

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DO RIO GRANDE DO SUL
UNIDADE UNIVERSITÁRIA DE BENTO GONÇALVES
CURSO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE BIOPROCESSOS E
BIOTECNOLOGIA**

LUCAS DA SILVA PIRES

**PROJETO PRELIMINAR E ESTUDO DE VIABILIDADE TÉCNICA-ECONÔMICA
DE UMA PLANTA INDUSTRIAL PARA PRODUÇÃO DE ÓLEO A PARTIR DE
MICROALGA DA ESPECIE *Scenedesmus obliquus***

BENTO GONÇALVES

2023

LUCAS DA SILVA PIRES

**PROJETO PRELIMINAR E ESTUDO DE VIABILIDADE TÉCNICA-ECONÔMICA
DE UMA PLANTA INDUSTRIAL PARA PRODUÇÃO DE ÓLEO A PARTIR DE
MICROALGA DA ESPECIE *Scenedesmus obliquus***

Trabalho de conclusão de curso apresentado à Universidade Estadual do Rio Grande do Sul como requisito para obtenção do título de bacharel em Engenharia de Bioprocessos e Biotecnologia.

Orientador: Profa. Ma. Marlene dos Santos Guevara

Coorientador: Profa. Dra. Christa Korzenowski

BENTO GONÇALVES

2023

Catálogo de publicação na fonte (CIP)

P667p

Pires, Lucas da Silva

Projeto preliminar e estudo de viabilidade técnica-econômica de uma planta industrial para produção de óleo a partir de microalga da espécie *Scenedesmus obliquus*/ Lucas da Silva Pires. – Bento Gonçalves: Uergs, 2023.

105 f.

Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação) – Universidade Estadual do Rio Grande do Sul, Curso de Engenharia de Bioprocessos e Biotecnologia, Unidade em Bento Gonçalves, 2023.

Orientadora: Profa. Ma. Marlene Guevara dos Santos

Coorientadora: Profa. Dra. Christa Korzenowski

1. Fontes renováveis de energia. 2. Biomassa de microalgas. 3. Planta industrial. 4. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação). I. Santos, Marlene Guevara dos. III. Curso de Engenharia de Bioprocessos e Biotecnologia, Unidade em Bento Gonçalves, 2023. IV. Título.

LUCAS DA SILVA PIRES

**PROJETO PRELIMINAR E ESTUDO DE VIABILIDADE TÉCNICA-ECONÔMICA
DE UMA PLANTA INDUSTRIAL PARA PRODUÇÃO DE ÓLEO A PARTIR DE
MICROALGA DA ESPECIE *Scenedesmus obliquus***

Trabalho de conclusão de curso apresentado à
Universidade Estadual do Rio Grande do Sul como
requisito para obtenção do título de bacharel em
Engenharia de Bioprocessos e Biotecnologia.

Orientador: Profa. Ma. Marlene Guevara
dos Santos

Coorientador: Profa. Dra. Christa Korzenowski

BANCA EXAMINADORA

Prof.^a Mestre. Cristiane Cassales Pibernat

Universidade Estadual do Rio Grande do Sul - UERGS

Prof.^a Dr. Fábio Luis Maciel

Universidade Estadual do Rio Grande do Sul - UERGS

Prof.^a Dr. Evilazio da Silva Andrade

Universidade Estadual do Rio Grande do Sul - UERGS

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente à minha Família, pois foram eles que eu aprendi o valor do estudo e da busca incessante pelo conhecimento. À minha mãe, não apenas por sempre acreditar nos meus sonhos, mas por sempre mover céus e terras para realizá-los ao meu lado. Ao meu pai, pelas conversas, amizade e compreensão de sempre.

Aos amigos feitos ao longo da trajetória acadêmica, principalmente à Laura Machado Vargas, pelo companheirismo, cumplicidade, apoio, por dividir sorrisos, lágrimas as noites mal dormidas, viradão de estudo antes de uma prova. Sem ela isso não teria sido possível.

Aos meus professores e orientadora e coorientadora, o qual nutro um respeito e admiração inigualável, Prof. Marlene dos Santos e Christa Korzenowski que me ajudaram nessa reta final, em especial a Prof. Marlene que foi a pessoa que fez a diferença não só na vida acadêmica como profissional foi graça a ela que tive o meu primeiro estágio e que me deu certeza de que meu caminho é na indústria.

À professores Fábio, Ana, Francine, Anamélia e Evilázio por nunca terem desistido de mim e ter acreditado na minha capacidade quando até eu mesmo duvidei. À UERGS, que mesmo com todas as dificuldades que uma universidade pública enfrenta no Brasil, consegue formar e capacitar alunos mesmo com poucos recursos e sem o merecido reconhecimento. Por fim, agradeço ao todos que fizeram parte dessa longa caminhada.

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1 - MICROALGA SCENEDESMUS OPLIQUUS.....	20
FIGURA 2 - LAGOA ABERTA	29
FIGURA 3 - FLUXOS DE EXTRAÇÃO DE ÓLEO SIMPLIFICADO.....	34
FIGURA 4 - EXTRATOR CONTÍNUO ROTOCEL.....	37
FIGURA 5 - DESSOLVENTIZADOR TOSTADOR	39
FIGURA 6 - DESTILAÇÃO DA MISCELAS	41
FIGURA 7 - COLUNA STRIPPING	42
FIGURA 8 - PISCINA MOR 400 LITROS	45
FIGURA 9 - BARRILETE COM MICROALGA DECANTADA.....	47
FIGURA 10 - MICROALGA NA ESTUFA	48
FIGURA 11 - SOXHLET	48
FIGURA 12 - ÓLEO EXTRAÍDO COM HEXANO	50
FIGURA 13 - ÓLEO EXTRAÍDO COM ETANOL/HEXANO	50
FIGURA 14 - ÓLEO EXTRAÍDO COM METANOL	51
FIGURA 15 - ERLNMEYER COM A MISTURA E CARVÃO ATIVADO	51
FIGURA 16 - EVAPORADOR ROTATÓRIO	52
FIGURA 17 - ÓLEO DE MICROALGA EXTRAÍDO COM ETANOL/HEXANO	55
FIGURA 18 - ÓLEO DE MICROALGA EXTRAÍDO COM METANOL	56
FIGURA 19 - ÓLEO E ETANOL/HEXANO CLARO	56
FIGURA 20 - LAGOA ABERTA TIPO RACEWAY	58
FIGURA 21 - SEDIMENTADOR.....	61
FIGURA 22 - FLUXOGRAMA DE PROCESSO.....	62
FIGURA 23 - CENTRIFUGA DECANTER.....	64
FIGURA 24 - SECADOR INDUSTRIAL	65
FIGURA 25 - DADOS CLIMATOLÓGICOS PARA TRÊS LAGOAS.	66
FIGURA 26 - PARÂMETROS PSICROMÉTRICOS (CATT3).....	67
FIGURA 27 - APLICATIVO PSICROMÉTRICO AGAISPSICRO.....	68
FIGURA 28 - ESQUEMA DAS CORRENTES DE ENTRADA E SAÍDA DO SECADOR	69

FIGURA 29 - EXTRATOR ROTOCEL COMERCIALIZADO.....	71
FIGURA 30 - ESQUEMA DAS CORRENTES DE ENTRADA E SAÍDA EXTRATOR ROTOCEL.....	72
FIGURA 31 - DESSOLVENTIZADOR TOSTADOR (DT).....	75
FIGURA 32 - ESQUEMA DAS CORRENTES DE ENTRADA E SAÍDA DO DT	77
FIGURA 33 - CORRENTES DE ENTRADA E SAÍDA DO EVAPORADOR 1	81
FIGURA 34 - CORRENTES DE ENTRADA E SAÍDA DO EVAPORADOR 2	82
FIGURA 35 - CORRENTES DE ENTRADAS E SAÍDAS DA COLUNA STRIPPING	85
FIGURA 36 - CENTRIGUCA DECANTER	92
FIGURA 37 - ÁREA PARA INSTALAÇÃO DA PLANTA INDUSTRIAL	94

LISTA DE TABELAS

TABELA 1 - TEOR EM ÓLEO DE ALGUMAS ESPÉCIES DE MICROALGAS.....	22
TABELA 2 - COMPOSIÇÃO EM ÁCIDOS GRAXOS DAS MICROALGAS SCENEDESMUS SP. E SCENEDESMUS OBLIQUUS	23
TABELA 3 - UMIDADE FINAL DE ÁGUA DE MICROALGA DESIDRATADA EM SECADOR ROTATIVO	35
TABELA 4 - COMPOSIÇÃO DO MEIO DE CULTIVO BBM.....	46
TABELA 5 - CONTROLE DE MICROALGA SCENEDESMUS OPLIQUUS	53
TABELA 6 - PRODUÇÃO E MICROALGA POR HECTARES.....	59
TABELA 7 - PRODUÇÃO E MICROALGA POR HECTARES.....	60
TABELA 8 - DIMENSIONAMENTO DE SEDIMENTADOR.....	61
TABELA 9 - META DE PROCESSAMENTO.....	58
TABELA 10 - CARGA HORÁRIA DA OPERAÇÃO DA PLANTA.....	63
TABELA 11 - META DE PROCESSAMENTO POR EQUIPAMENTO	63
TABELA 12 - DIMENSIONAMENTO DO CENTRIFUGA DECANter.....	65
TABELA 13 - DIMENSIONAMENTO DO SECADOR.....	70
TABELA 14 - CONDIÇÕES OPERACIONAIS.....	72
TABELA 15 - DIMENSIONAMENTO DO EXTRATOR ROTOCEL	74
TABELA 16 - PARÂMETROS OPERACIONAIS ADERIDOS.....	76
TABELA 17 - DIMENSIONAMENTO DO DESSOLVENTIZADOR TOSTADOR.	77
TABELA 18 - PARÂMETROS OPERACIONAIS ADERIDOS.....	80
TABELA 19 - PARÂMETROS OPERACIONAIS DE REFERÊNCIA	81
TABELA 20 - DIMENSIONAMENTO DOS EVAPORADORES	82
TABELA 21 - PARÂMETROS OPERACIONAIS ADERIDOS.....	84
TABELA 22 - DIMENSIONAMENTO DA COLUNA STRIPPING.....	85
TABELA 23 - DIMENSIONAMENTO DO SISTEMA DE DECANTAÇÃO	86
TABELA 24 - CONSUMO DE HEXANO	87
TABELA 25 - DEMANDA DE VAPOR DE CALDEIRA	88
TABELA 26 - INVESTIMENTO INICIAL	89
TABELA 27 - CUSTO DO CULTIVO	90

TABELA 28 - CUSTO DA LAGOA ABERTA	90
TABELA 29 - PRODUÇÃO COM MELHOR RENDIMENTOS	91
TABELA 30 - CUSTO TOTAIS DOS EQUIPAMENTOS	92
TABELA 31 - CAPITAL INICIAL E CAPITAL DE GIRO DA PLANTA	96
TABELA 32 - CUSTOS DE OPERAÇÃO DA PLANTA DE PRODUÇÃO	97
TABELA 33 - FATURAMENTO MENSAL DA PLANTA.....	98
TABELA 34 - PLANEJAMENTO FINANCEIRO DO PROJETO.	98
TABELA 35 - CLASSES DE ESTIMATIVAS DE CUSTOS	99

LISTA DE SIGLAS

IBGE Instituto Brasileiro de geografia e estatística
UERGS Universidade estadual do Rio Grande do Sul
RF Fator de retenção
FURG Universidade Federal do Rio grande
UFRGS Universidade Federal do Rio Grande do Sul

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO.....	16
2 OBJETIVOS	19
2.1 OBJETIVO GERAL.....	19
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	19
3 REVISÃO DA LITERATURA.....	20
3.1 MICROALGAS.....	20
3.2 MICROALGAS PARA OBTENÇÃO DE ÓLEOS.....	21
3.3 LIPÍDEOS	22
3.4 CULTIVO DE MICROALGA	24
3.5 PROCESSO DE EXTRAÇÃO	25
3.5.1 EXTRAÇÃO POR PROCESSO MISTO	25
3.5.2 EXTRAÇÃO POR SOLVENTE ORGÂNICO	26
3.6 MÉTODOS DE CULTIVO INDUSTRIAIS	28
3.6.1 CULTIVO	28
3.6.2 SISTEMAS FECHADOS	28
3.6.3 SISTEMAS EM LAGOAS ABERTAS	29
3.6.4 COLHEITA.....	31
3.6.5 FLOCULAÇÃO.....	31
3.6.6 FILTRAÇÃO	32
3.6.7 CENTRIFUGAÇÃO.....	33
3.7 ESTUDO DO FLUXOGRAMA DE OBTENÇÃO DO ÓLEO BRUTO.....	34
3.7.1 SECAGEM.....	34
3.7.2 EXTRAÇÃO COM SOLVENTE ORGÂNICO EM EXTRATOR CONTÍNUO ROTOCEL.....	36
3.7.3 RECUPERAÇÃO DO SOLVENTE.....	38
3.7.4 DESSOLVENTIZAÇÃO E TOSTAGEM.....	38
3.7.5 DESTILAÇÃO DA MISCELA	40

4 METODOLOGIA.....	44
4.1 CULTIVO	44
4.2 EXTRAÇÃO	48
4.3 RECUPERAÇÃO DO SOLVENTE.....	52
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	53
5.1 RESULTADOS DOS EXPERIMENTOS COM SCENEDESMUS OPLIQUUS	53
5.1.1 Cultivo.....	53
5.1.2 Extração.....	54
5.2 RESULTADOS DO PROJETO EM ESCALA INDUSTRIAL	57
5.2.1 CULTIVO DA MICROALGA EM LAGOA ABERTA	57
5.2.2 Sedimentador.....	60
5.2.3 Determinação da meta de produção e local para implementação da planta industrial....	57
5.2.4 Determinação do fluxograma de processo	61
5.3 DETERMINAÇÃO E DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS.....	63
5.3.1 Centrifuga decanter	64
5.3.2 Secador.....	65
5.3.3 Extrator contínuo rotocel.....	70
5.3.4 DESSOLVENTIZADOR TOSTADOR.....	74
5.3.5 Evaporadores.....	79
5.3.6 Stripping.....	83
5.3.7 SISTEMA DE DECANTAÇÃO E RECICLO DE SOLVENTE	85
5.3.8 Caldeira	87
5.4 INVESTIMENTO INICIAL.....	88
5.4.1 Custo do cultivo	89
5.4.2 Custos de equipamentos	91
5.4.3 Custo do centrifuga decanter.....	92
5.4.4 Custo do secador	93
5.4.5 Custos da caldeira	93
5.4.6 Custos dos equipamentos de extração e recuperação do solvente	93
5.4.7 Custo de aquisição do terreno	94
5.4.8 Capital de giro	94
5.4.9 Capital de investimento.....	95
5.4.10 Custos de operação	96

5.4.11 Faturamento mensal.....	97
5.4.12 Lucratividade e retorno de investimento inicial	98
6 CONCLUSÕES.....	100
REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA.....	102

RESUMO

O desafio atual da humanidade consiste em manter os níveis de qualidade de vida de uma população ainda crescente, conciliando com recursos naturais limitados e altos níveis de poluição gerados. Um dos aspectos importantes deste desafio é a produção de combustíveis para abastecer toda a frota logística e a indústria com uma fonte alternativa ao petróleo, que é hoje fonte principal de energia da nossa sociedade. A substituição do petróleo por fontes renováveis é o caminho para solucionar esta questão. Neste sentido, a utilização da biomassa de microalgas como fonte de biocombustíveis tem sido amplamente estudada e aplicada. A produção de biomassa de microalgas, tem diversas vantagens quando comparada a biomassa vegetal, principalmente por não competir por terras aráveis com a produção de alimentos. Neste trabalho apresenta-se o projeto preliminar e estudo de viabilidade técnico-econômica de uma planta industrial para produção de óleo a partir de microalga da espécie *Scenedesmus obliquus*. Foram estudados os processos de cultivo, colheita, secagem da biomassa e a extração do óleo por solvente orgânico. Buscando corroborar dados da literatura para embasar os cálculos, foram realizados experimentos de cultivo em meio padrão Bold Basal médium (BDM) para produção de biomassa seguidos de experimentos de extração de óleo por *soxhlet*, avaliando os solventes etanol/hexano 3:1, hexano puro e metanol puro, obtendo-se melhor resultado com mistura de etanol/hexano 3:1. O projeto preliminar da planta de extração do óleo de microalga demonstrou ser um empreendimento rentável e com tempo de retorno do investimento 3 anos e meio.

Palavras-chave: microalgas, óleo, viabilidade, extração, equipamentos.

ABSTRACT

The challenge of humanity currently consists of maintaining current living standards for a still-growing population while reconciling with scarce natural resources and high levels of generated pollution. One crucial aspect of this challenge is the production of fuels to supply the entire logistics fleet and industry with an alternative source to petroleum, which is currently the primary source in our society. The substitution of petroleum with renewable sources is the path to solving this issue. In this regard, the utilization of microalgae biomass as a source of biofuels has been widely studied and implemented. Microalgae biomass production has several advantages compared to plant biomass, mainly because it does not compete for arable land used for food production. This work presents the preliminary project and technical-economic feasibility study of an industrial plant for oil production from the microalga species *Scenedesmus Obliquus*. The cultivation and harvesting processes were also studied. Additionally, cultivation experiments were conducted using a standard BD medium to produce biomass for oil extraction experiments via *Soxhlet*, evaluating ethanol/hexane 3:1, pure hexane, and pure methanol solvents. The best result was obtained with an ethanol/hexane 3:1 mixture. The preliminary design of the microalgae oil extraction plant demonstrated to be a profitable venture with a return on investment time of three and a half years.

Keywords: microalgae, oil, viability, extraction, equipamens.

1 INTRODUÇÃO

O esgotamento gradual das reservas globais de petróleo é uma realidade inevitável que não pode mais ser ignorada. É de conhecimento geral que o petróleo representa um grande perigo para o meio ambiente, e para a sociedade, desde a garantia de fornecimento, impactos na economia mundial, assim como impactos ambientais desde sua extração até o consumo final. Os danos ambientais podem variar desde vazamentos de petróleo em ambientes aquáticos, afetando todo o ecossistema marinho, até a intoxicação de animais aquáticos e aves que se alimentam de peixes e outros animais que vivem nos oceanos (CORREIA, BEZERRA, 2015).

Um dos principais problemas amplamente discutido e abordado diz respeito à emissão de gases poluentes na atmosfera, com destaque para o dióxido de carbono (CO_2), proveniente principalmente da queima de combustíveis fósseis utilizados na geração de energia em diversas formas. Essa emissão tem repercussões significativas em outras questões ambientais de grande importância. O CO_2 é um gás presente naturalmente na atmosfera, mas devido a estar sendo gerado pelas atividades humanas em proporções cada vez maiores, desproporcionalmente à quantidade absorvida pelos seres vivos autotróficos, acumula-se na atmosfera (NOBRE; REID; VEIGA, 2012).

Tornou-se cada vez mais evidente a necessidade de buscar fontes de energia alternativas que sejam renováveis, buscando este equilíbrio entre emissão e fixação de carbono e, igualmente importante, modificar os padrões de consumo de energia da humanidade. Esses são fatores cruciais para reduzir os riscos ao meio ambiente e à saúde pública, evitando pressões insustentáveis sobre sistemas naturais fundamentais e gerenciando os riscos substanciais das mudanças climáticas globais

A utilização de fontes de energia renováveis e economicamente viáveis é portanto uma das principais preocupações da sociedade contemporânea, pois é uma forma de enfrentar os desafios decorrentes do avanço tecnológico. Com a economia global em constante expansão, a demanda por energia limpa e recursos renováveis continua a aumentar. Nesse contexto, o biodiesel e o etanol destacam-se como opções importantes de combustíveis, pois são menos prejudiciais ao meio ambiente, pois emitem menor quantidade de gases nocivos e são renováveis, uma vez que são produzidos a partir de

biomassa - matéria orgânica de origem vegetal ou animal que pode ser utilizada para geração de energia. Essas características renováveis tornam esses produtos fontes de energia essenciais em longo prazo (BUENO, 2009).

No início do século XX, Rudolph Diesel, inventor do motor de combustão interna, já considerava o uso de óleo vegetal e realizou testes com petróleo bruto e óleo de amendoim. Ele apresentou o primeiro protótipo desse motor na Exposição Mundial de Paris (SUAREZ & MENEGHETTI, 2007). Diesel acreditava que o combustível derivado da biomassa era o futuro real para o seu motor e já previa a importância dos óleos vegetais como combustíveis, conforme registrado em seu discurso em 1912, apesar do pouco reconhecimento dado a ele naquela época. No entanto, a disponibilidade abundante de petróleo e seu preço acessível determinaram que, nos anos seguintes, os derivados do petróleo se tornassem os combustíveis dominantes no mercado, direcionando os óleos vegetais para outros usos (PLÁ, 2003).

O biodiesel é definido como um biocombustível derivado de biomassa renovável, utilizado em motores de ignição por compressão, ou para geração de outras formas de energia, como estabelecido na Lei nº 11.097, de 13 de setembro de 2005. O biodiesel surgiu globalmente como uma alternativa promissora aos combustíveis fósseis derivados do petróleo. As projeções mundiais indicam uma substituição crescente das fontes de combustíveis fósseis por fontes renováveis derivadas de biomassa, incluindo aquelas derivadas da cana-de-açúcar e do milho para a produção de etanol, e aquelas derivadas de óleos vegetais como canola, soja, mamona, entre outros, para a produção de biodiesel (BUENO, 2009).

Com o objetivo de superar as desvantagens da produção tradicional de biodiesel, que utiliza matérias-primas também destinadas à alimentação e cria competição pelo uso da terra, muitos pesquisadores têm se interessado por óleos não comestíveis, ou seja, aqueles que não são adequados para consumo humano. Isso evita a competição entre a produção de alimentos e combustíveis, uma vez que esses óleos não são destinados à alimentação. Nesse contexto, as microalgas surgem como uma matéria-prima promissora para a produção de biodiesel renovável, capaz de atender à demanda global por combustíveis para transporte. O uso de microalgas na produção de biodiesel não compromete a produção de alimentos, ração animal e outros produtos derivados de

culturas tradicionais, proporcionando vantagens competitivas significativas (KHAN et al., 2009).

Os óleos derivados de microalgas possuem vantagens em relação aos óleos de origem vegetal, uma vez que as microalgas apresentam características relevantes, tais como: crescimento em biorreatores que podem ser instalados em terras degradadas e inférteis, capacidade de utilização de águas salinas sem competir com o uso humano ou industrial de água, taxa de crescimento elevada, pois podem duplicar seu peso em 24 horas, e a capacidade de produzir além de óleo, moléculas de alto valor agregado como os carotenoides por meio de seu metabolismo secundário (LEUNG, 2010).

No entanto, a maioria dos óleos não comestíveis contém altos teores de ácidos graxos livres (AGL), o que requer a realização de múltiplas etapas químicas ou o uso de técnicas alternativas para a produção de biodiesel, incluindo o óleo de microalgas (LEUNG, 2010).

2 OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GERAL

- Desenvolver o planejamento e projeto preliminar de uma planta industrial para produção de óleo a partir de microalga *Scenedesmus obliquus*.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Realizar experimentos de produção de biomassa de algas utilizando meio de cultivo padrão para verificar dados de rendimento de biomassa e fornecer biomassa para experimentos de extração;
- Realizar experimentos de extração de óleo com etanol e hexano para verificar dados de rendimento de óleo;
- Estudar o fluxograma de processo para extração por solvente orgânico;
- Construir planilhas de balanço de massa e energia do processo;
- Estimar o dimensionamento preliminar dos equipamentos utilizados no processo de cultivo e extração;
- Estudar os custos de capital de investimento inicial, capital de giro e custos de operação do processo

3 REVISÃO DA LITERATURA

3.1 MICROALGAS

Microalgas são organismos vivos que compreendem um vasto grupo de organismos microscópios e fotossintetizantes, o que significa que conseguem se desenvolver utilizando apenas a luz solar e gás carbônico. Esses organismos podem ser procariontes ou eucariontes, e são naturalmente encontrados em diferentes ambientes úmidos, como rios, lagos, mares e solos (EMBRAPA, 2016). A microalga pertencente ao gênero *Scenedesmus*, é parte do Reino *Chloroplastida*, ao Filo *Chlorophyta*, Classe *Chlorophyceae* e Ordem *Sphaeropleales*, Família *Scenedesmaceae*. Esse gênero possui 55 espécies registradas junto à sua taxonomia no Sistema Integrado de Informações Taxonômicas (ITIS). O cultivo de microalgas possui um custo relativamente baixo, tanto para a colheita quanto para o transporte.

Figura 1 - Microalga *Scenedesmus obliquus*



Fonte: Costa (2019)

A microalga *Scenedesmus obliquus* (Figura 1) tem sido estudada quanto a capacidade de produção de lipídios, sendo considerada importante alternativa para a produção de biocombustíveis. Porém, há poucos estudos em relação ao seu potencial

como fonte de biocompostos, sendo observado uma lacuna que aos poucos poderá ser preenchida a partir dos esforços de pesquisadores nas mais diversas áreas das ciências, entre elas a Biotecnologia Molecular. (LEE, 2001; AREMU, 2014).

A espécie *Scenedesmus obliquus* foi classificada por Kützing (1833) e novamente por Hegewald et al., (2010). Seu enquadramento taxonômico foi originalmente definido como *Scenedesmus obliquus*, descrita inicialmente por Turpin, em 1828, onde foi classificada como sendo a espécie *Achnanthes obliqua* (RAMOS, BICUDO E MOURA, 2015).

A espécie *Scenedesmus obliquus* além da vantagem fisiológica, trata-se de uma espécie rústica, com boa capacidade adaptativa e tolerância a variações ambientais, possui uma notável capacidade de sobrevivência em uma ampla faixa de temperaturas (15 a 40 °C) e é capaz de crescer em níveis elevados de pH. Isso faz com que seja uma microalga que se destaque, uma vez que a maioria dos outros microalga não consegue se desenvolver rapidamente em pH elevado (AREMU, 2014).

Essas características tornam *Scenedesmus obliquus* uma opção atrativa para a produção de biomassa, o tratamento de águas em lagoas de oxidação e tem sido objeto de estudos para sua utilização no tratamento de efluentes de lagares (indústrias vinícolas) e águas residuais urbanas (LEE, 2001; AREMU, 2014). Essas aplicações exploram a capacidade da microalga de prosperar em condições adversas e utilizam seu potencial como uma alternativa sustentável para diversas finalidades.

3.2 MICROALGAS PARA OBTENÇÃO DE ÓLEOS

Um dos bioprodutos de interesse que pode ser obtido à partir de microalgas é o óleo. Esse óleo pode ser utilizado para a produção de biodiesel, o que possibilita a obtenção de um combustível sem a necessidade de utilização e manejo de produtos extraídos de fontes não renováveis, como o petróleo (VIDAL JUNIOR, 2014). As microalgas podem produzir, desde que em ambiente e condições climáticas ideais, mais óleo do que diversas outras fontes de biodiesel que estão sendo utilizadas na atualidade (CRUZ; SANTIAGO; PEREIRA, 2019).

Várias estirpes de microalgas têm sido já estudadas e selecionadas de acordo com a suas produtividades. Encontram-se algumas espécies de microalgas com elevados teores de óleo conforme observa-se na tabela 1 (CHISTI, 2007).

Tabela 1 - Teor em óleo de algumas espécies de microalgas

Microalga	Teor de lipídios (% massa seca)
<i>Achnanthes sp.</i>	44,5
<i>Amphora sp.</i>	21
<i>Ankistrodesmus sp.</i>	29-49
<i>Botryococcus braunii</i>	25-75
<i>Chlorella sp.</i>	28-32
<i>Chlorococcum sp.</i>	19
<i>Cylindrotheca sp.</i>	16-37
<i>Dunaliella salina</i>	07-25
<i>Ellipsoidium sp.</i>	27
<i>Hormidium sp.</i>	38
<i>Isochrysis sp.</i>	25-33
<i>Monoraphidium sp.</i>	20
<i>Nannochloropsis sp.</i>	31-68
<i>Nannocloris sp.</i>	20-35
<i>Nitzschia sp.</i>	45-47
<i>Phaedactylum sp.</i>	20-30
<i>Scenedesmus sp.</i>	20-21
<i>Schizodhatrium sp.</i>	50-77
<i>Tetraselmis sp.</i>	12-23

Fonte: CHISTI, (2007)

3.3 LIPÍDEOS

Seguindo as referências de COUGO (2017) e BECKER, (1994), é importante destacar que a composição lipídica da biomassa de microalgas serve como base para a presença de glicerol, açúcares ou bases esterificadas em ácidos graxos saturados e insaturados. Essa composição pode variar entre diferentes espécies de microalgas, dependendo das condições ambientais específicas de cada uma e do estágio de crescimento celular. O teor lipídico na biomassa microalga pode variar consideravelmente, indo de 0,1% a 70%.

As microalgas específicas mencionadas por BECKER, (1994), como *Scenedesmus obliquus*, *Scenedesmus quadricauda* e *Scenedesmus dimorphus*, possuem uma composição que varia aproximadamente de 8% a 56% de proteínas, 10% a 52% de carboidratos, 1,9% a 40% de lipídeos e 3% a 6% de ácidos nucleicos. A composição lipídica predominante nas microalgas é composta por ácidos graxos, que possuem de 12 a 22 carbonos e podem ser saturados ou insaturados.

Normalmente, esses ácidos graxos apresentam no máximo 6 duplas ligações e são principalmente isômeros cis (MEDINA, 1998; HALIM, 2012). Cada espécie de microalga possui uma composição única de ácidos graxos. A composição em ácidos graxos das microalgas *Scenedesmus sp.* e *Scenedesmus obliquus* é apresentada na (tabela 2) mencionada.

Tabela 2 - Composição em ácidos graxos das microalgas *Scenedesmus sp.* e *Scenedesmus obliquus*

Ácidos graxos	<i>Scenedesmus sp.</i> ^a	<i>Scenedesmus obliquus</i> ^b
C 4:0	10,5*	1,25
C 6:0	2,54	2,23
C 8:0	2,94	0,68
C 10:0	1,11	1,91
C 14:0	0,75	1,06
C 14:1	0,63	n.d.
C 16:0	12,1	52,07
C 16:1	1,83	n.d.
C 17:0	0,54	n.d.
C 18:0	2,71	7,48
C 18:1	21,1	21,46
C 18:2	10,1	7,49
C 18:3	30,5	2,83
C 20:1	0,81	n.d.
C 22:1	1,85	n.d.
NI	-	4,43

*Composição do óleo em porcentagem mássica.

Fonte: Tabela adaptada de a BAUMGÄRTNER (2011); b NASCIMENTO (2013).

É importante destacar que a composição em ácidos graxos e o número de insaturações desses ácidos graxos exercem uma influência direta nas características finais

do biodiesel, saponificação, grau de insaturação, índice de iodo, ponto de entupimento de filtro a frio e outros (RAMOS, 2009; NASCIMENTO, 2013).

3.4 CULTIVO DE MICROALGA

A produção de biomassa de microalgas apresenta vantagens em relação às culturas energéticas tradicionais, pois as algas podem ser utilizadas em diversas aplicações (bioenergia, farmacêutica, alimentar, cosmética). Ao contrário das culturas oleaginosas tradicionais, as microalgas podem produzir óleo em apenas alguns dias, o que permite a colheita diária (DEMIRBAS, 2011).

Além disso, as microalgas são produzidas durante todo o ano e tem uma maior eficiência fotossintética, o que significa que crescem mais rapidamente e podem mitigar quantidades maiores de CO₂. As microalgas não precisam de água potável nem de fertilizantes, e podem obter nutrientes a partir de águas residuais, ricas em nutrientes, e que são um problema ambiental. Por fim, devido às suas baixas exigências de cultivo, as microalgas podem ser cultivadas em terrenos degradados, baldios, desertos e até mesmo em estruturas off-shore, o que elimina a competição com o setor alimentar (DEMIRBAS, 2011).

Os fatores físico-químicos desempenham um papel crucial no cultivo de microalgas. Para atingir a produtividade máxima, é necessário manter a temperatura ideal para o crescimento desses microrganismos. Temperaturas entre 25 a 30 °C são ótimas e fornecem as condições ideais para que as microalgas se desenvolvam de forma eficiente. No que diz respeito ao carbono no cultivo de microalgas, a fonte desse elemento desempenha um papel fundamental na produção de biomassa. (MASOJÍDEK, 2014).

Geralmente, as microalgas utilizam o bicarbonato de sódio e/ou dióxido de carbono como fonte de carbono no processo fotossintético. Esses compostos são essenciais para o crescimento e a reprodução das microalgas, fornecendo o carbono necessário. Além disso, muitas microalgas possuem a capacidade de crescer heterotroficamente durante o período sem luz, utilizando fontes orgânicas de carbono. Isso significa que, além da fotossíntese, elas podem aproveitar compostos orgânicos como fonte de carbono quando a luz não está disponível (JUNEJA, 2013). As microalgas

mixotróficas são organismos que possuem a capacidade de realizar tanto a fotossíntese quanto a absorção de carbono orgânico dissolvido no meio aquático. Essas microalgas apresentam vantagens significativas no tratamento de efluentes com alta carga orgânica e de nutrientes, além de serem capazes de gerar biomassa através do processo fotossintético (SALAMA, 2017).

Quando uma cultura de microalgas é exposta à limitação de exposição de nitrogênio, mesmo com iluminação adequada, a fotossíntese continua ocorrendo, porém em uma taxa reduzida. Nessa condição, o carbono fixado é desviado para a síntese de lipídios e carboidratos. Embora o teor de carboidratos possa chegar a mais de 70% da biomassa seca sem afetar a produtividade, o acúmulo de lipídios geralmente está associado a uma redução na produtividade. Tradicionalmente, acredita-se que o aumento no conteúdo lipídico durante a limitação seja causado principalmente devido à perda de outros componentes, especialmente proteínas. (DOUCHA, 2006).

No entanto, há indícios de que o acúmulo de lipídios nas microalgas, quando expostos à limitação de nitrogênio, seja resultado do carbono fixado. PARK (2011), demonstrou que a limitação de nitrogênio no cultivo de *Chlorella pyrenoidosa* resultou no acúmulo de até 85% de lipídios em sua biomassa.

3.5 PROCESSO DE EXTRAÇÃO

3.5.1 EXTRAÇÃO POR PROCESSO MISTO

A prensagem mecânica é realizada em prensas contínuas, nas quais ocorre a remoção parcial do óleo a partir do material. Em seguida, é feita a extração do restante do óleo utilizando um solvente orgânico, constituindo o chamado "processo misto". Esse processo combina a prensagem mecânica e a extração com solvente para obter a máxima eficiência na extração do óleo presente no material (MANDARINO, 2015).

A prensa é composta por um cesto formado por barras de aço retangulares, espaçadas por lâminas. Os grãos são alimentados na prensa, também conhecida como "expeller", através de um eixo alimentador. O espaçamento das barras é ajustado para permitir a saída do óleo, enquanto atua como um filtro para as partículas residuais resultantes da prensagem (torta). No centro do cesto, há uma rosca que gira e move o material para frente, comprimindo-o simultaneamente. A pressão é controlada por um cone na saída e pode atingir até várias centenas de atmosferas por centímetro (MANDARINO 2015).

3.5.2 EXTRAÇÃO POR SOLVENTE ORGÂNICO

O método mais convencional amplamente utilizado para a extração de óleos vegetais e para microalga, é o método *soxhlet*, que é baseado em permitir que o solvente entre em contato com biomassa desejada em ciclos por um período suficiente para que ocorra a extração dos componentes solúveis do material (LEMOS, 2018; GALVÃO, 2018).

A extração de óleo com solvente é um processo de transferência dos constituintes solúveis, ou seja, o óleo, de um material inerte, como a matriz graxa, para um solvente com o qual a matriz está em contato. O uso de solventes permite alcançar um rendimento superior de óleo, comparado à prensagem mecânica, mas requer a ruptura da membrana celular das algas pelo solvente (MARIANA, 2019).

A seleção apropriada de um solvente para a extração de lipídios depende de diversos requisitos, como a capacidade seletiva de separar o óleo dos componentes indesejados, baixa toxicidade, facilidade de recuperação sem deixar resíduos no óleo, imiscibilidade em água e um ponto de ebulição favorável para a posterior remoção (SING, 2010).

Os solventes amplamente utilizados na extração lipídica de microalgas incluem hexano, bem como diversas combinações, como clorofórmio:metanol, etanol:hexano, clorofórmio:metanol:água e etanol:hexano:água. É importante ressaltar que a escolha do solvente pode influenciar o conteúdo e a composição da fração lipídica extraída de acordo com a polaridade do solvente utilizado (MARIANA, 2019).

Alguns lipídios podem ser encontrados no citoplasma, formando um complexo com lipídios polares. Esse complexo é firmemente ligado por meio de pontes de hidrogênio a proteínas presentes na membrana celular. As interações de van der Waals entre o solvente orgânico apolar e os lipídios no complexo nem sempre são insuficientes para interromper essas associações lipídio-proteína baseadas na membrana. Por outro lado, solventes orgânicos polares, como metanol ou etanol, têm a capacidade de quebrar as associações lipídio-proteína ao formar pontes de hidrogênio com os lipídios polares presentes no complexo (Halim, 2012).

Nas práticas de laboratório mais comuns, os testes de extração são realizados com solventes orgânicos apolares e solventes orgânicos polares na extração de óleo da biomassa de microalgas para garantir a extração completa de todos os lipídios. Esses lipídios podem estar presentes tanto na forma de glóbulos independentes quanto na forma de complexos associados à membrana. A adição desses solventes é importante para solubilizar os lipídios e permitir sua extração eficiente dos tecidos das microalgas. Dessa forma, tanto os lipídios encontrados na forma de glóbulos independentes quanto aqueles associados à membrana podem ser completamente extraídos (MARIANA, 2019).

Portanto, na extração de ácidos graxos de microalgas, é comum utilizar solventes orgânicos, no entanto, é importante notar que o rendimento de óleo pode ser influenciado pela polaridade dos compostos a serem extraídos e pelo seu potencial antioxidante (CARDOSO, 2014). Diversos métodos de ruptura celular podem ser empregados para romper a parede celular, sendo eles mecânicos, como moinhos e ultrassom, ou não mecânicos, como choque osmótico, autoclave, hidrólise enzimática, ácida e alcalina, assim facilitando a extração (SING, 2010).

O método escolhido para compor o fluxograma de processo a ser estudado neste trabalho é a extração por solvente orgânico. Esse método foi selecionado devido à sua relevância na concepção de uma planta industrial de produção em larga escala, com o objetivo de alcançar altos rendimentos em produto e baixo consumo energético. No âmbito deste projeto preliminar, o solvente escolhido foi o hexano por ser o mais utilizado na indústria de extração de óleos, mas as planilhas de cálculo podem posteriormente ser facilmente ajustadas para o solvente que se apresentar mais adequado para o óleo de microalgas.

3.6 MÉTODOS DE CULTIVO EM LARGA ESCALA

3.6.1 CULTIVO

Conforme (BRENNAN e OWENDE, 2010), várias questões devem ser levadas em consideração na escolha dos sistemas de cultivo. Esses fatores incluem as características biológicas da espécie de microalga a ser utilizada, os custos relacionados ao solo, à operação e à energia, a disponibilidade e o custo da água e dos nutrientes, além do tipo de produto desejado.

Os sistemas de cultivo em larga escala devem ser comparados com base em suas propriedades fundamentais, como eficiência na utilização da luz, capacidade de controle da temperatura, estresse hidrodinâmico exercido sobre as microalgas e capacidade de manter a cultura estéril, ou seja, livre de outras espécies de microalgas ou predadores.

3.6.2 SISTEMAS DE CULTIVO FECHADOS

Os sistemas fechados, conhecidos como fotobiorreatores, são amplamente utilizados no cultivo de microalgas devido à sua capacidade de regular e controlar praticamente todos os parâmetros bióticos e abióticos essenciais para esse cultivo. Esses reatores fotobiológicos apresentam várias vantagens em relação aos sistemas abertos, como menor risco de contaminação por espécies invasoras ou predadoras, ausência de perdas de CO₂ e evaporação, além do controle ajustável de aspectos hidráulicos e térmicos, e flexibilidade de projeto (DERNER, 2017). Eles conseguem superar muitos dos desafios enfrentados pelos métodos de cultivo em sistemas abertos.

No momento, a maioria das pesquisas e experimentos relacionados ao cultivo de microalgas está sendo conduzida em fotobiorreatores. Os tipos mais comuns de fotobiorreatores são os tubulares, colunares e em placas (DERNER, 2017).

RICHMOND (2003) classifica os fotobiorreatores com base em seu projeto e modo de operação. No que diz respeito ao projeto, as principais categorias são os fotobiorreatores tubulares e os fotobiorreatores em placas planas. Os fotobiorreatores tubulares podem ser horizontais, verticais, inclinados ou em formato de espiral, e podem

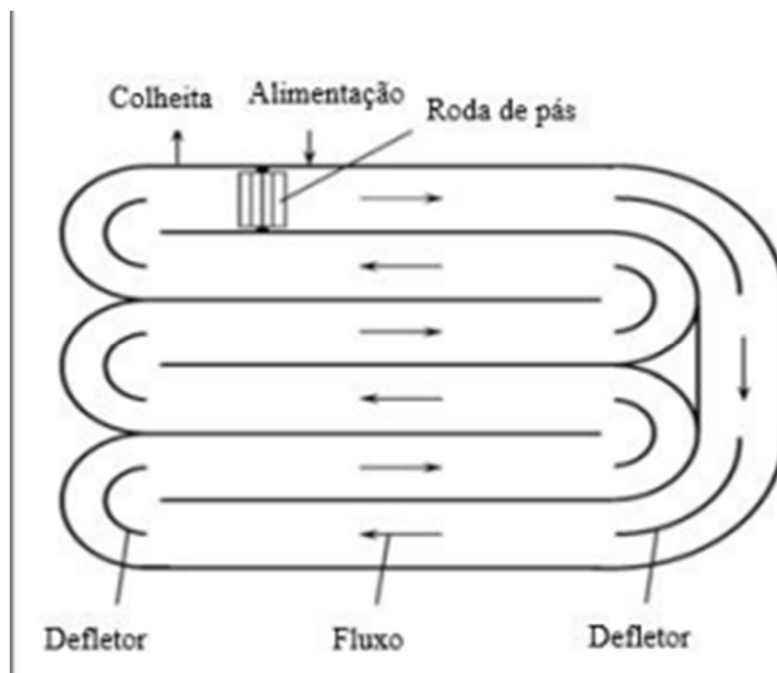
incluir tubos de distribuição que conectam diferentes seções dos sistemas tubulares ou serpentinas.

3.6.3 SISTEMAS DE CULTIVO EM LAGOAS ABERTAS

Os sistemas de produção de microalgas em lagoas abertas (figura 2) são utilizados desde a década de 1950 e a maioria dos sistemas de larga escala (comerciais) atuais empregam este tipo de cultivo. A principal razão para este fato é que esses sistemas são mais fáceis e mais econômicos de serem construídos e operados, em comparação com os sistemas fechados (DERNER, 2017).

Existem diversos tipos de sistemas de lagoas abertas para a produção de biomassa de microalgas. Estes sistemas podem variar desde lagoas abertas simples, sem nenhum tipo de aparato mecânico para realizar a mistura, 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*.

Figura 2 - Lagoa aberta



Fonte: Dzuman (2013)

O sistema aberto é constituído por canais de recirculação independentes, conhecidos como pistas de corrida (*raceways*), com profundidade que varia entre 20 cm e 30 cm. A recirculação e a agitação são promovidas pela ação de turbinas que geram um fluxo que é guiado em torno de curvas por defletores colocados no canal de fluxo (ERIKSEN, 2008).

As lagoas de cultivo podem ser construídas com inúmeros materiais. Os materiais utilizados na construção das paredes e do fundo, e o revestimento interno determinam o desempenho, o custo e a durabilidade das Lagoas.

Este sistema apresenta vantagens como a quantidade reduzida de energia necessária para operação, entretanto apresenta alguns entraves como baixa produtividade em termos de concentração de biomassa (limitado pela difusão do CO₂ peça superfície), estar sujeitos a alterações de nível de água devido a incidência de chuvas e evaporação e vulnerabilidade à contaminação por microrganismos ou outras algas (ZHAO, 2012); (ERIKSEN, 2008).

Em relação à contaminação por outros microrganismos no entanto, é possível controlar por meio de estratégias como a variação da concentração salina, o aumento do pH e a variação da temperatura. Esses parâmetros podem ser ajustados de forma a criar um ambiente desfavorável para o crescimento de organismos indesejados, minimizando assim o risco de contaminação e mantendo as condições ideais para o cultivo das microalgas (VONSHAK, 2002).

As microalgas geralmente conseguem suprir a demanda necessária de CO₂ a partir do ar atmosférico superficial presente na lagoa onde estão cultivadas. No entanto, em alguns casos, quando se quer uma alta taxa de produtividade, e alta concentração de biomassa, a difusão superficial pode ser limitante e a instalação de aeradores submersos pode ser adotada para aumentar a absorção e fixação de CO₂, resultando em maior eficiência e produtividade do processo. Esses aeradores submersos auxiliam no aumento do suprimento de CO₂ disponível através da injeção de ar ou dióxido de carbono para as microalgas, promovendo um ambiente propício para o crescimento e o desenvolvimento desses organismos sendo também interessante a implementação de cobertura para criar

uma estufa, protegendo a lagoa de contaminações bem como um melhor controle da temperatura (BRENNAN & OWENDE, 2010).

3.6.4 COLHEITA

A fase de colheita é crucial no cultivo de microalgas, pois é quando ocorre a separação da biomassa do meio de cultura líquida. No entanto, esse processo apresenta desafios duradouros, especialmente devido à baixa concentração de sólidos na solução diluída gerada pela maioria dos métodos de produção de biomassa de algas, que varia de 0,02% a 0,05%.

A dimensão microscópica das microalgas e sua distribuição em concentrações baixas tornam a colheita extremamente consumista de energia, o que se torna um obstáculo para viabilizar o cultivo econômico em larga escala (LAM e LEE, 2012). Além disso, a maioria dos métodos de colheita envolve altos custos e pode resultar em contaminação da biomassa com agentes floclulantes, tornando inviável o uso em aplicações alimentares (SALAMA, 2017).

Tradicionalmente, os processos de colheita de microalgas representam mais de 30% do custo total da produção de biomassa alga e são divididos em duas etapas distintas. Primeiro, as microalgas em suspensão são aglutinadas utilizando métodos como sedimentação natural, floclulação ou flotação. Em seguida, a biomassa é concentrada por meio de técnicas de filtração ou centrifugação.

A escolha do método a ser utilizado depende de vários fatores, como o tamanho do cultivo, a espécie de microalga, a densidade celular alcançada, as condições de produção e as demandas do mercado em relação ao valor comercial do produto final (DEMIRBAS, 2010).

3.6.5 FLOCLULAÇÃO

A floclulação é uma técnica utilizada para aumentar o tamanho dos agregados de células de microalgas, visando facilitar sua separação do meio onde estão suspensas. Isso é conseguido adicionando-se um composto chamado floclulante, que perturba a

estabilidade das partículas em suspensão, levando à formação de agregados (SUALI & SARBATLY, 2012).

Existem diferentes métodos de floculação, incluindo a floculação química, a biofloculação e a eletrofloculação. Na floculação química, utiliza-se um floculante de elevado peso molecular, geralmente um polímero, que pode ser natural ou sintético. Esse processo é mais eficiente quando um coagulante eletricamente carregado com carga positiva é introduzido na cultura. Isso ocorre porque as células de microalgas possuem carga negativa, o que faz com que elas se repilam umas às outras e suprimem em suspensão por períodos de tempo, mesmo sem inspiração. O coagulante positivamente carregado neutraliza as cargas das microalgas, permitindo a formação de agregados maiores. s (TIRON, 2017).

Alguns estudos demonstram que o uso de coagulantes como cloreto férrico e sulfato de alumínio pode afetar a qualidade do óleo de microalga. Portanto, é importante avaliar cuidadosamente as implicações do uso de coagulantes na coleta da biomassa de microalga, especialmente se o objetivo final do cultivo for a produção de óleo (VANDAMME, 2016).

3.6.6 FILTRAÇÃO

A filtração desempenha um papel crucial ao separar a fase líquida de uma suspensão de células por meio da passagem por uma membrana permeável, impulsionada por uma força aplicada (TIRON, 2017). Para que o fluido atravesse a membrana, é necessário usar uma força motriz, que pode ser uma força de campo (gravidade ou centrífuga) ou uma força de contato (pressão hidráulica) (YIN, 2020).

No caso de microalgas com estruturas resistentes, é essencial escolher um sistema de bombeamento adequado, uma vez que esse método pode resultar em alta tensão de cisalhamento nas células, assim como ocorre com a centrifugação.

Durante o processo de filtração, a biomassa se acumula na membrana, causando resistência ao fluxo do líquido, até que um ponto de fluxo crítico seja atingido (TAGHAVIJELOUDAR, 2020). As membranas tendem a se obstruir ao longo do

processo de separação devido à adsorção de compostos na superfície da membrana, ao aumento da concentração desses compostos e ao entupimento dos poros. Existem métodos que podem ser empregados para evitar a preservação dos poros, como a utilização de fluxo cruzado em vez de filtração direta,

O fluxo crítico é definido quando o fluxo se torna praticamente estacionário e representa um parâmetro importante a ser considerado no processo. O fluxo crítico depende da porosidade da membrana, da diferença de pressão aplicada, do fluxo do fluido, da concentração da biomassa e da compressibilidade do líquido (MATHIMANI; MALLICK, 2018).

3.6.7 CENTRIFUGAÇÃO

A centrífuga, constitui uma operação unitária na qual as partículas são expostas a uma limitação centrífuga, produzida em uma separação mais eficiente e rápida do que por meio da força gravitacional (TIRON, 2017). Essa técnica é comumente empregada na remoção de grandes volumes de água, os resultados obtidos no processo de centrifugação dependem de diversos fatores, tais como o tempo de operação, a limitação aplicada, a concentração inicial da suspensão de microalgas e o tipo de centrífuga utilizada (ANANTHI, 2021). Sendo uma opção mais eficaz para a concentração de sólidos, embora demande maior consumo de energia (BARROS, 2015).

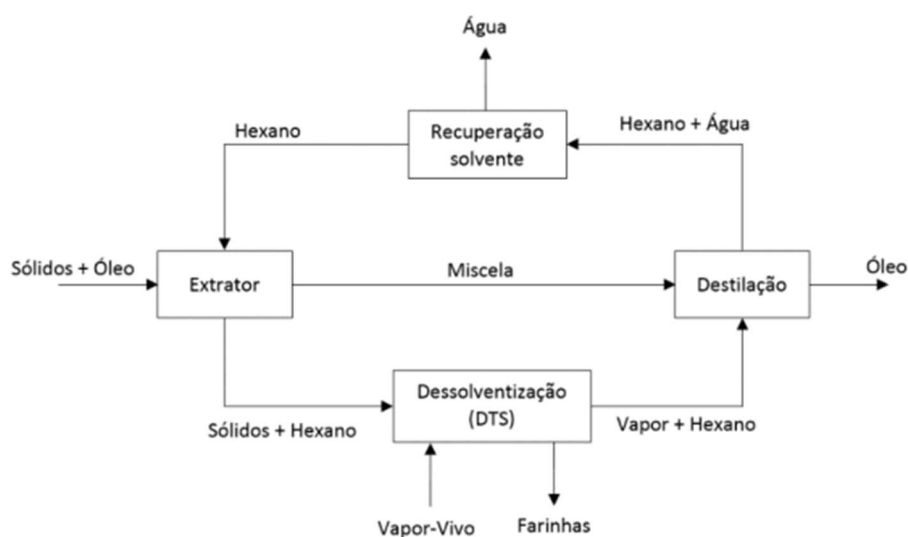
A centrífuga de bancada é frequentemente empregada no teste de rotação, no qual se avalia a remoção das células em função do tempo e concentração das mesmas. Além de possibilitar a identificação dos parâmetros que obtiveram a eficiência da centrifugação, esse teste é utilizado para selecionar e dimensionar a centrífuga adequada, como a centrífuga de discos, que tem sido aceita em algumas instalações de cultivo de microalgas (MILLEDGE; HEAVEN, 2013).

Dentre as várias opções disponíveis para concentração de microalgas, destacam-se a centrífuga de bancada e a centrífuga de disco, que apresentam ótimo desempenho na concentração de biomassa (MATHIMANI; MALLICK, 2018).

3.7 ESTUDO DO FLUXOGRAMA DE OBTENÇÃO DO ÓLEO BRUTO

O fluxograma de processo (Figura 3) para obtenção do óleo de microalga *Scenedesmus oliquus* será estudado baseado em bibliografia de extração do óleo de soja em larga escala. Embora o processamento da soja não seja totalmente compatível, é de grande valia para o estudo das operações unitárias similares, para se analisar o funcionamento dos equipamentos, e definir adaptações necessárias.

Figura 3 - fluxos de extração de óleo simplificado.



Fonte: Esquema resumido do processo de extração (adaptado de Alfa Laval (2003)).

3.7.1 SECAGEM

A etapa de preparação das microalgas consiste no condicionamento prévio delas antes da extração, passando pelos processos de secagem das microalgas. A secagem é o processo inicial da fase de preparação das microalgas, pela desumidificação da matéria prima em secador industrial (FREITAS, 2017; MANDARINO, 2015). A secagem deve ser realizada imediatamente ao recebimento da matéria-prima, esse processo assegura que não ocorra fermentação e formação de bolor no mesmo, combinada pela umidade da matéria prima e a presença de microrganismos (FREITAS, 2017; GEANKOPLIS, 1993,

p. 520). A taxa de secagem é influenciada pela temperatura de secagem, velocidade do ar de secagem e umidade inicial e final do material (FOUST, 1982, p. 401- 432).

Para se analisar a operação unitária de secagem das microalgas, cuja será a matéria prima de partida no fluxograma de processamento da planta industrial, é necessário o levantamento de características de umidade para fins de posterior definição do modelo de secador mais adequado para a matéria prima.

No estudo de (COSTA, 2019), foram conduzidos experimentos com diferentes temperaturas de secagem convectiva de microalgas, apresentado na tabela 3. Com base nos resultados, foram analisados a cinética de secagem microalgas, bem como, a taxa de secagem. Dessa forma, de acordo com as bibliografias de estudos de secagem analisadas, a melhor eficiência de secagem tende a ter como parâmetros de operação do secador a temperatura de 80°C para reduzir o percentual de umidade da microalga de 82,4 % para 5%, visto que para esta temperatura se obtém satisfatórios rendimentos em óleo. VISWANATHAN et al., 2012 corrobora esta temperatura como máxima ideal, indicando que em seus experimentos, a qualidade do óleo não foi influenciada significativamente pela temperatura de secagem das microalgas até a faixa de 80°C, mas que resultaram em queda no conteúdo de lipídios totais em temperaturas de secagem acima de 90°C. Assim temperaturas entre 70 ° C e 80 ° C, podem preservar as características desejadas de forma mais eficiente.

Tabela 3 - Umidade final de água de microalga desidratada em secador rotativo

Experimento	Temperatura (°C)	Fator de Enchimento (%)	Rotação (RPM)	Atividade de Água (Aw)	Umidade Final (%)
1	50,0	15,0	40,0	0,290	4,91%
2	50,0	15,0	60,0	0,290	4,81%
3	50,0	27,0	40,0	0,309	4,94%
4	50,0	27,0	60,0	0,233	4,16%
5	90,0	15,0	40,0	0,309	4,13%
6	90,0	15,0	60,0	0,240	4,44%
7	90,0	27,0	40,0	0,244	4,39%
8	90,0	27,0	60,0	0,208	3,56%

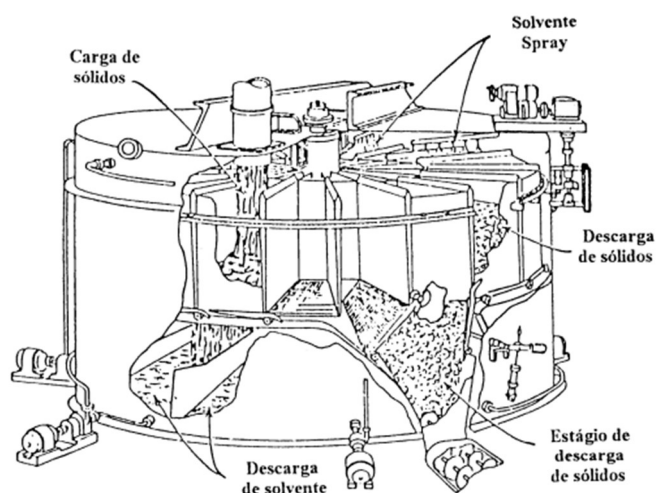
Fonte: COSTA (2019)

De acordo com Menegazzo (2019) a velocidade do fluxo de ar durante o processo de secagem não exerce uma influência significativa na taxa de secagem. No entanto, a temperatura utilizada na secagem possui uma relação direta com esse processo. Nos experimentos realizados, constatou-se que quanto maior a temperatura, maior é a taxa de secagem, difusividade e energia de ativação, resultando em um tempo de secagem reduzido.

3.7.2 EXTRAÇÃO COM SOLVENTE ORGÂNICO EM EXTRATOR CONTÍNUO ROTOCEL

O Rotocel (Figura 4) é um equipamento de extração por percolação que possui uma estrutura cilíndrica estacionária e hermeticamente fechada. Sua carcaça é dividida em compartimentos chamados de caçambas, os quais são fixados em um eixo vertical mantido em baixa rotação é usado para óleo de soja e outros óleos vegetais e estou propondo utilizar o mesmo para as microalgas. As caçambas são utilizadas para adicionar os sólidos a serem extraídos (neste caso biomassa de *Scenedesmus obliquus*), formando leitos profundos que podem chegar a uma profundidade de até 3 metros. Diferentemente de sementes, a biomassa de microalgas tem uma granulometria muito pequena, desta forma cabe ressaltar o uso deste modelo de equipamento em análise preliminar, mas que precisaria ser adaptado para este tipo de biomassa devido à compactação.

Figura 4 - Extrator contínuo Rotocel



Fonte: POLON (1997)

O fundo das caçambas é perfurado de acordo com o tamanho da partícula da matéria prima utilizada no processo para permitir a drenagem da mistura líquida sólido-solvente, conhecida como miscela, para as tolvas. As tolvas são as seções onde a miscela em circulação no extrator é coletada.

Dentro do extrator, os sólidos a serem extraídos são percolados pela miscela que circulam em sentido contrário, ou seja, inicialmente são percolados por miscelas mais concentradas e, gradativamente, são percolados por miscelas mais diluídas, até que o solvente puro seja completamente extraído. Nesse momento, uma porta articulada e perfurada localizada na parte inferior se abre, permitindo o descarregamento da torta resultante. Esse material é então transferido para o dessolventizador para processamento posterior. (MANDARINO, 2015; NAVARRO, 2002; PARAÍSO, 2001).

A operação do extrator contínuo rotocel, algumas variáveis de controle devem ser observadas tempo e temperatura no caso do tempo de residência do leito no extrator o mesmo deve ser otimizado de acordo com o tipo de material, granulometria de partícula e temperatura de operação.

Para se controlar o tempo de residência, pode-se ajustar a velocidade de rotação do extrator e os números de banhos do leito durante a recirculação do solvente, pois todos esses parâmetros influenciam no rendimento em óleo da miscela (CARDOSO, 2014). No

entanto, a operação não pode ser conduzida muito próxima da temperatura de ebulição do solvente, para que não ocorra evaporação excessiva gerando pressurização do sistema e conseqüentemente aumentar a perda de solvente por escapes. Se o solvente for o hexano (ponto de ebulição 69°C), o ideal seria que a operação não exceda 60°C. (SMITH, 2000; CARDOSO, 2014).

Uma observação importante é que o tempo de permanência no extrator está diretamente relacionado à quantidade de solvente retido na torta após a extração. Isso ocorre porque uma parte do tempo de permanência é dedicada à drenagem da torta. Inicialmente, a drenagem ocorre de forma mais rápida e vai se alterando ao longo do tempo, até atingir um valor constante. Portanto, o tempo necessário para que a drenagem se torne constante pode ser considerado como o tempo de residência. Esse tempo representa o período em que a mistura percola do topo o fundo do leito, onde ocorre até a drenagem. (PARAÍSO, 2001).

3.7.3 RECUPERAÇÃO DO SOLVENTE

A recuperação do solvente é a terceira fase essencial do fluxograma de processo. Nesta etapa, as duas correntes resultantes da extração são processadas: a miscela e a torta. A miscela é composta pelo solvente e pelo óleo e passa por destilação para obter o óleo de microalga enquanto o solvente é recuperado e bombeado de volta ao extrator para reuso. A torta, que consiste na biomassa exaurida, resíduos de óleo e resíduos de solvente, é encaminhada ao processo de dessolventização. O resíduo de solvente também é recuperado e retorna ao extrator, enquanto a torta é posteriormente tostada e armazenada, podendo ser comercializada como subproduto do processo (MANDARINO, 2015; PARAÍSO, 2001; ROQUE, 2015; NAVARRO, 2002).

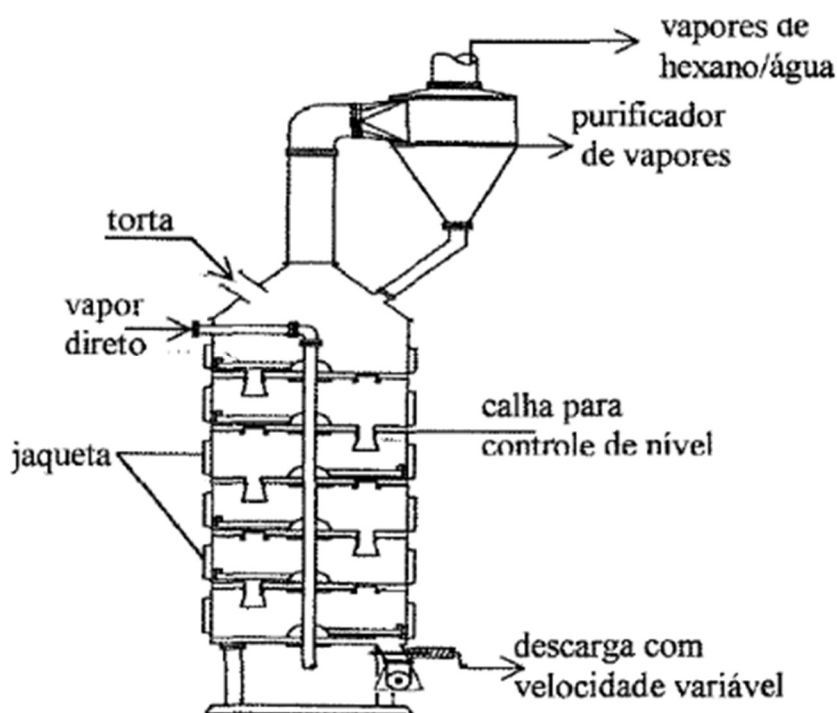
3.7.4 DESSOLVENTIZAÇÃO E TOSTAGEM

Conforme o ROQUE (2015) a dessolventização e tostagem (Figura 5) têm como objetivo remover o resíduo de solvente presente no farelo obtido a partir da torta do extrator. Para realizar essa operação, utiliza-se um equipamento chamado dessolventizador-tostador (DT), que emprega vapor de água tanto na forma direta quanto

indireta, gerada em duas correntes de saída: o farelo tostado e os vapores compostos por água e solvente, que serão usados na evaporação da mistura. O dessolventizador é composto por duas zonas (pré-dessolventização e dessolventização), pratos, entrada e saída de farelo e gases, além de outros acessórios, como sensores de nível e facões para homogeneização do leito.

O processo do DT (Dessolventizador-Toast) consiste na remoção do solvente do farelo por meio de evaporação à medida que ele passa por diferentes pratos no equipamento. Os pratos iniciais estão localizados na zona de pré-dessolventização, onde ocorre a transferência de calor para o farelo por condução, através do contato com um prato aquecido por vapor. Em seguida, na zona de dessolventização, além do aquecimento indireto, ocorre transferência de calor por convecção, devido à passagem de vapor direto pelo leito de farelo para aquecê-lo e arrastar o solvente. (ROQUE, 2015).

Figura 5 - Dessolventizador Tostador



Fonte: Roque (2015)

Após a dessolventização, o farelo passa por processos de tostagem (tratamento térmico) e secagem. Ao entrar no DT, o farelo possui cerca de 25 a 35% de solvente e, ao sair, possui aproximadamente 500 ppm de solvente residual, tendo evaporado cerca de 99% do solvente inicial. O tempo de permanência do farelo no DT varia dependendo do tipo de matéria prima, sendo de aproximadamente 25 a 30 minutos para farelo de soja. As temperaturas dos gases de saída do DT variam entre 72 e 85°C, enquanto a temperatura do sólido na saída fica na faixa de 100 a 107°C. O farelo processado é armazenado, e sua umidade não deve exceder 12%. (MANDARINO, 2015).

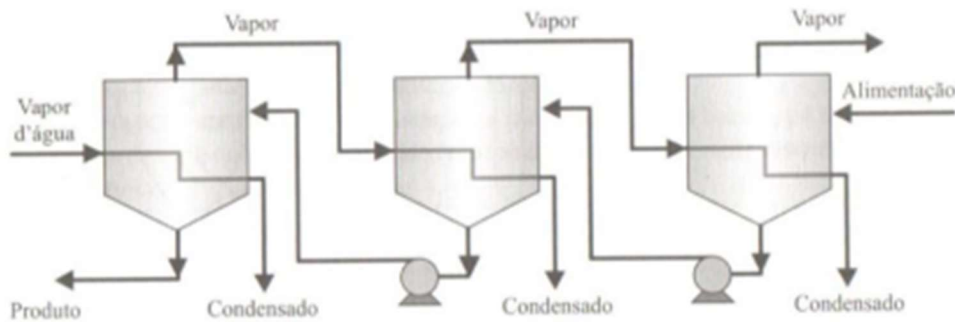
3.7.5 DESTILAÇÃO DA MISCELA

A miscela que é extraída do processo contém aproximadamente 25 a 30% de óleo em massa. Para recuperar o solvente e obter o óleo bruto, a miscela passa por um processo de destilação a injeções. Esse processo utiliza um sistema industrial composto por um pré-evaporador, um evaporador principal e uma coluna de desabsorção decapante. O pré-evaporador aproveita os vapores quentes do dessolventizador-tostador, buscando economizar energia (PARAÍSO, 2001).

Após passar pelo pré-evaporador, a miscela entra no evaporador principal e, em seguida, na coluna de desabsorção *stripping*, onde o óleo bruto é obtido na corrente de saída. Durante todo o processo de destilação, são geradas correntes de solvente e vapor de água que são direcionadas para condensadores e, posteriormente, para um tanque de decantação. Nesse tanque, ocorre a separação do solvente da água, que é reciclado no processo de extração (PARAÍSO, 2001).

Segundo (Roque, 2015) em setores industriais de grande escala, operam-se sistemas de destilação consideravelmente mais complexos. Esses sistemas de destilação da miscela (Figura 6) são compostos por várias colunas em série que aproveitam as correntes de vapor da rede para aquecer a miscela. Nesse sistema, a miscela passa por um processo de aquecimento sucessivo, causado na evaporação do solvente. A etapa final desse processo, destinada à remoção de vestígios de solvente, é realizada pela coluna de desabsorção *stripping*.

Figura 6 - Destilação da miscelas



Fonte:Roque (2015)

Ao longo do sistema de destilação, a concentração da miscela varia. Na saída do primeiro, que recebe os gases do DTS, a concentração é de 80% em óleo. A solução, com uma concentração de óleo entre 95% e 98% em massa, possui taxas extremamente baixas de evaporação de hexano, mesmo em altas temperaturas. Portanto, é necessário utilizar uma operação unitária mais adequada para concluir a destilação da solução, separando o resíduo de hexano que ainda permanece no óleo após a evaporação. (ROQUE, 2015).

Essa operação é realizada em um equipamento chamado coluna de *stripping* que utiliza aquecimento proveniente dos gases da descarga dos ejetores, operando a uma pressão de 2 bar, em contracorrente com o óleo. Caso a quantidade de gases não seja suficiente para atingir a temperatura necessária, o aquecimento pode ser realizado por meio de vapor de rede. A injeção de gases ou vapor tem como objetivo remover os vestígios de solvente do óleo, tanto por evaporação do solvente quanto por arraste. Na da coluna de *stripping*, a concentração atinge 99,9% em óleo. Além disso, a temperatura da miscela na entrada do sistema de destilação é de aproximadamente 55°C. (ROQUE, 2015).

A coluna de *stripping* (Figura 7) opera em baixa pressão (vácuo) para garantir uma temperatura de operação que não comprometa a qualidade do óleo. As condições ideais para a entrada da solução na coluna de *stripping* incluem uma concentração de óleo de pelo menos 97% em massa e uma temperatura acima de 107 °C. O vapor de água direto deve ser superaquecido a uma temperatura em torno de 177 °C e operar em uma pressão

Após essa separação, o hexano é direcionado para reuso no processo de extração, mas antes passa por um trocador de calor, onde é aquecido para retornar na mesma temperatura de operação do extrator. Essa etapa visa garantir a eficiência e o bom funcionamento do processo.

O sistema de decantação e reciclagem operam de forma contínua e hermeticamente fechada, a fim de evitar perdas de solvente para o ambiente contribuindo para a preservação do solvente e para a eficiência geral do sistema (PARAÍSO, 2001).

4 METODOLOGIA

A metodologia utilizada para o presente trabalho, foi pesquisa acadêmica em artigos científicos, embasando um referencial teórico técnico para determinação de fluxograma de processo para a planta industrial de extração do óleo de microalga, realizando um paralelo com a extração de óleo de soja.

Para análise em escala experimental dos rendimentos, buscando comparar com dados publicados, e etapas do processo de extração do óleo microalga *Scenedesmus obliquus* foi feito experimento laboratorial no cultivo e na extração via *soxhlet*, utilizando o solvente orgânico hexano e mistura etanol/hexano 3:1 e metanol.

Para definir a meta de produção do projeto preliminar no cultivo de microalga estimou-se a biomassa necessária de acordo com a demanda para abastecer uma planta de extração de óleo.

Como parâmetros de projeto dos equipamentos, aderiu-se dados operacionais de plantas de processamento de soja já existente, baseando-se em bibliografias descritivas.

O levantamento de custos dos equipamentos, foram obtidos através de estudo de métodos teóricos conforme “PETERS, M. S.; TIMMERHAUS, K. D. Plant Design and Economics for Chemical. Engineers (2003)” e por orçamentos junto a empresas do ramo quando possíveis.

A microalga *Scenedesmus Obliquus* utilizada nos experimentos de cultivo são da coleção na unidade da UERGS Bento Gonçalves RS que foi obtida partir de amostras do laboratório de microalgas da UFRGS.

4.1 CULTIVO

Uma piscina plástica de 400 litros foi utilizada como biorreator (Figura 8), visando realizar um experimento em escala piloto. Para manutenção de agitação e aeração, foram utilizadas 4 bombas de ar de aquário para manter um mínimo de agitação e aeração. A piscina foi posicionada no pátio da unidade da UERGS em Bento Gonçalves RS, de

maneira que recebesse o máximo possível de luz solar direta pela manhã e pela tarde, ficando o período de 13 a 15 h encoberta pela sombra do prédio.

Figura 8 - Piscina MOR 400 Litros



Fonte: Autor (2023)

Para o cultivo das microalgas na piscina, o meio Bold Basal Medium (BBM) modificado (Tabela 4) foi utilizado para crescer as algas em vidros de 3 litros até atingirem um nível de crescimento significativo servindo como inóculo para iniciar os experimentos.

Tabela 4 - Composição do meio de cultivo BBM

Composição do meio de cultivo	
	g/L
KH ₂ PO ₄	8,75
CaCl ₂ •2H ₂ O	12,5
MgSO ₄ •7H ₂ O	37,5
NaNO ₃	125,5
K ₂ HPO ₄	37,5
Na ₂ EDTA•2H ₂ O	12,5
NaCl	10
FeSO ₄ •7H ₂ O	4,98
Trace metal solution	1
H ₃ BO ₃	5,75

Fonte: Autor (2023)

O preparo do meio na escala ampliada foi realizado adicionando à piscina 300 litros de água que foram deixados ao ar livre por dois dias para que o cloro evaporasse. Adicionou-se os nutrientes do meio BBM calculados para 300 litros e cerca de 20 litros de inóculo, obtidos do somatório dos experimentos anteriores, resultando em um volume total de 350 litros.

O pH iniciou na faixa de neutralidade, entre 6,8 e 7,1. O cultivo foi realizado por 30 dias e, para a coleta, deixou-se a microalga consumirem todos os nutrientes e decantar sozinha por 2 semanas.

Figura 9 - Barrilete com microalga decantada



Fonte: Autor (2023)

A coleta foi realizada concentrando a microalga, transferindo-a para um barrilete de 30 litros (Figura 9). Como algumas publicações indicam que a adição de coagulantes para a coleta da biomassa de microalga pode levar à degradação do óleo presente nas células da alga, porque os coagulantes, ao se ligarem às células de microalga podem afetar a integridade da membrana celular e liberar o óleo presente no interior das células, evitou-se utilizar este método deixando que ocorresse a decantação natural.

Após dois dias de decantação, o líquido foi escoado, ficando apenas o concentrado da microalga úmida. Posteriormente foi seco na estufa (Figura 10).

Figura 10 - Microalga na estufa



Fonte: Autor (2023)

4.2 EXTRAÇÃO

Para a análise em escala experimental dos rendimentos e etapas do processo de extração do óleo de microalga, foram realizados experimentos de extração do óleo via extrator *soxhlet* (Figura 11), utilizando os solventes orgânicos hexano, Etanol/hexano 3:1 e metanol a microalga *Scenedesmus ophiurus*, cultivada na unidade da UERGS Bento Gonçalves RS durante o primeiro semestre de 2023.

Figura 11 - Soxhlet



Fonte: Autor (2023)

No início do experimento, a amostra do cultivo foi dividida em três partes, cada uma com pesos diferentes. Uma amostra pesando 38,17 g foi extraída com hexano, outra pesando 38,40 g foi extraída com metanol, e uma terceira amostra pesando 24,44 g foi extraída com uma mistura 3:1 de etanol/hexano, conforme adaptado do trabalho de (Halim, 2012).

As amostras foram acondicionada em cartuchos de papel filtro. Em seguida, montou-se a estrutura de extração por *soxhlet*, adicionando-se 150 ml de solvente no balão (Figura 12), juntamente com pedras de porcelana, com o objetivo de evitar uma ebulição turbulenta.

O balão foi coberto com papel alumínio para otimizar o aquecimento do solvente durante a extração. O mesmo procedimento foi realizado nas extrações com os solventes hexano, Metanol e etanol/hexano.

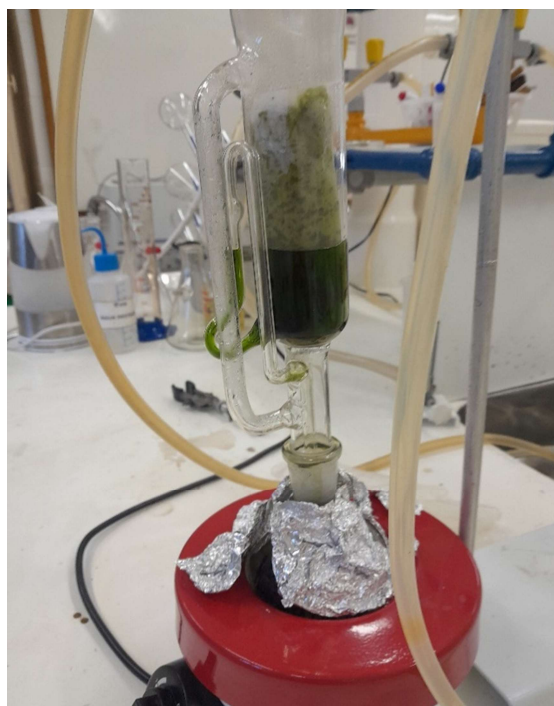
As extrações ocorreram de forma contínua por um período de 4 horas em todos os experimentos, em temperatura de ebulição dos solventes. Regulou-se aquecimento da manta para o mesmo nível para obter uma mesma taxa de evaporação e condensação de solvente em todos os experimentos.

Figura 12 - Óleo extraído com hexano



Fonte: Autor (2023)

Figura 13 - Óleo extraído com etanol/hexano



Fonte: Autor (2023)

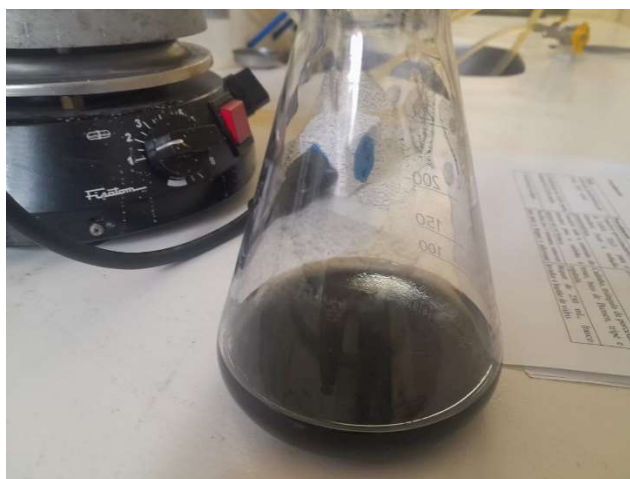
Figura 14 - Óleo extraído com metanol



Fonte: Autor (2023)

Depois da etapa de extração a mistura com óleo e etanol/hexano (Figura 13) por conter um alto teor de clorofila extraída, foi tratada por adsorção em carvão ativado para remoção da clorofila (Figura 15). Foram adicionados 5 g de carvão na amostra de 50ml etanol/ óleo microalga e deixada em contato por 24 horas. Após a amostra foi filtrada, lavada com solvente e, em seguida evaporada para obtenção do óleo purificado.

Figura 15 - Erlenmeyer com a mistura e carvão ativado



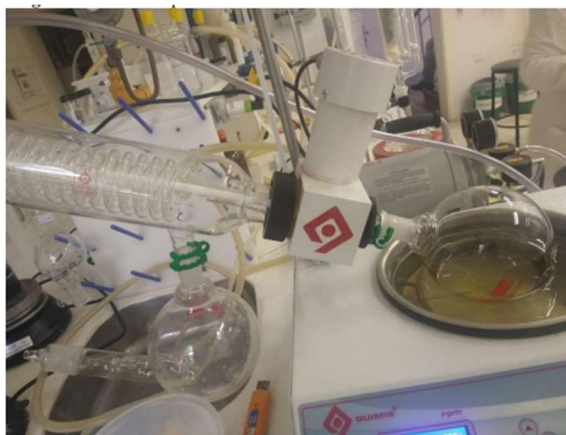
Fonte: Autor (2023)

4.3 RECUPERAÇÃO DO SOLVENTE

Após as extrações com os solventes, foi realizada a separação da miscela (solvente + óleo) no rotoevaporador Quimis modelo Q344M2, (Figura 16) recuperando-se os solventes e obtendo o rendimento real do óleo nas extrações.

Realizou-se também a recuperação do solvente contido nas tortas colocando a biomassa no balão do rotoevaporador e evaporando até que a torta apresentassem um aspecto totalmente dessolventizado, seco e sem odor de solvente.

Figura 16 - Evaporador rotatório



Fonte: Autor (2023)

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 RESULTADOS DOS EXPERIMENTOS COM SCENEDESMUS OPLIQUUS

5.1.1 Cultivo

O cultivo da microalga *Scenedesmus oliquus* realizado na piscina teve o resultado de 101,01 gramas de microalga seca. No cultivo em escala de 350 litros, a produção de biomassa foi acompanhado analisando-se a turbidez, iniciando com 111 NTU e terminando com 198 NTU após 4 semanas e pela coleta de amostras e secagem para análise da quantidade de biomassa seca obtendo-se 0,288 g/L ao final do cultivo (Tabela 5).

Tabela 5 - Controle de microalga *Scenedesmus oliquus*

Biomassa			
Dia Cultivo	Amostra	Peso g/L	Dia Cultivo
5	20 ml	0,097	5
10	20 ml	0,1105	10
20	20 ml	0,114	20
	Piscina		Total g/L
Concentração final Biomassa	350 L		0,2886

Fonte: Autor (2023)

Acredita-se que um dos fatores limitantes para o cultivo tenha sido a falta de uma fonte contínua de carbono, pois utilizou-se o meio BBM sem uma grande fonte de carbono dependendo somente do CO₂. O valor de biomassa encontrado mostrou-se razoável de acordo com o encontrado na literatura quando utiliza-se meio de cultivo padrão e houve perda na etapa de filtração. Fazendo uma comparação com trabalho VIERA 2018 feitos por meio de cultivo rico em carbono orgânico onde conseguiu um rendimento muito melhor por litro chegando 14,77 g/L percebe-se que para o cultivo em escala industrial a

fonte de carbono seja por injeção de CO₂ a partir de uma fonte de combustão ou por fonte de carbono orgânico proveniente de um efluente pode render muito mais biomassa..

5.1.2 Extração

Durante as extrações utilizando o método *soxhlet*, foram obtidos diferentes tipos de extratos e resultados de rendimento. No entanto, observou-se que a extração com hexano não apresentou um rendimento adequado, ficando abaixo dos demais solventes.

Essa baixa eficiência pode ser atribuída ao fato de que o hexano é um solvente apolar, o que dificulta a extração adequada do óleo de microalga. Isso ocorre porque os lipídios presentes nas microalgas estão ligados à parede celular delas. Para contornar essa questão, foram realizados experimentos utilizando etanol/hexano e metanol como solventes.

Esses solventes polares têm maior facilidade para extrair os lipídios devido às suas propriedades de interação com as células. Na literatura, foram encontrados estudos que utilizaram diferentes solventes e proporções, como metanol, etanol, hexano, clorofórmio e suas misturas, como mencionado por HAKALIN (2014), sendo outro diferencial que estes solventes polares extraem juntamente com o óleo a clorofila presente nas algas.

A quantidade de óleo extraída com o Etanol/hexano foi de 2,45 g. Esta amostra de óleo apresenta uma coloração verde escuro (Figura 18). O rendimento da extração ficou em 10,04 % estando adequada de acordo com a bibliografia de CRUZ, (2010).

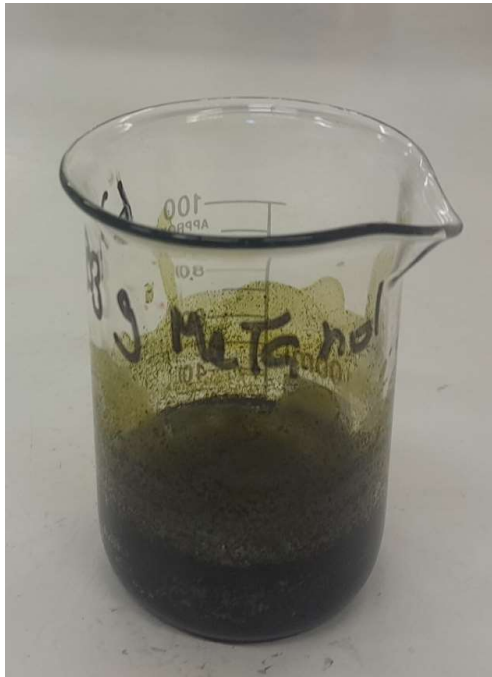
Figura 17 - Óleo de microalga extraído com Etanol/Hexano



Fonte: Autor (2023)

A quantidade de óleo extraída com o Metanol foi de 3,6 g. Esta amostra de óleo apresenta uma coloração verde escuro (Figura 18). O rendimento da extração ficou em 09,35 % também compatíveis com os dados publicados por CRUZ, (2010).

Figura 18 - Óleo de microalga extraído com Metanol



Fonte: Autor (2023)

O resultado da adsorção da mistura foi adequado foi possível retirar a cor do forte pela sua cor representar uma grande quantidade de clorofila que normalmente se tem quando utiliza etanol como solvente (figura 16).

Figura 19 - Óleo e etanol/hexano



Fonte: Autor (2023)

5.2 RESULTADOS DO PROJETO PRELIMINAR EM ESCALA INDUSTRIAL

No experimento, os resultados demonstraram um rendimento insuficiente para a viabilidade do projeto em escalas industriais, devido ao baixo desempenho obtido. Diante dessa situação, a definição da meta de produção do cultivo e da planta industrial de extração do óleo de microalga baseou-se no estudo de OLIVEIRA,(2019), que obteve um rendimento de 14,90% de óleo de microalga e uma taxa de cultivo de 0,80 g/L. Esses valores foram utilizados para dimensionar os equipamentos necessários e o terreno destinado ao cultivo e extração.

5.2.1 Determinação da meta de produção e local para implementação da planta industrial

Para definir a meta de produção do projeto preliminar da planta industrial de produção de óleo de microalga (Tabela 6), foi utilizado como base a produção de uma planta industrial real de biodiesel, a “Fuga biodiesel” que tem capacidade de produção de 180.000 m³ por ano. Por meio de balanço de massa, calculou-se a quantidade necessidade de óleo para a produção do, a fim de definir a meta de processamento de biomassa da microalga *Scenedesmus obliquus*. Para o rendimento da extração de óleo utilizou-se como base de cálculo o rendimento obtido do trabalho de Oliveira, (2019) que obteve 14,9% de rendimento de óleo para espécie *Scenedesmus obliquus*. No trabalho de MONIQUE, (2021) foi encontrado um rendimento 10,29% de lipídio para espécie *Scenedesmus obliquus*, o que corrobora que é possível alcançar altas concentrações de biomassa em reatores controlados.

Em razão da microalga necessitar de local com abundância de irradiação solar a e de água realizou-se uma análise de disponibilidade de terra e água em uma região produtora de biodiesel assim teria uma demanda para óleo de microalga determinou-se que ótimo local para localização da planta seria em Mato Grosso do Sul no município Três Lagoas.

A região de Três Lagoas possui um ótimo clima para o cultivo da microalga, terra abundantes e água que são necessários para o cultivo segundo Mello; (2014).

O Mato Grosso do Sul produziu no primeiro trimestre de 2019, 80,713 milhões de litros de biodiesel. Frente ao mesmo período de 2018, quando processou 80,864 milhões de litros, conforme dados da Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP). Mostra que a região já possui vocação para produção de biocombustível.

Tabela 6 - Meta de processamento

META DE PROCESSAMENTO	
Produção de biodiesel por ano m ³	180.000
Produção de óleo de microalga por ano ton	163.705,26
Redimento da microalga <i>scenedemus</i> sp.	14,90%
Produção de biomassa por ano ton	2.917.281,36

Fonte: Autor (2023)

5.2.2 Projeto preliminar do cultivo da microalga em lagoa aberta

O sistema de cultivo utilizado é o *raceway open pond*, sistema aberto (Figura 20). Este sistema consiste num tanque, com o *design* ilustrado. Dimensões do projeto foi de altura 400 mm por comprimento 25000 mm para poder ter a demanda de óleo atendida.

Figura 20 - Lagoa aberta tipo *Raceway*



Fonte: ROCHA (2016)

No *raceway*, a base, as paredes de fronteira, a divisão central e as barreiras defletoras são construídas com membranas plásticas resistentes à luz ultravioleta, como o policloreto de vinilo (PVC), vendidas comercialmente com o nome de geomembranas, muito utilizadas em aterros e lagoas de estações de tratamento de efluentes. Essas membranas plásticas possuem uma espessura de 1-2 mm, proporcionando proteção e durabilidade ao sistema de cultivo (Chisti,2012).

Para calcular dimensionamento da lagoa foi utilizado a concentração de biomassa de microalga de 0,80 g/l em um tempo de cultivo de 22 dias, parâmetros publicados por OLIVEIRA (2019).

Assim foi mensurado que a área para cultivo necessária é de 20.695 hectares para suprir a demanda da planta de extração de óleo de microalga na tabela 7.

Tabela 7 - Produção e microalga por hectares

Produção		
Concentração biomassa	g/L	0,800
altura lagoa	m	0,4
Volume cultivo/Hc	m ³ /Hc	4.000,0
Produção de biomassa	Kg/Hc	3200
Rendimento em óleo	leo/ kg biom	0,149
Produção em óleo	Kg/Hc	476,8
Ciclo de produção	dias	22,0
Ciclos por ano		16,6
Produção anual de óleo	Kg/Hc ano	7.910,5
Demanda área do projeto	Hc	20.694,6

Fonte: Autor (2023)

Para comparação desse trabalho foi utilizado a cultura de soja como exemplo já que se trata de uma das culturas mais utilizada para produção de biodiesel (CHISTI, 2012).

Foram utilizadas informações publicadas por CONAB (2022) em relação as safras do Brasil em 2022 para se ter comparação de terra necessárias para produção de soja para abastecer a mesma planta de extração de óleo. O rendimento de óleo de soja utilizado nos cálculos foi de 21% conforme (MANDARINO, 2015). No cálculo foi encontrado que para suprir a planta seriam necessários de 101.372 hectares na (Tabela 8), o que corrobora publicações que indicam que as microalgas tem um potencial de produção de óleo superior às plantas em relação a área de cultivo.

Tabela 8 - Produção e microalga por hectares

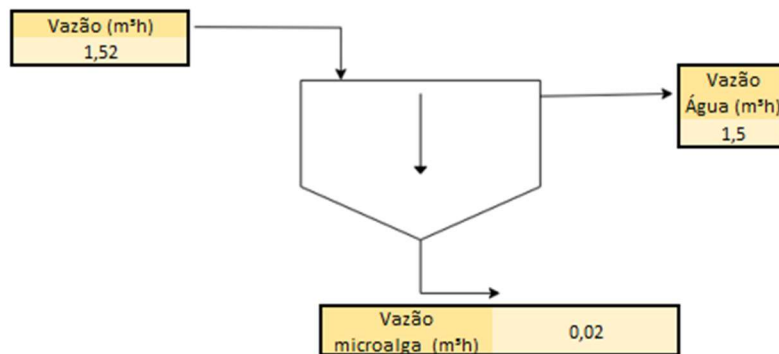
Produção(soja)		
produção biomassa	3.845	Kg/Hc
rendimento em óleo	21%	
Produção em óleo	807	Kg/Hc
ciclo de produção	120	dias
ciclos por ano	2	intercalado com outra cultura
Produção anual de óleo	1615	Kg/Hc ano
Demanda área do projeto	101.371,76	Hc

Fonte: Autor (2023)

5.2.3 Sedimentador

As correntes de entrada e saída da sedimentador a foram definidas por meio de produção por hectare (Figura 21). O dimensionamento de sedimentadores contínuos pode ser realizado a partir de dados experimentais obtidos em ensaios de proveta realizados em laboratório, uma vez que as informações da sedimentação descontínua servem como base para o projeto de sedimentadores contínuos (GOMIDE, 1980).

Figura 21 - Sedimentador



Fonte: Autor (2023)

Nesse trabalho utilizou-se os dados da velocidade de sedimentação 0,0125 m/h e os experimentos do trabalho de HANASHIRO, (2018) e CARAVITA, (2020) para o cálculo do dimensionamento do sedimentador e a demanda por hectare para poder atender meta da planta industrial. De forma geral, o projeto consiste principalmente no cálculo do diâmetro e altura do sedimentador, com o objetivo de clarificar uma determinada solução ou sedimentar (DAMASCENO e MASSARANI, 1993). A tabela 9 apresenta os resultados do dimensionamento de um sedimentador.

Tabela 9 - Dimensionamento de sedimentador

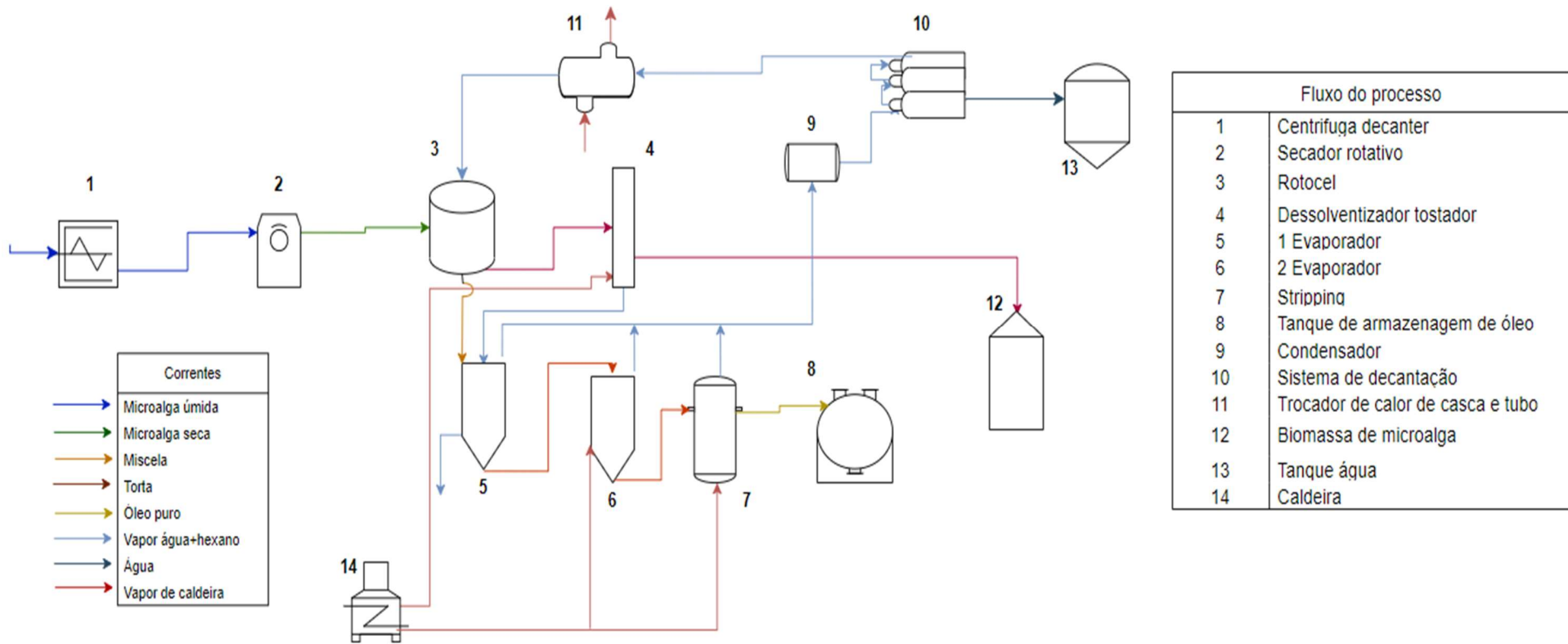
Vazão (m³h)	velocidade sedimentação(m/h)	tempo de sedimentação (h)	volume(m³)	Área sedimentador (m²)	Vazão microalga (m³h)	Vazão Água (m³h)
1,52	0,08	24	36,36	20	0,02	1,5

Fonte: Autor (2023)

5.2.4 Determinação do fluxograma de processo

O estudo do fluxograma do processo para aplicação na extração do óleo bruto de microalga, foi baseado nas bibliografias de produção do óleo de soja, visto que não há até o momento informações sobre o processamento em larga escala do óleo de microalgas com extração por solvente. O fluxograma apresentado na (Figura 22) foi adaptado para as condições de processamento matérias primas de interesse do presente trabalho,

Figura 22 - Fluxograma de processo



Autor (2023).

5.3 DETERMINAÇÃO E DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS

Para dimensionar os equipamentos da linha de produção da planta, calculou-se por meio de balanços de massa, a meta de processamento de matéria prima por equipamento em (kg/h). Considerando a estratégia de processamento adotada, os equipamentos foram dimensionados para diferentes períodos de operação. Os equipamentos (centrifuga, secador, extrator, dessolventizador tostador, evaporadores e stripping) operam durante 250 dias/ano, 5 dias/semana em 3 turnos/dia, 8hrs/turno, somando 6000hrs trabalhadas/ano (Tabela 10). Todos os cálculos foram realizados em planilha *Microsoft Exell* para que as análises possam ser dinâmicas e a planilha utilizada para simular diferentes situações para este trabalho e outros futuros.

Tabela 6 - Carga horária da operação da planta

Carga horária operacional da fábrica considerando três turnos de 8h cada, durante o ano todo.		
Ano	250	dias/ano
Operação	3	turnos/dia
Carga horária	8	h/turno
Horas trabalhadas	6000	h/ano

Fonte:Autor (2023)

A partir da determinação de operação em 3 turnos, e da meta de produção, determinou-se a meta de processamento por equipamento. (tabela11).

Tabela 7 - Meta de processamento por equipamento

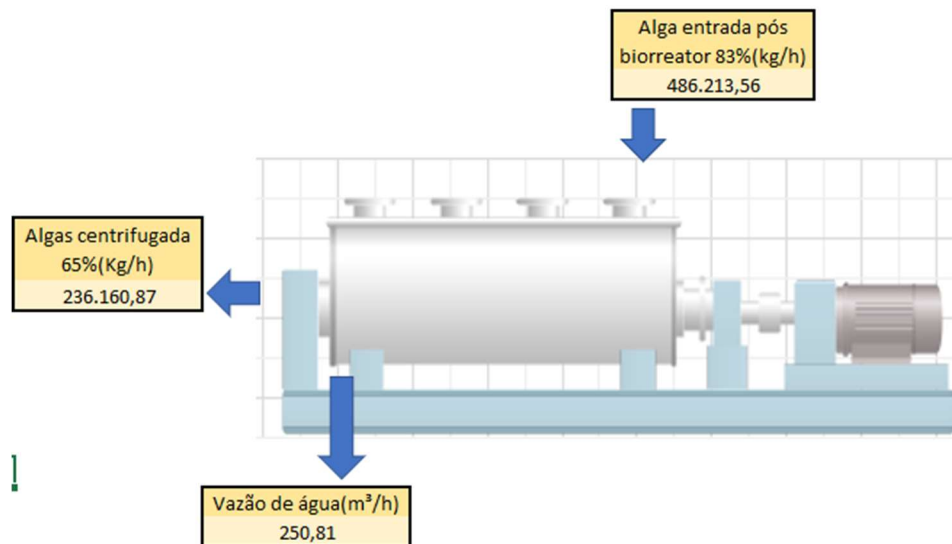
META DE PROCESSAMENTO POR EQUIPAMENTO			
Equipamento	TON/ ANO	TON / H	TON/DIA
Centrifuga industrial	2917281,36	486,21356	11669,12544
Secador	1.416.965,23	236,16	5.667,86
Extrator rotocel	762.981,28	127,16	3.051,93
Dessolventizador tostador	803.319,06	133,89	3.213,28
1° Evaporador	654.821,05	109,14	2.619,28
2° Evaporador	251.854,25	41,98	1.007,42
Stripping	167.046,19	27,84	668,18

Fonte: Autor (2023)

5.3.1 Centrifuga decanter

A centrífuga decanter é um equipamento industrial que pode ser personalizado de acordo com as dimensões e capacidades processuais do projeto do cliente, mas somente quando comprada em fabricantes. Para dimensionar o equipamento, calculou-se por meio de balanços de massa, a meta de processamento de matéria prima por equipamento em (kg/h). Considerando a estratégia de processamento adotada, os equipamentos foram dimensionados para diferentes períodos de operação (Figura 23).

Figura 23 - Centrifuga decanter



fonte: Autor (2023)

As correntes de entrada e saída da peneira centrífuga foram definidas por meio de balanços de massa e foi dimensionado o volume do cilindro, e assim a capacidade do equipamento, onde a vazão mássica de microalgas foi definida pela meta de processamento da planta, sendo uma corrente de entrada de biomassa diária constante recebida das fazendas de microalgas com umidade de 83%.

A biomassa na saída da centrífuga apresenta 65% de umidade seguindo para a etapa de secagem. Para determinação do equipamento utilizou-se como referência o trabalho de BARROS, (2015), e apresenta-se os resultados na (Tabela 12).

Tabela 8 - Dimensionamento do centrifuga decanter

massa seca(Kg/h)	Alga entrada pós biorreator 83%(kg/h)	Algas centrifugada 65%(Kg/h)	Vazão de água(m³/h)	V cilindro (m³)	Potência do parafuso (watt)
82.656,31	486.213,56	236.160,87	250,81	25,50724992	142040,6

Fonte: Autor (2023)

Com esse dimensionamento foi estabelecido a quantidade de centrifugas que em 9 para atender a demanda da planta industrial, e foi escolhido como referência a empresa Perialisi do brasil para fornecer o equipamento já que ela oferece uma vasta gama de soluções de centrifugação.

5.3.2 Secador

Foi selecionado o secador rotativo do fabricante Sutil Máquinas (Figura 24) como o modelo para integrar o fluxograma de processo da planta industrial. Esse secador apresenta uma eficiência térmica de secagem elevada e requer baixa manutenção, além de possuir uma instalação compacta, o que reduz a necessidade de mão de obra operacional.

O calor necessário para o processo de secagem pode ser gerado por queimadores de gás natural, combustíveis líquidos ou por geradores de calor de biomassa. Um diferencial do secador rotativo Sutil é que utiliza um filtro de mangas adequadamente dimensionado. Isso garante que o ar expelido para a atmosfera esteja praticamente livre de impurezas, tornando-o um equipamento em conformidade com as exigências ambientais atuais SULTIL, (2023).

Figura 24 - Secador industrial



Fonte: Sutil máquinas (2023).

Considerando que a demanda de secagem da Microalga será necessária durante todo o ano, o planejamento da planta industrial em Três Lagoas, Mato Grosso do Sul, incluiu o levantamento dos dados climáticos da região (Figura 25). Essa análise dos dados climáticos é fundamental para realizar os cálculos necessários para dimensionar adequadamente o secador.

Ao considerar essas informações, é possível projetar um sistema de secagem que opere com eficiência ao longo de todo o ano, adaptando-se às variações sazonais e garantindo a qualidade do produto.

Figura 25 - Dados climatológicos para Três Lagoas.

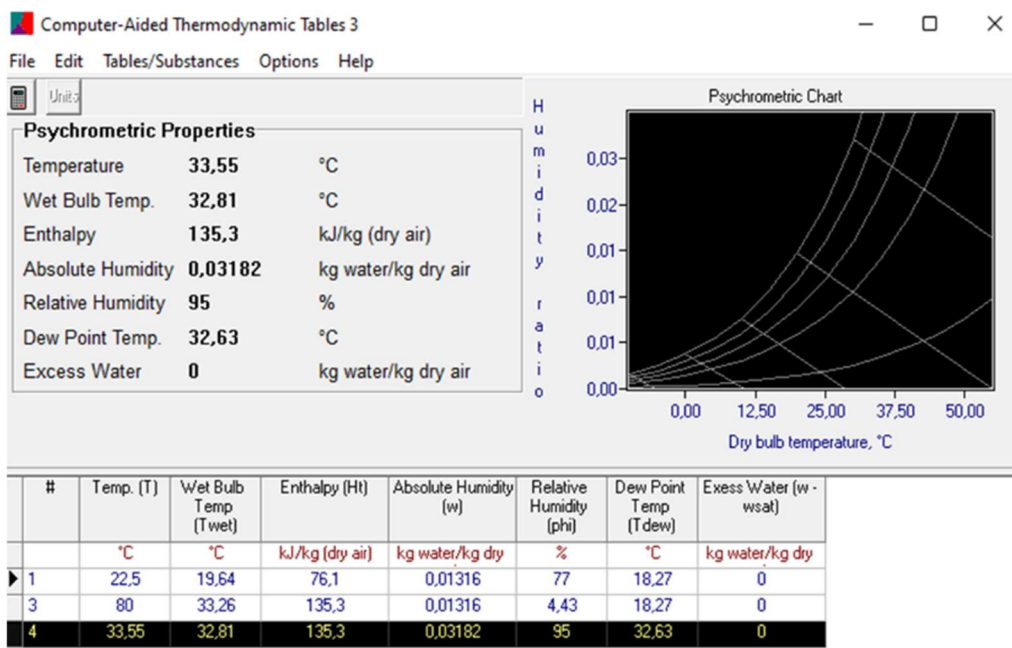
	Janeiro	Fevereiro	Março	Abril	Maió	Junho	Julho	Agosto	Setembro	Outubro	Novem- bro	Dezembro
Temperatura média (°C)	26.3	26.4	25.9	25	22	21.2	21.4	23.5	25.6	26.7	26.3	26.6
Temperatura mínima (°C)	23.2	23.1	22.5	20.9	17.5	16.4	16	17.2	19.8	21.9	22.4	23.1
Temperatura máxima (°C)	30.4	30.5	30.1	29.7	27.3	27	27.7	30.3	32	32.2	30.9	30.8
Chuva (mm)	240	192	172	68	53	29	18	27	68	117	154	202
Umidade(%)	78%	78%	77%	71%	67%	66%	58%	48%	50%	61%	69%	74%
Dias chuvosos (d)	16	14	14	7	5	2	2	2	6	10	12	15
Horas de sol (h)	9.2	9.4	8.7	9.0	8.6	8.8	9.2	9.8	9.8	9.9	9.7	9.6

Fonte: <https://pt.climate-data.org/america-do-sul/brasil/mato-grosso-do-sul/tres-lagoas-34651/>

Após adicionar os dados de temperatura (22,5°C) e umidade relativa mínima (77%) da média do ano no software Computer-Aided Thermodynamic Tables 3 (CATT3) (Figura 26), foram obtidos os parâmetros psicrométricos necessários para o dimensionamento do secador. Esses parâmetros incluem a umidade absoluta e a entalpia do ar ambiente, a umidade absoluta, a umidade relativa e a entalpia do ar de aquecimento, e a temperatura de bulbo seco e a umidade absoluta do ar de saída.

No processo de dimensionamento, o parâmetro de umidade relativa do ar de saída foi determinado como 95% visando uma alta eficiência de secagem. Essa seleção busca garantir que o ar de saída tenha uma umidade adequada para extrair a umidade da Microalga de forma eficiente. Ao alcançar uma umidade relativa de 95% no ar de saída, espera-se que a secagem seja realizada de maneira eficaz, removendo a quantidade necessária de umidade do produto.

Figura 26 - Parâmetros psicrométricos (CATT3)



Fonte: Autor (2023)

Para obter o volume específico do ar ambiente no mês de março em Três Lagoas, onde o secador será instalado, foram utilizados os parâmetros de temperatura, umidade relativa mínima e altitude. Esses dados foram inseridos no aplicativo psicrométrico AgaisPsicro (Figura 27), que permite calcular e fornecer as propriedades termodinâmicas do ar.

Figura 27 - Aplicativo psicrométrico AgaisPsicro

Ponto de Estado 1	
Altitude local (m):	0319
Temperatura de bulbo seco (°C):	22.5
Umidade Relativa(%)	77
<input type="button" value="Calcular"/> <input type="button" value="Limpar"/> <input type="button" value="Exemolo"/>	
Propriedades Ponto de Estado 1	
Temperatura de bulbo seco (°C):	22.50
Temperatura de bulbo úmido (°C):	19.65
Temperatura de ponto de orvalho (°C):	18.28
Umidade relativa (%)	77.00
Pressão de vapor (Pa):	2098.18
Pressão de vapor de saturação (Pa):	2724.92
Pressão de atmosférica (Pa):	97367.27
Razão de mistura (kg de vapor/kg ar seco):	0.01370
Volume específico (m³ de ar/kg ar seco):	0.891
Entalpia (k Joule/kg ar seco):	57.50
Entalpia (k Cal/kg ar seco)	13.69

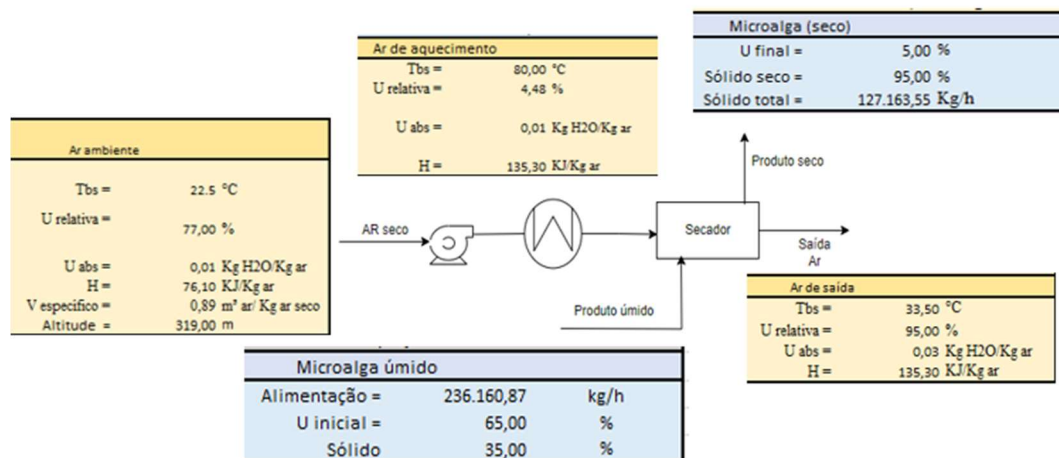
Fonte: Autor (2023)

Para o projeto do secador, foram adotados parâmetros específicos com base em estudos e referências relevantes. A umidade inicial da microalga em bulbo úmido foi definida como 65%, conforme descrito por FREITAS, (2007), representando a umidade presente na microalga antes do processo de secagem.

A umidade final da microalga foi estabelecida em 5%, de acordo com as indicações de FREITAS, (2007), que representa a umidade desejada no produto após a secagem.

A temperatura de secagem foi definida em 80°C, pois o estudo de (BECKER, 1994) demonstrou que essa temperatura proporciona as melhores taxas de secagem para a microalga. Quanto à velocidade do ar de secagem, optou-se por 2 m/s com base no estudo de STERITI, (2014), que evidenciou que essa combinação de velocidade de ar e temperatura de 80°C resulta no menor tempo de secagem. Esses parâmetros são cruciais para o dimensionamento e a operação eficiente do secador, garantindo um processo de secagem otimizado e a obtenção da qualidade desejada na microalga.

Figura 28 - Esquema das correntes de entrada e saída do secador



Fonte: Autor (2023)

Com base nos parâmetros de projeto estabelecidos e nas correntes de entrada e saída do secador (Figura 28), foi realizado o dimensionamento do equipamento. As análises dimensionais foram conduzidas através de balanços de energia.

A capacidade de absorção de umidade pelo ar de secagem foi estabelecida pela diferença nas umidades absolutas entre o ar de saída e o ar aquecido na entrada.

A taxa de fluxo de biomassa úmida foi determinada de acordo com a meta de processamento da planta, enquanto as taxas de fluxo de biomassa seca com 5% de umidade e de água a ser evaporada no secador foram obtidas por meio de balanços de massa.

A taxa de fluxo de ar de secagem foi calculada utilizando a proporção entre a água a ser evaporada no secador e a capacidade de absorção de umidade pelo ar de secagem. A taxa volumétrica de ar de secagem foi obtida multiplicando a taxa de fluxo de massa pelo volume específico do ar ambiente. Ademais, o calor necessário para aquecer o ar ambiente e secar a microalga *Scenedesmus ophiurus* foi calculado por meio de um balanço de energia. O consumo de biomassa na fornalha para aquecer o ar ambiente também foi determinado de acordo com o indicado na (Tabela 13).

Desse modo, por meio dos balanços de massa e de energia, foram realizados os cálculos necessários para dimensionar o secador, levando em consideração as taxas de fluxo de massa e volumétrica, a capacidade de absorção de umidade pelo ar de secagem, o calor necessário e o consumo de lenha na fornalha. Esses resultados são essenciais para

garantir o adequado funcionamento e desempenho do equipamento no processo de secagem da microalga.

Tabela 9 - Dimensionamento do secador

DIMENSIONAMENTO DO SECADOR	
Microalga úmido com 65% umidade (Kg/h)	236.160,87
microalga seco com 5% umidade (Kg/h)	127.163,55
BM água evaporada no secador (Kg/h)	108.997,33
Capacidade de absorção de água pelo ar de secagem (Kg H ₂ O/Kg ar)	0,02
Vazão mássica de ar de secagem necessária (Kg/h)	5.841.228,59
Vazão volumétrica de ar de secagem necessária (m ³ /h)	5.204.534,68
Calor necessário para aquecer o ar ambiente e secar o microalga (KW)	96.055,76
Poder calorífico da lenha de eucalipto com 20% de umidade(Kcal/Kg)	3.800,00
Poder calorífico da lenha de eucalipto com 20% de umidade(KJ/Kg)	15.899,20
vazão ar Kg ar/h	5.841.228,59
calor aquecer ar(kw)	96.055,76
Calor fornalha(kw)	120.069,70
Qtd lenha ton/h	27,19
m³/h de Microalgas (pó)	
Volume do tambor m³ (algas)	263.660,68
Area ultri do tambor para passagem de ar	219.717,23
Area do tambor(m²)	722,85
Volume do tambor m³ total	1.032,65
	665.809,80

Fonte: Autor (2023)

5.3.3 Extrator contínuo rotocel

O equipamento de extração selecionado para compor o processo da planta industrial é o modelo Rotocel (Figura 29). Essa escolha foi feita devido à sua capacidade de processar uma grande quantidade de microalgas de forma contínua. Sua capacidade de processamento contínuo permite uma produção eficiente e constante de extratos de microalgas. Além disso, eu formato enxuto ajuda a otimizar o espaço disponível na fábrica. essas características tornam o extrator Rotocel uma opção vantajosa para a planta industrial. A economia de energia, solvente e mão de obra também contribui para a eficiência e viabilidade econômica do processo de extração (MANDARINO, 2015; PARAÍSO, 2001; ROQUE, 2015).

Figura 29 - Extrator Rotocel comercializado



Fonte: Tnl indústria mecânica (2023).

No projeto do extrator contínuo Rotocel, foram adotados parcialmente os parâmetros de operação da indústria COAMO (Cooperativa Agrícola Mouraoense), conforme descrito por (PARAISO; 2001) para o processamento de soja e extração de óleo. Esses parâmetros foram adaptados para o processamento de microalgas e incluem a razão de solvente e microalga dentro do extrator e o tempo de residência das microalgas no equipamento.

A razão de solvente e microalga dentro do extrator foi estabelecida em 1,2 litros de hexano por kg de microalga. Essa proporção determina a quantidade de solvente necessária para realizar a extração dos compostos desejados das microalgas. No caso específico do extrator Rotocel, essa relação foi adotada com base nos dados da indústria COAMO, onde é aplicada para a extração de óleo de soja.

O tempo de residência das microalgas no extrator Rotocel foi definido como 45 minutos, correspondendo ao tempo necessário para completar um ciclo desde o compartimento de carregamento até o compartimento de descarga. Esse tempo leva em consideração os processos de mistura, extração e separação no interior do extrator, garantindo uma operação eficiente e uma extração adequada dos compostos desejados das microalgas. O tempo de drenagem da torta foi determinado seguindo o método descrito por (PARAÍSO, 2001). Dessa forma, obteve-se um tempo de drenagem equivalente a 9 minutos. Considerou-se que o tempo de drenagem é igual nos cinco estágios de extração, e o tempo total do ciclo foi dividido pelo número de estágios de extração (Tabela 4).

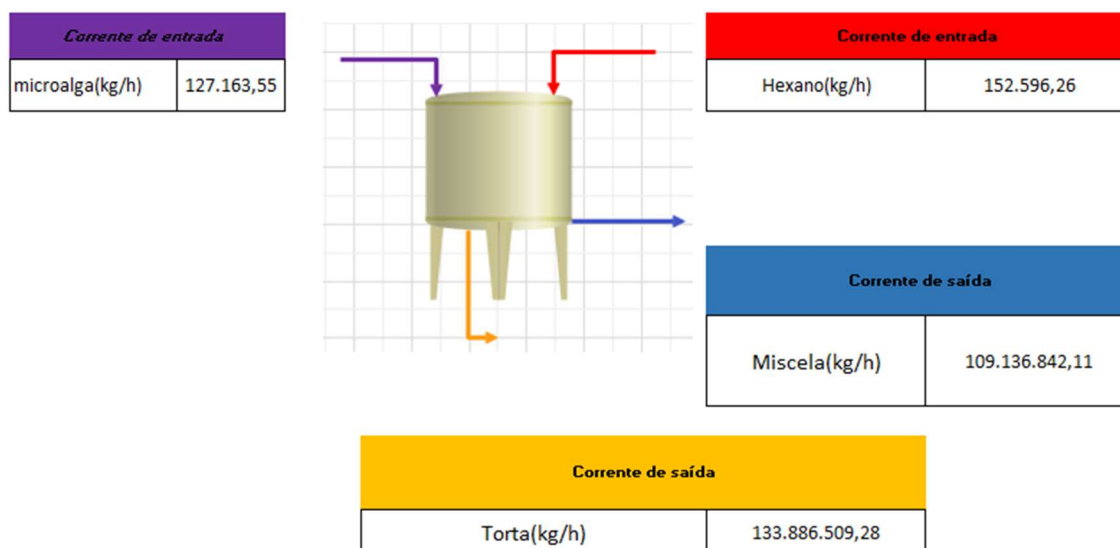
Tabela 10 - Condições operacionais

Condições operacionais		
Tempo de residência no Extrator Rotocel	45	min
N° de estágios de extração	5	unidades
Tempo de drenagem da torta	9	min
Proporção solvente	1,2	L /Kg
Massa específica do hexano	659	Kg/m³

Fonte: Autor (2023)

Com a meta de processamento de *scenedemus oliquus* para a planta industrial de extração de óleo de microalga *Scenedesmus oliquus*, e com dados operacionais descritos na literatura, estimou-se as correntes de entradas e saídas do extrator Rotocel conforme (Figura 30).

Figura 30 - Esquema das correntes de entrada e saída extrator rotocel



Fonte: Autor (2023)

Na alimentação do extrator, a vazão mássica das microalgas secas foi determinada com base na capacidade de processamento da planta. A vazão mássica do solvente na entrada do extrator foi estabelecida na proporção de 1,2 litros de hexano por quilograma de microalga seca.

Nas correntes de saída, a vazão mássica da torta foi calculada utilizando um balanço de massa, levando em consideração a quantidade de microalga e subtraindo 14,9% em massa de óleo. Além disso, foi acrescentado 25,4% em massa de hexano na torta. Essa proporção de 25,4% de hexano foi adotada com base nos parâmetros operacionais da indústria COAMO, conforme descrito por (PARAÍSO, 2001), considerando uma drenagem eficiente da torta.

A vazão mássica da miscela foi determinada levando em conta uma concentração de 25% em massa de óleo. Essa concentração foi selecionada com base nas condições operacionais descritas por (PARAÍSO, 2001), que indicam uma faixa de concentração de 25% a 30% em massa de óleo para a miscela. Essa vazão mássica da miscela é importante para o dimensionamento adequado dos equipamentos subsequentes no processo.

O volume do extrator foi dimensionado utilizando a seguinte equação, que relaciona a vazão mássica da microalga seca, o tempo de residência no extrator e a densidade aparente das microalgas.

Esses cálculos permitem determinar as vazões mássicas nas diferentes correntes do extrator, levando em consideração a proporção de solvente, a remoção de óleo na torta e a concentração de óleo na miscela. Além disso, o dimensionamento do volume do extrator é essencial para garantir um tempo de residência adequado para a extração eficiente dos compostos desejados das microalgas (Tabela 15).

Como o solvente de reciclo hexano, precisa ser aquecido ao retornar ao extrator, calculou-se o calor trocado pelo trocador de calor de casco e tubos que será o equipamento utilizado e calculou-se a quantidade de vapor de caldeira para aquecimento do solvente, a uma temperatura de 25 par 50°C.

Tabela 11 - Dimensionamento do Extrator Rotocel

DIMENSIONAMENTO DO EXTRATOR ROTOCEL	
Vazão mássica de microalga seca na entrada (Kg/h)	127.163,55
Vazão mássica de solvente na entrada (Kg/h)	152.596,26
Vazão mássica de torta na corrente de saída (Kg/h)	133.886.509,28
Vazão mássica de miscela na corrente de saída (Kg/h)	109.136.842,11
Tempo de residência no Rotocel (h)	0,75
Volume do Rotocel (m³)	106,48
Calor necessário para aquecer o solvente na temperatura de operação do Rotocel (W)	1.891.820,56
Vazão mássica de vapor de caldeira indireto para aquecimento do solvente (Kg/h)	3.380,26

Fonte: Autor (2023)

5.3.4 DESSOLVENTIZADOR TOSTADOR

A seleção do dessolventizador Tostador (DT) (figura 31) como equipamento para integrar o fluxograma de processo da fábrica industrial na etapa de desengorduramento da torta após a extração baseia-se em sua comprovada eficiência e ampla aplicação na indústria de processamento de soja para recuperação do solvente. A literatura especializada, representada por PARAÍSO, (2001) e ROQUE, (2015), descreve o evaporador torrador como um equipamento de destaque nesse contexto.

O DT foi projetado para atender de maneira eficiente a remoção do solvente residual presente na torta após a extração. Sua operação baseia-se em um processo de aquecimento controlado, o qual promove a evaporação do solvente, resultando em uma torta seca e livre de resíduos solventes. Um aspecto importante a ser ressaltado é que o evaporador torrador é concebido especificamente para lidar com a remoção de solventes de forma segura e eficiente, garantindo a qualidade do produto.

Sua utilização é respaldada pela experiência acumulada na indústria, e sua aplicação contribui para a obtenção de tortas de alta qualidade, prontas para as próximas etapas de processamento. Dessa forma, o DT é considerado um componente

indispensável no fluxograma de processo da fábrica industrial, proporcionando um método confiável e eficaz para o desengorduramento da torta, de acordo com as referências científicas e a expertise no processamento de soja.

Figura 31 - Dessolventizador tostador (DT)



Fonte: Tnl indústria mecânica (2023)

No projeto do dessolventizador tostador (DT) para a planta industrial de produção de óleo de microalga *Scenedesmus opliquus*, as condições operacionais e as concentrações das correntes de entrada e saída do dessolventizador tostador (DT) foram adotadas conforme descritas por PARAÍSO (2001) na indústria COAMO, que realiza o processamento de soja para a extração de óleo. O DT utilizado no projeto possui parâmetros técnicos e condições operacionais compatíveis com o DT da COAMO, porém, com uma vazão mássica de processamento de torta superior.

O DT adotado no projeto, conforme descrito por PARAÍSO, (2001), é nos dois primeiros estágios, ocorre a dessolventização, em que há injeção direta de vapor na torta para remover o solvente residual. Nos cinco estágios subsequentes, realiza-se a tostagem da biomassa residual, utilizando aquecimento com vapor indireto. Durante esses estágios finais, também ocorre a evaporação parcial do resíduo de solvente presente na biomassa residual. O tempo de residência da torta no DT foi definido como 30 minutos, um valor

também adotado na operação da COAMO, conforme mencionado por Paraíso (2001). Essa duração permite que a torta passe pelos estágios de dessolventização e tostagem, garantindo a remoção adequada do solvente e a obtenção de uma torta seca e livre de resíduos solventes.

Essa adaptação do DT para a produção de óleo de microalga permite a aplicação de boas práticas e técnicas comprovadas, resultando em um processo eficiente e confiável de dessolventização da torta.

A utilização de sete estágios de equilíbrio, a operação em contracorrente, a injeção direta de vapor nos estágios iniciais e o aquecimento com vapor indireto nos estágios finais são características técnicas que demonstraram eficiência na remoção do solvente residual e na obtenção de uma torta seca. Portanto, ao adotar as condições operacionais da COAMO e o DT descrito por PARAÍSO, (2001) obteve-se os resultados apresentados na tabela 16.

Tabela 12 - Parâmetros operacionais aderidos

PARÂMETROS OPERACIONAIS COAMO		
Parâmetros		Unidade
Temperatura da torta na entrada	49	°C
Fração mássica da torta entrada (farelo)	65,48	%
Fração mássica da torta entrada (hexano)	25,4	%
Fração mássica da torta entrada (óleo)	0,87	%
Fração mássica torta entrada (água)	8,25	%
Temperatura de vapor direto	180	°C
Temperatura de vapor indireto	180,5	°C
Temperatura da torta na saída	118	°C
Fração mássica da torta saída (farelo)	79,9	%
Fração mássica da torta saída (hexano)	1,1	%
Fração mássica da torta saída (óleo)	0,87	%
Fração mássica da torta saída (água)	19	%
Temperatura do vapor DT na saída	71	°C
Fração mássica do hexano no vapor DT saída	91	%
Fração mássica de água no vapor DT saída	9	%

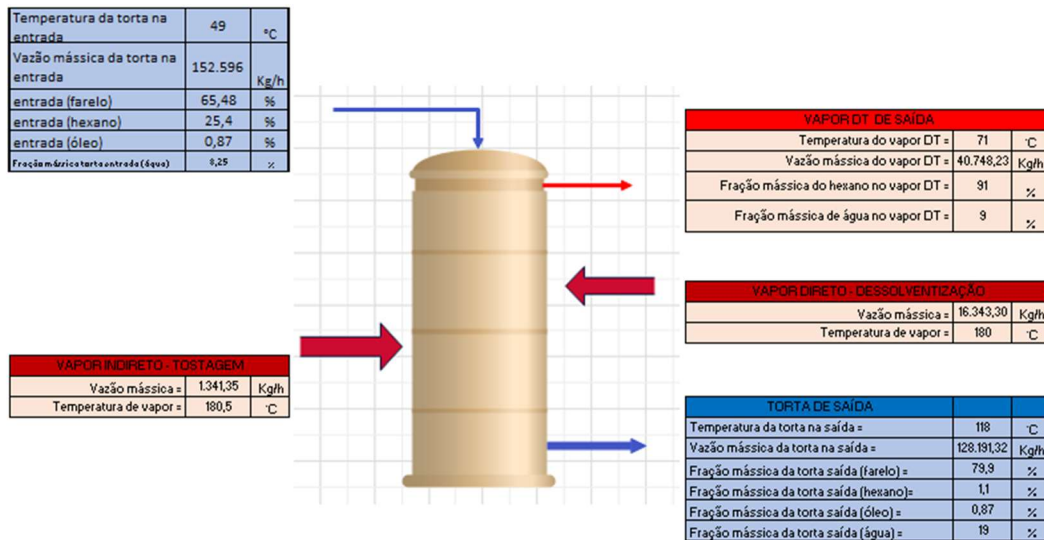
Fonte: Paraíso (2001)

As temperaturas e vazões de massa das correntes foram calculadas de acordo com as informações de referência e apresentados na tabela 16.

Os parâmetros operacionais das correntes de entrada e saída apresentados na figura 32, incluindo temperaturas e outros elementos, foram escolhidos para atender às

necessidades específicas do processo de dessolventização da torta de microalga *Scenedesmus oliquus*.

Figura 32 - Esquema das correntes de entrada e saída do DT



Fonte: Autor (2023)

O dimensionamento das correntes de entrada e saída do DT (Tabela 17) foram definidas da seguinte forma:

Tabela 13 - Dimensionamento do dessolventizador tostador.

DIMENSIONAMENTO DO DESSOLVENTIZADOR TOSTADOR	
Vazão mássica de torta na entrada (Kg/h)	152.596,26
Vazão mássica de vapor direto adicionado na zona de dessolventização (Kg/h)	16.343,30
Vazão mássica de vapor indireto adicionado na zona de tostagem (Kg/h)	1.341,35
Vazão mássica de torta na saída (Kg/h)	128.191,32
Vazão mássica de vapor de água no topo do DT (Kg/h)	3.667,34
Vazão mássica de Hexano evaporado no topo do DT (Kg/h)	37.080,89
Volume do DT (m ³)	85.182,68

Fonte: Autor (2023)

Na planta de produção de óleo de microalga, a vazão mássica da torta na entrada do dessolventizador-tostador (DT) é calculada com base na corrente de saída do extrator contínuo Rotocel. Esse valor é determinado de acordo com a capacidade de processamento da planta e as metas de produção estabelecidas.

A distribuição da alimentação de vapor direto e vapor indireto nas áreas de dessolventização e tostagem, respectivamente, foi estabelecida de acordo com as diretrizes de PARAÍSO, (2001) para a indústria COAMO. Essa proporção é adotada para assegurar um processo coeso e eficiente, seguindo as práticas recomendadas pelo autor.

Ao seguir as orientações da referência, é possível atingir um equilíbrio adequado entre a injeção direta de vapor na torta durante a dessolventização e a utilização de aquecimento indireto com vapor na etapa de tostagem. Essa abordagem permite uma remoção eficiente do solvente residual e uma tostagem controlada da biomassa residual.

A vazão mássica de vapor direto que passa pela torta é determinada proporcionalmente ao teor de hexano a ser removido. Durante o processo, quando o vapor direto entra em contato com a torta, parte dele condensa devido ao aquecimento da torta, enquanto o restante permanece como vapor e arrasta consigo o vapor de hexano, levando-o para a corrente de saída localizada no topo do DT.

Essa corrente de saída é composta por uma mistura de vapor de água e hexano, e a proporção mássica varia de acordo com a temperatura do vapor de saída do DT. É importante controlar essas condições para garantir a remoção adequada do hexano da torta durante o processo de dessolventização,

Quanto maior a temperatura dessa corrente de saída, maior será a vazão mássica de vapor necessária para remover o hexano. Nesse sentido, foi adotada a temperatura de saída do vapor do DT como 71°C, que é aproximadamente igual ao ponto de ebulição do hexano (69°C). Essa escolha tem como objetivo otimizar o consumo de vapor durante o processo de dessolventização, resultando em uma relação de 0,09 kg de vapor de água para cada 0,91 kg de hexano removido na corrente de saída do DT.

Para determinar a vazão mássica da torta na saída, bem como as vazões mássicas de vapor de água e hexano evaporado na corrente de topo do DT, são realizados balanços de massa. Esses cálculos são essenciais para estabelecer a fração mássica de hexano na corrente de topo do DT, seguindo a proporção descrita por PARAÍSO, (2001) de aproximadamente 9% de vapor de água e 91% de hexano para a temperatura de 71°C.

Essas informações são fundamentais para entender e controlar o processo de dessolventização e garantir a eficiência na remoção do hexano da torta. Além disso, o volume do DT é estabelecido levando em consideração o tempo de residência, a vazão mássica da torta e a densidade aparente. Com base nessas informações, foi definido um volume aproximado de 85.183 m³ para o DT, considerando as condições operacionais e os requisitos de processamento da planta.

5.3.5 Evaporadores

A escolha do modelo de evaporador vertical de tubos verticais longos para a destilação da miscela foi baseada nas recomendações de PARAÍSO, (2001), com o objetivo de alcançar uma destilação altamente eficiente. No contexto do processo de extração de óleo de soja, foram selecionados dois evaporadores verticais de tubos longos instalados em série, seguindo o fluxograma proposto.

O primeiro evaporador foi projetado para aproveitar a corrente de saída composta por vapor de água e hexano proveniente do dessolventizador-tostador. Essa abordagem permite o reaproveitamento energético do sistema, utilizando o calor latente do vapor para auxiliar na destilação da miscela. Essa estratégia contribui para melhorar a eficiência térmica do processo, reduzindo o consumo de energia e otimizando o aproveitamento dos recursos disponíveis.

A utilização de evaporadores verticais de tubos verticais longos oferece vantagens significativas, como maior área de transferência de calor, melhor distribuição de fluido e menor risco de incrustação. Esses fatores colaboram para aumentar a eficiência da destilação e garantir a separação adequada dos componentes presentes na miscela, especialmente o hexano, que é um solvente volátil.

Já o segundo evaporador recebe vapor saturado proveniente da caldeira. Essa configuração de dois evaporadores em série permite a destilação da miscela em etapas, garantindo uma separação mais eficiente dos componentes. As condições operacionais adotadas para o projeto dos evaporadores foram parcialmente baseadas nas especificações da indústria COAMO, conforme descrito no estudo de PARAÍSO, (2001).

Os parâmetros operacionais descritos por PARAÍSO, (2001), relacionados na tabela 18, foram igualmente aderidos para a operação de ambos os evaporadores que compõe o fluxograma da planta industrial.

Tabela 14 - Parâmetros operacionais aderidos

DADOS OPERACIONAIS			
Parâmetros	1° Evaporador	2° Evaporador	Unidade
Vazão mássica de hexano evaporado	67.161.133,60	14.134.677,35	Kg/h
Fração mássica do óleo na entrada	0,25	0,65	%
Fração mássica do óleo na saída	0,65	0,98	°C
Fração mássica do hexano na	0,75	0,35	%
Fração mássica do hexano na saída	0,35	0,02	%
Temperatura da miscela na entrada	49	50	°C
Temperatura da miscela na saída	50	120	°C
Temperatura de fluido de aquecimento	71	127	°C
Temperatura de operação do evaporador	50	120	°C
Coeficiente global de transferência de calor	198,87	1.136,25	W/m ² °C
Pressão de operação	300	300	mmHg

Fonte: Autor (2023)

A utilização dos parâmetros operacionais da COAMO, conforme na (tabela 19), serviu como referência para os cálculos da variação de entalpia da corrente de vapor vindo do Dessolventizador-Tostador (DT) e da variação de entalpia da miscela. A variação de entalpia da corrente de vapor vindo do DT foi calculada como 391,95 KJ/Kg, enquanto a variação de entalpia da miscela foi calculada como 167,70 KJ/Kg.

As entalpias do fluido de aquecimento (vapor saturado e líquido) necessárias para o 2° evaporador foram obtidas utilizando o software Computer-Aided Thermodynamic Tables 3 (CATT3). Essas informações são cruciais para realizar os cálculos e dimensionar adequadamente os evaporadores, visando uma destilação eficiente da miscela durante o processo de extração de óleo da microalga *Scenedesmus oliquus*. O uso de dados confiáveis e a utilização de software especializado, como o CATT3, contribuem para a precisão dos cálculos e para o sucesso do projeto da planta industrial de produção de óleo de microalga, seguindo as melhores práticas da indústria e garantindo a eficiência do processo.

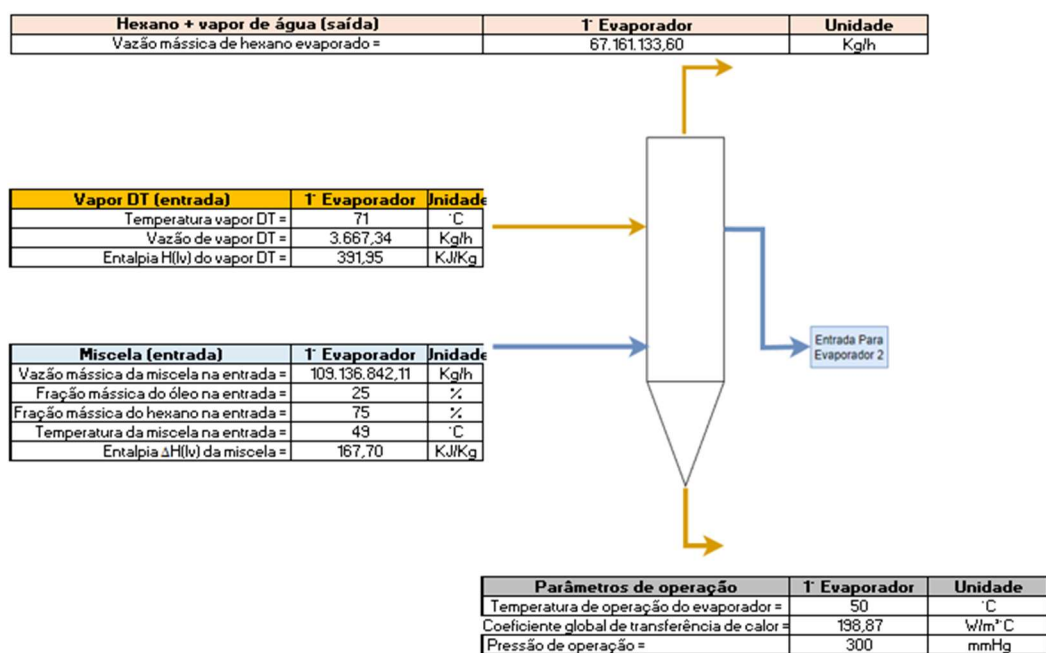
Tabela 15 - Parâmetros operacionais utilizados

PARÂMETROS OPERACIONAIS COAMO			
Parâmetros operacionais COAMO	1º Evaporador	2º Evaporador	Unidade
Vazão mássica da miscela na entrada	28.240	-	Kg/h
Vazão vapor DT	12.083	-	Kg/h
Área	315	-	m²
Q	1.315.544,90	-	W
Entalpia DH(lv) do DT	391,95	-	KJ/Kg
Entalpia DH(lv) da miscela	167,70	-	KJ/Kg

Fonte: Autor, 2023

Com os parâmetros de projeto, definiu-se as correntes de entradas e saídas dos evaporadores (Figura 33 e 34), e posteriormente o dimensionamento deles.

Figura 33 - Correntes de entrada e saída do evaporador 1

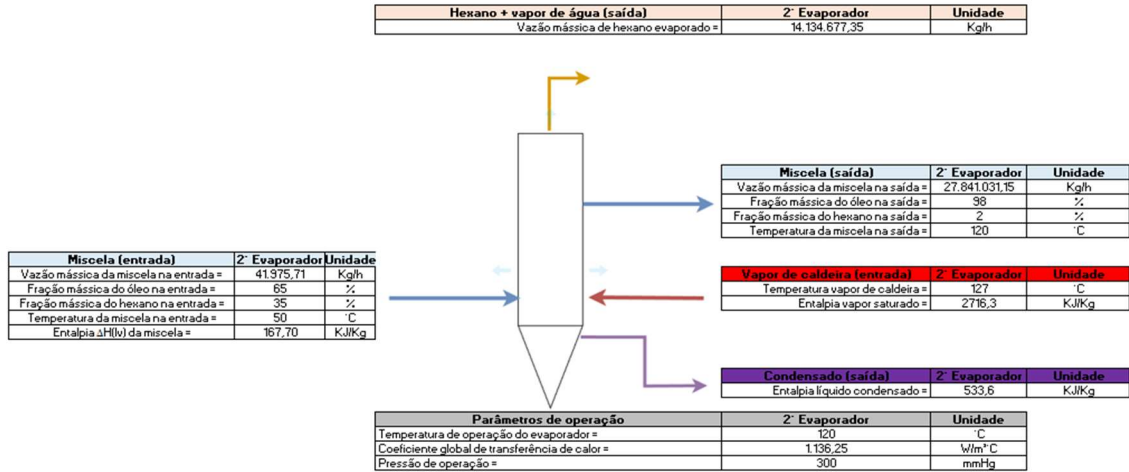


Fonte: Autor (2023)

Por meio de balanços de massa, foi possível determinar a vazão mássica de óleo presente na miscela de saída em cada evaporador, para estabelecer as condições operacionais adequadas em cada evaporador, considerando a vazão de óleo e a quantidade de solvente a ser evaporado.

A vazão de vapor proveniente do dessolventizador-tostador (DT) foi calculada previamente durante o dimensionamento das correntes do DT, conforme apresentado na Tabela 17.

Figura 34 - Correntes de entrada e saída do evaporador 2



Fonte: Autor (2023)

Realizou-se os cálculos de calor demandado em cada evaporador, utilizando balanços de energia, esses cálculos são essenciais para garantir que haja calor suficiente para a evaporação do solvente nos evaporadores. A partir da quantidade de calor requerida, é possível determinar a vazão de vapor necessária para atender a essa demanda de calor. Com base nesse parâmetro, determinou-se a vazão mássica de vapor de aquecimento proveniente da caldeira, dimensionando a área de troca térmica necessária em ambos os evaporadores.

Tabela 16 - Dimensionamento dos evaporadores

	MB Vazão mássica de óleo na miscela de saída (Kg/h)	BM Vazão mássica de solvente (Hexano) evaporado (Kg/h)	Vazão mássica de vapor de aquecimento necessária (Kg/h)	BE de energia Calor do trocador (KJ/h)	BE de energia Calor do trocador (W)	Área de troca térmica (m²)
1º Evaporador	41.975.708,502	67.161.133,603	3.667,341	18.302.687.526,799	5.084.079.868,555	1.217.355,002
2º Evaporador	27.841.031,149	14.134.677,353	3.225.131,810	7.039.495.202,615	1.955.415.334,060	245.848,010

Fonte: Autor (2023)

5.3.6 *Stripping*

No projeto da coluna de *stripping* da planta de produção de óleo de microalga, foram adotados parcialmente os parâmetros operacionais da indústria COAMO, conforme descritos por PARAÍSO, (2005), especializado no processamento de soja para extração de óleo. Os números de estágios de equilíbrio e a razão de alimentação da COAMO foram utilizados como referência.

Uma determinação importante realizada foi a adição de injeção de vapor direto no último estágio da coluna de *stripping*. Essa injeção demonstrou melhores condições operacionais para o processo, resultando em menores taxas de hexano residual no óleo nas simulações publicadas na referência.

A coluna de *stripping* adotada, consiste em 2 estágios de equilíbrio. No primeiro estágio, a alimentação da miscela ocorre a partir da corrente de saída do 2º evaporador, com uma fração mássica de 98% de óleo e temperatura de 120°C. O processo é realizado em contracorrente, onde a miscela entra no topo da coluna, é pulverizada e flui verticalmente em direção ao vapor direto injetado na base da coluna.

O contato entre as correntes possibilita a desorção do hexano, arrastando-o para a saída no topo da coluna. Essa corrente de saída é composta por uma mistura de vapor de água e hexano. A outra corrente de saída da coluna é o óleo, com uma concentração mássica de hexano em torno de 1300 ppm e temperatura de 114°C, conforme indicado na tabela 21. Essa configuração e operação da coluna de *stripping* permitem a remoção eficiente do hexano da miscela, resultando em um óleo de microalga com baixa concentração de hexano residual.

Tabela 17 - Parâmetros operacionais definidos

Parâmetros operacionais COAMO	<i>Stripping</i>	Unidade
Fração mássica do hexano na entrada	2	%
Temperatura da miscela na entrada	120	°C
Fração mássica do óleo na miscela de entrada	0,98	%
Fração mássica do óleo bruto na saída do <i>Stripper</i>	0,999	%
Temperatura do óleo na saída	114	°C
Temperatura de do vapor direto	180	°C
Consumo de vapor de água	960	Kgh
Vazão da miscela na entrada do <i>Stripper</i>	7490	Kgh

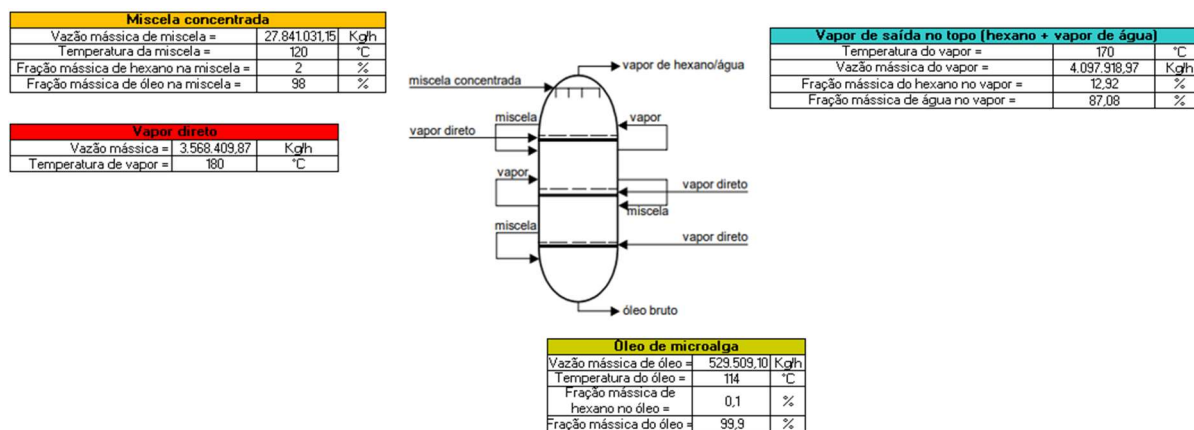
Fonte: Autor (2023)

Na operação da coluna de *stripping*, ocorre uma redução de pressão, com a coluna operando a 0,07 MPa, enquanto o vapor direto superaquecido utilizado é proveniente da caldeira, com uma pressão mais elevada de 0,4 MPa. Dentro da coluna, ocorre um processo isentálpico, no qual o vapor superaquecido, ao entrar na coluna, sofre uma redução de temperatura de 180°C para 170,6°C devido à pressão interna mais baixa. Esse processo ocorre sem troca de entalpia.

Ao sair da coluna como vapor de topo, o vapor direto continua na forma superaquecida, arrastando consigo o hexano na forma de vapor. O vapor de topo deixa a coluna a uma temperatura de 170,2°C, apresentando uma pequena perda de energia em comparação com sua temperatura de entrada na coluna. Essa ligeira variação de temperatura ocorre devido à absorção parcial de energia durante a mudança de fase do hexano.

Ao entrar na coluna, o hexano está em estado líquido, mas sai como vapor. No entanto, a maior parte da energia absorvida pelo hexano durante a mudança de fase é proveniente da própria variação de temperatura da mistura, que entra na coluna a 120°C e sai a 114°C, conforme indicado na Figura 35. Essa variação de temperatura ocorre devido à transferência de calor entre as correntes, resultando na remoção do hexano da micela e na consequente redução de sua temperatura.

Figura 35 - Correntes de entradas e saídas da coluna stripping



Fonte: Autor (2023)

O dimensionamento das correntes na coluna de *stripping* é realizado levando em consideração a vazão mássica da miscela na entrada da coluna, que é uma corrente resultante do 2º evaporador do processo (Tabela 22).

É importante ressaltar que as condições operacionais, como vazão mássica da miscela, concentração de hexano no óleo e temperatura, são consideradas no dimensionamento das correntes da coluna de *stripping* foram realizados por balanços de massa. Esses parâmetros são fundamentais para garantir uma remoção eficiente do hexano e obter um óleo de qualidade conforme as especificações desejadas conforme PARAÍSO, (2005).

Tabela 18 - Dimensionamento da coluna Stripping

Vazão de miscela na entrada (Kg/h)	MB vazão mássica de óleo bruto na saída do <i>stripper</i> (Kg/h)	BM solvente (Hexano) evaporado (Kg/h)	Vazão mássica de vapor por injeção direta (Kg/h)	Vazão mássica de (vapor de água+hexano) no topo (Kg/h)
27.841.031,15	27.311.522,05	529.509,10	3.568.409,87	4.097.918,97

Fonte: Autor (2023)

5.3.7 SISTEMA DE DECANTAÇÃO E RECICLO DE SOLVENTE

O sistema de separação por decantação será similar aos sistemas convencionais encontrados em indústrias de extração de óleo de soja para que na planta de produção de óleo

microalga também tenha um sistema eficiente do uso do solvente. Nesse sistema, a decantação e reciclagem de solvente são realizadas de maneira contínua e hermeticamente fechada, minimizando as perdas de solvente por evaporação (Tabela 23).

Tabela 19 - Dimensionamento do sistema de decantação

DIMENSIONAMENTO DE SISTEMA DE DECANTAÇÃO			
Equipamento de origem	Hexano	Vapor H2O	
Vazão mássica de (hexano + vapor de água) topo do DT	37.080,89	3.667,34	Kg/h
Vazão mássica de hexano na saída do 1° evaporador	67.161.133,60		Kg/h
Vazão mássica de hexano na saída do 2° evaporador	14.134.677,35		Kg/h
Vazão mássica de (hexano + vapor de água) topo do <i>Stripper</i>	529.509,10	3.568.409,87	Kg/h
Vazão mássica por componente	81.862.400,95	3.572.077,21	Kg/h
Vazão volumétrica por componente	124.222,16	5.420,45	m ³ /h

Fonte: Autor (2023)

No projeto do sistema de decantação e reciclo de solvente, escolheu por direcionar as correntes de vapor provenientes dos evaporadores também para o sistema de decantação, todas as correntes de saída dos equipamentos anteriormente dimensionados, que continham uma fração mássica parcial de vapor de água (hexano + vapor de água), foram reunidas assim visando seu posterior reciclo.

O sistema de decantação contínuo da planta de produção de óleo de microalga operará com uma taxa de reciclo de solvente de 129.3642,61 m³/h de hexano, de acordo com tabela 24. Essa taxa de reciclo é determinada com base nas necessidades do processo e na quantidade de solvente a ser recuperado e reutilizado. O sistema de decantação tem a função de separar e recuperar o solvente (hexano) presente nas correntes de vapor e líquido, permitindo sua reciclagem para uso posterior no processo de extração de óleo.

Tabela 20 - Consumo de hexano

Vazão volumétrica total por hora	129.642,61	m ³ /h
Vazão volumétrica total por turno	1.037.140,86	m ³ /turno

Fonte: Autor (2023)

É importante ressaltar que o sistema de decantação deve ser projetado adequadamente, levando em consideração fatores como a eficiência de separação do solvente, a capacidade de tratamento das correntes de saída e a segurança operacional. O objetivo é garantir a recuperação eficiente do solvente e minimizar as perdas, contribuindo para a sustentabilidade e economia do processo.

5.3.8 Caldeira

No dimensionamento da planta industrial de produção de óleo de microalga, a caldeira desempenha um papel crucial como fonte de aquecimento. A maioria dos equipamentos do fluxograma de processo requer vapor direto ou indireto para operar adequadamente. Portanto, é necessário dimensionar a capacidade de vapor da caldeira para atender à demanda energética da planta.

Para realizar o dimensionamento, foi realizado um levantamento de todas as demandas energéticas de cada equipamento previamente dimensionado. Isso incluiu a demanda de vapor indireto do trocador de calor para aquecer o ar de secagem do secador, conforme apresentado na tabela 25.

Esse levantamento permitiu determinar a quantidade de vapor necessária para cada etapa do processo. É fundamental considerar todas as demandas energéticas, levando em conta as especificações dos equipamentos e as condições operacionais.

Tabela 21 - Demanda de vapor de caldeira

DIMENSIONAMENTO DE VAPOR DE CALDEIRA		
Demanda de vapor		
Vazão mássica de vapor indireto Rotocel (aquecimento do solvente)	3380,26	Kg/h
Vazão mássica de vapor direto DT	16.343,30	Kg/h
Vazão mássica de vapor indireto DT	1.341,35	Kg/h
Vazão mássica de vapor 2º evaporador	3.225,13	Kg/h
Vazão mássica de vapor direto <i>Stripper</i>	4.097,92	Kg/h
Capacidade de vapor necessária	28.387,96	Kg/h

Fonte: Autor (2023)

Após uma análise minuciosa da demanda energética na planta de produção de óleo de microalga, foi constatado que a demanda de vapor para aquecimento era de 28.388 kg/h.

Inicialmente, havia sido incluído vapor para aquecimento do ar de secagem do secador de biomassa, mas durante o processo de análise e otimização, decidiu-se modificar a etapa de secagem, optando pelo aquecimento do ar por meio de uma fornalha alimentada com lenha de eucalipto como combustível. Essa modificação teve como resultado uma redução significativa na demanda de vapor da caldeira.

A partir dessa alteração, a caldeira será responsável apenas pelo fornecimento de vapor necessário para outras etapas do processo, excluindo o aquecimento do ar de secagem.

Com a implementação da fornalha alimentada por lenha de eucalipto para o aquecimento do ar de secagem, a demanda de vapor da caldeira foi ajustada de acordo com as novas necessidades do processo. Essa adaptação resultou em uma redução significativa na demanda de vapor de aquecimento, proporcionando eficiência energética e uma abordagem mais sustentável para a planta de produção de óleo de microalga.

Essa mudança representa um passo importante para a redução do impacto ambiental e dos custos operacionais, ao mesmo tempo em que atende às necessidades de aquecimento do processo de secagem.

5.4 INVESTIMENTO INICIAL

De acordo com as metodologias de PETERS e TIMMERHAUS (2003, cap.6), é possível estimar os custos de capital de investimento inicial para um projeto de planta industrial com base nas informações de custos dos equipamentos adquiridos para o processo. No entanto,

é crucial para o planejamento econômico da planta compreender quais despesas compõem esse capital inicial.

O capital de investimento inicial representa o montante necessário para a instalação completa da planta industrial e é dividido em dois grupos de custos gerais: os custos diretos, que estão relacionados à construção e instalação geral da planta, e como áreas auxiliares necessárias para que a planta esteja pronta para operar (ASSAF NETO, 2003).

Conforme (Tabela 26) foi calculado um investimento inicial da planta que foi de R\$ 502.970.917 coerente com os parâmetro de um projeto deste porte, conforme o autor ASSAF NETO, (2003).

Tabela 22 - Investimento inicial

INVESTIMENTO INICIAL		
INVESTIMENTO INICIAL	% FIXO	CUSTO
Equipamentos	100	R\$ 113.766.469,33
Instalação dos equipamentos	39	R\$ 44.368.923,04
Instrumentação e controle	26	R\$ 29.579.282,03
Tubulações	31	R\$ 35.267.605,49
Sistema elétrico	10	R\$ 11.376.646,93
Construção do pavilhão da planta	29	R\$ 32.992.276,11
Melhorias no terreno	12	R\$ 13.651.976,32
Instalações de serviços	55	R\$ 62.571.558,13
Engenharia e Supervisão	32	R\$ 36.405.270,19
Despesas diversas da construção	34	R\$ 38.680.599,57
Despesas legais	4	R\$ 4.550.658,77
Taxa da empreiteira (construtora)	19	R\$ 21.615.629,17
Despesas eventuais	37	R\$ 42.093.593,65
Custo do terreno	-	R\$ 15.869.000,00
Licenciamento ambiental	-	R\$ 190.428,00
Custo total de capital de investimento inicial		R\$ 502.979.916,74

Fonte: Autor (2023)

5.4.1 Custo do cultivo

A aquisição da área para cultivo da microalga *Scenedesmus oliquus*, foi estimado como investimento a parte do custo do projeto da planta industrial de extração. Dessa forma, realizou-se uma pesquisa de valor da terra no estado Mato Grosso do Sul através da imobiliária terra ltda, obtendo-se os custos de investimento para a área na média R\$ 25.000,00 por hectare.

Tabela 23 - Custo do Cultivo

Cultivo microalga	
Hectare	20.694,6
Valor por hectare	R\$ 25.000,00
Custo para cultivo	R\$ 517.364.017,75

Fonte: Autor (2023)

Após feito o levantamento do valor da terra (Tabela 27), calculou-se o custo dos materiais para implantação para sistema lagoa raceway, chegou aos valores de investimento inicial (Tabela 28). Esses cálculos e equipamentos para desenvolvimento foi embasado no estudo de ZARDO,(2011), e atualizado para dias atuais e mais custo equipamentos da etapa de cultivo. Desta forma calculou-se um valor R\$ 693.750 por hectare.

Tabela 24 - Custo da lagoa Aberta

Lagoas Raceway	
Área total de filme de PEBD (m ² /ha)	10.000,0
Custo por hectare em filme	R\$ 388.000,00
Conexões	R\$ 4.000,00
Tubos PVC	R\$ 1.750,00
Custo dos equipamentos	R\$ 300.000,00
Custo inicial total por hectare	R\$ 693.750,00

Fonte: Autor (2023)

Com estudo desse trabalho mostrou-se um custo relativo elevado para cultivo de microalga ASSAF NETO; (2003).

Para redução de custos do sistema de cultivo, e necessário melhora o processo de cultivo como aumentar rendimento da microalga por litro. Visando melhor o crescimento seja através do meio de nutrição da alga como por exemplo utilizando efluentes industriais.

Para comparação recalculou-se o sistema com outros rendimentos de diferentes trabalhos mostrando quanto maior for rendimento menor será uso de terra e matérias e equipamentos para produção. (Tabela 29)

Tabela 25 - Produção com melhor rendimentos

Autor/ano		Produção			
		OLIVEIRA(2019)	GIRARD(2014)	VIEIRA (2018)	VIEIRA (2018)
Concentração biomassa	g/L	0,800	1,64	9,53	14,77
altura lagoa	m	0,4	0,40	0,40	0,40
Volume cultivo/Hc	m ³ /Hc	4.000,0	4.000,00	4.000,00	4.000,00
Produção de biomassa	Kg/Hc	3200	6576	38120	59080
Rendimento em óleo	leo/ kg biom	0,149	0,149	0,149	0,149
Produção em óleo	Kg/Hc	476,8	979,9	5.679,9	8.802,9
Ciclo de produção	dias	22,0	30,00	13,00	13,00
Ciclos por ano		16,6	12,2	28,1	28,1
Produção anual de óleo	Kg/Hc ano	7.910,5	11.921,9	159.473,6	247.158,9
Demanda área do projeto	Hc	20.694,6	13.731,5	1.026,5	662,3
Custo	R\$	517.364.017,7	343.286.363,5	25.663.387,3	16.558.705,6

Fonte: Autor (2023)

Se conseguirmos um rendimento de 14,77 g/L, como no trabalho de Vieira (2018), o custo da área para produção seria de R\$ 16.558.705,6. Isso significa que seria 32 vezes menor do que com um rendimento de 0,800 g/L. Esse trabalho utiliza o cultivo mixotrófico. O meio utilizado no trabalho de Vieira foi o Meio BBM com adição de glicose como fonte de carbono. Dessa forma, é possível trabalhar com efluentes industriais ricos em material orgânico, nitrogênio e fósforo para reduzir os custos de produção e aumentar a produtividade, como mencionado por GIRARD (2014).

5.4.2 Custos de equipamentos

Os custos para adquirir os equipamentos para cada operação da planta de produção de Óleo de microalga foram obtidos por meio de orçamentos comerciais com base na meta de processamento de cada equipamento da planta. Esses orçamentos foram realizados levando em consideração as características anteriormente dimensionadas, que são essenciais para o levantamento de custos junto aos fornecedores (Tabela 30).

Tabela 26 - Custo totais dos equipamentos

CUSTO DOS EQUIPAMENTOS DA PLANTA		
Equipamento	Ton/h	Custo instalado
Centrifuga	486,21	R\$ 9.850.030,00
Secador	236,16	R\$ 23.616.000,00
Extrator rotocecel	127,16	} R\$ 98.811.887,00
Dessolventizador tostador	133,89	
1º Evaporador	109,14	
2º Evaporador	41,98	
Stripping	27,84	
Fornalha	27,19	R\$ 15.224.157,13
Caldeira	28,39	R\$ 10.633.318,24
Custo total equipamentos instalados		R\$ 158.135.392,37

Fonte: Autor (2023)

5.4.3 Custo do centrifuga decanter

O custo de aquisição do secador rotativo, foi obtido por meio de orçamento comercial do fornecedor Pieralisi do Brasil (Figura 36), onde está incluindo instalação dos equipamentos completo para a meta de processamento de microalga de 486.213,04 kg/h, para esta condição, foi estimado um investimento de R\$ 9.850.030,00 para os equipamentos para atender a demanda de centrifugação da planta.

Figura 36 - Centrifuga Decanter



Fonte: Pieralisi do Brasil (2023)

5.4.4 Custo do secador

O custo para se ter um secador rotativo foi obtido por meio de um orçamento comercial fornecido pelo fornecedor Sultil Máquinas. Esse orçamento inclui a instalação do equipamento completo para atender à meta de processamento da microalga, que é de 236.160,87 kg/h. Com base nessa condição, estimou-se um investimento de R\$ 23.616.000,00 para um secador com capacidade de 260.000 kg/h, que atende à demanda de secagem da planta.

Além disso, conforme definido anteriormente, o aquecimento do ar de secagem do secador será fornecido por meio de uma fornalha que utiliza biomassa como combustível (lenha, cavaco ou pallet de madeira). O investimento estimado para esse equipamento específico é de R\$ 15.224.157,13.

5.4.5 Custos da caldeira

O custo de aquisição da caldeira, incluindo a instalação do equipamento completo, foi obtido por meio de um orçamento comercial fornecido pelo fornecedor Burntech Caldeiras. O tipo de caldeira selecionada é a Caldeira Aquatubular Aqua Max 316, projetada para utilizar cavaco de madeira como combustível. Essa caldeira tem capacidade para gerar 35.000 kg/h de vapor, atendendo à demanda energética da planta industrial.

Considerando o dimensionamento das correntes dos equipamentos e a demanda de vapor necessária, que é de 28.387,96 kg/h, o investimento estimado para a aquisição da caldeira será de R\$ 10.633.318,24.

5.4.6 Custos dos equipamentos de extração e recuperação do solvente

Os custos para as etapas de extração no equipamento Rotocel e de recuperação do solvente nos equipamentos (dessolventizador-tostador, evaporadores e coluna stripping) foram obtidos por meio de um orçamento comercial conjunto fornecido pela empresa Tnl Indústria Mecânica Ltda. Essa empresa é especializada na produção de equipamentos típicos para plantas industriais de processamento de soja, incluindo produção e refino de óleo de soja.

O orçamento fornecido pela Tnl Indústria Mecânica Ltda foi baseado em suas experiências e conhecimentos adquiridos em plantas de processamento de soja. Portanto, os

custos estimados para o investimento inicial na aquisição desses equipamentos são no valor de R\$ 98.811.887,00.

5.4.7 Custo de aquisição do terreno

Para a implantação da planta de produção de Microalga, a aquisição da área industrial deve ser considerada como parte dos custos de investimento inicial. Nesse sentido, foi realizada uma pesquisa de áreas industriais disponíveis para venda no município de Três Lagoas, localizado no estado de Mato Grosso do Sul.

Durante a pesquisa, uma área de terras de aproximadamente 70 hectares localizada na Youssef Ahmad El Jarouche - Jupiá, Três Lagoas - MS conforme (figura 37) foi identificada como adequada para a instalação da indústria. Essa área foi avaliada em R\$ 15.869.000,00, o que inclui o custo de aquisição da terra.

Figura 37 - Área para instalação da planta industrial



Fonte: google map. (2023)

5.4.8 Capital de giro

O capital de giro desempenha um papel fundamental na garantia do estoque de matéria-prima suficiente para 30 dias de produção e operação. Essa reserva financeira é necessária devido às práticas de crédito estendidas às indústrias, em que o período de pagamento costuma

ser equivalente. O montante de capital de giro necessário pode variar de acordo com o processo produtivo, mas, em geral, as indústrias reservam entre 10% e 20% do investimento total de capital como capital de giro inicial (ASSAF NETO, 2003).

No caso desse projeto, foi definido um valor de 15% do investimento total de capital, que é de R\$ 502.789.488,79. Portanto, o capital de giro necessário foi calculado como R\$ 88.727.488,74, conforme indicado na (tabela 31).

5.4.9 Capital de investimento

No levantamento de custos, seguindo as metodologias de Peters e Timmerhaus (2003, p. 251), o valor do investimento em equipamentos de processo foi adotado como ponto inicial, sendo obtido por meio de orçamentos comerciais. Com base nesses custos de equipamentos, elaborou-se a tabela 31, adaptada de Peters e Timmerhaus (2003, p. 251) para determinar os demais custos de capital, incluindo o investimento inicial e o capital de giro. Essa abordagem levou em consideração os percentuais pré-definidos específicos para uma planta de processamento sólido-líquido.

Tabela 27 - Capital inicial e capital de giro da planta.

Fatores de proporção para estimar itens de investimento de capital com base no custo do equipamento adquirido		
Os valores apresentados são aplicáveis para grandes acréscimos de plantas de processo a um local existente onde o terreno necessário esteja disponível através da compra ou propriedade atual. Os valores são baseados em investimentos de capital fixo variando de menos de \$ 1 milhão a mais de		
Porcentagem baseado no custo dos equipamentos		
Custos diretos	Planta de processamento sólido-liquido %	Planta de produção
Equipamentos adquiridos	100	R\$ 113.766.469,33
Instalação dos equipamento adquirido:	39	R\$ 44.368.923,04
Instrumentação e controles (instalado:	26	R\$ 29.579.282,03
Tubulação (instalada)	31	R\$ 35.267.605,49
Sistemas elétricos (instalados)	10	R\$ 11.376.646,93
Edifícios (incluindo serviços)	29	R\$ 32.992.276,11
Melhorias no terreno	12	R\$ 13.651.976,32
Instalações de serviço (instaladas)	55	R\$ 62.571.558,13
Custo do terreno		R\$ 15.869.000,00
Custo direto total da planta	302	R\$ 359.443.737,38
Custos indiretos		
Engenharia e supervisão	32	R\$ 36.405.270,19
Despesas de construção	34	R\$ 38.680.599,57
Despesas legais	4	R\$ 4.550.658,77
Taxa do contratante	19	R\$ 21.615.629,17
Contingência	37	R\$ 42.093.593,65
Custo indireto total da planta	126	R\$ 143.345.751,36
Capital de investimento inicial	R\$ 502.789.488,74	
Capital de giro (15% do capital de investimento inicial)	R\$ 88.727.556,84	
Capital total de investimento	R\$ 591.517.045,57	
Devido à despesa extra envolvida no fornecimento de instalações de serviço, instalações de armazenamento, terminais de carga, transporte instalações e outras utilidades necessárias em um local completamente subdesenvolvido, o investimento de capital fixo para uma nova fábrica localizada em um local não desenvolvido pode ser até 100 por cento maior do que para uma planta equivalente construída como uma adição à planta já existente		

Fonte: Autor (2023)

5.4.10 Custos de operação

Para estimar os custos de operação de uma planta industrial de produção de óleo de microalga, vários fatores devem ser considerados, como matéria-prima, energia elétrica, manutenção, energia térmica, mão de obra, controle administrativo, pagamento de investimento inicial e reserva de fundo de depreciação. No caso específico da planta de produção de óleo de microalga, utilizou-se a metodologia de (MANDARINO; 2015) como referência.

A metodologia proposta por MANDARINO; (2015) calcula os custos de processamento para a extração de óleo bruto de soja, levando em consideração o custo de processamento por tonelada de grãos. No entanto, uma vez que o processamento da soja não inclui os custos do secador e da centrífugas no fluxograma de processo da produção de óleo de microalga, tornou-se necessário adicionar os custos de consumo de combustível da fornalha (lenha) para aquecer o ar de secagem. Para calcular o custo do combustível da fornalha, foram considerados a

densidade da lenha (450 kg/m³), obtida junto aos fornecedores de caldeira, e os custos da lenha adquirida de fornecedores locais. A demanda de lenha da fornalha, previamente dimensionada, permitiu obter um custo operacional mais confiável. E foram adicionado o custo do cultivo da microalga no custo de matéria prima.

Com base nessa metodologia e considerando todos os fatores mencionados, foi possível estimar o custo mensal de operação da planta de produção de óleo de microalga. O valor obtido foi de R\$ 72.600.912,24, conforme indicado na tabela 32. É importante ressaltar que esses valores são estimativas e podem variar de acordo com diferentes fatores, como taxas de câmbio, flutuações no preço da matéria-prima e custos de mão de obra.

Tabela 28 - Custos de operação da planta de produção

CUSTOS DE OPERAÇÃO	US\$ /TON	R\$/TON - ANUAL	R\$/MÊS
Energia elétrica	3,2	R\$ 44.980.144,3205	R\$ 3.748.345,36
Combustíveis (lenha)	6,23	R\$ 87.570.718,4740	R\$ 7.297.559,87
Insumos (matéria prima)	1,2	R\$ 463.857.738,3055	R\$ 38.654.811,53
Mão de obra	2,56	R\$ 53.976.173,1846	R\$ 4.498.014,43
Manutenção	1,67	R\$ 35.211.019,2259	R\$ 2.934.251,60
Fundo de depreciação	1,75	R\$ 61.496.291,0632	R\$ 5.124.690,92
Pagamento de investimento inicial	0,83	R\$ 35.000.174,7994	R\$ 2.916.681,23
Serviços administrativos	1,39	R\$ 29.307.375,2838	R\$ 2.442.281,27
Custo total de operação	18,83	R\$ 811.399.634,6571	R\$ 67.616.636,22
Demanda de combustível fornalha (lenha)		27.186,96	Kg/h
Valor da lenha		R\$ 165,00	R\$/m ³
		CUSTO ANO	R\$ 59.811.312,19
		CUSTO MENSAL	R\$ 4.984.276,02
			R\$ 72.600.912,24

Fonte: Autor (2023)

5.4.11 Faturamento mensal

A estimativa de faturamento mensal para a planta de produção de óleo de microalga, foi baseada no volume de óleo produzido, definido no presente trabalho. Utilizou-se a densidade do óleo extraído (896 kg/m³) para calcular o volume de óleo produzido em (ton/mês), e sequencialmente utilizou-se o valor comercial do óleo de soja. Utilizou-se o óleo de soja como referência por ser a principal matéria prima na produção do biodiesel, sendo comercializado na bolsa de Chicago por U\$ 1272,72 por tonelada. Obtendo-se um faturamento mensal de R\$ 86.118.398 (Tabela 33).

Tabela 29 - Faturamento mensal da planta

FATURAMENTO MENSAL		
Massa de óleo de Microalga	163.705,26	ton/ano
Densidade do óleo extraído	896	kg/m ³
Volume de óleo anual	182.767,96	m ³ /ano
Volume de óleo mensal	15.230,66	m ³ /mês
Volume de óleo mensal	13.642,11	Ton/mês
Valor comercial do Óleo	1272,72	U\$/t
R\$ 86.118.397,8442		

Fonte: Autor (2023)

5.4.12 Lucratividade e retorno de investimento inicial

Com base na relação entre o faturamento mensal e os custos de operação, foi realizada uma análise de lucratividade, resultando em um valor de R\$13.517.480,61. Com essa lucratividade, o tempo necessário para recuperar o investimento, excluindo o período de carência e o fundo reservado, seria inferior três ano e meio. Isso indica que, mesmo com o projeto preliminar ainda não possuindo um planejamento detalhado, é possível fazer uma estimativa de retorno do investimento médio e obter um lucro compatível com operação. (Tabela 33)

Tabela 30 - Planejamento financeiro do projeto.

Planejamento Financeiro	
Custo indireto total da planta	R\$ 591.517.045,57
Faturamento mensal	R\$ 86.118.397,84
Custo total de operação	R\$ 72.600.912,24
Lucratividade	R\$ 13.517.485,61

Fonte: Autor (2023)

De acordo com Sixt (2018), existem diferentes classes de estimativas de custos, cuja precisão e definição dependem do nível de maturidade do projeto. Conforme apresentado na

tabela, estima-se que o presente projeto esteja no nível 3 de maturidade, o que significa que aproximadamente 40% do projeto está definido de forma, mas ainda é necessário estudar melhor os parâmetros da extração industrial pois usou a referência da soja, mas o ideal é ter dados para a microalga. Essa estimativa é respaldada pelo progresso do projeto, que está em conformidade com as características do nível de maturidade 3. Durante o desenvolvimento do projeto, foi realizado o dimensionamento preliminar dos equipamentos para obter orçamentos comerciais, conforme mencionado na (tabela 35).

Tabela 31 - Classes de estimativas de custos

Classe estimada	Característica Primária		Característica Secundária	
	Nível de Maturidade das Entregas de Definição do Projeto	Uso final	Metodologia	Faixa de Precisão Esperada
	Expresso como % da definição completa	Finalidade Típica da Estimativa	Método típico de estimativa	Variação Típica em Faixas Baixas e Altas
Classe 5	0% a 2%	Triagem de conceito	Capacidade fatorada, modelos paramétricos, julgamento ou analogia	L: -20% a -50% H: +30% a +100%
Classe 4	1% a 15%	Estudo ou viabilidade	Modelos fatorados ou paramétricos de equipamentos	L: -15% a -30% H: +20% a +50%
Classe 3	10% a 40%	Autorização ou controle orçamentário	Custos unitários semi-detalhados com itens de linha de nível de montagem	L: -10% a -20% H: +10% a +30%
Classe 2	30% a 75%	Controle ou lance/concurso	Custo unitário detalhado com decolagem detalhada forçada	L: -5% a -15% H: +5% a +20%
Classe 1	65% a 100%	Verifique a estimativa ou licitação/concurso	Custo unitário detalhado com levantamento detalhado	L: -3% a -10% H: +3% a +15%

Fonte: Sixt (2018)

6 CONCLUSÕES

O projeto preliminar da planta industrial de extração de óleo Microalga *Scenedesmus obliquus* demonstrou ser um empreendimento rentável a nível de projeto preliminar, que além de ser uma solução para produção biocombustível sem a necessidade de competir com alimentação utilizando menos terra para seu cultivo, apresenta grande relevância socioeconômica e ambiental, pois converte efluentes em um bioproduto de alto valor comercial.

Com base na análise de lucratividade e retorno de investimento, é possível observar que a recuperação do capital de investimento inicial pode ocorrer dentro dos primeiros três anos e meio de operação. Além disso, considerando as condições de mercado e a necessidade de produção de biocombustíveis para superar os combustíveis fósseis, esse setor mostra-se um caminho promissor para atingir as metas ambientais estabelecidas pelos países.

Vale ressaltar que não se limita apenas à produção de biodiesel, uma vez que o óleo de microalga pode ser utilizado na fabricação de outros biocombustíveis avançados, como HVO (Hydroprocessed Vegetable Oil) e SAF (Sustainable Aviation Fuel), mais conhecidos como diesel verde e querosene de aviação verde, respectivamente. Um exemplo interessante é o trabalho realizado pelos professores da FURG, que apostam na utilização de microalgas como matéria-prima para esses combustíveis avançados (GRUPO OCEANO, 2021).

Essas alternativas representam opções promissoras e sustentáveis no setor de energia. Em relação às extrações experimentais, pode-se observar que o solvente orgânico hexano não se mostra adequado para a extração de microalgas. No entanto, a mistura de etanol/hexano apresenta um alto potencial para substituir o hexano na planta de extração, pois além de apresentar rendimentos muito interessantes, é necessário passar por uma etapa de purificação para remover a coloração verde.

Ainda assim, é necessário realizar estudos mais aprofundados sobre os solventes, uma vez que essa etapa é importante para o rendimento e pode ser custosa, o que pode encarecer um projeto industrial de extração de óleo de microalgas.

No entanto, como perspectivas futuras para o desenvolvimento do presente projeto, tem-se como indicações:

- 1 - Aumentar a precisão do dimensionamento dos equipamentos da planta;

- 2 - Analisar a composição do extrato obtido com etanol/hexano e metanol;
- 3 -Aumentar a precisão do dimensionamento dos equipamentos do cultivo da microalga assim como analisar o cultivo em biorreatores fechados;
- 4 -Estudar mais a extração com diferentes solventes orgânicos e misturas com proporções diferentes.
- 5 -Estudar o pré tratamento da biomassa, anteriores à extração, com ácido ou ultrassom para melhorar o rendimento da extração.
- 6 -Estudar o tempo de extração, visto que neste trabalho padronizou-se as extrações em 4 horas.

REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

ALFA LAVAL. Recovering solvents from fats and oils processes. In: **Seed Oil Processing** - Alfa Laval, 2003.

AREMU, A. O.; MASONDO, N. A.; STIRK, W.A.; ORDOG, V.; VAN STDEN, J. Influence of culture age on the phytochemical content and pharmacological activities of five *Scenedesmus* strains. **Journal of Applied Phycology**, Spring International, vol. 26, ed. 1, p. 407-415, 2014. Disponível em: < <http://link.springer.com/article/10.1007/s10811-013-0144-y>>. Acesso em: 12 maio. 2023.

ASSAF NETO, A. **Finanças Corporativas e Valor**. São Paulo: Atlas, 2003.

BAUMGÄRTNER, T. R. D. S. **Cultivo e Extração de Óleo das Microalgas *Scenedesmus* sp. e *Spirulina* sp. para a Síntese de Ésteres Visando a Produção de Biodiesel**. Maringá: UEM, 2011. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Universidade Estadual de Maringá.

BECKER, E. W. **Microalgae: Biotechnology and Microbiology**. Cambridge University Press, 1994.

BRENNAN, L.; OWENDE, P. Biofuels from microalgae – a review of technologies for production, processing, and extractions of biofuels and coproducts. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, 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.

CARAVITA, B. **Remoção de microalgas de efluente de fotobiorreator por processo de coagulação e sedimentação**; pag.110. Departamento de Hidráulica e Saneamento da USP, 2020.

CARDOSO, W. A., DE ALMEIDA, W. B., GEREMIAS, R., PUCKOSKI, A. G., & ANGIOLETTO, E. Comparação entre métodos de extração de óleo de microalgas. **Revista de Iniciação Científica**, v. 12, n. 1, 2014.

CARLOS ANTÔNIO LOPES DA ROCHA. Cultivo de microalgas: Dimensionamento de uma instalação do tipo raceway pond. **ISEP**, October 2016. Disponível em: <<http://hdl.handle.net/10400.22/10655>>. Acesso em: 18 jun. 2023.

CHISTI, Y. Biodiesel from microalgae. **Biotechnology Advances**, 25(3): 294-306, 2007. doi:10.1016/j.biotechadv.2007.02.001.

CORREIA, F.N.; BEZERRA, I. S..A poluição causada por petróleo e suas consequências para o meio marinho. **I Congresso de Engenharia de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis**, 2015.

COUGO, C. D. G. **Utilização da Técnica Infravermelho com Transformada de Fourier (FTIR) para Estimativa das Concentrações de Carboidratos e de Lipídeos em**

Scenedesmus sp. [s.l.]. Dissertação (Mestrado em Engenharia: Pesquisa e desenvolvimento de processos), Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2017.

CRUZ, R.P., SANTIAGO, B.L.S., PEREIRA, E.L. Microalgae as raw material for biodiesel production: a review. **The Journal of Engineering and Exact Sciences**, Vol. 05, nº 03, 2019.

DEMIRBAS, A. Progress and Recent Trends in Biodiesel Fuels. **Energy Conversion and Management**, 2008. doi:10.1016/j.enconman.2008.09.001.

DERNER, R. B. **Sistemas de cultivos de microalgas**. Laguna, Santa Catarina, 2017.

DOUCHA, J.; LÍVANSKÝ, K. Productivity, CO₂/O₂ exchange and hydraulics in outdoor open high-density microalgal (*Chlorella sp.*) photobioreactors operated in a Middle and Southern European climate. **Journal of Applied Phycology**, v. 18, n. 6, p. 811–826, 2006

EMBRAPA. Microalgas. **Rev. Agroenergia**, Ano IV, nº 10, 2016.

ERIKSEN, N.T. (2008). The technology of microalgal culturing. **Biotechnology Letters**, v. 30, p. 1525 – 1536.

FREITAS, L. V. D., SANTOS, A. O., SILVA, N. C., DUARTE, C. R., & BARROZO, M. A. S. Estudo dos impactos da secagem da microalga *Spirulina platensis* em estufa. XII **Congresso Brasileiro de Engenharia Química em Iniciação Científica UFSCar** – São Carlos – SP 16 a 19 de Julho de 2017.

GEANKOPLIS. **Transport Processes and Unit Operations**, 3rd Ed. Prentice-Hall Int. Editions, 1993, p. 520.

GIRARD, J. M., Roy, M. L., Hafsa, M., Gagnon, J., Faucheux, N., Heitz, M., Tremblay, R., Deschênes, J. S. (2014). Mixotrophic cultivation of green microalgae *Scenedesmus obliquus* on cheese whey permeate for biodiesel production. **Algal Research**, 5, 241-248.

GRUPO OCEANO. Professores da FURG apresentam em Dubai trabalho que propõe a redução da emissão de CO₂ no setor de aviação. Disponível em: <https://www.grupooceano.com.br/noticias/rio-grande/professores-da-furg-apresentam-em-dubai-trabalho-que-propoe-a-reducao-da-emissao-de-co2-no-setor-de-aviacao-21601/>. Acesso em: 04 jul. 2023.

HAKALIN, N. L. S. **Otimização das condições de cultivo da microalga *Scenedesmus sp.* para a produção de biodiesel**. Tese de Doutorado em Biologia Molecular, Universidade de Brasília, 2014.

HALIM, R. Extraction of oil from microalgae for biodiesel production: a review. **Biotechnology Advances**, v. 30, n. 3, p. 709-732, mai.-jun. 2012.

JUNEJA, A.; CEBALLOS, R. M.; MURTHY, G. S. Effects of environmental factors and nutrient availability on the biochemical composition of algae for biofuels production: A review. **Energies**, v. 6, n. 9, p. 4607–4638, 2013.

KÜTZING, F. T. **Synopsis Diatomearum, oder, Versuch einer systematischen Zusammenstellung der Diatomeen.** Berlin, p. 529 – 634, 1833.

LAM, M.K. & LEE, K.T. (2012). Microalgae biofuels: a critical review of issues, problems and the way forward. **Biotechnology Advances**, v. 30, p. 673-690.

LEE, Y. K. Microalgal mass culture systems and methods: Their limitation and potential. **Journal of Applied Physiology**, v. 13, n. 4, p. 307–315, 2001.

LEMOS, A. F. S., & GALVÃO, E. L. **Obtenção do Extrato das folhas do cajueiro (Anacardium occidentale L.) a partir de diferentes técnicas de extração.** Trabalho de Conclusão de Curso, Universidade Federal Rural do Semi-Árido, 2018.

LEUNG, D. Y. C., WU, X., & LEUNG, M. K. H. A review on biodiesel production using catalyzed transesterification. **Applied Energy**, v. 87, p. 1083-1095, 2010.

MANDARINO, José Marcos Gontijo; HIRAKURI, Marcelo Hiroshi; ROESSING, Antonio Carlos. **Tecnologia para produção do óleo de soja: descrição das etapas, equipamentos, produtos e subprodutos.** 2. ed. Londrina: Embrapa Soja, 2015. 43 p. (Documento 171).

MASOJÍDEK, J.; TORZILLO, G. Mass Cultivation of Freshwater Microalgae. In: **Earth Systems and Environmental Sciences**, Elsevier. 2. ed, 13 p, 2014

MATHIMANI e MALLICK-A comprehensive review on harvesting of microalgae for biodiesel – Key challenges and future directions. A review- and co-products: Renewable and Sustainable Energy Reviews v. 91, August 2018, Pages 1103-1120.

MEDINA, A. R., GRIMA, E. M., GIMÉNEZ, A. G., GONZÁLEZ, M. J. I. Downstream processing of algal polyunsaturated fatty acids. **Biotechnology Advances**, v. 16, n. 3, p. 517-580, maio 1998.

MENEGAZZO, Mariana Lara; FONSECA, Gustavo Graciano. Biomass recovery and lipid extraction processes for microalgae biofuels production: A review. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 107, p. 87-107, June 2019.

MILLEDGE, J. J., & HEAVEN, S. A review of the harvesting of micro-algae for biofuel production. **Reviews in Environmental Science and Bio/Technology**, 12, 165–178 (2013).

MOLINA GRIMA, E., BELARBI, E.-H., ACIÉN FERNÁNDEZ, F.G., ROBLES MEDINA, A., YUSUF CHISTI. Recovery of microalgal biomass and metabolites: process options and economics. **Biotechnology Advances**, 2003, 20: 491–515.

MONIQUE, MARTIN, OLIVEIRA LEITE, LEITE, REIS COIMBRA (2021) Microalga *Scenedesmus obliquus*: extraction of bioactive compounds and antioxidant activity **Revista Ciência Agronômica**, v. 52, n. 2, e20196848, 2021 Disponível em:<
<https://doi.org/10.5935/1806-6690.20210036>.> Acesso em: 12 maio. 2023.

NASCIMENTO, I. A., MARQUES, S. S. I., CABANELAS, I.T. D., PEREIRA, S. A., DRUZIAN, J. I., SOUZA, C. O., VICH, D. V., CARVALHO, G. C., NASCIMENTO, M. A. Screening microalgae strains for biodiesel production: lipid productivity and estimation of

fuel quality based on fatty acids profiles as selective criteria. **BioEnergy Research**, v. 6, n. 1, p. 1-13, mar. 2013.

NAVARRO, Myriam Lorena Melgarejo. **Estudo da Transferência de Massa no Processo de Extração com Solvente de Óleos Vegetais em Coluna de Leito**. 2002. 103 f.

Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Centro Tecnológico, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2002.

PARAÍSO, Paulo R.; ANDRADE, Cid M. G.; ZEMP, Roger J.. Destilação da miscela II: modelagem e simulação do stripping do hexano. **Ciência e Tecnologia de Alimentos**, [S.L.], v. 25, n. 1, p. 37-44, mar. 2005. FapUNIFESP (SciELO).

PARAÍSO, Paulo Roberto. **Modelagem e análise do processo de obtenção do óleo de soja**. 2001. 220 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Química, Sistemas de Processos Químicos e Informática, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2001.

PARK, J. B. K.; CRAGGS, R. J.; SHILTON, A. N. Wastewater treatment high rate algal ponds for biofuel production. **Bioresource Technology**, v. 102, n. 1, p. 35–42, 2011

PETERS, M. S.; TIMMERHAUS, K. D. **Plant Design and Economics for Chemical Engineers**. 4th ed. International Edition: McGraw-Hill, 2003, cap. 6.

PLÁ, J. A. Histórico do Biodiesel e suas Perspectivas, 2003. **Portal da Agropolma**. (s.d.). Disponível em: < www.agropolma.com.br >. Acesso em: 10 abr. 2023.

POLON. **Simulação de um extrator industrial de óleo de soja**, 1997. Dissertação. Universidade Estadual de Maringá centro de tecnologia departamento de engenharia química programa de pós-graduação em engenharia química.

RAMOS, G. J. P.; BICUDO, C. E. M.; MOURA, C. W. N.; PÉREZ, A. D. Scenedesmaceae (Chlorophyta, Chlorophyceae) de duas áreas do Pantanal dos Marimbus (Baiano e Remanso), Chapada Diamantina, Estado da Bahia, **Brasil. Hoehnea**, vol. 42, n. 3, p. 549–566, 2015.

RAMOS, M. J., FERNÁNDEZ, C. M., CASAS, A., RODRÍGUEZ, L., PÉREZ, A. Influence of fatty acid composition of raw materials on biodiesel properties. **Bioresource Technology**, v. 100, n. 1, p. 261-268, jan. 2009.

RICHMOND, A.; BOUSSIBA, S.; VONSHAK, A.; KOPEL, R. (2003). A new tubular reactor for mass production of microalgae outdoor. **Journal of Applied Phycology**, v. 5, p. 327 – 332.

ROQUE, Teresa Manuela Varandas. **Análise das Perdas de Hexano numa Unidade de Extração de Óleos e Bagaços: caso de estudo iberol**. 2015. 100 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Instituto Superior Técnico, Universidade de Lisboa, Lisboa, 2015

SALAMA, El Sayed; KURADE, Mayur B.; ABOU-SHANAB, Reda A. I.; EL-DALATONY, Marwa M.; YANG, Il Seung; MIN, Booki; JEON, Byong Hun. Recent progress in microalgal biomass production coupled with wastewater treatment for biofuel generation. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, [S. l.], v. 79.2017.

SING, S.F.; ISDEPSKY, A.; BOROWITZKA, M.; MOHEIMANI, N. (2010). Production of biofuels from microalgae. **Mitigation and adaptation strategies for global change**, p. 1-26.

STERITI,A;ROSSI,R.;CONCAS,AA.;Cao,G.A novel cell disruption technique to enhance lipid extraction from microalgae. **Bioresource Technology** Volume 164, July 2014, Pages 70-77 Disponível em:<<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.04.056>>. Acesso em: 17 abr. 2023.

SUALI, E. & SARBATLY, R. (2012). Conversion of microalgae to biofuel. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 16, p. 4316– 4342.

SUAREZ, P. A. Z., MENEGHELTTI, S. M. P. 70º Aniversário do biodiesel em 2007: evolução histórica e situação atual no Brasil. **Rev. Química Nova**, 2007.

TAGHAVIJELOUDAR, Mohsen; KEBRIA, Daryoush Yousefi; YAQOUBNEJAD, Poone. Simultaneous harvesting and extracellular polymeric substances extrusion of microalgae using surfactant: Promoting surfactant-assisted flocculation through pH adjustment. **Bioresource Technology**, [S. l.], v. 319, n. September 2020, p. 124224, 2021.

TIRON, O. et al. Overcoming Microalgae Harvesting Barrier by Activated Algae Granules. **Scientific Reports**, v. 7, n. 1, p. 4646, 5 dez. 2017

VANDAMME, D.; BEUCKELS, A.; VADELIUS, E.; DEPRAETERE, O.; NOPPE, W.; DUTTA, A.; FOUBERT, I.; LAURENS, L.; MUYLEAERT, K. Inhibition of alkaline flocculation by algal organic matter for *Chlorella vulgaris*. **Water Res.**, v. 88, p.301-307, 2016.

VEIGA **Fundamentos científicos das mudanças climáticas**. 2012. Disponível em: <https://cetesb.sp.gov.br/proclima/wpcontent/uploads/sites/36/2014/05/nobre_reid_veiga_fundamentos_2012.pdf>. Acesso em: 18 jun. 2023.

VIDAL JUNIOR, Edson de Almeida. **Obtenção de óleo extraído da Microalga *Chlorella sp.*** Monografia do curso de Engenharia Química, Escola de Engenharia de Lorena, Universidade de São Paulo, 2011

VIEIRA; **Estudo do cultivo heterotrófico da microalga *scenedesmus obliquus***; UFSC 2018.

Disponível em:<https://repositorio.ufsc.br/bitstream/handle/123456789/241133/PAQI0538-D.pdf?sequence=-1&isAllowed=y>. Acesso em: 03 jun. 2023.

VONSHAK, A. *Spirulina platensis* (Arthrospira): **Physiology, cell-biology and biotechnology**. Taylor & Francis e-Library, 233 pp. 2002.

YIN, Zhihong et al. A comprehensive review on cultivation and harvesting of microalgae for biodiesel production: Environmental pollution control and future directions. **Bioresource Technology**, [S. l.], v. 301, n. November 2019, p. 122804, 2020.

ZARDO, I. **Análise de viabilidade econômica da produção de biodiesel a partir de microalgas**. UFRGS Escola de Engenharia, Departamento de Engenharia Química, dezembro

2011.

Disponível em: <<https://www.lume.ufrgs.br/bitstream/handle/10183/38387/000823849.pdf?sequence=1&isAllowed=y>> Acesso em: 04 jun. 2023.