

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ALFENAS

**LUIZA COSTA CARDOSO
PEDRO PAULO CANESCHI MASILI SANTOS**

**PROJETO DE UMA PLANTA PARA EXTRAÇÃO DE LIMONENO COM FLUIDO
SUPERCRÍTICO A PARTIR DOS RESÍDUOS DA INDÚSTRIA DE CÍTRICOS**

POÇOS DE CALDAS/MG

2025

LUIZA COSTA CARDOSO
PEDRO PAULO CANESCHI MASILI SANTOS

**PROJETO DE UMA PLANTA PARA EXTRAÇÃO DE LIMONENO COM FLUIDO
SUPERCRÍTICO A PARTIR DOS RESÍDUOS DA INDÚSTRIA DE CÍTRICOS**

Trabalho de conclusão de curso apresentado
como parte dos requisitos para obtenção do
título de Bacharel em Engenharia Química
pela Universidade Federal de Alfenas.

Orientador: Prof. Dr. Leandro Lodi
Co Orientadora: Prof^a. Dr^a. Alessandra Regina
Pepe Ambrozin

POÇOS DE CALDAS/MG

2025

Sistema de Bibliotecas da Universidade Federal de Alfenas
Biblioteca Campus Poços de Caldas

Cardoso, Luiza Costa.

Projeto de uma planta para extração de limoneno com fluido supercrítico a partir dos resíduos da indústria de cítricos / Luiza Costa Cardoso, Pedro Paulo Caneschi Masili Santos. - Poços de Caldas, MG, 2025.

55 f. : il. -

Orientador(a): Leandro Lodi.

Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) - Universidade Federal de Alfenas, Poços de Caldas, MG, 2025.

Bibliografia.

1. Extração com fluido supercrítico. 2. Limoneno. 3. Bagaço de laranja. 4. Projeto planta industrial. I. Santos, Pedro Paulo Caneschi Masili. II. Lodi, Leandro, orient. III. Título.

LUIZA COSTA CARDOSO
PEDRO PAULO CANESCHI MASILI SANTOS


**PROJETO DE UMA PLANTA PARA EXTRAÇÃO DE LIMONENO COM FLUIDO
SUPERCRÍTICO A PARTIR DOS RESÍDUOS DA INDÚSTRIA DE CÍTRICOS**

O Presidente da banca examinadora abaixo assina a aprovação do Trabalho de Conclusão de Curso apresentado como parte dos requisitos para obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química pela Universidade Federal de Alfenas.

Aprovada em: 04 de Julho de 2025


Prof. Dr. Leandro Lodi
Universidade Federal de Alfenas

Assinatura:

Documento assinado digitalmente
 LEANDRO LODI
Data: 07/07/2025 09:21:06-0300
Verifique em <https://validar.iti.gov.br>


Prof. Dr. Marcos Vinicius Rodrigues
Universidade Federal de Alfenas

Assinatura:

Documento assinado digitalmente
 MARCOS VINICIUS RODRIGUES
Data: 07/07/2025 09:30:19-0300
Verifique em <https://validar.iti.gov.br>

Prof. Dr. Marlus Pinheiro Rolemberg
Universidade Federal de Alfenas

Assinatura:

Documento assinado digitalmente
 MARLUS PINHEIRO ROLEMBERG
Data: 07/07/2025 10:19:48-0300
Verifique em <https://validar.iti.gov.br>

AGRADECIMENTOS

Agradecemos primeiramente a Deus, por nos conceder força, sabedoria e saúde ao longo desta caminhada. Pela fé que nos sustentou nos momentos de incerteza e pelos inúmeros ensinamentos que nos guiaram até aqui.

Agradecemos também nossos pais Alessandra Costa Cardoso, Gilnei Alvarenga Cardoso, Salma Caneschi, Carlos Alberto Masili Santos, e irmãos, por mesmo na distância, estarem presentes nos nossos corações, pelo apoio, incentivo e amor incondicional durante toda a trajetória acadêmica. Sem a força, compreensão e dedicação de vocês, a realização deste trabalho não teria sido possível. Muito obrigado por acreditarem em nós.

Aos nossos amigos, que foram fundamentais ao longo dessa jornada. Agradecemos pela paciência, pelas palavras de incentivo nos momentos difíceis, pelas conversas que aliviaram o peso da rotina e pelas risadas que tornaram tudo mais leve. A amizade de vocês foi um dos pilares que nos sustentaram durante este processo.

Por fim, agradecemos a Universidade Federal de Alfenas, nosso orientador Professor Dr. Leandro Lodi, e nossa co orientadora Professora Dra. Alessandra Regina Pepe Ambrozin pela orientação dedicada, paciência e valiosos ensinamentos durante todo o desenvolvimento deste trabalho. Suas expertises, e incentivos foram fundamentais para a realização deste estudo. Somos gratos pelo apoio constante e pela confiança depositada em nós.

RESUMO

Este trabalho apresentou o estudo para a implantação de uma planta industrial de extração de limoneno por fluido supercrítico, utilizando como matéria-prima o bagaço de laranja proveniente de indústrias cítricas. O objetivo visou realizar os cálculos necessários para a viabilidade da planta em escala industrial, incluindo a definição da capacidade operacional dos equipamentos e dos parâmetros que otimizam a extração. A metodologia baseou-se no escalonamento industrial, iniciando-se com uma revisão bibliográfica sobre a matéria-prima e o processo, seguida pelo dimensionamento da planta. Considerando dados da literatura, estimou-se que 4710 kg de bagaço processado em 420 minutos produziram 160 litros de extrato. Para isso, foram necessários um tanque de estocagem de CO₂ com volume de 23,56 m³ e um extrator de 15,71 m³, seguido do tanque de separação *flash* para separar o extrato do CO₂ de 0,48m³, atuando a uma vazão de 0,0079 kg/s de CO₂ e 160 litros por batelada de extrato de limoneno. Devido às condições de operação na região supercrítica (200 bar e 40°C), os equipamentos devem ser reforçados em material e potências elevadas nas bombas. Por fim, estimou-se o custo de implantação da planta em R\$13.120.000,00 e o valor do produto em R\$25,50 por litro. Os resultados obtidos demonstraram a viabilidade técnica do processo, indicando que a planta pode operar de forma eficiente nas condições propostas, apesar da necessidade de equipamentos que operassem em elevadas pressões. O estudo contribuiu para o aproveitamento de resíduos da indústria cítrica e reforçou o potencial do limoneno como produto de valor agregado em processos sustentáveis.

Palavras-chave: Extração com fluido supercrítico; Limoneno; Bagaço de laranja; Projeto planta industrial.

ABSTRACT

This work presented a study for the implementation of an industrial plant for limonene extraction using supercritical fluid, with orange peel residue from citrus industries as raw material. The objective was to carry out the necessary calculations for the feasibility of the plant on an industrial scale, including the definition of the operational capacity of the equipment and the parameters that optimized the extraction process. The methodology was based on industrial scale-up, beginning with a literature review on the raw material and the process, followed by the plant design. Based on literature data, it was estimated that 4.710 kg of processed residue in 420 minutes produced 160 liters of extract. For this, a CO₂ storage tank with a volume of 23.56 m³ and an extractor of 15.71 m³ were required, followed by a flash separation tank to separate the extract from the CO₂, with a volume of 0.48 m³, operating at a flow rate of 0.0079 kg/s of CO₂ and producing 160 liters of limonene extract per batch. Due to the operating conditions in the supercritical region (200 bar and 40°C), the equipment had to be reinforced in terms of material and required high-power pumps. Finally, the estimated implementation cost of the plant was R\$13,120,000, and the product value was R\$25.50 per liter. The results demonstrated the technical feasibility of the process, indicating that the plant could operate efficiently under the proposed conditions, despite the need for equipment capable of withstanding high pressures. The study contributed to the utilization of citrus industry waste and reinforced the potential of limonene as a high-value product in sustainable processes.

Keywords: Supercritical fluid extraction; Limonene; Orange peel; Conceptual industrial plant design.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Fórmula estrutural do l-Limoneno e d-Limoneno.....	15
Figura 2 - Extração por arraste de vapor.....	19
Figura 3 - Extrator de Soxhlet.....	21
Figura 4 - Fluxograma método extração supercrítica.....	22
Figura 5 - Fluxograma de Blocos.....	28
Figura 6 - Fluxograma de processo.....	29
Figura 7- Diagrama entalpia x pressão para Dióxido de Carbono.....	38
Figura 8 - Gráfico de volume x valor de um tanque vertical.....	43

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Propriedades físico-químicas do d-Limoneno.....	16
Tabela 2 - Desvantagens dos diversos métodos de hidrodestilação convencionais..	19
Tabela 3 - Tempos de extração, massas de extrato, massas de extrato acumuladas e rendimentos (X_0) do experimento cinético a 200 bar, 40 °C e 17 ± 2 g CO ₂ /min.....	30
Tabela 4 - Valores respectivos ao balanço do processo de extração de limoneno a partir das cascas de laranja.....	34
Tabela 5 - Dados de Energia provenientes da análise gráfica do Diagrama de entalpia x pressão.....	38
Tabela 6 - Equipamentos e instrumentação.....	41
Tabela 7 - Estimativa de custos dos equipamentos e instrumentação.....	47
Tabela 8 - Precificação do produto.....	50

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

IBGE	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
BFD	<i>Block Flow Diagram</i>
PFD	<i>Process Flow Diagram</i>

LISTA DE SÍMBOLOS

ρ	Densidade do Limoneno
\dot{m}	Vazão mássica
η	Eficiência
V	Volume
m	Massa
X_0	Rendimento
r	Raio
RPS	Revolução por segundo
h	Altura
Hm	Altura manométrica
P	Potência
g	Potencial gravitacional

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO.....	13
1.1 OBJETIVOS.....	14
1.1.1 Objetivo geral.....	14
1.1.2 Objetivos específicos.....	14
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	15
2.1 PROPRIEDADES.....	15
2.2 DISPONIBILIDADE DE MATÉRIA PRIMA.....	16
2.3 APLICAÇÕES.....	16
2.4 MÉTODOS DE EXTRAÇÃO.....	17
2.4.1 Separação mecânica.....	17
2.4.2 Hidrodestilação.....	18
2.4.3 Extração por solventes orgânicos.....	20
2.4.4 Extração por solvente supercrítico.....	21
3. MATERIAIS E MÉTODOS.....	24
3.1 ESCALONAMENTO.....	24
4. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	26
4.1 DESCRITIVO DO PROCESSO.....	27
4.1.1 Recebimento das matérias primas.....	27
4.1.2 Processo da obtenção do extrato de limoneno.....	27
4.2 FLUXOGRAMA DE BLOCOS (BFD).....	28
4.3 FLUXOGRAMA DE PROCESSO (PFD).....	28
4.4 BALANÇO DE MASSA.....	29
4.4.1 Dimensionamento extrator.....	30
4.4.2 Vazão de CO ₂	32
4.4.3 Dimensionamento Separador Flash.....	32
4.4.4 Dimensionamento do tanque de estocagem de CO ₂	33
4.4.5 Dimensionamento bomba helicoidal.....	33

4.5 BALANÇO DE ENERGIA.....	36
4.6 LISTA DE EQUIPAMENTOS.....	41
4.7 ESTIMATIVA DOS CUSTOS.....	42
4.7.1 Tanques.....	43
4.7.2 Trocadores.....	44
4.7.3 Bombas.....	46
4.7.4 Instrumentação.....	47
4.8 PRECIFICAÇÃO DO PRODUTO.....	49
4.8.1 Depreciação.....	49
4.8.2 Matéria Prima.....	50
4.8.3 Energia Elétrica.....	50
4.8.4 Mão de Obra.....	50
5 CONCLUSÃO.....	51
REFERÊNCIAS.....	53

1 INTRODUÇÃO

O aumento da demanda por processos industriais sustentáveis tem incentivado a busca por alternativas que sejam mais ecológicas na produção de compostos químicos. Um exemplo significativo é a extração do limoneno, um composto natural presente em alguns óleos essenciais e amplamente utilizado na indústria de alimentos, cosméticos e produtos de limpeza, devido às suas propriedades químicas e aromáticas. O uso de fluidos supercríticos, como o dióxido de carbono (CO_2), para a extração de substâncias naturais, destaca-se como uma tecnologia sustentável, por se tratar de um solvente ecológico, não tóxico e não inflamável, além de poder ser reciclado e reutilizado, reduzindo emissões para a atmosfera (MOREIRA et al., 2023)

Apesar de suas vantagens, o método de extração por fluido supercrítico ainda é pouco difundido em escala industrial, comparado aos métodos convencionais, devido à complexidade de sua implementação. Este cenário evidencia a necessidade de estudos conceituais que avaliem a viabilidade da implementação de plantas industriais que empregam essa tecnologia, sobretudo no contexto brasileiro.

A relevância desse trabalho está diretamente relacionada ao campo da engenharia química, pois envolve o desenvolvimento e a otimização de processos industriais sustentáveis, alinhados às tendências globais de produções mais ecológicas. Além disso, o estudo aborda conceitos fundamentais do curso, como termodinâmica, e operações unitárias, consolidando conhecimentos teóricos e aplicando-os em um contexto prático. A implementação de tecnologias como a extração por fluido supercrítico pode contribuir significativamente para a inovação e a competitividade da indústria química no Brasil.

O trabalho foi estruturado inicialmente com uma revisão bibliográfica sobre o tema, buscando trazer as propriedades do produto a ser obtido, a disponibilidade de matéria prima, além de aplicações e comparações com métodos convencionais mais conhecidos e utilizados. O estudo foi baseado no processo de escalonamento como parte dos materiais e métodos, estabelecendo a ligação entre a fase laboratorial — representada pela revisão teórica — e os cálculos necessários para a implementação em escala industrial.

Posteriormente, foram abordados os resultados e discussões, com os cálculos e métodos necessários para elaborar o projeto conceitual. Esses cálculos

foram baseados em um valor pré estabelecido de produção específica, e valores encontrados em literatura, além da realização do balanço de massa e energia, elaboração de fluxogramas de blocos e fluxograma de processo. Com base nestes parâmetros também foi possível estimar o custo da implementação em escala piloto, e a precificação do produto final, considerando custos fixos com base na depreciação da planta por litro produzido, e os custos variáveis com base na aquisição das matérias primas, energia elétrica demandada pelo equipamento, e estimativa de mão de obra, considerando operadores de máquinas, técnicos em segurança e auxiliares de limpeza.

1.1 OBJETIVOS

1.1.1 Objetivo geral

Elaborar um projeto de uma planta para a extração de limoneno a partir dos resíduos de cascas de laranja gerados por indústrias cítricas, utilizando o método de extração por fluido supercrítico.

1.1.2 Objetivos específicos

- a) Estudar o processo de extração por fluido supercrítico, identificando suas vantagens e limitações em comparação com outros métodos convencionais;
- b) Estudar os parâmetros para a planta industrial considerando uma extração final média 160 L/batelada de extrato de limoneno;
- c) Elaborar um projeto conceitual e básico da unidade de extração, incluindo o dimensionamento preliminar dos principais equipamentos;
- d) Verificar as possíveis aplicações do limoneno extraído considerando suas possíveis utilizações na indústria química, farmacêutica e de fragrâncias;
- e) Estudar o custo dos equipamentos e custo final do produto de acordo com os parâmetros obtidos.

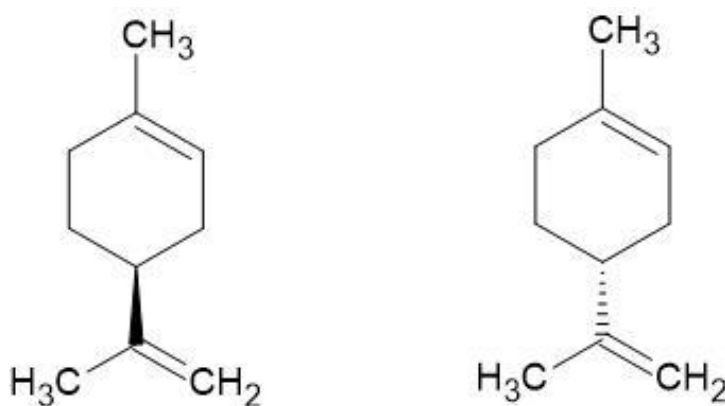
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 PROPRIEDADES

O limoneno ($C_{10}H_{16}$) é um líquido límpido, incolor e hidrofóbico, encontrado em cascas de frutas cítricas, como laranja e limão. Ele é classificado como um monoterpeno, possuindo 10 átomos de carbono e duas unidades de isopreno. Ele é um composto quiral, que pode existir em duas formas isoméricas, ou seja, pode existir como um par de enantiômeros, devido à presença de um carbono assimétrico em sua estrutura. Existem, portanto, o d-Limoneno e l-Limoneno (Figura 1), sendo que o d-Limoneno representa mais de 70% da produção de limoneno (BUTTURINI; FERNÁNDEZ, 2022). Já no caso do limão, ele possui uma composição de 50% de limoneno no seu óleo essencial (SILVA, 2021).

A porcentagem de limoneno presente na casca de laranja varia de acordo com o tipo de laranja e as condições de cultivo, sendo que, em média, 90% dos óleos extraídos da casca da laranja são representados pelo limoneno. Já a concentração do limoneno na casca pode variar entre 0,5 e 3%, dependendo dos fatores como a variedade da laranja (PAULETTI; SILVESTRE, 2019).

Figura 1 - Fórmula estrutural do l-Limoneno e d-Limoneno



Fonte: Autoral (2025)

As duas formas isoméricas do Limoneno, ilustradas na Figura 1, podem ser diferenciadas também de forma biológica, sendo o d-Limoneno tendo um odor cítrico doce e o l-limoneno um odor resinoso (BUTTURINI; FERNÁNDEZ, 2022).

As propriedades físico-químicas do d-Limoneno, conforme descrito na Tabela

1, tais como solubilidade em solventes orgânicos, são relevantes para suas aplicações industriais.

Tabela 1 - Propriedades físico-químicas do d-Limoneno

Características	Valores
Massa Molar (g/mol)	136,23
Ponto de ebulição	178 °C
Ponto de fusão	-74°C
Ponto de fulgor	48°C
Densidade	841 kg/m ³
Pressão de vapor	199,98 Pa
Solubilidade (mg/l)	7,57

Fonte: ICSC adaptado (2021).

2.2 DISPONIBILIDADE DE MATÉRIA PRIMA

Estima-se que a produção de cítricos no mundo seja de 94,8 milhões de toneladas por ano, sendo o Brasil o líder mundial, com destaque para o estado de São Paulo, que responde por 77% da produção nacional (USDA, 2024; PIRES, et al., 2018). Na safra de 2018/19, estimou-se que a produção mundial de laranja foi em média de 47 milhões de toneladas, sendo o Brasil responsável por 34% desse valor (USDA, 2018). Já em 2022, a produção brasileira de laranjas foi de aproximadamente 17 milhões de toneladas, com um valor de produção estimado em R\$ 16,3 bilhões (IBGE, 2024). Em uma projeção futura, a produção de laranjas no Brasil deve cair para 12,3 milhões de toneladas na safra 2024/25, o menor volume em 36 anos, devido às condições climáticas adversas (EXAME, 2025).

Em relação ao limoneno, sua produção alcança em média 60.000 ton/ano, sendo que, em 2019, o mercado de aromas, que inclui o limoneno, movimentou cerca de US\$ 18,6 bilhões. Além disso, o mercado de biossolventes, onde o limoneno é utilizado, pode atingir US\$ 13,6 bilhões até 2025 (RESEARCH, 2025).

2.3 APLICAÇÕES

Grandes quantidades de limoneno podem ser obtidas dos resíduos das indústrias de sucos cítricos. Isto tem despertado cada vez mais interesse devido aos resíduos serem uma fonte renovável, de fácil obtenção e de baixo custo. O

processamento da laranja para a produção de suco gera um resíduo composto por cascas, sementes e polpas, sendo muitas vezes descartados e utilizados como alimento para animais, ocorrendo um desperdício de resíduos que possuem um alto valor agregado (ZEMA et al., 2018).

Tem-se como um benefício, o fato do limoneno ser um dos monoterpenos mais investigados quanto à atividade quimiopreventiva e quimioterapêutica. Os relatos sobre a inibição da carcinogênese, induzida em roedores, mostraram que o limoneno apresenta efeito protetor contra diversos tipos de cânceres, sendo eles de mama, fígado, pele, pulmões e câncer de próstata, inibindo o crescimento do tumor. O d-limoneno induz enzimas metabolizadoras de carcinógenos que convertem carcinógenos em formas menos tóxicas e impedem sua interação com o DNA (SALIM et al., 2024).

Além disso, o isômero d-Limoneno, possui diversas atividades biológicas como propriedades antioxidantes, anti inflamatória, antimicrobiana, e anti hipertensiva, além de ser listado na regulamentação do código federal por geralmente ser reconhecido como seguro (GRAS) agente aromatizante (TEIXEIRA-FONSECA et al., 2024).

A ação anti inflamatória foi comprovada com testes em roedores, sendo que quando o limoneno foi inalado por ratos, preveniu a obstrução brônquica, reduzindo a infiltração de células inflamatórias, e a hipertensão pulmonar (TEIXEIRA-FONSECA et al., 2024).

2.4 MÉTODOS DE EXTRAÇÃO

O limoneno possui um elevado valor comercial, devido à sua ampla aplicação industrial, podendo ser extraído e produzido de diversas maneiras, sendo elas extração por solventes orgânicos, extração por solvente supercrítico, destilação por arraste de vapor (hidrodestilação), separação mecânica e biorrefinaria (SANTIAGO et al., 2020).

Na biorrefinaria, ocorre a extração desse composto da casca da laranja, sendo obtido um óleo com 95% de pureza.

2.4.1 Separação mecânica

Na separação mecânica, o óleo essencial é extraído da casca por processos mecânicos, sendo eles: prensagem, raspagem, entre outros (PIRES, et al., 2018).

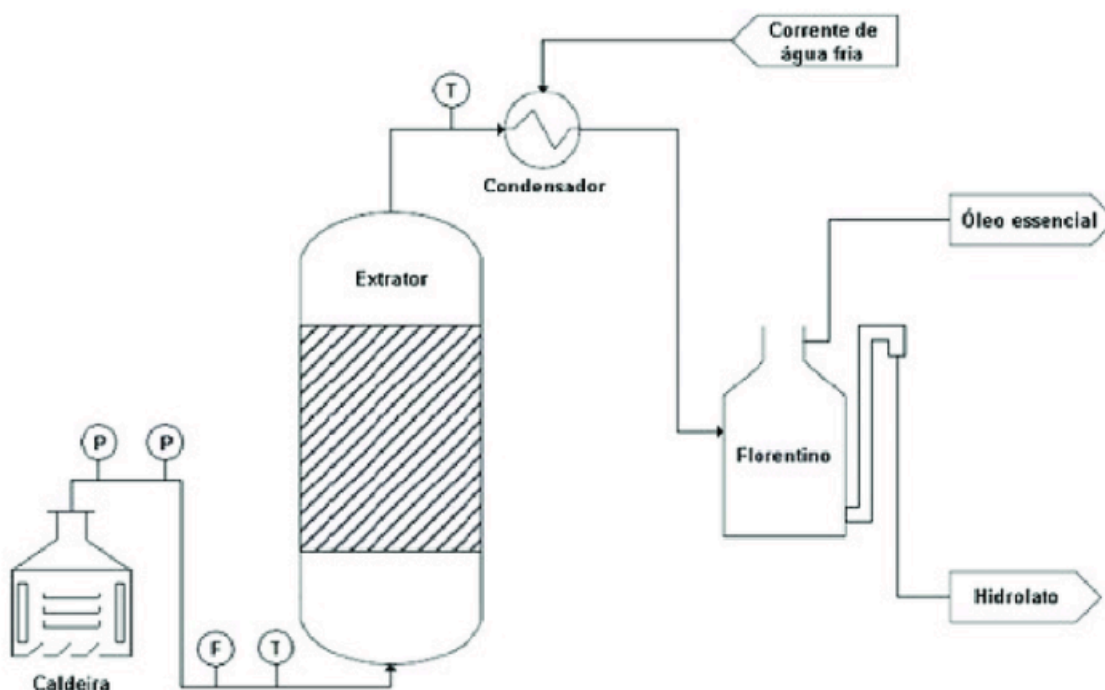
Um dos processos mais utilizados de separação mecânica é o processo a frio. Ele consiste no rompimento das glândulas presentes nos resíduos por um processo físico, liberando o óleo, que é separado com a adição de água. Como é formada uma mistura de líquidos de diferentes densidades e imiscíveis, é possível fazer a separação (FORD et al., 2014).

2.4.2 Hidrodestilação

O processo de hidrodestilação é o mais utilizado nos dias atuais, tendo como desvantagem um elevado gasto energético. Essa técnica possui diversas maneiras de ser realizada, em uma delas é utilizada água como solvente extrator, no qual cascas de laranjas previamente secas são adicionadas em água destilada dentro de um recipiente e colocadas em aquecimento, até começar a ocorrer o processo de ebulição (100°C), tendo como resultado uma solução azeotrópica, que permite que a água e o limoneno sejam evaporados juntos, sendo por fim, separados um do outro devido a sua imiscibilidade. (GOLMOHAMMADI et al., 2018). Na Tabela 2, que foi extraída do trabalho de Santiago et al. (2020), é possível ver as descrições e desvantagens dos diversos tipos de hidrodestilação, sendo eles a extração utilizando água como solvente, e a extração por vapor.

Uma das formas mais conhecidas da hidrodestilação, é a destilação por arraste de vapor (Figura 2), no qual o vapor é o responsável pela extração. Após o processo de ebulição, ocorre a condensação da fase vapor, e o óleo se separa da fase aquosa, já que se trata de compostos imiscíveis, sendo assim possível fazer a separação. A desvantagem deste processo, é que por se tratar de um vapor, as substâncias que são consideradas muito voláteis, podem ser perdidas durante o processo (SANTIAGO et al., 2020).

Figura 2 - Extração por arraste de vapor



Fonte : (SARTOR et al., 2011)

Tabela 2 - Desvantagens dos diversos métodos de hidrodestilação convencionais.

Processo	Descrição do processo	Desvantagens
Vapor	Vapor que é injetado na unidade de extração será responsável por extrair os compostos.	Pode ocorrer a perda de substâncias muito voláteis.
Água	Água entra em contato com a substância em ebulição, extrai os compostos, e o vapor é condensado.	Pode ocorrer queima do óleo por superaquecimento e consequente perda da qualidade do óleo.
Água + Vapor	Junção dos 2 processos acima.	Pode ocorrer uma extração incompleta.

Fonte: Santiago et al (2020) adaptado.

O método de destilação por arraste de vapor, é considerado um método simples, porém devido ao seu alto tempo de destilação, é necessário um alto consumo de energia, causando um conseqüente aumento no valor do processo.

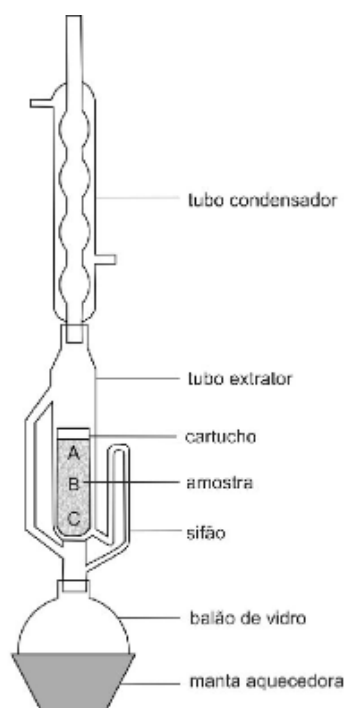
2.4.3 Extração por solventes orgânicos

A extração por solventes orgânicos ocorre por meio do uso de Soxhlet (Figura 3), no qual é acoplado um balão de fundo redondo. No aparelho Soxhlet, é adicionado o material a ser extraído (no caso, resíduos de laranja). Acima do Soxhlet é acoplado um condensador de bolas e abaixo do balão de fundo redondo é colocada uma manta térmica, que será responsável por aquecer o solvente e vaporizá-lo. O vapor do solvente sobe pela tubulação, sendo resfriado no condensador, tornando-se líquido e gotejando sobre a amostra. Ao ter contato com a amostra, o solvente extrai as substâncias solúveis nele e, quando atinge um certo nível no aparelho (nível do sifão), o solvente com as substâncias extraídas retornam ao balão. Como o solvente é mais volátil, somente ele continuará sendo evaporado e o processo se repete (TORRES-RODRIGUEZ; et al.,2024).

Uma das principais desvantagens deste método, é que ele requer uma grande quantidade de solvente o que gera altos custos, riscos de toxicidade e descarte ambiental, além de ser um processo lento (YU et al., 2023).

No caso do limoneno, os solventes mais utilizados para esse processo são: hexano, etanol, clorofórmio, acetona, acetato de etila, entre outros.

Figura 3 - Extrator de Soxhlet



Fonte: Shinzato (2010)

2.4.4 Extração por solvente supercrítico

A extração por fluido supercrítico é considerada uma das melhores técnicas para a extração de componentes químicos naturais, representando uma alternativa sustentável aos sistemas tradicionais, sendo o dióxido de carbono (CO_2) considerado um excelente solvente por ser quimicamente inativo, econômico, facilmente acessível e não tóxico (UWINEZA; WAŚKIEWICZ, 2020).

Um fluido é considerado supercrítico quando sua pressão e temperatura estão além de seus pontos críticos, ou seja, pressão crítica (P_c) e temperatura crítica (T_c). O dióxido de carbono supercrítico é um solvente apolar frequentemente utilizado neste tipo de extração devido às suas propriedades gasosas e líquidas, baixa temperatura e pressão críticas, além de apresentar seletividade e potencial para extrair compostos sensíveis ao calor (UWINEZA; WAYKIEWICZ, 2020).

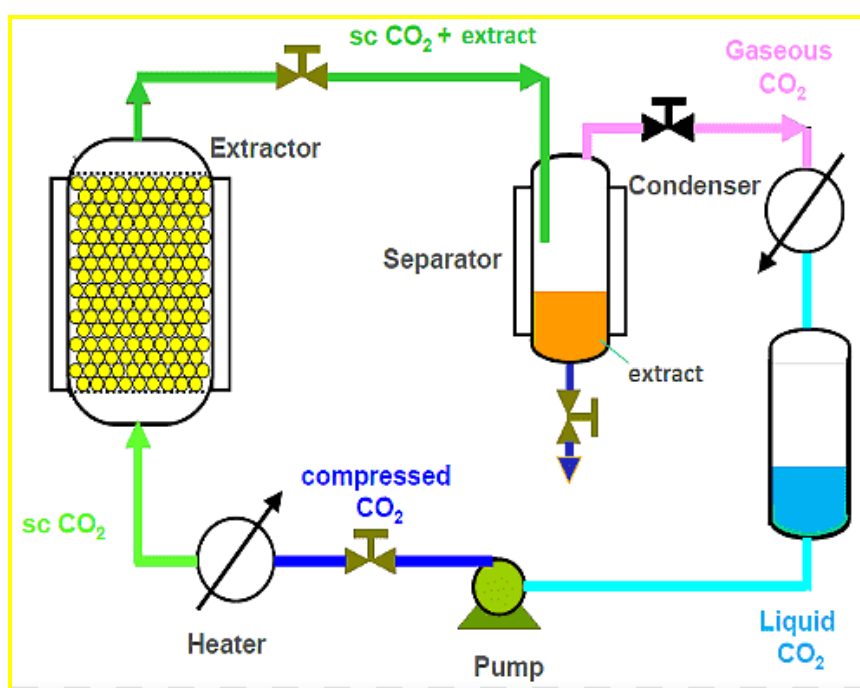
A região supercrítica pode ser alcançada por meio de duas abordagens: aumentando a pressão acima do valor de pressão crítica da substância, mantendo uma temperatura estável e, em seguida, estendendo a temperatura acima do valor de T_c a um valor de pressão estável, ou aumentando inicialmente sua temperatura acima da temperatura crítica (UWINEZA; WAŚKIEWICZ, 2020).

O estudo da extração supercrítica iniciou, quando Hannay e Hogarth, em 1879, observaram experimentalmente que a solubilidade de substâncias químicas aumentava com a elevação simultânea da pressão e da temperatura, o que representou na aplicação de fluidos supercríticos. No entanto, até o início da década de 1980, o uso desses fluidos permanecia limitado devido às dificuldades operacionais associadas à segurança em condições de alta pressão e temperatura (UWINEZA; WAYKIEWICZ, 2020).

A extração supercrítica apresenta diversas vantagens em relação às técnicas convencionais de extração, destacando-se pela flexibilidade do processo, possibilitada pelo ajuste contínuo do poder de solvatação e da seletividade do solvente. Além disso, esse método dispensa o uso de solventes orgânicos poluentes e elimina a necessidade da etapa de evaporação dos extratos para a remoção do solvente (HERZYK; PIŁAKOWSKA-PIETRAS; KORZENIOWSKA, 2024).

Os equipamentos geralmente utilizados neste processo, são: reservatório de CO₂ líquido, resfriador responsável por resfriar o gás solvente, bombas que são responsáveis por bombear o líquido para ser aquecido até uma certa temperatura, e levadas então ao extrator, uma coluna de extração que contém o composto que deseja ser extraído, e separadores que coletam o extrato. Após esse processo, o fluido então passa por um condensador, até que seja retornado novamente ao começo do processo (Figura 4) (UWINEZA; WAYKIEWICZ, 2020)

Figura 4 - Fluxograma método extração supercrítica



Fonte: Sebrae (2023)

O uso de fluidos supercríticos como solventes de extração permite evitar grande parte dos danos associados aos métodos convencionais. Entre as principais vantagens da extração supercrítica, destacam-se:

- a) Os solventes empregados são gasosos em condições ambientes de temperatura e pressão, permitindo sua fácil eliminação dos extratos e recuperação após o processo, além de não usar solventes tóxicos (HERZYK; PIŁAKOWSKA-PIETRAS; KORZENIOWSKA, 2024);
- b) Flexibilidade na variação de temperatura e pressão, possibilitando extrações multifásicas, extrações específicas e o fracionamento seletivo dos compostos desejados (HASANOV; SALIKHOV; OSHCHEPKOVA, 2023);
- c) A extração das substâncias ocorre a baixas temperaturas, aspecto fundamental para a extração de substâncias naturais termicamente sensíveis (UWINEZA; WAŚKIEWICZ, 2020);
- d) Os extratos obtidos são livres de resíduos de solventes, eliminando a necessidade de etapas adicionais de purificação (HERZYK; PIŁAKOWSKA-PIETRAS; KORZENIOWSKA, 2024);
- e) Os solventes podem ser reutilizados, possibilitando a redução do custo operacional (HERZYK; PIŁAKOWSKA-PIETRAS; KORZENIOWSKA, 2024).

Por outro lado, algumas desvantagens da extração supercrítica devem ser consideradas:

- a) O processo apresenta um custo elevado, principalmente devido ao alto investimento necessário para aquisição dos equipamentos (PAVLIĆ et al., 2020);
- b) Compostos altamente polares são dificilmente extraídos sem a adição de um solvente modificador adequado (FRAGUELA-MEISSIMILLY et al., 2023).
- c) Elevado risco de segurança por trabalhar em elevadas pressões.

Com finalidade de levantar dados quantitativos relacionados a esse modo de extração, foi encontrado o trabalho de Costa (2023). Esse estudo permitiu a análise da produção de limoneno a partir da casca de laranja. Considerando-se uma entrada de 1.000 toneladas por dia de cascas de laranja na biorrefinaria, o processo resultou

na obtenção de 47 toneladas diárias de limoneno (COSTA, 2023). Além deste, também foi encontrado o trabalho de Benelli (2010), onde foi possível analisar, de acordo com testes realizados, que o maior rendimento de extração foi de 2,7%, em uma pressão de 200 bar, 40°C e uma vazão de 17 g de CO₂/min.

3. MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 ESCALONAMENTO

O escalonamento, também conhecido como “Scale Up”, se baseia em passar uma produção pequena (gramas ou miligramas), feita em pequena escala em laboratórios, para a escala industrial, por meio de pesquisas bibliográficas e testes iniciais. Essas etapas servem para o auxílio sobre o conhecimento do processo de novos produtos, onde são conhecidas informações sobre o processos, sua viabilidade técnica, além de visualizar possíveis problemas relacionados à segurança e qualidade da produção (GONZÁLEZ-CASTELLANOS, 2000).

Para fazer essa transição, são feitas etapas no processo de escalonamento, sendo elas:

1. Laboratório
2. Bancada
3. Piloto
4. Semi Industrial
5. Indústrial

Essas são as etapas recomendadas para a transição, porém não é considerado obrigatório a passagem por todas as etapas para chegar até a escala industrial. Vale destacar que o processo de escalonamento possui um custo muito elevado e é um processo longo, sendo o principal motivo pela não passagem em algumas etapas (GONZÁLEZ-CASTELLANOS, 2000).

A escala de laboratório é considerada uma etapa inicial de pesquisa, no qual é possível estabelecer as condições em que se obtém os melhores resultados durante o processo, servindo como base para as etapas posteriores. Já na fase de

bancada, começa a aparecer um caráter tecnológico envolvendo um maior nível de automação (GONZÁLEZ-CASTELLANOS, 2000).

A escala piloto, muitas vezes não acontece por ter um custo elevado, mas serve para avaliar a viabilidade de um processo tecnológico. A etapa Semi Industrial também é uma etapa cara, e que geralmente só é realizada com tecnologias de grande complexidade (GONZÁLEZ-CASTELLANOS, 2000).

Para ampliar a produção de limoneno via extração supercrítica com CO₂, o escalonamento do processo deve considerar fatores técnicos, operacionais e econômicos. A seguir, são apresentadas algumas diretrizes para a adaptação do sistema em maior escala:

1. Aumento da Capacidade de Processamento

- Definir a taxa de alimentação de bagaço de laranja e ajustar o tamanho dos lotes de extração.
- Expandir a capacidade do tanque de extração ou implementar múltiplas unidades, operando em paralelo para garantir um fluxo contínuo.

2. Dimensionamento dos Equipamentos

- Tanque de Estocagem de CO₂: Capacidade do tanque pressurizado compatível com processo, para suportar consumo do processo e inundar as tubulações.
- Sistema de bombeamento: Selecionar bombas de maior vazão e pressão para atender possíveis novas demandas do processo.
- Aquecedor e Resfriadores de CO₂: Ajustar a potência do sistema de aquecimento e resfriamento para, respectivamente, manter a conversão eficiente para o estado supercrítico e permitir a transferência do solvente de modo eficiente.

3. Otimização das Condições Operacionais

- Ajustar a pressão e temperatura do CO₂ supercrítico para otimizar a extração em maior escala.

4. Automação e Monitoramento

- Implementar sensores adicionais para controle de nível, pressão e temperatura em todos os equipamentos críticos.
- Integrar um CLP (Controlador Lógico Programável) para gerenciar automaticamente o fluxo de CO₂ e os tempos de extração.

5. Recuperação e Reutilização do CO₂

- Ampliar a capacidade do condensador para garantir a recirculação eficiente do CO₂.
- Implementar sistemas de purificação para remover impurezas como compostos voláteis do extrato, antes do reuso do solvente.

6. Eficiência Energética e Sustentabilidade

- Otimizar o consumo energético dos aquecedores e resfriadores para reduzir custos operacionais.
- Integrar fontes de energia renovável, como aquecimento solar, para reduzir a dependência de combustíveis fósseis.

7. Escalonamento Gradual

- Inicialmente, testar a ampliação do processo em uma planta piloto para avaliar a eficiência dos novos parâmetros.
- Realizar análises de viabilidade técnica e econômica antes de implementar mudanças definitivas.
- Garantir que a ampliação do processo atenda às normas regulatórias de segurança e qualidade do produto final.

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Nesse tópico serão discutidos e apresentados os dados referentes ao descritivo das atividades, dimensionamento dos equipamentos e balanço de massa e energia do processo, além da precificação final da planta e do produto.

4.1 DESCRITIVO DO PROCESSO

Nesse tópico será descrito o processo necessário para obtenção do extrato de limoneno.

4.1.1 Recebimento das matérias primas

O CO₂ será recebido por caminhões tanques de alta pressão, que irão transportar CO₂ na fase líquida. O recebimento será realizado por tubulação conectada do caminhão tanque até o tanque de estocagem de CO₂, passando por uma válvula de esfera.

O bagaço de laranja será recebido da indústria de suco de laranja, que tem como anexo a proposta da indústria de extração de limoneno, o bagaço será direcionado diretamente para caminhões de transporte e conduzido para a área de extração de limoneno.

4.1.2 Processo da obtenção do extrato de limoneno

A extração do limoneno utiliza o bagaço de laranja como matéria-prima e o dióxido de carbono (CO₂) como solvente. O processo inicia-se com o enchimento do extrator com o bagaço de laranja por meio de caminhões que descarregam o bagaço em uma tremonha com um transportador helicoidal que direciona ao topo do extrator.

Após, caminhões tanques de CO₂ abastecem o sistema, sendo mantido na fase líquida, saindo dos caminhões passando por uma válvula de esfera de alta pressão que controla sua entrada no tanque de estocagem pressurizado.

No tanque de estocagem, o CO₂ permanece sob pressão para manter-se no estado líquido. Para sua transferência ao tanque de extração, primeiramente é necessário passar por um resfriador, ser bombeado, e aquecido. De modo que, para ser bombeado é necessário que o CO₂ seja resfriado para evitar a mudança de fase e possível cavitação da bomba. Já no sistema de aquecimento, esse solvente é convertido para o estado supercrítico, condição na qual apresenta propriedades solventes aprimoradas.

O CO₂ supercrítico é então conduzido ao tanque de extração, onde entra em contato direto com o bagaço de laranja, promovendo a solubilização do extrato de limoneno. Sendo um processo de extração, a solução resultante, composta pelo solvente e o extrato, é conduzida para o tanque de separação *flash*, passando por uma válvula agulha.

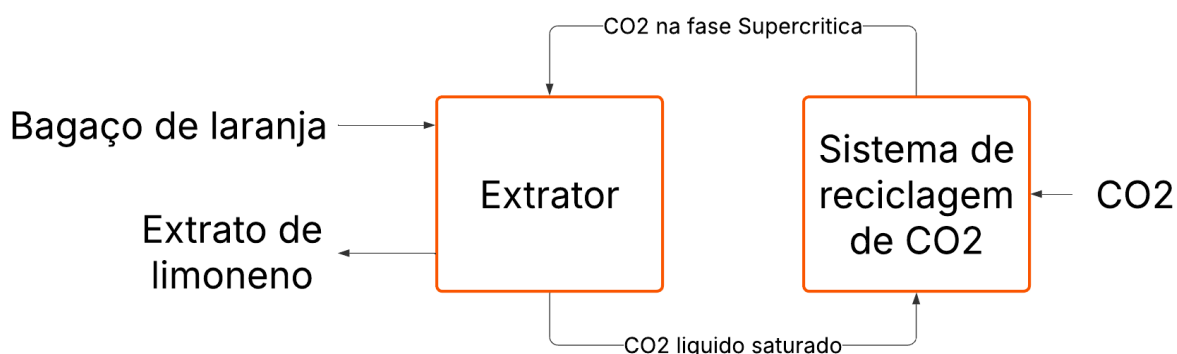
No tanque de separação *flash*, ocorre a despressurização do sistema, promovendo a volatilização do CO₂, que retorna ao estado gasoso e é conduzido ao topo do tanque, pois não há solubilidade do extrato no solvente na fase gasosa. Nesse caso, o extrato de limoneno, por sua vez, permanece na fase líquida e se acumula na parte inferior do tanque, sendo, posteriormente, retirado do sistema.

O CO₂ gasoso liberado no tanque de separação é, então, direcionado ao condensador, onde é resfriado e reconvertido para o estado líquido, permitindo seu retorno ao tanque pressurizado de estocagem para reutilização no ciclo de extração.

4.2 FLUXOGRAMA DE BLOCOS (BFD)

O BFD mostra as principais operações necessárias no processo, de acordo com o descritivo do processo (Figura 5).

Figura 5 - Fluxograma de Blocos



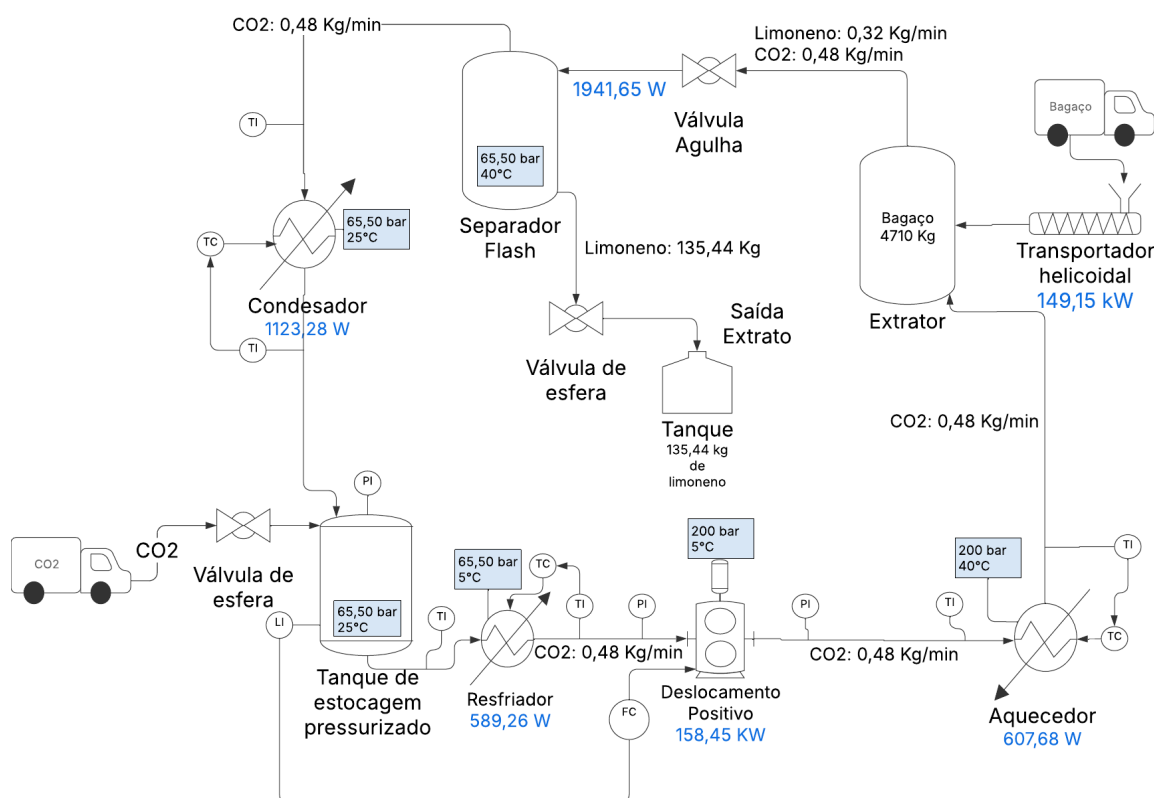
Fonte: Autoral (2025)

4.3 FLUXOGRAMA DE PROCESSO (PFD)

Já o PFD, traz um fluxograma mais elaborado do processo, mostrando os

principais equipamentos, instrumentação e correntes exigidas pelo processo (Figura 6).

Figura 6 - Fluxograma de processo



Fonte: Autoral (2025)

4.4 BALANÇO DE MASSA

O balanço de massa foi feito baseado em informações de um estudo de pós graduação em engenharia de alimentos, de Benelli (2010), o qual demonstrou a viabilidade de agregar valor ao bagaço de laranja por meio da obtenção de extratos utilizando diferentes técnicas de extração. Dentre os métodos analisados, destaca-se a extração de limoneno com CO₂ supercrítico, operando a uma pressão de 200 bar, temperatura de 40 °C e vazão de 17 g/min de CO₂. Nessa condição, foi observado um rendimento de extração de 2,87%, resultando em uma massa acumulada de 0,43 g proveniente de 15 g de bagaço, conforme apresentado na tabela 3.

Tabela 3 - Tempos de extração, massas de extrato, massas de extrato acumuladas e rendimentos (X_0) do experimento cinético a 200 bar, 40 °C e 17 ± 2 g CO₂/min.

Tempo (min)	Massa (g)	Massa acumulada (g)	X_0 (%)
0	0,0000	0,0000	0,0000
5	0,0036	0,0036	0,0240
10	0,0238	0,0274	0,1822
15	0,0212	0,0487	0,3232
20	0,0165	0,0651	0,4325
25	0,0224	0,0875	0,5812
30	0,0071	0,0946	0,6282
40	0,0160	0,1106	0,7346
50	0,0204	0,1310	0,8699
60	0,0251	0,1561	1,0367
80	0,0442	0,2003	1,3101
100	0,0680	0,2683	1,7589
120	0,0202	0,2885	1,8912
150	0,0105	0,2991	1,9582
180	0,0156	0,3147	2,0598
210	0,0352	0,3499	2,2873
240	0,0241	0,3740	2,4411
300	0,0171	0,3911	2,5530
360	0,0217	0,4137	2,7074
420	0,0191	0,4328	2,8743

Fonte: Benelli (2010) adaptado.

4.4.1 Dimensionamento extrator

Para facilitar o manuseio do processo, considerando que ao final das sete horas de extração será necessário remover o bagaço do extrator e reabastecê-lo, adota-se um tanque cilíndrico com 5 metros de altura e 2 metros de diâmetro.

Assim, por meio da Equação (1), calcula-se o volume do cilindro. Esse valor é então aplicado na Equação (2), juntamente com a densidade do bagaço de laranja de 400 kg/m^3 , permitindo determinar a massa necessária para ocupar 75% do volume do tanque.

$$V = \frac{h \pi D^2}{4} \quad (1),$$

V = Volume do cilindro (m^3);

h = Altura do cilindro (m);

D = Diâmetro do cilindro (m);

ou seja,

$$V = 5 \cdot 3,14 = 15,71 \text{ m}^3$$

$$m = \rho \cdot V \cdot 0,75 \quad (2)$$

m = Massa de bagaço (kg);

ρ = Densidade do bagaço (kg/m^3);

V = Volume do tanque (m^3).

ou seja,

$$m = 400 \cdot 15,71 \cdot 0,75 = 4710 \text{ Kg}$$

Deste modo, foi calculado que a área da base do extrator é $3,14 \text{ m}^2$, o volume do extrator é $15,71 \text{ m}^3$ e a quantidade de massa de bagaço que será utilizada no processo de extração é de 4710 kg .

Com base nos dados apresentados na Tabela 3, aplicou-se a Equação (3), referente ao rendimento, para determinar a massa total de bagaço obtida no experimento utilizado como referência. A partir desse valor, foi possível estimar a quantidade de extrato que potencialmente seria produzida a partir da massa comportada pelo extrator.

$$X_0 = \frac{\text{Massa acumulada}}{\text{Massa total}} \times 100\% \quad (3)$$

X_0 = Rendimento;

A partir desta equação, foi possível calcular que foram utilizados 15,02 gramas de bagaço em 420 minutos para extrair 0,43 gramas de extrato de limoneno. Então, utilizando de uma modelagem proporcional é possível estimar-se que 4710 Kg de bagaço em 420 minutos possa render 135,45 kg, ou 161,05 litros, de extrato de limoneno.

De posse dessas informações, foram estimados:

4.4.2 Vazão de CO₂

Considerando uma velocidade do fluido de 0,01 m/s no interior do extrator, uma área de seção transversal de 3,14 m², a densidade do CO₂ igual a 0,840 kg/m³ e um volume de vazios correspondente a 30% do extrator, a vazão necessária ao processo foi estimada com base na Equação (4), referente ao princípio da continuidade.

$$\text{Vazão de CO}_2 = \text{Velocidade} \cdot \text{Área transversal} \cdot \rho \cdot 0,3 \quad (4)$$

$$\text{Vazão de CO}_2 = 0,01 \cdot 3,14 \cdot 0,84 \cdot 0,3 = 0,0079 \text{ Kg/seg}$$

Sendo, a vazão de CO₂ igual a 0,0079 kg/seg.

4.4.3 Dimensionamento Separador *Flash*

O volume do separador *flash* foi estimado utilizando a equação (5).

$$\text{Volume do tanque flash} = 3 \times \frac{\text{Massa do limoneno}}{\text{Densidade}} \quad (5),$$

$$\text{Volume do tanque flash} = 3 \times \frac{4710}{400} = 0,48 \text{ m}^3$$

Sendo, o volume do tanque *flash* igual 0,48 m³, foi definido um diâmetro de 0,5 metros para o cálculo da altura do tanque pela equação (6), que representa o volume de uma geometria cilíndrica padrão.

$$\text{Altura do tanque flash} = \frac{\text{Volume do tanque flash}}{\pi r^2} \quad (6)$$

$$\text{Altura do tanque flash} = \frac{0,48}{0,19} = 2,45 \text{ m}$$

4.4.4 Dimensionamento do tanque de estocagem de CO₂

Para garantir que o nível de CO₂ no sistema nunca esteja abaixo do necessário, foi considerado, na equação 7, o volume de CO₂ equivalente a 150% da massa presente de CO₂ no extrator, para assegurar que todo volume nas tubulações e equipamentos sejam preenchidos.

$$\text{Volume do tanque de estocagem de CO}_2 = \frac{\text{Massa de CO}_2 \text{ no extrator}}{\text{Densidade do CO}_2} * 1,5 \quad (7)$$

$$\text{Volume do tanque de estocagem de CO}_2 = \frac{13,19}{0,84} * 1,5 = 23,56 \text{ m}^3$$

Com o volume do tanque de estocagem de CO₂ determinado em 23,56 m³, definiu-se um diâmetro de 2 metros para o reservatório. A partir desses valores, a altura do tanque foi calculada por meio da Equação (6), resultando em uma altura de 7,5 metros.

4.4.5 Dimensionamento bomba helicoidal

Para garantir o tempo adequado do processo, foi considerada a necessidade de transporte realizado de 4710 Kg em 30 minutos, o que corresponde a uma vazão de 157,08 Kg/min ou 2,618 Kg/s. Para esse dimensionamento, adotou-se uma densidade do bagaço de 400 kg/m³, aceleração da gravidade de 9,8 m/s², altura manométrica de 5 metros e eficiência do sistema estimada em 40%. Além disso, foi considerado um diâmetro do extrator de 400 mm, resultando em uma área de seção transversal de 0,12 m², e uma rotação de 60 revoluções por segundo.

Com esses dados, calculou-se o tamanho do passo da bomba pela equação 8 do passo do rotor em.

$$\text{Passo do rotor} = \frac{\dot{m}}{\pi r^2 \cdot RPS \cdot n} \quad (8)$$

\dot{m} = Vazão volumétrica (m³/s);

r = Raio da secção transversal (m);

RPS = Revoluções por segundo;

n = Eficiência.

Desse modo, têm-se que:

$$\text{Passo do rotor} = \frac{0,006545}{\pi 0,2^2 \cdot 600 \cdot 0,4} = 0,19 \text{ m} = 19 \text{ cm}$$

Para o cálculo do comprimento da bomba helicoidal, utiliza-se a Equação 9, que corresponde ao cálculo do cateto oposto em um triângulo isósceles, considerando uma inclinação de 45°. Sabendo que a altura a ser vencida é de 5 metros, aplica-se a relação trigonométrica para determinar o comprimento necessário da bomba ao longo da inclinação, conforme segue:

$$h = \text{cateto} \times \text{Sen}(45^\circ) \quad (9)$$

Então:

$$5 = \text{cateto} \times \sqrt{2} = 7,07 \text{ m}$$

Deste modo, na tabela 4 estão apresentados todos os valores obtidos no descritivo do balanço.

Tabela 4 - Valores respectivos ao balanço do processo de extração de limoneno a partir das cascas de laranja.

Item	Etapa do processo	Variáveis	Valor	Unidade
1	Resfriamento	Vazão de entrada de CO ₂	0,0079	kg/s
		Vazão de saída de CO ₂	0,0079	kg/s
		Temperatura entrada	25	°C
		Temperatura de saída	5	°C
		Pressão de entrada	65,5	bar
		Pressão de saída	65,5	bar
2	Bombeamento	Vazão de entrada de CO ₂	0,0079	kg/s
		Vazão de saída de CO ₂	0,0079	kg/s
		Temperatura entrada	5	°C
		Temperatura de saída	5	°C

		Pressão de entrada	65,5	bar
		Pressão de saída	200	bar
3	Aquecimento	Vazão de entrada de CO ₂	0,0079	kg/s
		Vazão de saída de CO ₂	0,0079	kg/s
		Temperatura entrada	5	°C
		Temperatura de saída	40	°C
		Pressão de entrada	200	bar
		Pressão de saída	200	bar
4	Extração	Vazão de entrada de CO ₂	0,0079	kg/s
		Vazão de saída de CO ₂	0,0079	kg/s
		Vazão de entrada de limoneno	0	kg/s
		Vazão de saída de limoneno	0,0053	kg/s
		Volume do tanque	15,71	m ³
		Altura do tanque	5	m
		Diâmetro do tanque	2	m
		Temperatura entrada	40	°C
		Temperatura de saída	40	°C
		Pressão de entrada	200	bar
4.1	Separação <i>flash</i>	Vazão de entrada de CO ₂	0,0079	kg/s
		Vazão de saída de CO ₂	0,0079	kg/s
		Vazão de entrada de limoneno	0,0053	kg/s
		Vazão de saída de limoneno	135,44	kg por extração
		Volume do tanque	0,48	m ³
		Altura do tanque	2,45	m
		Diâmetro do tanque	0,5	m
		Temperatura entrada	40	°C
		Temperatura de saída	40	°C
		Pressão de entrada	200	bar
Pressão de saída	65,5	bar		
5	Condensação	Vazão de entrada de CO ₂	0,0079	kg/s

		Vazão de saída de CO ₂	0,0079	kg/s
		Vazão de entrada de limoneno	0	kg/min
		Temperatura entrada	40	°C
		Temperatura de saída	25	°C
		Pressão de entrada	65,5	bar
		Pressão de saída	65,5	bar
7		Volume	23,56	m ³
		Altura	7,5	m
		Diâmetro	2	m
	Tanque de estocagem	Temperatura entrada	25	°C
		Temperatura de saída	25	°C
		Pressão de entrada	65,5	bar
		Pressão de saída	65,5	bar
6		Vazão de bagaço	2,618	Kg/s
	Abastecimento Helicoidal	Comprimento	7,08	m
		Altura	5	m
		Passo do rotor	190	mm

Fonte: Autoral (2025)

4.5 BALANÇO DE ENERGIA

Para a realização do balanço de energia, foram utilizados como base os mesmos parâmetros operacionais definidos no estudo de pós-graduação em Engenharia de Alimentos, escrito por Benelli (2010), com a extração ocorrendo na fase supercrítica, a 200 bar e 40 °C. A partir desses valores, foi possível identificar a isoterma correspondente no diagrama entalpia x pressão (Figura 7) para dióxido de carbono, a qual orientou a análise energética do processo.

Durante a etapa de estocagem, o dióxido de carbono (CO₂) é mantido no estado líquido, sob condições de 65,5 bar e 25 °C. Então, o processo energético ocorre conforme as seguintes etapas a partir da estocagem do CO₂:

1. Resfriamento do CO₂:
Para evitar cavitação durante o bombeamento, o CO₂ líquido é resfriado de 25 °C para 5 °C, mantendo a pressão constante em 65,5 bar.
2. Bombeamento:
O CO₂ resfriado é então bombeado, elevando-se a 200 bar, enquanto a temperatura permanece em 5 °C.
3. Aquecimento:
Após o bombeamento, o fluido é aquecido até 40 °C, mantendo a pressão em 200 bar, atingindo assim o estado supercrítico, condição ideal para a extração do limoneno.
4. Extração:
O CO₂ supercrítico entra no extrator, onde ocorre a solubilização do limoneno a partir do bagaço de laranja.
 - 4.1. Separação no tanque *flash*: O efluente do extrator segue para o tanque *flash*, operando a 40 °C e 65,5 bar. Nessa condição, o limoneno precipita e se acumula no fundo do tanque, enquanto o CO₂ retorna ao estado gasoso, onde a operação é realizada consumindo energia para que o sistema se mantenha na isoterma de 40°C, evitando contaminação do produto com CO₂ no estado de líquido saturado.
5. Condensação e recirculação:
O CO₂ gasoso segue então para o condensador, onde é resfriado novamente a 25 °C, ainda sob 65,5 bar, retornando ao estado líquido e completando o ciclo.

Com base neste percurso termodinâmico e nas vazões previamente calculadas, foi possível utilizar o diagrama de entalpia x pressão, analisado na figura 7, para quantificar os valores energéticos envolvidos em cada etapa do processo juntamente com a equação 10 da potência térmica para processos térmicos e equação 11 da potência hidráulica para processos de bombeamento, sendo estes dados consolidados na tabela 5.

5	Condensação	-61	141,8	0,0079	1123,28
6	Bomba helicoidal	0	0	2,618	149,15x10 ³

Fonte: autoral (2025)

As Equações 10 e 11 foram utilizadas para o cálculo da potência dos equipamentos listados na Tabela 5. A Equação 10 refere-se à estimativa de potência com base na energia em sistemas de fluxo contínuo, enquanto a Equação 11 é derivada da equação de Bernoulli, sendo aplicada para o cálculo da potência requerida por bombas, considerando o diferencial de pressão e a resistência imposta pela altura manométrica, e a equação 12 referente ao cálculo da potência de bomba helicoidal para sólidos.

$$P = |\dot{m} \times entalpia| \quad (10)$$

$$P = [(\rho * \dot{m} * g * Hm) + ((\Delta P) * \dot{m})] \eta^{-1} \quad (11)$$

$$P = \frac{Q * L * Fm}{367} \quad (12)$$

Onde,

P = Potência (W);

\dot{m} = Vazão mássica (m³/s);

Hm = Altura manométrica (m);

ρ = Densidade do fluido (kg/m³);

η = Eficiência (adimensional);

g = Potencial gravitacional(m/s²);

Q = Capacidade de transporte (Kg/h);

L = Comprimento (m);

Fm = Fator de material (Adimensional);

367 = Constante para conversão e ajuste de unidades;

Para o cálculo da potência necessária para o Resfriador, Aquecedor e Condensador foi utilizada a equação 10 da energia para fluxo contínuo, utilizando os dados apresentados na tabela 5 referente à energia necessária respectiva à etapa do processo.

Então, para o resfriador têm-se que:

$$P = |0,0079 x - 74,45 x 1000| = 589,26 W$$

Para o aquecedor têm-se que:

$$P = |0,0079 x - 76,76 x 1000| = 607,68 W$$

Para o separador *flash* têm-se que:

$$P = |0,0133 x - 146,5 x 1000| = 1941,65 W$$

Para o condensador têm-se que:

$$P = |0,0079 x - 141,8 x 1000| = 1123,28 W$$

Para a bomba de deslocamento positivo, foi utilizada a Equação 11, correspondente ao cálculo da potência de bomba com base na altura manométrica e no aumento de pressão. As informações necessárias para esse cálculo foram obtidas na Tabela 5, incluindo a densidade do CO₂ nas condições de 200 bar e 25 °C, a vazão volumétrica, o potencial gravitacional, a altura manométrica, o diferencial de pressão e a eficiência da bomba, considerada como 80%.

Então, para o cálculo têm-se que:

$$P = [(0,84 * 0,001 * 9,8 * 5) + ((200x10^5 - 65,5x10^5) * 0,001)] * 0,8^{-1} = 159 Kw$$

Para a bomba helicoidal, foi utilizada a Equação 12, referente ao cálculo da potência de bomba helicoidal para sólidos, considerando que não ocorreu um aumento significativo de pressão durante o processo. Considerando 9424,8 Kg/h para transferência total ocorrer em 30 minutos, comprimento de 7,08 metros e fator do material de 1,1 para bagaço de laranja úmido.

Então, têm-se que:

$$P = \frac{9424,8 * 7,08 * 1,1}{367} = 200 \text{ HP}$$

Para transformar em Kw, temos que:

$$P(Kw) = P(HP) * 0,7457$$

$$P(Kw) = 149,15 \text{ Kw}$$

4.6 LISTA DE EQUIPAMENTOS

Tabela 6 - Equipamentos e instrumentação

Equipamento	Especificação	Quantidade
Termopar	Digital 4-20 mA	6
Pressostato	Digital Pressão: 400 bar	3
Sensor de nível	Boia Magnética Pressão: 65 bar 4-20 mA	1
Válvula	Esfera Pressão: 65 bar 1 polegada Aço Carbono	2
Válvula	Agulha Pressão: 200 bar 1 polegada Aço carbono	1
Extrator vertical de aço carbono	Volume: 15,71 m ³ Altura : 5 metros Diâmetro: 2 metros Pressão: 200 bar Temperatura de 40°C	1
Separador <i>Flash</i> de aço carbono	Volume: 0,48 m ³ Altura: 1,84 metros Diâmetro: 1 metro Pressão: 200 bar Temperatura: 40°C	1

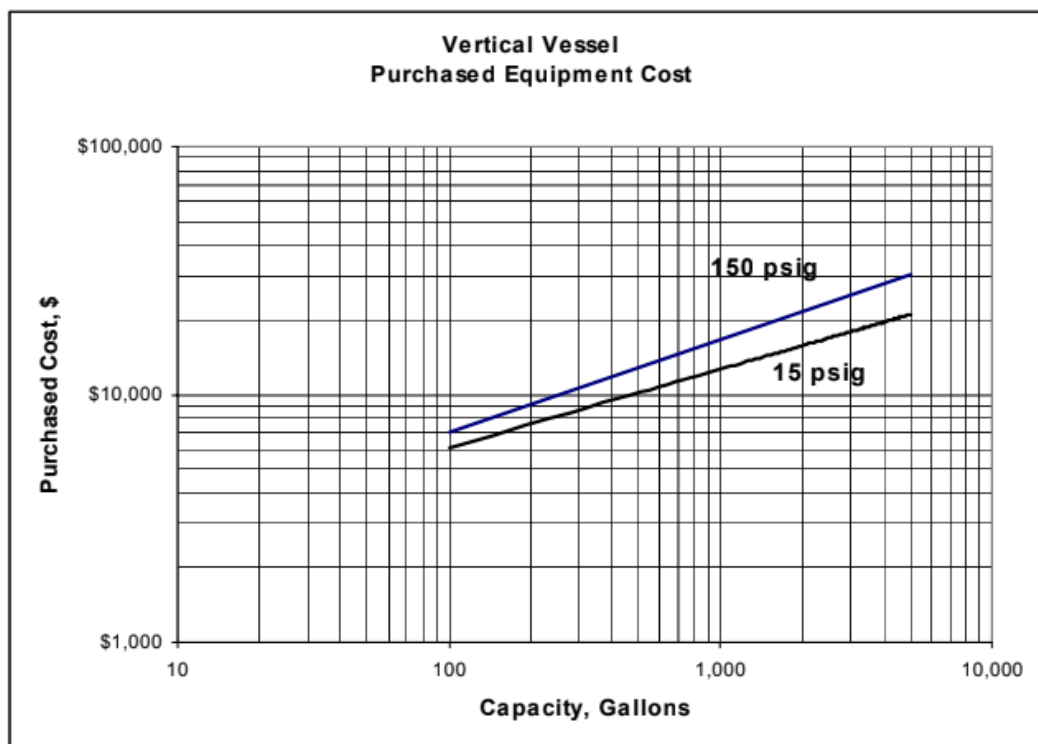
Tanque de estocagem de aço carbono	Volume: 23,56 m ³ Altura: 7,5 metros Diâmetro: 2 metros Pressão: 65,5 bar Temperatura: 25°C.	1
Bomba de deslocamento positivo	Vazão: 0,0079 kg/s Potência: 159 kW	1
Aquecedor aço inox	Tipo: Casco e tubo robusto Pressão: 200 bar Potência: 607,68 W	1
Transportador helicoidal	Vazão: 2,618 Kg/s Altura: 5 m Comprimento: 7,08 m Diâmetro: 400 mm Potência : 149,15 Kw	1
Condensador aço inox	Tipo: Casco e Tubo Pressão: 65,5 bar Temperatura: 40°C Potência: 1123,28 W	1
Resfriador aço inox	Tipo: Casco e tubo Pressão: 65,5 bar Potência: 589,26 W	1
Tanque final de inox	Capacidade: 140 kg Volume: 0,165 m ³	1
IHM	Rockwell	1
Controladores	PLC Rockwell	4

Fonte: Autoral (2025)

4.7 ESTIMATIVA DOS CUSTOS

Para a estimativa dos custos dos equipamentos, foram utilizados dados da literatura, com base no livro *Process Equipment Cost Estimation* (Lyons, 2002) e em *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes* (Turton et al. 2018). No caso dos tanques, foi empregado um gráfico que relaciona o volume (em galões) com o custo (em dólar) de um tanque vertical construído em aço carbono. Esse gráfico é válido para uma pressão de operação de 150 psig (aproximadamente 10,34 bar), conforme ilustrado na figura 8.

Figura 8 - Gráfico de volume x valor de um tanque vertical



Fonte: *Process Equipment Cost Estimation*, Lyons, (2002)

4.7.1 Tanques

Para estimar o custo do extrator, considerou-se um volume de 4.152,8 galões (15,71 m³), encontrado no processo de dimensionamento. Com base na curva do gráfico para 150 psig, o valor estimado foi de \$35.000. No entanto, como o extrator opera a uma pressão significativamente maior, de 200 bar, foi necessário ajustar esse valor. Para isso, aplicou-se a regra empírica dos seis décimos, conforme apresentada por Turton et al. (2018), adaptada para variações de pressão. Essa correção é expressa na Equação 13.

$$\frac{C_2}{C_1} = \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{0,6} \quad (13),$$

C₂ = custo do equipamento a P₂

C₁ = custo do equipamento encontrado a 150 psig

P₁ = pressão dada no gráfico a 150 psig

P₂ = pressão do processo de 200 bar

Com base na análise do gráfico, aplicou-se a Equação (13) para realizar a correção do custo estimado, considerando a diferença de pressão de operação. Após o ajuste, foi obtido um valor de \$207.000,00. Utilizando a taxa de conversão de 1 USD = R\$5,74, o valor convertido para real foi de R\$1.188.180,00.

Esse mesmo procedimento foi aplicado aos demais tanques do processo. Para o separador *flash*, foi analisado o gráfico correspondente a um volume de 126,20 galões (equivalente a 0,48 m³). Em seguida, foi aplicada a correção para a pressão de operação de 200 bar, bem como a conversão cambial, resultando em um valor estimado de R\$271.000,00. Já para o tanque de estocagem, foi considerado um volume de 6.223,84 galões (23,56 m³). A correção de custo foi realizada para uma pressão de 65,5 bar, resultando em um valor final de R\$782.000,00.

Sabe-se da recomendação de um tanque em aço inoxidável para suportar as condições do processo. No entanto, é fundamental avaliar a viabilidade técnica e econômica da construção de um tanque de grande volume com esse material, considerando também sua robustez para suportar pressões elevadas exigidas pelo regime supercrítico.

4.7.2 Trocadores

Depois da análise dos tanques, foi feita a análise para os trocadores de calor presentes no processo, sendo eles o resfriador, aquecedor e condensador. Para a verificação da precificação destes equipamentos, também foi utilizado o livro *Process Equipment Cost Estimation* (Lyons, 2002) e *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes* (Turton et al. 2018). O gráfico apresentado por Lyons (2002), no caso dos trocadores, mostra os valores do custo, em dólares, em relação à área de troca térmica do trocador, considerando um trocador de aço carbono a 150 psig. Para isto, foi necessário fazer o cálculo da área com os valores encontrados no balanço de energia.

Para o resfriador, considerando como fluidos de trabalho o CO₂ líquido e a água, foram consultados valores típicos do coeficiente global de transferência de calor (U) na literatura, adotando-se o valor de 400 W/m²·K. O fluido de processo (CO₂) entra no resfriador a 25 °C e sai a 5 °C, enquanto foi adotada água glicolada como fluido frio, que circula entre 0 °C e 10 °C. Com essas temperaturas, foi possível

calcular a diferença de temperatura média logarítmica, que resultou em um valor de 9,1 °C.

Com esses dados, foi possível aplicar a Equação (14) para determinar a área de troca térmica necessária, sendo:

$$Q = UA\Delta T_{mldt} \text{ (14),}$$

Q = Calor / Potência (W);

U = Coeficiente global de troca térmica (W/m²K);

A = Área de troca térmica (m²);

ΔT_{mldt} = diferença média logarítmica de temperatura.

Portanto, com base na Equação (14) e considerando uma potência térmica de 589,26 W, obtida por meio do balanço de energia, foi calculada uma área de troca térmica de 0,16 m² para o resfriador, operando inicialmente a uma pressão de 150 psig. A partir dessa área, foi identificado no gráfico um custo estimado de \$6.000,00, o que corresponde a aproximadamente R\$34.400,00 com a taxa de câmbio adotada. No entanto, como o resfriador opera, de fato, a uma pressão de 65,5 bar, foi necessário aplicar a correção para pressão por meio da Equação (13), resultando em um valor ajustado de R\$104.000,00.

Além disso, considerando os fluidos envolvidos no processo — como o CO₂ líquido — e o risco de oxidação, a utilização de um trocador de calor em aço carbono não seria adequada. Por esse motivo, optou-se pela utilização de um trocador de calor em aço inoxidável 316, material mais resistente à corrosão. Conforme indicado por Lyons (2002), aplicou-se um fator de correção de 2,9 para converter o custo estimado de aço carbono para aço inox, obtendo-se um valor final de R\$300.000,00.

Para o condensador, foi adotado um procedimento semelhante ao do resfriador, porém considerando um coeficiente global de transferência de calor de 1000 W/m²·K, devido ao processo de condensação envolvido. O CO₂ entra no condensador a 40 °C e sai a 25 °C, enquanto foi adotado que a água circula entre

15 °C e 20 °C. Com esses valores, a diferença de temperatura média logarítmica, foi calculada em aproximadamente 14 °C. Utilizando a equação (14) para o cálculo da área de troca térmica, obteve-se um valor de 0,08 m². Aplicando os mesmos critérios usados para o resfriador, foi estimado um custo para o condensador em aço inoxidável de R\$250.000,00.

No caso do aquecedor, não é possível utilizar um trocador de casco e tubo convencional, uma vez que o fluido, ao sair da bomba e entrar no aquecedor, está submetido a uma pressão elevada de 200 bar. Dessa forma, é necessária a adaptação do projeto para um trocador de casco e tubo robusto, capaz de suportar tais condições.

Os procedimentos para cálculo foram os mesmos descritos anteriormente, considerando a água como fluido quente, com temperaturas de entrada e saída de 60 °C e 45 °C, respectivamente e o CO₂ como fluido frio, entrando a 5 °C e saindo a 40 °C. A diferença média logarítmica de temperatura calculada foi de 28,8 °C, e o coeficiente global de transferência de calor adotado foi de 500 W/m²·K. Com esses valores, a área de troca térmica obtida foi de 0,042 m². Devido à robustez exigida para este trocador, o custo estimado é superior, resultando em um valor final de R\$700.000,00 de aço inox.

4.7.3 Bombas

Para o cálculo do valor da bomba de deslocamento positivo, foram utilizados os mesmos procedimentos de cálculo descritos acima, utilizando as biografias de Lyons (2002) e Turton et al.(2018). Com a verificação do gráfico para esta tipologia de bomba, de aço carbono, e a uma vazão de 0,0079 kg/s, o valor é de aproximadamente R\$450.000,00 aplicando a taxa de câmbio adotada. Porém, para tornar o material mais resistente, para suportar elevadas pressões, foi aplicado a correção 1,80 para aço inox 316, de acordo com Lyons (2002), resultando em um valor de R\$810.000,00.

Já a bomba helicoidal, a verificação do gráfico foi de acordo com a potência de 149,15 kW e volume de 2,618 kg/s, obtendo um valor com a conversão de dólar e correção para aço inox aplicada de aproximadamente R\$1.000.000,00.

4.7.4 Instrumentação

Em relação aos outros equipamentos e instrumentação necessários para o processo, descritos na tabela 6, os custos foram estimados de acordo com os valores encontrados no mercado e baseados na literatura de Turton et al. (2018), com correção para 2025.

Os valores dos custos dos equipamentos foram organizados de forma mais clara na Tabela 7.

Tabela 7 - Estimativa de custos dos equipamentos e instrumentação

Equipamento	Especificação	Custo (R\$)
Extrator vertical de aço carbono	Volume: 15,71 m ³ Altura : 5 metros Diâmetro: 2 metros Pressão: 200 bar Temperatura de 40°C	R\$1.188.180,00
Separador <i>Flash</i> de aço carbono	Volume: 0,48 m ³ Altura: 1,84 metros Diâmetro: 1 metro Pressão: 200 bar Temperatura: 40°C	R\$271.000,00
Tanque de estocagem de aço carbono	Volume: 23,56 m ³ Altura: 7,5 metros Diâmetro: 2 metros Pressão: 65,5 bar Temperatura: 25°C	R\$782.000,00
Bomba de deslocamento positivo	Vazão: 0,0079 kg/s Potência: 159 kW	R\$810.000,00
Aquecedor aço inox	Tipo: Casco e tubo robusto Pressão: 200 bar Potência: 607,68 W	R\$700.000,00
Condensador aço inox	Tipo: Casco e Tubo Pressão: 65,5 bar Temperatura: 40°C Potência: 1123,28 W	R\$250.000,00

Resfriador aço inox	Tipo: Casco e tubo Pressão: 65,5 bar Potência: 589,26 W	R\$300.000,00
Tanque final de inox	Capacidade: 140 kg Volume: 0,165 m ³	R\$57.100,00
Termopar	Digital 4-20 mA	R\$4.500,00 cada
Pressostato	Digital Pressão: 400 bar	R\$4.000,00 cada
Sensor de nível	Boia magnética Pressão: 65 bar 4-20 mA	R\$3.000,00
Válvula	Esfera Pressão: 65 bar 1 polegada Aço Carbono	R\$2.800,00 cada
Válvula	Agulha Pressão: 200 bar 1 polegada Aço carbono	R\$4.000,00
Transportador helicoidal	Vazão: 2,618 Kg/s Altura: 5 m Comprimento: 7,08 m Diâmetro: 400 mm	R\$1.000.000,00
IHM	Rockwell	R\$11.500,00
Controladores	PLC Rockwell	R\$11.500,00 cada

Fonte: autoral (2025)

Com base nos valores estimados para os equipamentos e instrumentação, é possível determinar o custo total dos equipamentos utilizados no processo, resultando em um valor de R\$5.467.380,00. A esse montante, de acordo com Turton et al. (2018) aplicou-se um acréscimo de 50% para contemplar os custos de instalação, comissionamento e operação dos equipamentos na planta, sendo portanto um valor final de equipamento de aproximadamente R\$8.200.000,00.

Além disso, para determinar o valor das tubulações e instalações envolvidas no processo, foi adotado o valor de 30% do preço final do custo dos equipamentos, e mais 30% para os valores de elétrica, segundo Turton et al. (2018), resultando em

um valor de R\$4.920.000,00.

Para o valor final, não estão sendo considerados os valores de construção civil.

Portanto, o valor final da planta será de R\$13.120.000,00.

4.8 PRECIFICAÇÃO DO PRODUTO

4.8.1 Depreciação

Para estipular a precificação do produto, foi utilizado o método de depreciação linear. Para este cálculo, foi utilizado o valor total da planta, de R\$13.120.000,00 encontrado acima, e estipulou-se uma vida útil de 15 anos. Com estes valores, é possível encontrar qual será a depreciação anual do produto, sendo de R\$874.666,6.

Porém, para melhorar os cálculos, foi necessário calcular o custo da depreciação por unidade (litro) produzida, utilizando a equação 15.

$$\text{Custo de depreciação por unidade} = \frac{\text{Depreciação anual da planta}}{\text{Unidades produzidas por ano}} \quad (15)$$

Para o cálculo da quantidade anual de unidades produzidas, foram adotados os parâmetros operacionais descritos nos tópicos anteriores. Considerou-se que a cada ciclo produtivo de 8 horas, são obtidos aproximadamente 160 litros de extrato em 7 horas, considerando 1 hora para desabastecimento dos equipamentos. Assumindo uma jornada diária de 24 horas, com 21 horas efetivamente dedicadas à operação contínua das máquinas, a produção diária estimada é de 480 litros.

Com base em uma operação de 350 dias por ano, considerando uma média de 15 feriados nacionais, municipais e estaduais, a produção anual estimada atinge 168.000 litros de extrato de limoneno. Dessa forma, aplicando a Equação (15) para o cálculo da depreciação unitária, obtém-se um custo de depreciação de R\$5,20 por litro de limoneno produzido.

Para considerar o preço final do produto, também é necessário somar ao valor da depreciação, os custos fixos e variáveis por litro, sendo eles matéria prima, mão de obra e energia.

4.8.2 Matéria Prima

Para o cálculo do valor da matéria prima por litro, foi feita uma proporcionalidade para verificar qual a massa de bagaço necessária para produzir 1 litro. No balanço de massa, foi possível afirmar que eram necessários 4710 kg de bagaço, para que houvesse a produção de 160 litros, portanto para 1 litro, é necessário a utilização de 29,45 kg de bagaço. De acordo com valores encontrados na literatura, o valor do kg de bagaço é de aproximadamente R\$0,15, sendo portanto R\$4,40 de matéria prima, para a produção de 1 litro de extrato.

4.8.3 Energia Elétrica

Em relação ao custo de energia, é possível calcular utilizando os valores de potência obtidos no balanço de massa. Considerando a produção diária de 420 litros, em 21 horas, foi possível calcular o consumo de energia diária em kWh, multiplicando o consumo energético pelo tempo de operação, sendo ele de 6.557,46 kWh.

Considerando uma tarifa de energia, de em média R\$0,70 por kWh (valor médio para aplicações industriais), é possível calcular o custo de energia para 1 dia de operação, de R\$4.590,2. Como em 1 dia, há a produção de 420 litros, o valor do litro é de R\$10,9.

4.8.4 Mão de Obra

Para o custo de mão de obra, estimou-se R\$5,00 por litro, considerando um especialista, um operador, um auxiliar de produção, um técnico de segurança e um auxiliar de limpeza.

Os dados dos valores de cada custo para a precificação final do produto estão descritos na tabela 8.

Tabela 8 - Precificação do produto

Equipamento	Custo por litro (R\$)
Depreciação	R\$5,20
Matéria Prima	R\$4,40
Energia Elétrica	R\$10,9

Fonte: autores (2025)

Com estes dados, foi possível determinar o valor do por litro do extrato de limoneno, sendo ele de aproximadamente R\$25,50.

5 CONCLUSÃO

O presente trabalho teve como objetivo elaborar um projeto conceitual para a extração de limoneno a partir dos bagaços gerados pela indústria cítrica, utilizando o método de extração supercrítica. Para isso, foram estudados todos os parâmetros envolvidos no processo, incluindo o dimensionamento dos principais equipamentos, com o intuito de avaliar a viabilidade técnica do projeto.

Com base nas análises realizadas, conclui-se que o processo é viável, embora apresente algumas limitações. Por se tratar de uma técnica que opera em condições supercríticas, os equipamentos envolvidos devem ser projetados para suportar pressões elevadas, o que acarreta um aumento significativo nos custos operacionais. Devido à complexidade associada a esse tipo de processo, optou-se por utilizar uma estimativa aproximada dos custos dos equipamentos pressurizados, considerando as exigências técnicas envolvidas.

Destaca-se, ainda, a relevância da etapa de escalonamento anterior à implementação em escala industrial. Essa fase é essencial para identificar os principais cuidados relacionados à segurança e ao controle dos parâmetros operacionais, contribuindo para o desenvolvimento de uma planta mais segura, eficiente e economicamente viável.

Dessa forma, este trabalho reforça o potencial de aproveitamento de resíduos agroindustriais como fonte de compostos de alto valor agregado, como o extrato de limoneno, dentro de uma perspectiva de sustentabilidade. Além de promover o reaproveitamento de resíduos, a extração supercrítica apresenta-se como uma alternativa menos agressiva ao meio ambiente, por utilizar solventes não tóxicos.

Em relação a precificação final, o produto de 1 litro de extrato de limoneno teve o preço da produção de R\$25,50. Em comparação com o mercado, foi possível

encontrar extrato de limoneno em uma média de valor de R\$100,00, desse modo, há uma possível margem de lucro e competitividade para inserção no mercado.

Como sugestão para estudos futuros, recomenda-se a realização de uma análise econômica detalhada do projeto, bem como a investigação de rotas alternativas de purificação do produto final, com o objetivo de otimizar o rendimento e reduzir os custos operacionais do processo.

REFERÊNCIAS

ADEE, A.Z.M.; HELMY, S.A.; MORSY, N.F.S. Utilisation of orange peel in the production of *alfa*-terpineol by *Penicillium digitatum* (NRRL 1202). **Food Chemistry**. v.126, p.849–854, 2011.

BENELLI, Patricia. **Agregação de valor ao bagaço de laranja (*Citrus sinensis* L. Osbeck) mediante obtenção de extratos bioativos através de diferentes técnicas de extração**. 2010. 233 f. Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2010.

BUTTURINI, Francesca; FERNÁNDEZ, Javier J.. *Citrus science: learn with limonene*. **Science In School: The European journal for science teachers**. Prague, p. 1-5. jun. 2022. Disponível em: [https://www.scienceinschool.org/pt-pt/article/2022/citrus-science-limonene/#:~:text=O%20L%2Dlimoneno%20%C3%A9%20menos,R%20\(D%2DLimoneno\)..](https://www.scienceinschool.org/pt-pt/article/2022/citrus-science-limonene/#:~:text=O%20L%2Dlimoneno%20%C3%A9%20menos,R%20(D%2DLimoneno)..) Acesso em: 11 mar. 2025.

EXAME. **Produção de laranja no Brasil deve cair para menor nível em 36 anos na safra 2024/25, diz USDA**. 2024. Disponível em: <https://exame.com/agro/producao-de-laranja-no-brasil-deve-cair-para-menor-nivel-em-36-anos-na-safra-2024-25-diz-usda/>. Acesso em: 26 fev. 2025.

FRAGUELA-MEISSIMILLY, H. et al. New trends in supercritical fluid technology and pressurized liquids for the extraction and recovery of bioactive compounds from agro-industrial and marine food waste. **Molecules**, v. 28, n. 11, p. 4421, 29 maio 2023. <http://dx.doi.org/10.3390/molecules28114421>.

GOLMOHAMMADI, M. et al. Optimization of essential oil extraction from orange peels using steam explosion. **Heliyon**, v. 4, n. 11, p. e00893, 2018.

GONZÁLEZ-CASTELLANOS, Dr C Roberto A.. **Princípios Básicos de Escalado**. Matanzas: Editorial Universitaria, 2000

Hannay, J B; Hogarth,J. On the Solubility of Solids in Gases, **The Royal Society Publishing**, London. v.29, p.324. 1879.

HERZYK, F.; PIŁAKOWSKA-PIETRAS, D.; KORZENIOWSKA, M. Supercritical extraction techniques for obtaining biologically active substances from a variety of plant byproducts. **Foods**, v. 13, n. 11, p. 1713, 30 maio 2024. <http://dx.doi.org/10.3390/foods13111713>.

IBGE. **Produção de Laranja**. 2024. Disponível em: <https://www.ibge.gov.br/explica/producao-agropecuaria/laranja/br>. Acesso em: 26 fev. 2025.

LYONS, William C. **Process Equipment Cost Estimation: Methodology, Sources, and Handouts**. 3. ed. Houston: Gulf Publishing Company, 2002.

MOREIRA, Rafael Chelala; MELO, Rayanne Priscilla França de; MARTÍNEZ, Julian; MAROSTICA JUNIOR, Mario Roberto; PASTORE, Glaucia Maria; ZORN, Holger; BICAS,

Juliano Lemos. Supercritical CO₂ as a Valuable Tool for Aroma Technology. **Journal Of Agricultural And Food Chemistry**, [S.L.], v. 71, n. 24, p. 9201-9212, 8 jun. 2023. American Chemical Society (ACS). <http://dx.doi.org/10.1021/acs.jafc.3c01023>.

OZTURK, B.; WINTERBURN, J.; GONZALEZ-MIQUEL, M. Orange peel waste valorization through limonene extraction using bio-based solvents. **Biochemical Engineering Journal**, v. 151, p. 107298, nov. 2019. <http://dx.doi.org/10.1016/j.bej.2019.107298>.

PAVLIĆ, B. et al. Supercritical fluid extraction of raspberry seed oil: experiments and modelling. **The Journal of Supercritical Fluids**, v. 157, p. 104687, mar. 2020. <http://dx.doi.org/10.1016/j.supflu.2019.104687>.

PAULETTI, Gabriel; SILVESTRE, Wendel Paulo. Óleo essencial cítrico: produção, composição e fracionamento. **Research Gate**. Caxias do Sul, p. 1-26. abr. 2019.

PIRES, Tânia; RIBEIRO, Maria G.; MACHADO, Adélio. Extração do R-(+)-Limoneno a partir de cascas de laranja: avaliação e otimização da varredura dos processos de extração tradicionais. **Química Nova**, Porto, v.41, 2018.

RESEARCH, Grand View. **Essential Oils Market Size, Share & Trends Analysis Report By Product (Orange, Cornmint, Eucalyptus), By Application (Medical, Food & Beverages, Spa & Relaxation), By Sales Channel, By Source, By Region, And Segment Forecasts, 2024 - 2030**. Disponível em: <https://www.grandviewresearch.com/industry-analysis/essential-oils-market>. Acesso em: 26 fev. 2025.

SALIM, E. I. et al. Molecular interactions between metformin and D-limonene inhibit proliferation and promote apoptosis in breast and liver cancer cells. **BMC Complementary Medicine and Therapies**, v. 24, n. 1, p. 1–15, 6 maio 2024. <http://dx.doi.org/10.1186/s12906-024-04453-x>.

SANTIAGO,B el al. Identification of environmental aspects of citrus waste valorization into D-limonene from a biorefinery approach. **Biomass and Bioenergy**, v.143, p. 105844, 2020.

SILVA, E. S. **Óleos essenciais e nanotecnologia na indústria cosmética**. Pelotas: Universidade Federal de Pelotas, Centro de Desenvolvimento Tecnológico, 2021. Tese (Graduação).

TEIXEIRA-FONSECA, J. L. et al. Atividade anti-inflamatória in vivo do D-limoneno em um modelo de hipertensão pulmonar induzida por monocrotalina em ratos: implicações à função cardíaca. **Arquivos Brasileiros de Cardiologia**, v. 121, n. 12, p. 1–11, 2024. <http://dx.doi.org/10.36660/abc.20240195>.

TORRES-RODRIGUEZ, A. et al. High-throughput Soxhlet extraction method applied for analysis of leaf lignocellulose and non-structural substances. **MethodsX**, v. 12, p. 102644, jun. 2024. <http://dx.doi.org/10.1016/j.mex.2024.102644>.

TURTON, R. et al. ***Analysis, synthesis, and design of chemical processes***. 5th ed. Pearson Education, 2018.

USDA. ***Production - Oranges***. 2024. Disponível em: <https://www.fas.usda.gov/data/production/commodity/0571120>. Acesso em: 26 fev. 2025.

UWINEZA, Pascaline Aimee; WAŚKIEWICZ, Agnieszka. Recent Advances in Supercritical Fluid Extraction of Natural Bioactive Compounds from Natural Plant Materials. ***Molecules***, [S.L.], v. 25, n. 17, p. 3847, 24 ago. 2020. MDPI AG. <http://dx.doi.org/10.3390/molecules25173847>.

YU, Xinyu; TU, Xinyue; TAO, Lingchen; DADDAM, Jayasimha; LI, Shanshan; HU, Fuliang. Royal Jelly Fatty Acids: chemical composition, extraction, biological activity, and prospect. ***Journal Of Functional Foods***, [S.L.], v. 111, p. 105868, dez. 2023. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jff.2023.105868>.