,27 \cdot (100 - 25)] + 2.829,33 \cdot [2,206 \cdot (100 - 25)] + 290,44 \cdot [1,757 \cdot (100 - 25)] \quad (47)$$

$$Q_{TC6} = 217929,98 \text{ kJ/kg} \quad (48)$$

O trocador de calor 7, mostrado na Figura 17, retira do sistema 445.303,95 kJ kg⁻¹ para resfriar a corrente 40 até 25 °C.

Figura 17 — Esquema representativo do trocador de calor 7



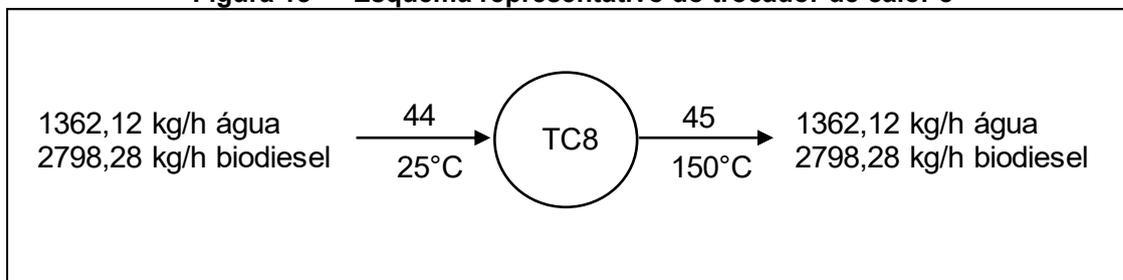
Fonte: Aatoria Própria (2022)

$$202,46 \cdot [3,05 \cdot (86,5 - 25)] + 2.829,33 \cdot [2,167 \cdot (86,5 - 25)] + 290,46 \cdot [1,694 \cdot (86,5 - 25)] + Q_{TC7} = 202,46 \cdot [2,43 \cdot (25 - 25)] + 2.829,33 \cdot [1,986 \cdot (25 - 25)] + 290,46 \cdot [1,404 \cdot (25 - 25)] \quad (49)$$

$$Q_{TC7} = -445.303,95 \text{ kJ/kg} \quad (50)$$

O trocador de calor 8, mostrado na Figura 18, tem um gasto energético de 1.550.731,57 kJ kg⁻¹ para aquecer a corrente 44 até 150 °C.

Figura 18 — Esquema representativo do trocador de calor 8



Fonte: Autoria Própria (2022)

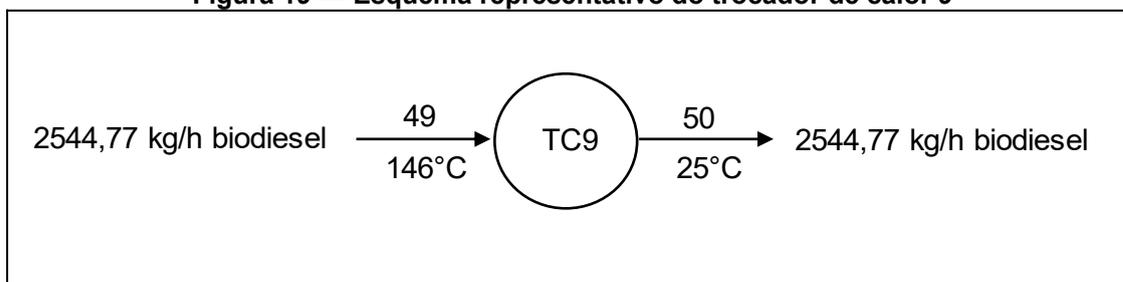
$$1.362,12 \cdot [4,188 \cdot (25 - 25)] + 2.798,28 \cdot [1,912 \cdot (25 - 25)] + Q_{TC8} = \quad (51)$$

$$1.362,12 \cdot [4,28 \cdot (150 - 25)] + 2.798,28 \cdot [2,35 \cdot (150 - 25)]$$

$$Q_{TC8} = 1.550.731,57 \text{ kJ/kg} \quad (52)$$

O trocador de calor 9, mostrado na Figura 19, retira do sistema 366.217,83 kJ kg⁻¹ para resfriar a corrente 49 até 25 °C.

Figura 19 — Esquema representativo do trocador de calor 9



Fonte: Autoria Própria (2022)

$$2.544,77 \cdot [2,34 \cdot (146 - 25)] + Q_{TC9} = 2.544,77 \cdot [1,912 \cdot (25 - 25)] \quad (53)$$

$$Q_{TC9} = -366.217,83 \text{ kJ/kg} \quad (54)$$

4.3.4 Estimativa da massa de vapor necessário

A Tabela 23, foi construída com o auxílio da Equação 27 e mostra a vazão mássica de vapor utilizado por hora em cada equipamento. Este resultado é

importante, pois permite avaliar e somar junto ao projeto valores monetários gastos com a utilização de vapor.

Tabela 23 — Vazão mássica estimada de vapor por equipamento

Equipamento	Carga Térmica (kJ h ⁻¹)	Entalpia de Vaporização (kJ kg ⁻¹)	Vazão mássica de vapor (kg h ⁻¹)
TC1	546.992,38	2.000	273,50
TC3	151.512,91	2.120	71,47
TC5	490.893,02	2.000	245,45
TC6	217.929,97	2.000	108,96
TC8	1.550.731,57	2.000	775,36
Flash 1	908.262,60	2.000	454,13
Evaporador	1.773.745,20	2.120	836,67
Total	5.640.067,65	-	2.765,54

Fonte: Autoria Própria (2022)

Considerando que o vapor a ser gerado na indústria seja proveniente de uma caldeira alimentada por cavacos de eucaliptos, que os cavacos possuem poder calorífico inferior de 17.974 kJ kg⁻¹ (CARDOSO, 2018). Que o rendimento do gerador de vapor seja de 90% e que a entalpia de vaporização da água seja de 2.257 kJ kg⁻¹ (SMITH *et al.*, 2020).

Pode-se obter a massa de cavacos necessária por hora para geração de vapor utilizando-se a Equação 28. As Equações 55 e 56 demonstram o cálculo.

$$\dot{m}_{cavaco} = \frac{2.765,54 \left(\frac{kg}{h}\right) \cdot 2.257 \left(\frac{kJ}{kg}\right)}{0,9 \cdot 17.483 \left(\frac{kJ}{kg}\right)} \quad (55)$$

$$\dot{m}_{cavaco} = 396,7 \left(\frac{kg}{h}\right) \quad (56)$$

Logo, será necessária uma alimentação de 396,7 kg h⁻¹ de cavaco de eucalipto para suprir a demanda de vapor da indústria.

4.4 Estimativa dos custos e análises financeiras

Se faz necessário conhecer os custos e a viabilidade financeira da unidade produtora de biodiesel a partir de microalgas, sendo está uma etapa muito importante pois visa a compreensão das finanças do empreendimento.

Para tal, se estimara os custos fixos e variáveis projetando-se posteriormente um financiamento, o DRE a análise *Payback* descontado e o ponto de equilíbrio.

O fluxo de caixa será calculado anualmente, levando-se em consideração que a empresa funcione durante 330 dias por ano.

O desenvolvimento da ordem cronológica dos itens abordados nesta parte do trabalho seguiu o trabalho de Aranha *et al.* (2018).

4.4.1 Despesas Fixas

Nas despesas fixas foram contabilizados os custos relacionados com equipamentos e infraestrutura.

Os equipamentos listados na Tabela 24, com o sobrescrito “a” tiveram o preço estimado a partir do livro *Chemical Engineering Design: principles, practice, and economics of plant and process design* por meio da correlação mostrada na Equação 57:

$$C_e = a + b \cdot S^n \quad (57)$$

Onde C_e é o custo do equipamento, a e b são constantes, S é um parâmetro de tamanho e n é um expoente dependente do tipo de equipamento. As constantes podem ser encontradas no livro e os valores obtidos para o custo do equipamento são dados em Dólar americano tendo sido convertidos para Real brasileiro na cotação de 09/02/2022 ao valor de R\$ 5,22 (TOWLER; SINNOTT, 2013).

O preço dos equipamentos com o sobrescrito “b”, “c” e “d” foram estimados tendo seus valores corrigidos para maior credibilidade do trabalho por meio do IPA – Índice de Preços ao Produtor Amplo.

Os custos relacionados a construção civil e demais investimentos foram estimados por meio de informações verbais. Porém, devido a especificidade do empreendimento, alguns itens podem ter valores que destoam da realidade.

Tabela 24 — Estimativa dos custos fixos

Descrição	Quantidade	Preço Unitário (R\$)	Preço Total (R\$)
Equipamentos	-	-	-
Bombas ^a	4	R\$ 23.050,01	R\$ 92.200,02
Tanque de Biomassa Formada ^c	1	R\$ 35.212,87	R\$ 35.212,87
Tanque de Floculação ^c	1	R\$ 42.255,45	R\$ 42.255,45
Tanque Armazenamento de Água ^e	1	R\$ 28.800,00	R\$ 28.800,00
Tanque de Armazenamento ^a	9	R\$ 159.418,58	R\$ 1.434.767,30
Ball Mill ^a	1	R\$ 1.035.374,48	R\$ 1.035.374,48
Evaporador ^a	1	R\$ 2.617.029,67	R\$ 2.617.029,67
Condensador ^b	1	R\$ 13.534,42	R\$ 13.534,42
Válvulas ^a	4	R\$ 17.933,05	R\$ 71.732,20
Trocador de Calor ^a	9	R\$ 156.423,61	R\$ 1.407.812,54
Vaso flash ^d	3	R\$ 133.072,31	R\$ 399.216,93
Coluna de Extração Líquido-Líquido ^a	2	R\$ 304.048,82	R\$ 608.097,64
Coluna de Destilação ^a	1	R\$ 258.820,13	R\$ 258.820,13
Reatores ^a	2	R\$ 2.548.982,22	R\$ 5.097.964,43
Fotobiorreatores	631313	R\$ 30,00	R\$ 18.938.390,00
Decantador ^b	1	R\$ 49.516,17	R\$ 49.516,17
Caldeira ^a	1	R\$ 908.280,00	R\$ 908.280,00
Terreno e Construção Civil	-	-	-
Terreno	-	R\$ 1.500.000,00	R\$ 1.500.000,00
Obras	-	R\$ 1.000.000,00	R\$ 1.000.000,00
Demais Investimentos	-	-	-
Carro	4	R\$ 50.000,00	R\$ 200.000,00
Materiais de Controle	-	R\$ 300.000,00	R\$ 300.000,00
Laboratório	1	R\$ 2.000.000,00	R\$ 2.000.000,00
Treinamento de Funcionários	-	R\$ 10.000,00	R\$ 10.000,00
EPI	-	R\$ 50.000,00	R\$ 50.000,00
Materiais Administrativos	-	R\$ 50.000,00	R\$ 50.000,00
Salários	-	R\$ 1.000.000,00	R\$ 12.000.000,00
TOTAL	-	-	R\$ 38.149.004,25

^a referência Towler; Sinnott (2013)

^b referência Aranha *et al.* (2018)

^c referência Zardo (2011)

^d referência Potrich; Amaral (2019)

^e referência Metal Cruzado Engineering (2022)

Fonte: Autoria Própria (2022)

4.4.2 Despesas Variáveis

As despesas variáveis variam de acordo com a produção da empresa, portanto neste item assumiu-se como despesas variáveis os custos com energia elétrica e insumos.

Foram estimados gastos com energia elétrica nas bombas, válvulas, moinho e nas demais instalações da indústria. Levando-se em consideração que a tarifa A4 comercial e industrial, na área de concessão a CPFL Paulista, no horário de ponta (18hrs – 21hrs) custa R\$ 1,79 kWh e no restante do dia custa R\$ 0,54 por kWh, construiu-se a Tabela 25 (NG SOLAR, 2022).

Tabela 25 — Estimativa de custos variáveis referentes ao consumo de energia

Equipamento	Energia Requerida (kW)	Custo (R\$ dia⁻¹)
Bombas	10	167,10
Válvulas	5	83,55
Ball Mill	22	367,62
Demais Instalações	200	3.342,00
Custo Diário	-	3.960,27
Custo Anual	-	1.306.889,10

Fonte: Aatoria Própria (2022)

Logo, tem-se um custo anual de energia elétrica estimado no valor de R\$ 1.306.889,10.

Os insumos utilizados durante toda cadeia de produção e contabilizados anualmente estão contidos na Tabela 26, já levando em consideração os valores que são recuperados durante o processo. Destaca-se que pelo fato de o glicerol ser um produto secundário foi considerado que a empresa seja autossuficiente para tal.

Tabela 26 — Estimativa de custos variáveis referentes aos insumos contabilizados anualmente

Descrição	Quantidade	Custo (R\$)	Total (R\$)
Água	26.391,39 (m ³ ano ⁻¹)	R\$ 10,00	R\$ 263.913,90
Nutrientes Algas	396.000 (kg ano ⁻¹)	R\$ 7,75	R\$ 3.069.000,00
Floculante	0,14 (kg m ⁻³)	R\$ 12,00	R\$ 554.400,00
Hexano	1.209,16 (m ³ ano ⁻¹)	R\$ 2.000,00	R\$ 2.418.320,00
Etanol	4.939,03 (m ³ ano ⁻¹)	R\$ 3.000,00	R\$ 14.817.090,00
Ácido p-toluenossulfônico	226.585,2 (kg ano ⁻¹)	R\$ 30,00	R\$ 6.797.556,00
NaOH	223.423,2 (kg ano ⁻¹)	R\$ 30,00	R\$ 6.702.696,00
Glicerol	12.740,32 (m ³ ano ⁻¹)	R\$ 0,00	R\$ 0,00
Cavaco de Eucalipto	3.142,1 (ton ano ⁻¹)	R\$ 80,00	R\$ 251.368,00
Total	-	-	R\$ 34.874.343,90

Fonte: Autoria Própria (2022)

A Tabela 27, mostra o custo de produção nos três primeiros anos do empreendimento, julgando-se um tempo adequado para iniciar-se a produção.

No primeiro ano foram levados em consideração apenas custos referentes a compra do terreno e obras iniciais realizadas para o preparo da construção da indústria.

No segundo ano somou-se os valores referentes a compra de todos os equipamentos listados na Tabela 24, carros, materiais de controle, equipamentos necessários para o funcionamento do laboratório, EPIs e materiais administrativos.

No terceiro ano já com a empresa instalada e pronta para entrar em operação contabilizou-se custos referentes a compra dos insumos, salário dos funcionários e energia elétrica.

Tabela 27 — Estimativa dos custos de produção nos primeiros anos do empreendimento

Ano	Custo de Produção (R\$)
1	R\$ 2.550.000,00
2	R\$ 35.639.004,25
3	R\$ 48.181.233,00
Total	R\$ 86.370.237,25

Fonte: Autoria Própria (2022)

O custo total estimado nos três primeiros anos do investimento ultrapassa o valor de \$ 85 milhões de reais.

4.4.3 Capital de Giro

Para calcular-se o montante necessário para iniciar o empreendimento adotara-se um capital de giro de dois meses. O capital de giro pode ser estimado conforme as Equações 58, 59 e 60.

$$CG = \frac{\text{Custo do 1º ano de produção}}{12 \text{ meses}} \cdot n \quad (58)$$

$$CG = \frac{R\$ 48181233,00}{12 \text{ meses}} \cdot 2 \text{ meses} \quad (59)$$

$$CG = R\$ 8030205,50 \quad (60)$$

Levando-se em consideração os custos do terceiro ano do empreendimento (Tabela 27), que são referentes ao primeiro ano da indústria operando, o capital de giro estimado é de R\$ 8.030.205,50.

4.4.4 Financiamento

O objetivo do financiamento é arcar com os custos iniciais do empreendimento, como custos fixos, insumos no primeiro ano de produção e capital de giro. Somando-se os itens anteriores, o valor total a ser financiado é de R\$ 93.053.553,65.

As condições do financiamento foram definidas utilizando informações presentes no site do BNDS, tendo a taxa de juros calculada por meio da Equação 61 (BNDS, 2022a).

$$\text{Taxa de juros} = \text{Fator Custo} \cdot \text{Fator taxa do BNDS} \cdot \text{Fator taxa do agente} - 1 \quad (61)$$

O fator custo é referente a taxa Selic tendo valor fixado em 10,65% a.a., a taxa do BNDS corresponde a 0,95% a.a. e a fator do agente é apresentado como sendo 3% a.a.

A simulação do financiamento foi realizada no site ‘fazaconta’, levando em consideração as condições apresentadas anteriormente. As parcelas são decrescentes (tabela SAC) e os valores a serem pagos anualmente, assim como os juros e o saldo devedor são mostrados na Tabela 28 (FAZACONTA, 2022).

$$\text{Taxa de juros} = 1,1065 \cdot 1,0095 \cdot 1,03 - 1 \quad (62)$$

$$\text{Taxa de juros} = 15,05\% \quad (63)$$

Tabela 28 — Simulação de um financiamento realizado com uma taxa de juro de 15,05% a.a.

Ano	Parcelas	Amortizações	Juros	Saldo Devedor
1	10.398.880,33	9.305.355,36	1.093.524,97	83.748.198,28
2	10.289.527,84	9.305.355,36	984.172,47	74.442.842,92
3	10.180.175,34	9.305.355,36	874.819,97	65.137.487,55
4	10.070.822,84	9.305.355,36	765.467,48	55.832.132,19
5	9.961.470,34	9.305.355,36	656.114,98	46.526.776,82
6	9.852.117,85	9.305.355,36	546.762,48	37.221.421,46
7	9.742.765,35	9.305.355,36	437.409,98	27.916.066,09
8	9.633.412,85	9.305.355,36	328.057,49	18.610.710,73
9	9.524.060,35	9.305.355,36	218.704,99	9.305.355,36
10	9.414.707,86	9.305.355,36	109.352,49	0,00
Total	99.067.941,00	93.053.553,64	6.014.387,35	-

Fonte: Autoria Própria (2022)

4.4.5 Lucro Bruto

O lucro bruto norteará a construção do DRE, visto que, ele é o elemento inicial. A sua contabilização mostrada na Tabela 29, se dá exclusivamente pela venda do biodiesel.

O preço de comercialização do biodiesel no leilão da 6ª semana de 2022 segundo o site BiodieselBR ficou cotado em R\$ 6.578,00 por m³, observando-se que a capacidade de produção anual é de 22.872,78 m³, estimou-se um lucro bruto anual na casa dos 150 milhões de reais, caso toda a produção fosse comercializada (BIODIESELBR, 2022).

Tabela 29 — Estimativa de lucro bruto anual com a venda do biodiesel

Biodiesel	
Preço (R\$)	R\$ 6.578,00
Produção (m ³)	22872,78
Lucro Bruto Anual (R\$)	R\$ 150.457.146,80

Fonte: Aatoria Própria (2022)

A partir do lucro bruto anual podemos definir o enquadramento legal da empresa, ou seja, classificá-la quanto ao seu devido porte. Os mais de 150 milhões de reais de receita bruta anual dão caráter de uma empresa de médio porte, as quais possuem um faturamento maior que R\$ 4,8 milhões e menor que R\$ 300 milhões (BNDS, 2022b).

4.4.6 Impostos

Os impostos são importantes na montagem do DRE do empreendimento, devido ao seu valor percentual no montante das operações. Serão contabilizados no fluxo de caixa apenas os impostos diretos, os quais, são atrelados a renda e o lucro da empresa. A Tabela 30 mostra os diferentes tipos de impostos que podem vir a ser pagos pela companhia, suas respectivas taxas e quais serão levados em consideração no decorrer do trabalho.

Tabela 30 — Principais impostos pagos pela indústria, sua classificação e respectiva taxa

Imposto	Tipo	Taxa	Total (R\$)
CSLL	Direto	9%	R\$ 13.541.143,21
IRPJ	Direto	15%	R\$ 22.568.572,02
ICMS	Indireto	18%	-
COFINS	Indireto	7,6%	-
PIS	Indireto	1,65%	-
ISS	Indireto	5%	-
Total	-	-	R\$ 36.109.715,23

Fonte: Aatoria Própria (2022)

4.4.7 Demonstrativo do Resultado do Exercício (DRE)

A construção da Tabela 31, referente ao DRE, se faz importante para determinação do fluxo de caixa líquido, o qual será utilizado na análise do *payback* descontado.

A montagem se inicia pela determinação do indicador financeiro EBITDA (*earnings before interest, taxes, depreciation and amortization*), o qual nos retorna à quantidade de recursos da empresa nas suas atividades principais. Ele foi contabilizado descontando-se da receita bruta anual os impostos diretos e o custo de produção anual.

Na sequência é feito a determinação do LAIR (Lucro antes do imposto de renda), evidenciando o lucro antes da aplicação do IRPJ. Ele é contabilizado diminuindo do EBITDA os juros do financiamento.

Do LAIR foi descontado o IRPJ para obtenção do lucro líquido da empresa. Com o lucro líquido determinado somou-se a amortização do financiamento e estimou-se um desconto referente ao pró-labore, um percentual do lucro que será destinado aos sócios da empresa. Em consequência, encontra-se a estimativa do fluxo de caixa líquido.

Tabela 31 — Estimativa do DRE da empresa do primeiro ao décimo ano de operação

	1° Ano (R\$)	2° Ano (R\$)	3° Ano (R\$)	4° Ano (R\$)	5° Ano (R\$)	6° Ano (R\$)	7° Ano (R\$)	8° Ano (R\$)	9° Ano (R\$)	10° Ano (R\$)
Receita bruta anual	0	0	150.457.147	150.457.147	150.457.147	150.457.147	150.457.147	150.457.147	150.457.147	150.457.147
Impostos diretos	0	0	13.541.143,21	13.541.143,21	13.541.143,21	13.541.143,21	13.541.143,21	13.541.143,21	13.541.143,21	13.541.143,21
Custo de produção anual	2.550.000,0	35.639.004,25	48.181.233,00	48.181.233,00	48.181.233,00	48.181.233,00	48.181.233,00	48.181.233,00	48.181.233,00	48.181.233,00
EBITDA	-2.550.000,0	-35.639.004,2	88.734.770,59	88.734.770,59	88.734.770,59	88.734.770,59	88.734.770,59	88.734.770,59	88.734.770,59	88.734.770,59
Juros do financiamento	-1.093.327,5	-983.994,75	-874.662,00	-765.329,25	-655.996,50	-546.762,48	-437.409,98	-328.057,49	-218.704,99	-109.352,49
LAIR	-3.643.524,9	-36.623.176,7	87.859.950,62	87.969.303,11	88.078.655,61	88.188.008,11	88.297.360,61	88.406.713,10	88.516.065,60	88.625.418,10
Imposto de Renda (IRPJ)	0	0	22.568.572,02	22.568.572,02	22.568.572,02	22.568.572,02	22.568.572,02	22.568.572,02	22.568.572,02	22.568.572,02
Lucro líquido	-3.643.524,9	-36.623.176,7	65.291.378,60	65.400.731,09	65.510.083,59	65.619.436,09	65.728.788,59	65.838.141,08	65.947.493,58	66.056.846,08
Amortização	9.305.355,36	9.305.355,36	9.305.355,36	9.305.355,36	9.305.355,36	9.305.355,36	9.305.355,36	9.305.355,36	9.305.355,36	9.305.355,36
Pró-labore	0	0	1.000.000,00	1.000.000,00	1.000.000,00	1.000.000,00	1.000.000,00	1.000.000,00	1.000.000,00	1.000.000,00
Fluxo de caixa líquido	5.661.830,39	-27.317.821,3	73.596.733,96	73.706.086,45	73.815.438,95	73.924.791,45	74.034.143,95	74.143.496,44	74.252.848,94	74.362.201,44

Fonte: Autoria Própria (2022)

4.4.8 Taxa Interna de Retorno e Valor Presente Líquido

A TIR foi calculada a partir da Equação 31, utilizando-se dos valores de fluxo de caixa líquido presentes na Tabela 31. A taxa interna de retorno encontrada foi de 35,37% significando que o investimento é atrativo, visto que, a TIR é maior que TMA fixada por meio da taxa Selic em 10,65%.

É importante atentar-se a análise da TIR pois caso os custos iniciais aumentem consideravelmente o projeto pode passar a ser inviável, por exemplo, ao aumentarmos os custos iniciais em 3 vezes obtemos uma TIR de 11,79% levando o projeto a uma margem menor de segurança, porém ainda sendo viável.

O VPL foi calculado por meio da Equação 30, utilizando-se dos dados de fluxo de caixa líquido presentes na Tabela 31. O valor presente líquido obtido foi de R\$ 204.374.684,56 evidenciando a viabilidade do projeto nos moldes apresentados, visto que, VPL positivo significa que as previsões de despesas são menores que as receitas.

Assim como acontece com a TIR, o VPL também deve ser analisado com tranquilidade pois utiliza-se de previsões do investimento inicial e da TMA. Uma estimativa de investimento inicial pode ter seu valor monetário e tempo de projeto alterado impactando no VPL. A taxa de atratividade mínima fixada em 10,65% por meio da taxa Selic também pode variar, e caso tenha um aumento significativo em algum determinado momento impactará no retorno desejado.

4.4.9 Payback Descontado

O objetivo do *payback* é dar o prazo de retorno do investimento, ou seja, predizer em que momento a empresa consegue recuperar o capital investido.

No *payback* descontado é necessário adotar uma taxa mínima de atratividade (TMA) que na simulação foi representada pela taxa Selic fixada em 10,65%. A Tabela 32 foi construída calculando-se o valor do fluxo descontado para cada valor anual do fluxo de caixa, sendo posteriormente obtido a coluna do *payback* que é composto pela soma do *payback* do ano anterior com o fluxo descontado atual. O valor do investimento inicial utilizado no ano zero foi de R\$ 93.053.553,65 conforme consta no financiamento.

Tabela 32 — Fluxo de caixa líquido, fluxo descontado e payback do investimento

Ano	Fluxo de Caixa Líquido (R\$)	Fluxo Descontado (R\$)	Payback (R\$)
0	- 93.053.553,65	-93.053.553,65	-93.053.553,65
1	5.661.830,39	5.116.882,41	-87.936.671,24
2	-27.317.821,36	-22.312.242,64	-110.248.913,88
3	73.596.733,96	54.325.569,41	-55.923.344,47
4	73.706.086,45	49.169.713,66	-6.753.630,81
5	73.815.438,95	44.503.084,75	37.749.453,94
6	73.924.791,45	40.279.270,69	78.028.724,63
7	74.034.143,95	36.456.261,54	114.484.986,16
8	74.143.496,44	32.996.032,02	147.481.018,19
9	74.252.848,94	29.864.163,66	177.345.181,85
10	74.362.201,44	27.029.502,71	204.374.684,56

Fonte: Autoria Própria (2022)

Observa-se que na coluna denominada *payback*, a partir do quinto ano os valores são positivos, ou seja, espera-se que a empresa seja lucrativa a partir deste momento. Pode-se calcular precisamente o tempo do *payback* descontado conforme as Equações 64 e 65, onde diminui-se do último ano em que a empresa teve prejuízo, a razão entre o último valor de prejuízo e o valor de fluxo descontando do ano subsequente.

$$Payback Descontado = 4 - \left(\frac{6.753.630,81}{44.503.084,75} \right) \quad (64)$$

$$Payback Descontado = 4,15 \quad (65)$$

O valor encontrado para o *payback* descontado foi de 4,15 anos, ou seja, após esse período de tempo espera-se recuperar o valor inicial investido no empreendimento.

4.4.10 Ponto de Equilíbrio

O ponto de equilíbrio tem o objetivo de retornar quanto será necessário produzir e comercializar para que a empresa comece a ter lucro. Para realizar a

estimativa é necessário o conhecimento de três variáveis importantes, as quais são, o preço de venda do produto, o custo variável unitário e o custo fixo de produção.

O preço de venda foi estimado, dividindo-se o custo de produção no terceiro ano, presente na Tabela 27, pela capacidade de produção de 22.872,78 m³. Somou-se ao valor encontrado os impostos indiretos, presentes na Tabela 30, e uma margem de lucro estipulada em 10%. O preço de venda estimado obtido foi de R\$ 5.646,68 m³.

A estimativa do custo variável unitário foi obtida dividindo-se os valores monetários da soma de insumos, energia e treinamento de funcionários pela capacidade produtiva da empresa de 22.872,78 m³. O custo variável unitário estimado obtido foi de R\$ 1.582,28 m⁻³.

Aos custos fixos somou-se valores referentes aos salários de funcionários, equipamentos de proteção individual, materiais administrativos e parcelas do financiamento. Totalizando um custo fixo de produção anual em R\$ 22.100.000,00.

A forma analítica de se encontrar o ponto de equilíbrio é utilizando a Equação 32, sendo que, o resultado obtido pode ser visualizado nas Equações 66 e 67.

$$\text{Ponto de Equilíbrio} = \frac{5.646,68}{(22.100.000,00 - 1.582,28)} \quad (66)$$

$$\text{Ponto de Equilíbrio} = 5.437,46 \quad (67)$$

Outra forma de visualização do ponto de equilíbrio é utilizando-se da construção de um gráfico. A Tabela 33, foi construída tendo valores de receitas e custos em diversos momentos de quantidade de biodiesel produzida, servindo de base para a plotagem do gráfico.

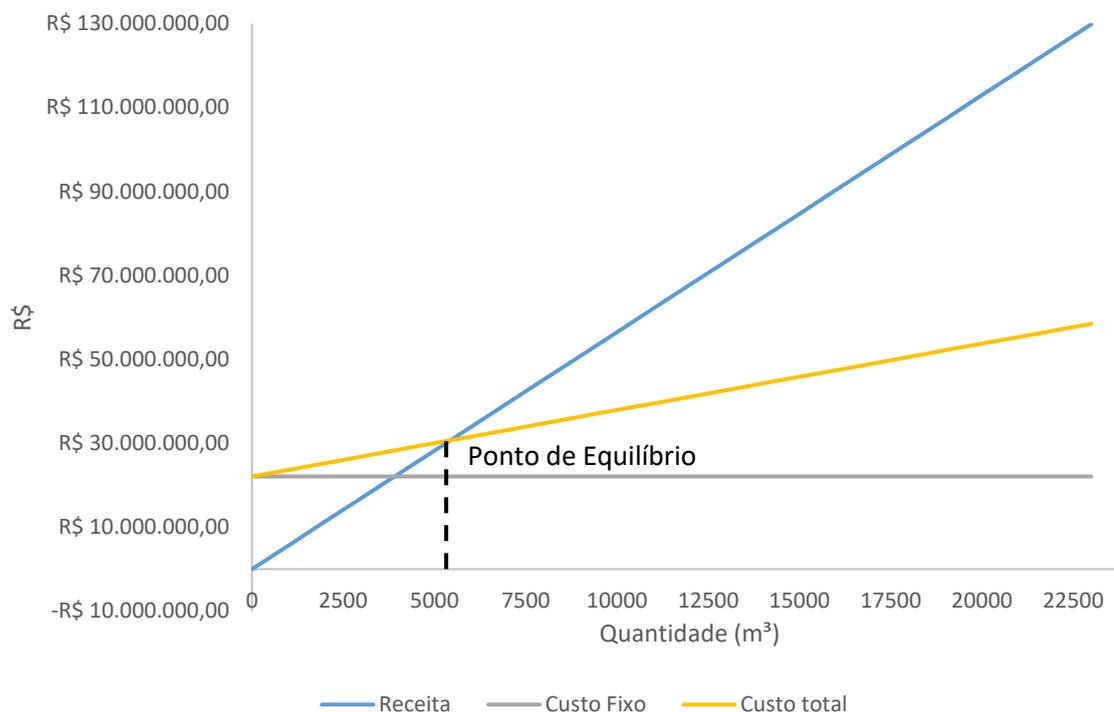
Tabela 33 — Receita, custos e lucro utilizados na construção do ponto de equilíbrio

Q (m³)	Receita (R\$)	Custo		Custo total (R\$)	Lucro (R\$)
		Variável (R\$)	Custo Fixo (R\$)		
0	0,00	0,00	22.100.000,00	22.100.000,00	-22.100.000,00
1.000	5.646.680,00	1.582.280,00	22.100.000,00	23.682.280,00	-18.035.600,00
2.000	11.293.360,00	3.164.560,00	22.100.000,00	25.264.560,00	-13.971.200,00
3.000	16.940.040,00	4.746.840,00	22.100.000,00	26.846.840,00	-9.906.800,00
4.000	22.586.720,00	6.329.120,00	22.100.000,00	28.429.120,00	-5.842.400,00
5.000	28.233.400,00	7.911.400,00	22.100.000,00	30.011.400,00	-1.778.000,00
6.000	33.880.080,00	9.493.680,00	22.100.000,00	31.593.680,00	2.286.400,00
7.000	39.526.760,00	11.075.960,00	22.100.000,00	33.175.960,00	6.350.800,00
8.000	45.173.440,00	12.658.240,00	22.100.000,00	34.758.240,00	10.415.200,00
9.000	50.820.120,00	14.240.520,00	22.100.000,00	36.340.520,00	14.479.600,00
10.000	56.466.800,00	15.822.800,00	22.100.000,00	37.922.800,00	18.544.000,00
11.000	62.113.480,00	17.405.080,00	22.100.000,00	39.505.080,00	22.608.400,00
12.000	67.760.160,00	18.987.360,00	22.100.000,00	41.087.360,00	26.672.800,00
13.000	73.406.840,00	20.569.640,00	22.100.000,00	42.669.640,00	30.737.200,00
14.000	79.053.520,00	22.151.920,00	22.100.000,00	44.251.920,00	34.801.600,00
15.000	84.700.200,00	23.734.200,00	22.100.000,00	45.834.200,00	38.866.000,00
16.000	90.346.880,00	25.316.480,00	22.100.000,00	47.416.480,00	42.930.400,00
17.000	95.993.560,00	26.898.760,00	22.100.000,00	48.998.760,00	46.994.800,00
18.000	101.640.240,00	28.481.040,00	22.100.000,00	50.581.040,00	51.059.200,00
19.000	107.286.920,00	30.063.320,00	22.100.000,00	52.163.320,00	55.123.600,00
20.000	112.933.600,00	31.645.600,00	22.100.000,00	53.745.600,00	59.188.000,00
21.000	118.580.280,00	33.227.880,00	22.100.000,00	55.327.880,00	63.252.400,00
22.000	124.226.960,00	34.810.160,00	22.100.000,00	56.910.160,00	67.316.800,00
23.000	129.873.640,00	36.392.440,00	22.100.000,00	58.492.440,00	71.381.200,00

Fonte: Autoria Própria (2022)

O gráfico presente na Figura 19, indica por meio da intersecção da linha amarela de custo total com a linha azul claro correspondente as receitas, o ponto de equilíbrio.

Figura 20 — Gráfico do ponto de equilíbrio visualizado aproximadamente na quantidade de 5.000 m³ de biodiesel comercializados



Fonte: Autoria Própria (2022)

No momento em que se atinge a venda de 5437,46 m³ de biodiesel, conforme resultado obtido na Equação 45, a empresa deixa de ter prejuízo e passa a ter lucro. Ou seja, ao se fazer uma análise anual, levando-se em consideração a máxima capacidade produtiva e a comercialização de toda produção, a empresa teria que funcionar por aproximadamente por 3 meses para que a receita gerada pelo biodiesel comercializado seja maior que os custos inerentes ao funcionamento da mesma.

5 CONCLUSÃO

O biodiesel produzido a partir de microalgas tem futuro promissor quando posto como uma fonte de combustível renovável. Os resultados técnicos e financeiros obtidos durante a realização do trabalho, levando-se em consideração todas as suposições e condições estabelecidas, retornam um parecer favorável a produção de biodiesel a partir de microalga.

Os balanços de massa e energia realizados demonstraram, porém, uma lacuna existente no processo de produção de biodiesel a partir de microalgas. A dificuldade em se reunir informações sólidas, de determinada espécie de microalga, no âmbito do cultivo em larga escala, nos rendimentos e métodos de extração do óleo e nas propriedades físico-químicas do óleo foram dificultadores da execução do trabalho. Contudo, boas estimativas de produção e gasto energético foram obtidas com os balanços realizados.

Após todos os cálculos do balanço de massa realizados, obteve-se uma produção anual de 22.872,78 m³ de biodiesel. Quanto ao balanço de energia, estimou-se que o somatório do gasto energético dos equipamentos onde há alteração de temperatura é de 5.640.067,65 kJ h⁻¹. Sendo que, o consumo de vapor necessário, foi estimado em 2.765,54 kg h⁻¹.

O indicador financeiro *Payback* descontado retornou o valor de 4,15 anos para a recuperação de todo o capital investido. O valor presente líquido se mostrou positivo e a taxa interna de retorno classifica o empreendimento como atrativo. O ponto de equilíbrio retorna à necessidade da comercialização de 5437,46 m³ de biodiesel para equilibrar as despesas e receitas.

Como possíveis contribuições futuras a este trabalho, se pode incluir uma integração energética nas utilidades quentes e frias, o aperfeiçoamento do balanço de massa nos reatores que realizam a reação de esterificação e transesterificação, a avaliação do incremento de bombas e válvulas no fluxograma da extração do óleo, a construção de uma planta piloto em escala laboratorial se utilizando do fluxograma de produção, a determinação do calor específico do óleo da microalga *Phaeodactylum Tricornutum* e a simulação da extração do óleo da microalga *Phaeodactylum Tricornutum* por via úmida afim de se obter o rendimento desta etapa.

REFERÊNCIAS

ABOMOHR, A. E. F. et al. Microalgal biomass production as a sustainable feedstock for biodiesel: Current status and perspectives. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 64, p. 596-606, 2016.

ANP (Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis). **Biodiesel**. 13 jul. 2020. Disponível em: <https://www.gov.br/anp/pt-br/assuntos/producao-e-fornecimento-de-biocombustiveis/biodiesel>. Acesso em: 08 mai. 2021.

ARANHA, A. C. R. et al. Marasul - Indústria de Óleos Vegetais. **Trabalho de conclusão de curso apresentado à Faculdade de Engenharia Química da Universidade Tecnológica Federa do Paraná**. Apucarana, PR, 2018.

ASSAF NETO, A. **Curso de Administração Financeira**. 4. ed. São Paulo: Atlas, 2019.

BARNWAL, B. K.; SHARMA, M. P. Prospects of biodiesel production from vegetable oils in India. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 9, n. 4, p. 363-378, 1 ago. 2005.

BIODIESELBR. **Biodiesel ficou 1% mais caro na 6ª semana de 2022**. 11 fev. 2022. Disponível em: <https://www.biodieselbr.com/noticias/usinas/info/biodiesel-ficou-1-mais-carro-na-6-semana-de-2022-110222>. Acesso em: 20 fev. 2022

BNDS (Banco Nacional do Desenvolvimento). **BNDS Automático: Taxa de Juros**. Disponível em: https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/financiamento/produto/bndes-automatico!/ut/p/z1/rZJNU8lwEIZ_C4ceQwLpl94KzsAoKAYD0F6YtE3bOG1S0gDir3c pHhxFGWfMKdndvO-z2eAlr3Ek2V7kzAgIwQnnMHI33nw0HAD2bzKa9PpkvvRn84U_pk9DGz_jCEeJNLUp cBjLIDcbIRsjzC5pFSxSjlpbJBOSyUSwikujGouUQhasQbVWuWYV7LKdTE-JVgOxnVEVQCTqpF8nlsVh0nfdHqcUUU4cZPHHQzc2zZBrMxqntuM5xMera8ARpM kPKyBwP7pWEoKF98niYeaRuTMeeN6EksWdg1d7wQ94KZWu4AkXf-xgTPB9i_BLEzCWvp4OpzkoM1MgITOF19-eDsrEy3YbBTaiJQ1_NR9F_z0jAM5LFZ8_TCBj6gOZ5hnXXHd3GsKFMXVzaxGLHA 6HbivQzdW-G2u1KBZK21OKI0w_CLQuSRTpVAnpBTcm0t2hWqgza8uuK4qnx6RfBs8otHKN_6 RlnnQ6bwDTWc8lw!!/dz/d5/L2dBISEvZ0FBIS9nQSEh/. Acesso em: 28 mar. 2022a.

BNDS (Banco Nacional do Desenvolvimento). **Porte de Empresa**. Disponível em: <https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/financiamento/guia/porte-de-empresa>. Acesso em: 17 abr. 2022b.

BORGES, A.; VELASQUEZ, M.; CHAVES, C. Gestão de custos em unidades gráficas: uma análise da margem de contribuição e ponto de equilíbrio. **XVII Congresso Brasileiro de Custos**, Belo Horizonte, MG, 2010.

- BORGES, W. DA S. **Produção de bio-óleo empregando microalgas em diferentes meios de cultivo**. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Uberlândia. Uberlândia, 2014.
- BOROWITZKA, M. A.; MOHEIMANI, N. R. Sustainable biofuels from algae. **Mitigation and Adaptation Strategies for Global Change**, v.18, n. 1, p. 13-25, 2013.
- BRENNAN, L.; OWENDE, P. Biofuels from microalgae: A review of technologies for production, processing, and extractions of biofuels and co-products. **Renewable and Sustainable Energy Reviews** Pergamon, v.14, p. 557-577, 2010.
- BUENO, O. D. C. et al. Produção de biodiesel no Brasil: aspectos socioeconômicos e ambientais. **Revista Ceres**, v. 56, n. 4, p. 507–512, 2009.
- CARARETO, E. S. et al. Gestão Estratégica de Custos: custos na tomada de decisão. **Revista de Economia da UEG**, Anápolis, v. 2, n. 2, 2006.
- CARDOSO, D. R. D. O. **Aumento de Eficiência Energética de uma Instalação de Geração de Vapor por meio do Reaproveitamento de Energia em Linhas de Retorno de Condensado**. Trabalho de Conclusão de Curso – Graduação em Engenharia Mecânica da Universidade Federal de Uberlândia. Uberlândia, 2018.
- CHISTI, Y. Biodiesel from microalgae. **Biotechnology Advances**, v. 25, n. 3, p. 294–306, 2007.
- COSTA, R. A. B. **Estudo das Eficiências de Operação e Consumo de Energia em Plantas de Produção de Biodiesel**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2009.
- FONSECA, Y. D.; BRUNI, A. L. Técnicas de Avaliação de Investimentos: Uma Breve Revisão da Literatura. **Artigo Publicado em Periódico**. v. 1, p.40-54. Disponível em: <https://repositorio.ufba.br/handle/ri/25449>. Acesso em: 17 fev. 2022.
- DA SILVA, M. T. C. **Análise do balanço entre sequestro e emissão de CO2 resultante do circuito de produção e consumo de biomassa florestal numa central de co-geração**. Dissertação (Mestrado em Bioenergia) – Faculdade de Ciências e Tecnologia da Universidade Nova de Lisboa, Lisboa, 2009.
- DE AZEREDO, V. **Produção de Biodiesel a partir do cultivo de microalgas: estimativa de custos e perspectivas para o Brasil**. Dissertação (Mestrado em Planejamento Energético) – Programa de Pós-Graduação em Planejamento Energético da Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2012.
- DE SOUZA, M. K. A. **Uma contribuição a análise das decisões de investimento privado sob a ótica do ponto de equilíbrio do investimento - PEI - considerando o valor do dinheiro no tempo**. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Produção) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Produção da Universidade Federal de Pernambuco, Recife, 2006.

DZIDA, M.; PRUSAKIEWICZ, P. The effect of temperature and pressure on the physicochemical properties of petroleum diesel oil and biodiesel fuel. **Fuel**, v. 87, n. 10–11, p. 1941–1948, 2008.

FAZACONTA. **Simulador de Empréstimos e Financiamentos**. Disponível em: <https://fazaconta.com/simulador-financiamento.htm>. Acesso em: 28 mar. 2022.

HAKALIN, N. L. S. **Otimização das condições de cultivo da Microalga *Scenedesmus sp.* para a produção de biodiesel**. Tese (Doutorado em Biologia Molecular) – Curso de Pós-Graduação em Biologia Molecular do Instituto de Ciências Biológicas da Universidade de Brasília, Brasília, 2014.

KORETSKY, M. D. **Termodinâmica para Engenharia Química**. 1. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2007.

MANCIO, A. D. A. **Simulação de Processo de Produção e Purificação de Biodiesel a partir de Óleo de Microalgas**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal do Pará, Belém, 2011.

MARTINS, E. **Contabilidade De Custos**. 9ª ed. São Paulo: Atlas, 2003.

MATA, T. M.; MARTINS, A. A.; CAETANO, N. S. Microalgae for biodiesel production and other applications: A review. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 14, n. 1, p. 217–232, 2010.

MATIAS-PEREIRA, J. **Manual de Metodologia da Pesquisa Científica**. 4ª Edição ed., São Paulo: Atlas, 2016.

MELO, M. A. M. F. **Avaliação das Propriedades de Óleos Vegetais visando a Produção de Biodiesel**. Dissertação (Mestrado em Química) – Programa de Pós-Graduação em Química do Centro de Ciências Exatas e da Natureza da Universidade Federal da Paraíba, João Pessoa, 2010.

METAL CRUZADO ENGINEERING. **Tanque API 650**. Disponível em: <https://www.metalcruzado.com.br/product-page/Tanqueapi650-1000-agua>. Acesso em: 26 mar. 2022.

MEZZARROBA, O.; MONTEIRO, C. S. **Manual da Metodologia da Pesquisa no Direito**. 8ª ed., São Paulo: Saraiva, 2019.

MOLINA, E. et al. Tubular photobioreactor design for algal cultures. **Journal of Biotechnology**, v. 92, n. 2, p. 113–131, 28 dez. 2001.

MONDAL, M. et al. Production of biodiesel from microalgae through biological carbon capture: a review. **3 Biotech**, v. 7, n. 2, p. 1–21, 2017.

NASCIMENTO JUNIOR, F. A. DO. **Avaliação computacional de solventes para extração de lipídios de microalgas**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2021.

NEOFOTIS, P. et al. Characterization and classification of highly productive microalgae strains discovered for biofuel and bioproduct generation. **Algal Research**, v. 15, p. 164–178, 1 abr. 2016.

NETO, A. A. Os Métodos Quantitativos De Análise De Investimentos. **Caderno de Estudos - FIPECAFI**, n. 6, p. 1–16, 1992.

NG SOLAR. **Preço da energia elétrica CPFL 2022**. Disponível em: <https://www.ngsolar.com.br/single-post/preco-kwh-cpfl>. Acesso em: 29 mar. 2022.

ODLARE, M. et al. Cultivation of algae with indigenous species - Potentials for regional biofuel production. **Applied Energy**, v. 88, n. 10, p. 3280–3285, 2011.

OLIVEIRA, D. V. C. **Contabilidade de custos: um estudo de caso sobre o ponto de equilíbrio de uma empresa no ramo faccionista têxtil**. Monografia (Bacharel em Ciências Contábeis) – Departamento de Ciências Exatas e Aplicadas do Centro de Ensino Superior do Seridó da Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Caicó, 2016.

POTRICH, E.; AMARAL, L. S. Dimensionamento e Predição de Custos de Tanques Flash no Software de Modelagem EMSO. In: **WORKSHOP DE INOVAÇÃO, PESQUISA, ENSINO E EXTENSÃO**, p. 20-24, São Carlos, SP, 2019.

RASHID, N. et al. Current status, issues and developments in microalgae derived biodiesel production. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, Elsevier Ltd, v. 40, p. 760-778, 2014.

RAWAT, I. et al. Biodiesel from microalgae: A critical evaluation from laboratory to large scale production. **Applied Energy**. Elsevier Ltd, v. 103, p. 444-467, 2013.

RIGHETTI, M. C.; SALVETTI, G.; TOMBARI, E. Heat capacity of glycerol from 298 to 383 K. **Thermochimica Acta**, v. 316, n. 2, p. 193–195, 1998.

ROSA, J. M. C. **Modelação e Optimização de uma Unidade de Produção de Microalgas**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Departamento de Engenharia Química da Faculdade de Ciências e Tecnologia da Universidade de Coimbra, Coimbra, 2011.

SILVA, A. M. B. DA. **Implementação do REACH & Balanço de Energia no processo de refinação de óleos vegetais e estudo de medidas de optimização**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química e Bioquímica) – Universidade Nova de Lisboa, Lisboa, 2014.

SILVA, J. B. DA et al. Cadeia Logística da Indústria de Biocombustíveis: uma Abordagem Metassíntese. In: **SIMPÓSIO DE PESQUISA OPERACIONAL E**

LOGÍSTICA DA MARINHA, 19., Rio de Janeiro, RJ. **Anais [...]**. Rio de Janeiro: Centro de Análises de sistemas Navais, 2019.

SMITH, J. M. et al. **Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química**. 8. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2020.

SOLAGNA, R. G. **Análise e gestão de custos em indústria moveleira de pequeno porte**. Trabalho de Conclusão de Curso (Especialista em MBA e Gestão Empresarial) – Departamento Acadêmico de Gestão e Economia da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Curitiba, 2018.

SONG, D.; FU, J.; SHI, D. Exploitation of Oil-bearing Microalgae for Biodiesel. **Chinese Journal of Biotechnology**, v. 24, n. 3, p. 341–348, 1 mar. 2008.

TOWLER, G.; SINNOTT, R. **Chemical Engineering Design: Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design**. Oxford: Butterworth-Heinemann, 2. ed., 2013.

UDOM, I. et al. Harvesting microalgae grown on wastewater. **Bioresource Technology**, v. 139, p. 101–106, 1 jul. 2013.

VEIGA, L. V. **Estudo de Viabilidade Econômica: uma Análise de Implantação de um Hostel no Município de Cabo Frio**. Projeto Final (Graduação em Engenharia de Produção) – Escola de Engenharia do Departamento de Engenharia de Produção da Universidade Federal Fluminense, Niterói, 2020.

ZARDO, I. **Análise de viabilidade econômica da produção de biodiesel a partir de microalgas**. Trabalho de Diplomação (Graduação em Engenharia Química) – Escola de Engenharia do Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2011.

APÊNDICE A - Métodos de Colheita de Microalgas

A.1 Centrifugação

A centrifugação é o método mais eficiente de separação biomassa/água, sendo realizado através da força centrífuga. É um processo rápido, em que dentro de 2 a 5 min é possível a obtenção de uma eficiência de colheita variando entre 80 até 90%. Entretanto, possui um alto custo de utilização (RASHID *et al.*, 2014);(ZARDO, 2011).

A.2 Filtração

A filtração consiste na passagem das microalgas através de um meio poroso. O tamanho dos poros deve ter relação com o tamanho das microalgas e a eficiência da colheita, que é determinada pelo fluxo que passa pelos filtros, pode atingir 95% de eficiência (RASHID *et al.*, 2014). Para Brennan e Owende (2010), “o processamento de baixos volumes de fluxo (menores que $2 \text{ m}^3 \text{ dia}^{-1}$), tornam a filtração por membrana mais econômica do que a centrifugação.”

A.3 Flocculação

A flocculação é a primeira etapa na colheita e tem o propósito de aumentar o tamanho efetivo das partículas, sendo um processo preparatório antes dos demais métodos de colheita (BRENNAN; OWENDE, 2010).

As microalgas são geralmente carregadas negativamente, e, com a adição de íons metálicos positivos como o Al^{+3} e Fe^{+3} que são os flocculantes geralmente utilizados, observa-se uma interação entre as cargas opostas ocasionando a formação de flocos, que por possuírem uma alta densidade acabam por sedimentar-se ao fundo (RASHID *et al.*, 2014).

A.4 Flotação

Segundo Zardo (2011), “a flotação está baseada no arraste das células, por microbolhas de ar injetadas no líquido, para uma superfície onde é formada uma

espécie de espuma, a qual é retirada apresentando uma lama com alta concentração de microalgas”.

O método depende do tamanho das células de microalgas e das bolhas de ar, podendo apresentar uma eficiência de colheita entre 80-90% (RASHID *et al.*, 2014). Para Brennan e Owende (2010), “há evidências muito limitadas de sua viabilidade técnica ou econômica” podendo ser inviável frente a outros métodos.