

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
DEQ 1023 – DISCIPLINA DE ENGENHARIA DE PROCESSOS III**

Monalisa Mendes Ribeiro Eugênio
Pedro Raimann Gonçalves
Tatieli Jaskoviak
Thiago Vasconcelos Odorczyk

**EXTRAÇÃO E PURIFICAÇÃO DE OLEUROPEÍNA A PARTIR DAS
FOLHAS DE OLIVEIRA**

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

Santa Maria, RS
2024

Monalisa Mendes Ribeiro Eugênio
Pedro Raimann Gonçalves
Tatieli Jaskoviak
Thiago Vasconcelos Odorczyk

EXTRAÇÃO E PURIFICAÇÃO DE OLEUROPEÍNA A PARTIR DAS FOLHAS DE OLIVEIRA

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao Curso de Graduação em Engenharia Química, da Universidade Federal de Santa Maria (UFSM, RS), como requisito parcial para a obtenção do grau de Bacharel em Engenharia Química.

Orientador: Prof^o. Dr. Daniel Assumpção Bertuol

Santa Maria, RS
2024

Monalisa Mendes Ribeiro Eugênio
Pedro Raimann Gonçalves
Tatieli Jaskoviak
Thiago Vasconcelos Odorczyk

EXTRAÇÃO E PURIFICAÇÃO DE OLEUROPEÍNA A PARTIR DAS FOLHAS DE OLIVEIRA

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao Curso de Graduação em Engenharia Química, da Universidade Federal de Santa Maria (UFSM, RS), como requisito parcial para a obtenção do grau de Bacharel em Engenharia Química.

Aprovado em 25 de março de 2024:

Daniel Assumpção Bertuol, Dr. (UFSM)
(Presidente/orientador)

Rodolfo Rodrigues, Dr. (UFSM)

Sérgio Luiz Jahn, Dr. (UFSM)

Santa Maria, RS
2024

AGRADECIMENTOS

À Universidade Federal de Santa Maria e ao seu corpo docente, pelo ensino de qualidade e pelas diversas oportunidades oferecidas aos alunos, nos possibilitando chegar até o presente momento;

Ao meus pais José Antônio e Marília, pelo amor incondicional, suporte e pelos diversos exemplos de resistência, coragem e trabalho duro que seguem me fortalecendo diariamente. À Isabela, querida irmã e melhor amiga que a vida poderia ter me abençoado. Ao João Antônio, parceiro cujo carinho e companheirismo só conseguiriam ser compreendidos além da imaginação;

À dona Teresinha e seu Lídio que nunca desistiram de proporcionar uma educação de qualidade aos seus filhos e nunca mediram esforços para que pudessem vê-los tornando-se aquilo que sempre sonharam, mãe e pai, sempre foi por vocês. Aos meus irmãos, Fernando por ser uma inspiração como profissional, Tainara por ser minha paz e Vinícius, presente no meu coração. Agradeço aos amigos e ao meu namorado, por tornarem a graduação mais leve e os desafios mais fáceis de serem superados;

Ao Alesandro e a Viviane, por todo o suporte, incentivo, ensinamentos e apoio em todos os momentos desafiadores da minha jornada. A dona Neiva, por estar sempre presente nos momentos mais importantes. E aos meus amigos e colegas, que me providenciaram vários momentos de descontração, piadas e risos, e que permitiram que o meu sonho de terminar a graduação fosse alcançável;

Gostaria de agradecer primeiramente ao meu pai Miguel por todo incentivo e ajuda ao longo dessa jornada, não medindo esforços para me ajudar. A minha mãe Rosemar (*in memoriam*) que, apesar de breve sua jornada conosco, com o seu carinho e que de forma indireta possibilitou essa graduação. A segunda mãe que a vida me proporcionou, Sara, que com cuidado e carinho terminou a minha criação e forneceu suporte para finalização desta jornada. Ao meu companheiro de vida, meu Irmão Thierry com que pude dividir os momentos de alegria e tristeza. Por fim, agradeço aos meus avôs que por muito pouco não conseguiram ver a finalização da graduação, mas que sempre estiveram mandando forças avô Ildeu (*in memoriam*) e dziadek Tibúrcio (*in memoriam*), além da avó Maria (*In memoriam*), e da babcia Thereza que sempre com seu abraço me dava conforto e coragem para encarar esse desafio, estendo os agradecimentos aos demais familiares (Tios, Tias e Primos) que sempre estiveram na torcida e apoio para concretização desse sonho de estudar em uma Federal.

RESUMO

EXTRAÇÃO E PURIFICAÇÃO DE OLEUROPEÍNA A PARTIR DAS FOLHAS DE OLIVEIRA

AUTORES: Monalisa Mendes Ribeiro Eugênio, Pedro Raimann Gonçalves, Tatieli Jaskoviak, e Thiago Vasconcelos Odorczyk.

ORIENTADOR: Daniel Assumpção Bertuol.

O presente trabalho foi realizado com o propósito de projetar uma indústria produtora de oleuropeína a partir das folhas da oliveira. A substância em questão pertence aos secoiridoides, antioxidantes naturais, sendo alvo da indústria alimentícia e farmacêutica, dado seus benefícios para a saúde humana. No caso da indústria farmacêutica, principal mercado consumidor do presente trabalho, a oleuropeína é vendida como Insumo Farmacêutico Ativo (IFA), o qual é usado para a produção de formulações anti-inflamatórias e nutracêuticas. Dentro deste mercado, os IFAs são um ramo que apresenta alta tendência de crescimento, tanto nacional quanto internacional. Desta forma, objetiva-se atender ambos os mercados. Os principais concorrentes da empresa são produtores localizados em países como China, Índia e Estados Unidos. Para a localização da indústria, escolheu-se Bagé como local para sediar a indústria, uma vez que o Rio Grande do Sul é o maior produtor de oliveiras (e, portanto, de matéria-prima) do Brasil. O recebimento da matéria-prima, a folha de oliveira, ocorre em 6 meses do ano e esta é obtida da atividade hortícola das oliveiras (da poda das oliveiras e da colheita das azeitonas) e da indústria do azeite. A rota tecnológica escolhida para a obtenção da oleuropeína é a extração assistida por ultrassom utilizando como solvente etanol e água em uma proporção de 60:40 v/v. A decisão por essa rota se deve ao fato do método em questão apresentar diversas vantagens quando em comparação com os demais métodos, sejam elas: maior rendimento e teor de oleuropeína, maior eficiência, redução no tempo de extração e redução do volume de solvente utilizado. Quanto ao solvente, uma mistura hidroalcoólica auxilia no aumento do rendimento da extração, além de ser menos tóxico e ambientalmente amigável. Após a extração, a mistura passa por etapas de purificação que envolvem centrifugação, filtração por membranas ultrafiltrantes e nanofiltrantes, secagem à vácuo e micronização, garantindo um aumento da pureza do produto até 80% e sua comercialização em pó (20 μm). Esse grau de pureza ocorre em virtude da presença de outros compostos fenólicos de tamanho de partícula próximo ao da oleuropeína, como ácido vanílico, tirosol, hidroxitirosol e uma pequena quantidade residual de solvente. Deste processo, obtém-se um produto final de alto valor agregado a partir de uma matéria-prima de baixo custo. A capacidade da planta industrial em questão é de 134,4 toneladas a partir de 3.367 toneladas de folhas de oliveira, por ano, sendo este último valor definido a partir do somatório das duas principais fontes de matéria-prima do Rio Grande do Sul supracitadas. A análise econômica realizada indicou um investimento necessário no valor de R\$115.368.844,32, com um *payback* de 5 anos e um lucro líquido de R\$ 42.614.968,88 ao ano.

Palavras-chave: *Oleuropeína. Folhas de oliveira. Extração assistida por ultrassom. Insumo farmacêutico*

ABSTRACT

EXTRACTION AND PURIFICATION OF OLEUROPEIN FROM OLIVE LEAVES

AUTHORS: Monalisa Mendes Ribeiro Eugênio, Pedro Raimann Gonçalves, Tatieli Jaskoviak, e Thiago Vasconcelos Odorczyk.

ADVISOR: Daniel Assumpção Bertuol.

The present study was conducted with the purpose of designing an industry for oleuropein production from olive tree leaves. The substance aforementioned belongs to the class of secoiridoids, natural antioxidant, and is a food and pharmaceutical industry target, due to its benefits for human health. In the case of the pharmaceutical industry, the main consumer market for this work, oleuropein is sold as an Active Pharmaceutical Ingredient (API), which is used for the production of anti-inflammatory and nutraceutical formulations. Within this market, APIs are a branch that has a high growth trend, both nationally and internationally. In this way, the aim is to serve both markets. The company's main competitors are producers located in countries such as China, India and the United States. Regarding the location, Bagé was chosen to host the oleuropein industry, since Rio Grande do Sul is the largest producer of olive trees (and, therefore, raw materials) in Brazil. Receipt of raw materials (olive leaves) takes place within 6 months of the year and it is obtained from the horticultural activity of olive trees (pruning olive trees and harvesting olives) and from the olive oil industry. The technological route chosen to obtain oleuropein is ultrasound-assisted extraction using ethanol and water as solvent, with 60:40 v/v ratio. The decision to follow this route is due to the fact that ultrasound-assisted extraction method presents several advantages when compared to other methods, namely: greater yield and oleuropein content, greater efficiency, reduction in extraction time and reduction in the volume of solvent used. As for the solvent, a hydroalcoholic mixture helps to increase extraction yield, in addition to being less toxic and environmental friendly. After extraction, the mixture goes through purification steps that involve centrifugation, filtration using ultrafiltration and nanofiltration membranes, vacuum drying and micronization, ensuring an increase in product purity up to 80% and its sale in powder form (20 μm). This degree of purity occurs due to the presence of other phenolic compounds with a particle size close to that of oleuropein, such as vanillic acid, tyrosol, hydroxytyrosol and a small residual amount of solvent. From this process, a final product with high added value is obtained from a low-cost raw material. The capacity of the industrial plant in question is 134.4 tons from 3,367 tons of olive leaves per year, the latter value being defined based on the sum of the two main sources of raw material in Rio Grande do Sul aforementioned. The economic analysis carried out indicated a necessary investment of R\$ 115,368,844.32, with a payback of 5 years and a net profit of R\$ 42,614,968.88 per year.

Keywords: *Oleuropein. Olive leaves. Ultrasound-assisted extraction. Pharmaceutical raw material.*

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Oliveira adulta	5
Figura 2 - Folhas e frutos da oliveira	6
Figura 3 - Estrutura molecular da oleuropeína e da oleuropeína aglicona	15
Figura 4 - Extrato de oleuropeína em pó	16
Figura 5 - Modelo de Negócios	24
Figura 6 - Diagrama de blocos para produção de oleuropeína a partir de 1 tonelada de matéria-prima	26
Figura 7 - Produtores de oliveira no Rio Grande do Sul para o ano de 2022	31
Figura 8 - Cidades de Bagé e Cachoeira do Sul no mapa de localização dos olivais	32
Figura 9 - Árvore de estados com as possibilidades de tecnologias para cada etapa	36
Figura 10 - Rotas tecnológicas da literatura	37
Figura 11 - Centrífuga usada para remoção de água superficial de hortaliças	40
Figura 12 - Estrutura da folha de oliveira	41
Figura 13 - Transferência de massa da água nas folhas	42
Figura 14 - Folha de oliveira seca	42
Figura 15 - Secador do tipo esteira	44
Figura 16 - Curvas de secagem	44
Figura 17 - Moinho de martelos	45
Figura 18 - Tamanho de partícula e sua influência no processo de extração	46
Figura 19 - Representação de um tanque agitado	47
Figura 20 - Típico sistema de extração Soxhlet	52
Figura 21 - Esquema para extração por fluido supercrítico de amostras sólidas (A) e amostras líquidas (B)	55
Figura 22 - Aparato laboratorial de extração assistida por ultrassom	57
Figura 23 - Dispositivos ultrassônicos em escala industrial	57
Figura 24 - Centrífuga de Pilha de Discos	61
Figura 25 - Homogeneizador ultrassônico UIP2000hdT com reator em batelada	63
Figura 26 - Representação do módulo de extração ultrassônica	64
Figura 27 - Equipamento de filtro de membranas	67
Figura 28 - Extrato de oliveira após ultra e nanofiltração	69
Figura 29 - Cromatograma de alimentação do processo de filtração	69
Figura 30 - Cromatograma do extrato permeado (B) e retido (C) na UF	70

Figura 31 - Cromatograma do extrato permeado (D) e retido (E) na NF	70
Figura 32 - Comportamento do fluxo do extrato de folhas de oliveira durante o processo de nanofiltração	72
Figura 33 - Total de compostos fenólicos na corrente de alimentação, retido e permeado para os sistemas de ultrafiltração e nanofiltração	72
Figura 34 - Total de compostos flavonóides na corrente de alimentação, retido e permeado para os sistemas de ultrafiltração e nanofiltração	73
Figura 35 - Seção transversal de um módulo completo em espiral	75
Figura 36 - Um elemento de membranas em espiral	75
Figura 37 - Anéis de proteção antitelescópica	76
Figura 38 - Secador a vácuo de bandejas	81
Figura 39 - Detalhes de esforços entre dois planos	83
Figura 40 - Moinho de discos do tipo simples e duplo	84
Figura 41 - Embalagem PEAD	85
Figura 42 - Limites de aceitação microbiológicas	88
Figura 43 - Diagrama de blocos do processo	91
Figura 44 - Fluxograma PFD do processo	96
Figura 45 – Médias de massas em um hectare de oliveira	98
Figura 46 - Volume de controle para a desfolhadora	98
Figura 47 - Volume de controle para unidade de armazenamento 1	99
Figura 48 - Volume de controle para a lavagem	100
Figura 49 - Volume de controle para a centrifugação	101
Figura 50 - Volume de controle para secagem e aquecimento	103
Figura 51 - Volume de controle para o moinho de martelos	104
Figura 52 - Volume de controle para unidade de armazenamento 2	105
Figura 53 - Volume de controle para o módulo de extração	107
Figura 54 - Volume de controle da ultrafiltração	110
Figura 55 - Volume de controle da nanofiltração	111
Figura 56 - Volume de controle para a secagem a vácuo	114
Figura 57 - Volume de controle da micronização	114
Figura 58 - Fluxograma resíduos destinados a agricultura	116
Figura 59 - Diagrama P&ID do secador	127
Figura 60 - Dilema da precisão vs. custo do investimento	160
Figura 61 - Tipos de preço	162

Figura 62 - Equação método de Turton/CAPCOST	163
Figura 63 - Fluxograma ilustrativo do Lucro do Empreendimento	178
Figura 64 - Lucro cumulativo ao longo de 10 anos	187
Figura 65 - Correntes de entrada e saída do aquecedor H-101	236
Figura 66 - Instalação de produção de água gelada	233

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Composição centesimal da folha da variedade Arberquina	7
Tabela 2 - Composição percentual de ácidos graxos presentes nas folhas de oliveira da variedade Arberquina	8
Tabela 3 - Concentração de minerais determinadas nas folhas da variedade Arberquina	8
Tabela 4 - Solubilidade da oleuropeína em diferentes solventes	16
Tabela 5 - Cálculo simplificado de viabilidade econômica	23
Tabela 6 - Pontuação das cidades de acordo com os fatores	33
Tabela 7 - Vantagens e desvantagens dos métodos de extração da oleuropeína	50
Tabela 8 - Teor de extrato e de oleuropeína na condição ótima de extração	54
Tabela 9 - Condições experimentais e rendimentos da extração assistida por ultrassom da oleuropeína das folhas de oliveira	58
Tabela 10 - Análise de polifenóis identificados em diferentes amostras para uma membrana de UF 5000 Da e NF 200 Da (30 bar) sem saída.	71
Tabela 11 - Visão geral das principais características de diferentes técnicas de secagem.	79
Tabela 12 - Exemplo resultados análises de qualidade da oleuropeína em pó	87
Tabela 13 – Balanço de massa para desfolhadora	98
Tabela 14 – Balanço de massa para a unidade de armazenamento	99
Tabela 15 – Balanço de massa para o processo de lavagem	100
Tabela 16 – Balanço de massa para a centrifugação	101
Tabela 17 - Balanço de massa para a unidade de secagem	103
Tabela 18 – Balanço de massa para a unidade de moagem	104
Tabela 19 – Balanço de massa para a unidade de armazenamento	104
Tabela 20 - Balanço de massa para a unidade de extração	106
Tabela 21 – Balanço de massa global para misturador	107
Tabela 22 – Correntes de entrada e saída para a ultrafiltração	110
Tabela 23 – Especificações para balanço de energia na ultrafiltração	111
Tabela 24 - Balanço de massa para a nanofiltração	112
Tabela 25 – Especificações para balanço de energia na nanofiltração	112
Tabela 26 - Informações termodinâmicas para secagem	113
Tabela 27 - Balanço de massa para a secagem a vácuo	114
Tabela 28 – Especificações para balanço de energia na microfiltração	115
Tabela 29 – Resíduos identificados no processo	117

Tabela 30 - Quantidade de colaboradores por área	129
Tabela 31 - Dimensionamento das tubulações de processo	135
Tabela 32 - Acessórios das tubulações de processo	136
Tabela 33 - Dimensionamento das bombas para tubulações de processo	136
Tabela 34 - Modelos de bombas para tubulação de processo	136
Tabela 35 - Demanda de vapor dos equipamentos	138
Tabela 36 - Dimensionamento das tubulações de vapor	139
Tabela 37 - Dimensionamento das tubulações de condensado	141
Tabela 38 - Dilatação e juntas das tubulações de vapor e condensado	142
Tabela 39 - Espaçamento e número de suportes das tubulações de vapor e condensado	143
Tabela 40 - Acessórios das tubulações de condensado	145
Tabela 41 - Dimensionamento das tubulações de ar comprimido	146
Tabela 42 - Demanda total de água fria, gelada e quente, por área	147
Tabela 43 - Demanda total de água fria, gelada e quente no pavilhão industrial	147
Tabela 44 - Demanda de água fria, gelada e quente nos prédios auxiliares	148
Tabela 45 - Dimensionamento das tubulações de água fria	149
Tabela 46 - Dimensionamento das tubulações de água gelada	152
Tabela 47 - Dimensionamento das tubulações de quente	152
Tabela 48 - Acessórios das tubulações de água fria, gelada e quente	153
Tabela 49 - Dimensionamento das bombas para água gelada, quente e fria	154
Tabela 50 - Modelos de bomba conforme utilidade	156
Tabela 51 - Dilatação e juntas das tubulações de água quente	157
Tabela 52 - Resultados do reaproveitamento de condensado	159
Tabela 53 - Custos com construção civil	161
Tabela 54 - Custos com armazenamento de água	161
Tabela 55 - Custos com equipamentos do processo	164
Tabela 56 - Custos com equipamentos auxiliares	165
Tabela 57 - Custos com tubulações	167
Tabela 58 - Custos com estruturas auxiliares	167
Tabela 59 - Custos com serviços de montagem	168
Tabela 60 - Somatório custos com montagem industrial	168
Tabela 61 - Custos com estocagem	169
Tabela 62 - Custos com matéria-prima primeiro mês sem solvente recuperado	170
Tabela 63 - Custos com matéria-prima anual	170

Tabela 64 - Custos com transporte de matéria-prima	171
Tabela 65 - Custos com energia dos equipamentos	172
Tabela 66 - Custos com utilidades e geração de vapor	173
Tabela 67 - Custos com folhas de pagamento	174
Tabela 68 - Custos com EPI's	175
Tabela 69 - Custos com embalagens	176
Tabela 70 - Custos com serviços	176
Tabela 71 - Somatório custos com montagem industrial	176
Tabela 72 - Receita Anual	177
Tabela 73 - Simulação financiamento modalidade SAC	184
Tabela 74 - Resultados viabilidade econômica	186
Tabela 75 - Fluxo de caixa (FC)	186
Tabela 76 - Densidades dos materiais	213
Tabela 77 - Dados para modelagem do secador do tipo esteira	219
Tabela 78 - Propriedades do ar ambiente	220
Tabela 79 - Demais propriedades para modelagem do secador	220
Tabela 80- Principais resultados do secador do tipo esteira	222
Tabela 81 - Dados do secador à vácuo	230
Tabela 82 - Informações termodinâmicas para a secagem à vácuo	230
Tabela 83 - Resultados da secagem à vácuo	231
Tabela 84 - Dados das correntes do trocador de calor	233
Tabela 85 - Dados das correntes do resfriador	242
Tabela 86 - Dados de troca térmica nos extratores	243
Tabela 87 - Demanda de água quente para limpeza (CIP)	244
Tabela 88 - Características do poço	263
Tabela 89 - Disposições industriais relacionadas ao poço	263
Tabela 90 - Resultados para dimensionamento da bomba submersa	263

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	1
1.1	OBJETIVOS	2
1.2	JUSTIFICATIVAS	2
1.3	ESTRUTURA DO DOCUMENTO	4
2	MATÉRIA-PRIMA E SOLVENTES	5
2.1	FOLHAS DE OLIVEIRA	5
2.2	ETANOL	10
2.3	ÁGUA	11
2.4	SOLVENTE HIDROALCOÓLICO	11
3	PRODUTO	14
3.1	DEFINIÇÃO DO PRODUTO	14
4	ANÁLISE DE MERCADO	17
4.1	MERCADO NACIONAL	17
4.2	MERCADO INTERNACIONAL	18
4.3	PÚBLICO ALVO	19
4.4	CONCORRENTES	20
4.5	FORNECEDORES DE MATÉRIA-PRIMA	20
4.6	PREÇO DE VENDA	21
5	ANÁLISE ECONÔMICA PRELIMINAR	22
6	EMPRESA	24
6.1	MODELO DE NEGÓCIOS	24
6.2.1	Escala de Produção	25
6.2.2	Escala de Trabalho	28
6.3	SAZONALIDADE DA PRODUÇÃO	29
6.4	LOCALIZAÇÃO	30
7	ANÁLISE DE TECNOLOGIAS	35
7.1	PREPARAÇÃO DA MATÉRIA-PRIMA	38
7.1.1	Desfolhamento	38
7.1.2	Lavagem	38
7.1.3	Centrifugação	39
7.1.4	Secagem	41
7.1.5	Moagem	45
7.2	EXTRAÇÃO	46
7.2.1	Misturador	46
7.2.2	Extração	48
7.2.2.1	Extração por Soxhlet	52
7.2.2.2	Extração por fluido supercrítico	55
7.2.2.3	Extração assistida por ultrassom	56
7.2.2.4	Método de Extração escolhido	59

7.2.3	Centrifugação	61
7.2.4	Módulo de extração	62
7.3	PURIFICAÇÃO	64
7.3.1	Módulo de purificação	74
7.3.2	Retrolavagem	76
7.4	RECUPERAÇÃO DO SOLVENTE	77
7.5	SECAGEM À VÁCUO	79
7.6	MICRONIZAÇÃO	82
7.7	EMBALAGEM E ARMAZENAMENTO	84
7.8	LABORATÓRIOS	85
7.9	ROTA TECNOLÓGICA DEFINIDA	89
8	PROJETO DE PROCESSOS	90
8.1	DIAGRAMA DE BLOCOS	90
8.2	FLUXOGRAMA DO PROCESSO (PFD)	96
9	BALANÇO DE MASSA E ENERGIA	97
9.1	PREPARAÇÃO DA MATÉRIA-PRIMA	97
9.1.1	Recebimento das folhas	97
9.1.2	Armazenamento 1	99
9.1.3	Lavagem	99
9.1.4	Centrifugação	100
9.1.5	Secagem	102
9.1.5	Moagem	104
9.1.6	Armazenamento 2	104
9.2	EXTRAÇÃO	105
9.2.1	Mistura	107
9.2.2	Extração	108
9.2.3	Centrifugação	109
9.3	PURIFICAÇÃO E ENVASE	109
9.3.1	Ultrafiltração	109
9.3.2	Nanofiltração	111
9.3.3	Armazenamento 3	112
9.3.4	Secagem a vácuo	113
9.3.5	Micronização	114
9.3.6	Envase	115
9.4	TRATAMENTO DE EFLUENTES	115
10	DIMENSIONAMENTO E ESCOLHA DOS EQUIPAMENTOS	118
10.1	PREPARAÇÃO DA MATÉRIA-PRIMA	118
10.1.1	Desfolhadora (DE-101)	118
10.1.2	Armazenamento 1 (S-101)	118
10.1.3	Lavadora contínua (L-101)	119
10.1.4	Centrífugas verticais (CE-101, CE-102 e CE-103)	119

10.1.5	Secador em esteira (SE-101)	119
10.1.6	Moinho de martelos (M-101)	119
10.1.7	Armazenamento 2 (S-102)	120
10.2	EXTRAÇÃO	121
10.2.1	Misturador (MS-201)	121
10.2.2	Extratores (EXT-201 e EXT-202)	122
10.2.3	Centrifuga (CD-201)	123
10.3	PURIFICAÇÃO E ENVASE	123
10.3.1	Ultrafiltrador (UF-301)	123
10.3.2	Nanofiltrador (NF-301)	124
10.3.3	Armazenamento 3 (T-301)	124
10.3.4	Secador a vácuo (SV-301)	124
10.3.5	Armazenamento 4 (T-302)	125
10.3.6	Micronizador (MN-301)	125
10.3.7	Envasadora e seladora (EN-301 e SD-301)	126
10.4	TRATAMENTO DE EFLUENTES	126
11	CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO	127
12	PLANEJAMENTO DA PRODUÇÃO	129
13	PROJETO DE INSTALAÇÃO INDUSTRIAL	132
13.1	DESCRIÇÃO DA UNIDADE INDUSTRIAL	132
13.2	INSTALAÇÕES DO PROCESSO	134
13.2.1	Transporte e estocagem de matéria-prima	134
13.2.2	Dimensionamento das tubulações do processo	135
13.2.3	Acessórios e bombas das instalações do processo	136
13.3	INSTALAÇÕES DE VAPOR E CONDENSADO	137
13.3.1	Demanda total de vapor	137
13.3.2	Dimensionamento das tubulações de vapor	139
13.3.3	Dimensionamento das tubulações de condensado	140
13.3.4	Dilatação, isolamento térmico e acessórios das instalações de vapor e condensado	142
13.4	INSTALAÇÕES DE AR COMPRIMIDO	145
13.4.1	Demanda total de ar comprimido	145
13.4.2	Dimensionamento tubulações de ar comprimido	146
13.4.3	Acessórios das instalações de ar comprimido	146
13.5	INSTALAÇÕES DE ÁGUA FRIA, GELADA E QUENTE	147
13.5.1	Demanda total de água fria, gelada e quente	147
13.5.2	Dimensionamento das tubulações de água fria	149
13.5.3	Dimensionamento das tubulações de água gelada	151
13.5.4	Dimensionamento das tubulações de água quente	152
13.5.5	Acessórios e bombas das instalações de água fria, gelada e quente	153
13.5.6	Dilatação e isolamento térmico das instalações de água quente	157

13.6	INTEGRAÇÃO DE UTILIDADES	157
13.6.1	Reaproveitamento do vapor e condensado	158
13.6.2	Reaproveitamento de água fria	159
14	ANÁLISE ECONÔMICA	160
14.1	CUSTOS COM A MONTAGEM DA UNIDADE INDUSTRIAL	160
14.1.1	Custos com construção civil	160
14.1.2	Custos com armazenamento de água	161
14.1.3	Custos com equipamentos	162
14.1.3.1	Custos com equipamentos do processo	162
14.1.3.2	Custos com equipamentos auxiliares	164
14.1.3.3	Custos com equipamentos de instrumentação	166
14.1.4	Custos com tubulações	166
14.1.5	Custos com estruturas auxiliares	167
14.1.6	Custos com serviços relacionados à montagem industrial	167
14.1.7	Custos com licenças e encargos gerais	168
14.1.8	Somatório custos com montagem industrial	168
14.2	CUSTOS COM A OPERAÇÃO DA PLANTA	169
14.2.1	Custos com estocagem	169
14.2.2	Custos com matéria-prima	169
14.2.2.1	Custos com transporte de matéria-prima	170
14.2.3	Custos com utilidades e geração de vapor	171
14.2.4	Custos com tratamento de efluentes	173
14.2.5	Custos empregatícios	173
14.2.5.1	Custos com EPI's	175
14.2.6	Custos com embalagens	175
14.2.7	Custos com serviços operacionais	176
14.2.8	Somatório custos com operação da planta	176
14.3	RECEITAS	177
15	VIABILIDADE ECONÔMICA	178
15.1	INVESTIMENTO TOTAL	179
15.1.1	Investimento fixo	179
15.1.2	Capital de giro	180
15.1.3	Investimento de partida	180
15.2	CUSTOS TOTAIS	180
15.3	LUCRO BRUTO	181
15.4	DEPRECIAÇÃO	182
15.5	IMPOSTO DE RENDA	182
15.6	INVESTIMENTO ALTERNATIVO	183
15.7	COMPENSAÇÃO PELO RISCO	183
15.8	LUCRO LÍQUIDO	183
15.9	FINANCIAMENTO	184

15.10	RENTABILIDADE	185
16	CONSIDERAÇÕES FINAIS	188
16.1	CONCLUSÃO	188
16.2	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	190
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	191
	APÊNDICE A - MEMORIAL DE CÁLCULO DO PROCESSO	213
	A.1 PROPRIEDADES DE SUBSTÂNCIAS E MISTURAS	213
	A.1.1 Densidade	213
	A.1.2 Viscosidade	214
	A.1.3 Carga térmica em trocadores de calor	215
	A.2 TANQUES E RESERVATÓRIOS	217
	A.2.1 Tanque de armazenamento de solvente (TA-201)	217
	A.2.2 Tanque de armazenamento de permeado (TA-202)	218
	A.3 BALANÇO DE MASSA E ENERGIA ÁREA 100	218
	A.3.1 Balanço de massa e energia da centrífuga vertical (CE-101, CE-102 e CE-103)	218
	A.3.2 Balanço de massa e energia da secagem em esteira (SE-101) e aquecedor (H-101)	219
	A.4 BALANÇO DE MASSA E ENERGIA ÁREA 200	222
	A.4.1 Balanço de massa e energia do misturador (MS-201)	222
	A.4.2 Balanço de massa e energia dos extratores (EXT-201 e EXT-202)	224
	A.4.3 Balanço de massa e energia da centrífuga de discos (CD-201)	226
	A.5 BALANÇO DE MASSA E ENERGIA ÁREA 300	227
	A.5.1 Balanço de massa e energia da ultrafiltração (UF-301)	227
	A.5.2 Balanço de massa e energia da nanofiltração (NF-301)	228
	A.5.3 Balanço de massa e energia da secagem a vácuo (SV-301)	229
	A.5.4 Balanço de massa e energia da micronização (MN-301)	231
	A.5.5 Balanço de massa e energia do envase	232
	APÊNDICE B - MEMORIAL DE CÁLCULO DAS UTILIDADES	233
	B.1 VAPOR	233
	B.1.1 Trocadores de calor	233
	B.1.1.1 Aquecedor (H-101)	233
	B.1.1.2 Aquecedor (H-202)	235
	B.1.1.3 Aquecedor (Áreas Auxiliares H-X01)	236
	B.1.1.4 Secador a vácuo (SV-301)	237
	B.1.2 Lavanderia	237
	B.1.3 Cozinha	237
	B.1.4 Geração de vapor	238
	B.2 AR COMPRIMIDO	238
	B.2.1 Retrolavagem	238
	B.2.2 Compressores de ar (C-301 e C-302)	239
	B.3 ÁGUA FRIA, GELADA E QUENTE	239

B.3.1 Trocadores de calor	239
B.3.1.1 Chiller (H-201)	239
B.3.1.2 Resfriador (C-201)	241
B.3.1.3 Encamisamento de extratores (EXT-201 e EXT-202)	242
B.3.2 Limpeza	243
B.3.3 Lava-roupas	245
B.3.3 Pias e lavatórios	245
B.3.4 Bebedouros	246
B.3.4 Lava-louças	246
B.3.5 Buffet	247
B.3.6 Vasos sanitários	247
B.3.7 Chuveiros	248
B.3.8 Caldeira	249
B.4 RESERVATÓRIOS	250
B.4.4 Tanque de armazenamento de água fria	250
B.4.5 Tanque de armazenamento de água quente e condensado	251
APÊNDICE C - MEMORIAL DE CÁLCULO DAS TUBULAÇÕES	253
C.1 DIMENSIONAMENTO DE TUBULAÇÕES	253
C.1.1 Dimensionamento de tubulações do processo	254
C.1.2 Dimensionamento de tubulações de vapor	254
C.1.3 Dimensionamento de tubulações de condensado	254
C.1.4 Dimensionamento de tubulações de ar comprimido	257
C.1.5 Dimensionamento de tubulações de água fria	257
C.1.6 Dimensionamento de tubulações de água gelada	258
C.1.7 Dimensionamento de tubulações de água quente	258
C.2 DILATAÇÃO E ISOLAMENTO TÉRMICO	258
C.3 PERDA DE CARGA E BOMBAS	259
C.3.1 Perda de carga em tubulações de vapor e condensado	261
C.3.2 Captação de água fria do poço	262
APÊNDICE D - LAYOUTS	264
APÊNDICE E - TABELAS DE VIDRARIAS E EQUIPAMENTOS	
LABORATÓRIO	271
E.1 TABELA DE VIDRARIAS	271
E.2 TABELA DE EQUIPAMENTOS	273
ANEXO A - EQUIPAMENTOS DO PROCESSO	274
ANEXO A.1 - DESFOLHADORA	274
ANEXO A.2 - SILO DE ARMAZENAMENTO 1	275
ANEXO A.3 - ESTEIRA	276
ANEXO A.4 - ELEVADOR DE CAÇAMBA	277
ANEXO A.5 - LAVADORA CONTÍNUA	278
ANEXO A.6 - CENTRÍFUGA DE HORTALIÇAS	279

ANEXO A.7 - SECADOR EM ESTEIRA	280
ANEXO A.8 - MOINHO DE MARTELOS	281
ANEXO A.9 - SILO DE ARMAZENAMENTO 2	282
ANEXO A.10 - TANQUE DE MISTURA	283
ANEXO A.11 - TRANSDUTOR ULTRASSÔNICO	284
ANEXO A.12 - REATOR PARA EXTRAÇÃO	285
ANEXO A.13 - CENTRÍFUGA DE PILHA DE DISCOS	286
ANEXO A.14 - ULTRAPURIFICADOR	287
ANEXO A.15 - NANOFILTRADOR	288
ANEXO A.16 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO	289
ANEXO A.17 - SECADOR A VÁCUO	290
ANEXO A.18 - MICRONIZADOR	291
ANEXO A.19 - EMPACOTADORA AUTOMÁTICA VOLUMÉTRICA PARA PÓS	292
ANEXO A.20 - SELADORA	293
ANEXO A.21 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO TA-201 E TA-202	294
ANEXO B - EQUIPAMENTOS AUXILIARES	295
ANEXO B.1 - DESUMIDIFICADOR PARA SILO DE ARMAZENAMENTO 2	295
ANEXO B.2 - CAIXA DE GORDURA	296
ANEXO B.3 - MOTOBOMBA PARA POÇO	297
ANEXO B.4 - BOMBA BC-92	298
ANEXO B.5 - BOMBA SP-12	299
ANEXO B.6 - BOMBAS BC-22	300
ANEXO B.7 - BOMBAS BC-23	301
ANEXO B.8 - BOMBA PARA ULTRAFILTRAÇÃO	302
ANEXO B.9 - BOMBA PARA NANOFILTRAÇÃO	303
ANEXO C - EQUIPAMENTOS DE UTILIDADES	304
ANEXO C.1 - TROCADOR DE CALOR (H-101 e C-201)	304
ANEXO C.2 - TROCADOR DE CALOR (H-202)	305
ANEXO C.3 - MODELO DE CALDEIRA	306
ANEXO C.4 - MODELO DE COMPRESSOR DE AR (C-301)	307
ANEXO C.5 - MODELO DE COMPRESSOR DE AR (C-302)	308
ANEXO C.6 - CHILLER	309
ANEXO C.7 - MODELO DE LAVADORA DE ROUPAS	310
ANEXO C.8 - MODELO DE SECADORA DE ROUPAS	311
ANEXO C.9 - MODELO DE CALANDRA	312
ANEXO C.10 - MODELO DE PANELA INDUSTRIAL	313
ANEXO C.11 - MODELO DE LAVA-LOUÇAS	314
ANEXO C.12 - MODELO DE BUFFET	315
ANEXO C.13 - TANQUE DE CONDENSADO	316
ANEXO C.14 - TANQUE SUPERIOR DE ÁGUA FRIA	317

ANEXO C.15 - TANQUE INFERIOR DE ÁGUA FRIA	318
ANEXO D - EQUIPAMENTOS DE LABORATÓRIO	319
ANEXO D.1 - COLORÍMETRO	319
ANEXO D.2 - ESPECTROFOTÔMETRO	320
ANEXO D.3 - MUFLA	321
ANEXO D.4 - AGITADOR PARA PENEIRAS	322
ANEXO D.5 - PHMETRO	323
ANEXO D.6 - MICROSCÓPIO ÓPTICO	324
ANEXO D.7 - AUTOCLAVE VERTICAL	325
ANEXO D.8 - CAPELA DE FLUXO LAMINAR	326
ANEXO D.9 - ESTUFA BACTERIOLÓGICA	327
ANEXO D.10 - CENTRÍFUGA LABORATORIAL	328
ANEXO E - ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE EFLUENTES	329
ANEXO E.1 - ETE PARA REUSO DE ÁGUA	329
ANEXO E.2 - TABELA TARIFÁRIA TRATAMENTO DE EFLUENTES CORSAN	332
ANEXO F - GRÁFICOS, TABELAS E INFORMAÇÕES TÉCNICAS PARA INSTALAÇÕES	333
ANEXO F.1 - CARTA PSICROMÉTRICA	333
ANEXO F.2 - NPO PARA MISTURADOR	334
ANEXO F.3 - QUANTIDADE MÍNIMA DE ITENS PARA DIVERSAS SERVENTIAS	335
ANEXO F.4 - ESTIMATIVA DO CONSUMO DE ÁGUA FRIA SEGUNDO TIPO DE APARELHO	336
ANEXO F.5 - GRÁFICO DE DENSIDADE DA ÁGUA PARA TEMPERATURA	337
ANEXO F.6 - TABELA TERMODINÂMICA PARA ÁGUA SATURADA, EM SISTEMA IMPERIAL	338
ANEXO F.7 - DIÂMETRO NOMINAL DAS TUBULAÇÕES	339
ANEXO F.8 - ISOLAMENTO TÉRMICO MARCA CALORISOL MODELO 815/THERMO-12	340
ANEXO F.9 - SUPORTES DAS TUBULAÇÕES	341
ANEXO F.10 - COMPRIMENTO DAS JUNTAS PARA DILATAÇÃO	342
ANEXO F.11 - TABELA VIABILIDADE ECONÔMICA	343
ANEXO F.12 - VALORES TÍPICOS DA TAXA DE RETORNO SOBRE O INVESTIMENTO	344
ANEXO F.13 - VALORES TÍPICOS PARA A TAXA DE RISCO	345
ANEXO F.14 - TABELA PARA DETERMINAÇÃO DA VELOCIDADE DO AR	346
ANEXO F.15 - NOMOGRAMA PARA DEMANDA DE AR COMPRIMIDO	347
ANEXO F.16 - PERDA DE CARGA EM TUBULAÇÕES PVC	348
ANEXO F.17 - FATORES DE DARCY EM FUNÇÃO DO DIÂMETRO INTERNO DA TUBULAÇÃO	349

1 INTRODUÇÃO

O presente trabalho foi realizado com o intuito de apresentar o projeto de uma indústria produtora de oleuropeína a partir das folhas de oliveira, uma matéria-prima de baixo custo e abundante na região prevista para a instalação da empresa. A oleuropeína é um secoiridóide presente em todas as partes da árvore da oliveira, principalmente nas folhas. Este composto se propõe a ser utilizado pela indústria farmacêutica como Insumo Farmacêutico Ativo (IFA) em razão dos variados benefícios presentes para a saúde, como, por exemplo, sua capacidade de agir como antioxidante, anticâncer, anti inflamatória, entre outros.

As diversas vantagens da oleuropeína tornou-a alvo de numerosos pesquisadores, ganhando destaque nos dias atuais. Ademais, a oleuropeína também tem atraído os setores de cosméticos e alimentício, uma vez que possui ação antioxidante e antimicrobiana. Todos esses fatores, somados ao baixo custo da matéria-prima e ao alto valor agregado do produto final, indicam um futuro promissor para o negócio em questão.

Com relação a sua produção, a oleuropeína é comercializada na forma de um pó fino, obtido através de um processo de extração das folhas utilizando solvente orgânico, no caso uma mistura de etanol e água. O método empregado no presente trabalho é a extração assistida por ultrassom, uma vez que apresenta maiores vantagens comparado a outros métodos, como por exemplo, extração por fluido supercrítico.

Ademais, é interessante a instalação de uma indústria no estado do Rio Grande do Sul visto que há abundância de matéria-prima no estado, além da possibilidade de atender totalmente o mercado interno, uma vez que pouco se sabe sobre fornecedores deste produto no país. Com relação ao mercado externo, o projeto envolve toda a documentação necessária para atender outros países adequadamente.

Destaca-se ainda, que o projeto foi realizado seguindo todos os critérios e exigências estabelecidos pela Fundação Estadual de Proteção Ambiental (FEPAM), a fim de minimizar os impactos ambientais e preservar o meio ambiente. Não somente, a escolha de cada etapa do processo foi feita tendo como objetivo assegurar que o produto final entregue aos consumidores seja seguro e de alta qualidade.

1.1 OBJETIVOS

O projeto visa a implementação de uma planta industrial de produção de oleuropeína com pureza de 80%, a partir de folhas de oliveira, sob a forma de Insumo Farmacêutico Ativo (IFA) em pó, com 20 μm . Tal extrato auxiliaria no atendimento das demandas anuais brasileiras do setor farmacêutico por anti-inflamatórios ou nutracêuticos. O empreendimento tem a finalidade de aumentar a capacidade produtiva de processos já existentes mundialmente, mas que no Brasil ainda são incipientes. Para a implementação, têm-se como demais objetivos:

- Realizar a análise de mercado, a qual possibilita verificar quais consumidores, fornecedores e concorrentes motivariam a produção e comercialização da oleuropeína;
- Realizar revisão bibliográfica a respeito das diferentes rotas tecnológicas existentes para a obtenção da oleuropeína, centradas especialmente nas diferentes formas de extração e purificação;
- Realizar os cálculos relativos ao projeto, tais como balanço de massa e energia, dimensionamento dos equipamentos, projeção das utilidades necessárias para o funcionamento da indústria, dentre outros cálculos;
- Realizar análise de viabilidade econômica do projeto.

1.2 JUSTIFICATIVAS

A oleuropeína é um composto fenólico, ou biofenol, encontrado principalmente nas folhas da oliveira (*Olea europaea L.*), sendo classificada como o éster formado pelo 3,4-dihidroxifenil etanol (hidroxitirosol) e o glicosídeo do ácido elenólico (TAN *et al.*, 2002).

Conforme aponta Coppa *et al.* (2020), extratos de folhas ricos em biofenóis têm efeitos protetores em alimentos com alto teor de gordura insaturada, proporcionando também benefícios à saúde dos consumidores (JIMENEZ *et al.*, 2010; NUNES *et al.*, 2016). Além disso, a oleuropeína pode evitar doenças cardíacas, melhorar o metabolismo lipídico, minimizar problemas relacionados à obesidade e proteger enzimas e células de reações oxidantes (JAPÓN-LÚJAN; LUQUE DE CASTRO, 2007). Assim, uma das justificativas de se produzir a oleuropeína, especialmente para fins nutricionais, reside no fato de suas propriedades serem potencialmente benéficas para a saúde humana.

Ademais, é notável a ampliação dos esforços em busca de meios mais sustentáveis para conduzir os processos industriais e que também atendam os conceitos de economia circular. Mais especificamente sobre as folhas de oliveira, Markhali, Teixeira, Rocha (2020) pontuaram que se perde muito das folhas na poda durante o cultivo da oliveira, dependendo das variações geográficas, da forma que é conduzido o cultivo e do tempo de vida da árvore. Além da perda das folhas no cultivo, estas são normalmente tratadas como resíduo, implicando em um subaproveitamento de suas potenciais funções como matéria-prima ou até mesmo como combustível (caso sejam usadas para se obter calor, por combustão das folhas).

Conforme apontado por Mir-Cèrda *et al.* (2023, p.1), “os subprodutos das agroindústrias são visivelmente ricos numa ampla gama de substâncias de alto componentes bioativos de valor agregado, como compostos polifenólicos”, dentre os quais está a oleuropeína. Ainda segundo os autores, dentro do *ranking* global de geração de resíduos está a indústria de azeite de oliva, cujos resíduos ricos em compostos fenólicos, tais como as folhas da oliveira, bagaço e cascas de azeitona, correspondem a 75% dos resíduos desta indústria.

Tal valor equivale a, aproximadamente, 2 milhões de toneladas de resíduos por ano no mundo. Assim, a produção de oleuropeína a partir das folhas de oliveira é uma interessante forma de aproveitar, como matéria-prima, as folhas que são deixadas ao longo da atividade hortícola e agroindustrial e, conseqüentemente, reduzir os impactos ambientais relacionados ao descarte inadequado dessa biomassa e, simultaneamente, atender às necessidades relacionadas à saúde do consumidor.

Outro ponto que torna coerente o investimento na produção de um IFA composto de um extrato de oleuropeína são as altas tendências de crescimento desse segmento do mercado da indústria farmacêutica, com uma taxa composta anual de crescimento (CAGR) esperada de 8,2% de 2022 à 2027 (MARKETSANDMARKETS, 2023). Fatores como o envelhecimento da população e a busca por alternativas aos medicamentos sintéticos para o tratamento de doenças crônicas impulsionaram a pesquisa e o investimento nessa área, com destaque para o segmento de produtos naturais obtidos por meio de extratos vegetais.

A oleuropeína apresenta potencial para ser comercializada como IFA, podendo ser utilizada como aditivo para medicamentos existentes ou para o desenvolvimento de novos medicamentos, devido às suas propriedades anti-inflamatórias, antioxidantes e antibacterianas. Esse insumo também apresenta aplicações como nutracêutico, onde pode ser

utilizado para melhorar o valor nutricional dos alimentos e proporcionar benefícios à saúde dos consumidores.

O Brasil é um grande produtor de medicamentos; no entanto, menos de 5% dos insumos necessários são produzidos localmente (ABIQUIFI, 2021), demonstrando uma extrema dependência em importações. A produção de um insumo farmacêutico ativo de oleuropeína pode ser interessante para produtores locais, permitindo o atendimento das demandas anuais brasileiras do setor farmacêutico por medicamentos anti-inflamatórios ou nutracêuticos e também permitiria que empresas brasileiras participassem desse mercado em crescimento, aproveitando oportunidades comerciais internacionais.

1.3 ESTRUTURA DO DOCUMENTO

Nos Capítulos 2 e 3 são descritos a matéria-prima e os produtos produzidos pela empresa de extração e purificação de oleuropeína a partir das folhas de oliveira, abordando as características dos mesmos, enquanto no Capítulo 4 tem-se a descrição da análise de mercado realizada para venda de tal produto, tratando de fornecedores de matéria-prima, público-alvo para comercialização e concorrentes no ramo.

Definidos o produto e situação do mercado, o Capítulo 5 traz a análise econômica preliminar, estudo simplificado que garante a viabilidade do empreendimento. No Capítulo 6 são trabalhadas as definições da empresa para o cenário encontrado, apresentando escala de produção e de trabalho e localização escolhida para a indústria. No Capítulo 7 descreve-se as tecnologias disponíveis para a produção de oleuropeína, mostrando, ao final do tópico, o processo escolhido. Com isso é possível, no Capítulo 8, o detalhamento dos processos na forma de diagrama de blocos e de um *Process Flow Diagram*, ou fluxograma de processo (PFD).

A partir do Capítulo 9, são introduzidos os resultados para balanço de massa e energia, enquanto no Capítulo 10 pode-se verificar os resultados para o dimensionamento dos equipamentos escolhidos para o processo. No Capítulo 11 elabora-se um breve estudo do controle e instrumentação de um dos equipamentos essenciais ao processo, a secagem por esteira. No Capítulo 12 destrincha-se a quantidade de funcionários da empresa, além do planejamento da produção. No Capítulo 13 é realizado o projeto de instalação industrial, que conta com as utilidades. Por fim, os Capítulos 14 e 15 são destinados à avaliação econômica do empreendimento e as considerações finais, no Capítulo 16.

2 MATÉRIA-PRIMA E SOLVENTES

2.1 FOLHAS DE OLIVEIRA

Segundo Gümüşbulut (2020), a oliveira (*Olea europaea L.*) pertence à família *Oleaceae*, que inclui 900 espécies perenes e 24 gêneros diferentes cultivados em diversos países, sendo a única com frutos comestíveis. Ela se caracteriza como uma árvore baixa de tronco retorcido de longa longevidade (RODRIGUES; CORREIA, 2009, p. 10), como observável na Figura 1, que se adequa bem ao clima temperado. Além disso, segundo Wrege *et al.* (2009), a oliveira é capaz de se desenvolver mesmo em ambientes desfavoráveis devido a sua estrutura xerofítica, que lhe confere raízes longas para buscar água no subsolo a longas distâncias, caule carnudo para acumular reservas nutritivas e folhas pequenas que reduzem a transpiração (DUQUE, 2004).

Figura 1 - Oliveira adulta



Fonte: Martiny (2021)

De acordo com Rodrigues e Correia (2009, p. 12), “A oliveira é uma espécie de folhagem persistente, de duração entre 1 e 3 anos”. Os autores ainda ressaltam que elas possuem dimensões entre 3 a 8 cm de comprimento e 1 a 2,5 cm de largura e uma forma que alterna entre oval, oval oblonga, lanceolada, oblonga e quase linear, variando sua forma e tamanho de acordo com a cultivar.

Ademais, como é possível observar na Figura 2, “as folhas são simples, inteiras, sem estípulas e com um pecíolo curto” (RODRIGUES; CORREIA, 2009, p. 12). Além disso, crescem opostas umas às outras nos galhos e possuem uma coloração verde-escura na parte superior, enquanto que a parte inferior apresenta uma coloração prateada (SELIM *et al.*, 2022).

Figura 2 - Folhas e frutos da oliveira



Fonte: Rodrigues e Correia (2009).

O principal produto oriundo de tal planta (mais especificamente de seus frutos, as azeitonas), é o azeite de oliva, produto amplamente consumido, dado suas diversas características benéficas à saúde. Dentre elas, podem-se citar propriedades antioxidantes, anti-inflamatórias e a presença de ácidos graxos monoinsaturados, o que contribui para a diminuição do colesterol LDL e, conseqüentemente, a diminuição do risco de doenças cardiovasculares (LEWINE, 2021).

Com relação a produção mundial, de acordo com a Organização das Nações Unidas para Agricultura e Alimentação (FAOSTAT, 2023), são produzidas cerca de 16 milhões de toneladas de azeitonas de mesa e cerca de 2,7 milhões de toneladas de azeite por ano. Embora presente nos cinco continentes, a região do Mediterrâneo é responsável por 95% da produção total de oliveiras, destacando-se como principais produtores Espanha e Itália (FAOSTAT, 2023). Além dessa região, o cultivo de oliveiras vem crescendo em países como o

Afeganistão, Índia, Paquistão, Estados Unidos da América (EUA), além de países do Oriente Médio e da África (SELIM *et al.*, 2022).

No Brasil se cultiva aproximadamente 13 variedades, como: Arbequina, Arbosana, Koroneiki, Picual, Frantoio, Coratina, Manzanilla, Galega, Leccino, Cordovil, Hojiblanca, Grappolo entre outras (ALMEIDA, 2018). Destas, a mais cultivada é a Arbequina, predominante em todos os estados do país, uma vez que se adapta a diferentes condições de clima e solo (NOVA, 2019). Segundo a Secretaria da Agricultura, Pecuária e Desenvolvimento Rural (RIO GRANDE DO SUL, 2019), no Rio Grande do Sul as variedades mais cultivadas são Arbequina, Arbosana, Koroneike, Frantoio, Picual e Cavatina.

Contudo, para além do uso da azeitona para produção de azeite de oliva, a oliveira fornece ainda suas folhas que são comercializadas na forma de cápsula, xarope (MELLO; PINHEIRO, 2012), extrato, pó ou ainda consumidas frescas ou secas na forma de chá (SELIM *et al.*, 2022).

Com relação a sua composição, as folhas apresentam considerável abundância de compostos fenólicos (ROMERO *et al.*, 2016) com grande potencial de mercado (MARKHALI, TEIXEIRA; ROCHA, 2020). Dentre esses compostos, destaca-se a oleuropeína, composto responsável pelo amargor das azeitonas, folhas, polpas e sementes das plantas de oliveira (OTERO *et al.*, 2021). Uma pesquisa realizada com a cultivar Arbequina cultivada no Rio Grande do Sul mostrou que a folha da oliveira é composta de carboidratos, proteínas, lipídios, cinzas e umidade, como é possível observar na Tabela 1.

Tabela 1 - Composição centesimal da folha da variedade Arberquina

Composição	%
Umidade	58,68±0,07
Cinzas	4,38±0,18
Proteínas	12,24±0,23
Lipídios	8,14±0,24
Carboidratos totais	19,56±0,38

Resultados expressos como média e desvio padrão (%) em massa seca
Fonte: Adaptado de Cavalheiro *et al.* (2014)

Nota-se, que a maior parte da folha, quase 60%, trata-se apenas de umidade e a menor porção é ocupada pelas cinzas e lipídios. Dentro dos lipídios, como consta na Tabela 2, é

possível observar que os ácidos insaturados (linoleico e linolênico) estão presentes em maior concentração, representando cerca de 31,34% dos ácidos graxos totais.

Tabela 2 - Composição percentual de ácidos graxos presentes nas folhas de oliveira da variedade Arberquina.

Ácidos graxos	%
14:0 (Mirístico)	1,61±0,03
16:0 (Palmítico)	23,91±0,23
18:0 (Estearico)	3,93±0,07
18:1n9 (Oleico)	10,20±0,26
18:2n6 (Linoleico)	11,74±0,16
18:3n3 (Linolênico)	46,72±0,75
20:0 (Araquídico)	1,89±0,17
AGS	31,34±0,30
AGMI	10,20±0,26
AGPI	58,46±0,77
n6/n3	0,25

Resultados expressos como média das composições percentuais \pm desvio padrão, n=3; AGS - ácidos graxos saturados totais; AGMI - ácidos graxos monoinsaturados; AGPI - ácidos graxos poli-insaturados

Fonte: Adaptado de Cavalheiro *et al.* (2014)

Ainda, os autores destacam a presença de diversos elementos químicos presentes nas folhas, na qual destacam-se Cálcio, Potássio, Magnésio, Enxofre e Fósforo, como é possível observar na Tabela 3.

Tabela 3 - Concentração de minerais determinadas nas folhas da variedade Arberquina

Elemento	Concentração ($\mu\text{g/g}$ sólido seco)	Elemento	Concentração ($\mu\text{g/g}$ sólido seco)
Al	92,50 \pm 4,70	Mg	1.153,00 \pm 25,00
Ba	39,70 \pm 0,60	Mn	34,40 \pm 1,10
Ca	10.780,00 \pm 41,00	Na	65,40 \pm 5,20
Co	0,31 \pm 0,19	P	2.288,00 \pm 60,00
Cr	0,14 \pm 0,09	S	2.462,00 \pm 80,00
Cu	9,10 \pm 0,39	Sr	91,90 \pm 2,40

Elemento	Concentração ($\mu\text{g/g}$ sólido seco)	Elemento	Concentração ($\mu\text{g/g}$ sólido seco)
Fe	121,00 \pm 5,00	V	0,28 \pm 0,12
K	11.448,00 \pm 280	Zn	25,00 \pm 0,90

Resultados reportados como média da concentração \pm desvio padrão, n=3.

Fonte: Cavalheiro *et al.* (2014)

Ressalta-se, que o estudo realizado considerou apenas uma espécie de oliveira, logo, as quantidades apresentadas podem variar de acordo com a espécie e condições de cultivo, principalmente em teores de lipídios, cinzas e umidade (COPPA *et al.*, 2017). No entanto, pesquisas indicam que o conteúdo de proteínas, fibras e carboidratos não varia significativamente entre as espécies (RIBAS *et al.*, 2022).

Ademais, o teor total de polifenóis presentes na folha varia de 13,27 a 22,81 mg GAE (equivalente de ácido gálico) por grama (RIBAS *et al.*, 2022), na qual, destaca-se o biofenol oleuropeína, presente em uma faixa de 60-90 mg/g de matéria seca nas folhas (PACETTA, 2007). Com relação a algumas propriedades físicas da folha de oliveira, Canabarro (2019) aponta que a massa específica das folhas de oliveira *in-natura* está na faixa de $1,391 \pm 0,006$ g/cm³ e seu calor específico, o qual depende da temperatura, é de 1,0 a 2,0 J/g°C, para uma faixa de 40 a 80 °C.

Com relação à quantidade presente na planta, de acordo com Amiot, Fleuriet e Macheix (1986), a quantidade de oleuropeína pode chegar a concentrações de 140 mg/g em base de matéria seca de azeitonas jovens. Ainda, conforme Pacetta (2007), o nível de oleuropeína presente nas azeitonas reduz-se com o processo de amadurecimento. Um dos motivos para essa diminuição seria devido ao aumento de compostos de degradação, no caso ácido elenóico e hidroxitirosol.

Se tratando das folhas, a quantidade de oleuropeína presente varia de acordo com a região onde a planta é cultivada. Pesquisas apontam que maiores quantidades são obtidas em regiões com temperatura média anual de 15,5 a 18 °C e que os índices pluviométricos não são de grande influência (ANSARI; KAZEMIPOUR; FATHI, 2010). De maneira geral, os teores variam de 60 a 90 mg/g de matéria seca de folha de oliveira (LE TUTOUR; GUEDON, 1991).

2.2 ETANOL

O etanol, também denominado álcool etílico, é um líquido claro, com odor característico quando em condições ambientes de temperatura e pressão (25 °C e 1 atm). Dentre suas principais características estão sua massa molar igual a 46,07 g/mol; ponto de fusão e ebulição de -112 °C e 78,3 °C, respectivamente; e densidade relativa do líquido, a 20 °C, igual a 0,790 g/cm³ (FFCLRP, 2024).

É uma substância orgânica e anfifílica (afinidade com moléculas polares e apolares), volátil e altamente inflamável, originada da fermentação de açúcares de produtos agrícolas como cana-de-açúcar, milho e mandioca, entre outros. A maior parte do etanol produzido no mundo é proveniente da cana-de-açúcar, principalmente no Brasil (COELHO; GOLDEMBERG, 2004).

É amplamente utilizado como solvente de substâncias destinadas ao contato ou consumo humano, como bebidas alcoólicas, perfumes e artigos de higiene pessoal, desinfetantes, vernizes, na fabricação de plásticos, dentre outros (CETESB, 2012). Além dessas aplicações, é notável seu uso como combustível, seja na forma anidra (como componente na formulação da gasolina) ou na forma hidratada (comercializado como combustível pronto para uso). Na forma anidra, o teor de água é ínfimo comparado ao de etanol, de modo que este é praticamente álcool puro, enquanto na forma hidratada o teor de água pode chegar a 7,5% em massa, teor máximo de água, segundo Resolução da Agência Nacional do Petróleo (ANP), nº 907/2022, o que o enquadra como uma mistura hidroalcoólica.

No presente trabalho, o etanol é utilizado como solvente, juntamente à água, para formar uma solução hidroalcoólica de proporções 60:40 v/v, a fim de se extrair a oleuropeína das folhas de oliveira. Como a oleuropeína é uma substância polar, é necessário um solvente com alta polaridade para obter esse produto e ter uma extração com um bom rendimento. A escolha do etanol é interessante pois este é um composto de baixa toxicidade e apresenta alta polaridade, podendo penetrar mais facilmente nas células internas da folha para extração do componente alvo.

As motivações que justificam o uso de uma mistura de solventes, especificamente esta mistura hidroalcoólica, são apresentadas e desenvolvidas no item 7.2.2.3, do Capítulo 7. Sendo assim, opta-se pela aquisição da mistura já nas referidas proporções, conforme

disponibilidade no mercado e por meio de parceria com empresa terceirizada. Por fim, utiliza-se das principais propriedades físico-químicas do etanol em condições ambientes (entre 20 °C e 25 °C, à 1 atm), apresentadas anteriormente.

2.3 ÁGUA

A água, em condições ambientes de temperatura e pressão (25 °C e 1 atm) apresenta-se como um líquido incolor e não tóxico, com ponto de fusão e ebulição de, respectivamente, 0 °C e 100 °C, e densidade igual a 998 kg/m³. Devido à sua polaridade e capacidade de formar ligações de hidrogênio, a água é um excelente solvente, o que significa que pode dissolver muitos tipos diferentes de moléculas (KHAN ACADEMY, 2024), especialmente moléculas polares ou anfífilas, como o etanol.

Além de solvente, a água também é utilizada como fluido industrial na forma de vapor, água quente, água fria, água gelada, ou até mesmo gelo. Quando utilizada como solvente ou reagente, características como pureza e dureza (concentração de íons derivados de minerais dissolvidos na água, como carbonatos) são pontos críticos para a qualidade do produto, necessitando algumas vezes que a água esteja na forma deionizada. Já quando utilizada como fluido de processo, pode estar como água potável, oriunda de lençóis freáticos no terreno através de poços artesianos ou ainda comercializada por companhias de saneamento.

No presente trabalho, a água potável é utilizada tanto como fluido industrial quanto como solvente. Na forma de solvente, compõe uma solução hidroalcoólica junto ao etanol, de proporções 60:40 v/v, a qual será utilizada para a extração assistida por ultrassom de oleuropeína e outros compostos provenientes das folhas de oliveira. Por fim, além dessas utilizações, a água também será destinada ao consumo dos funcionários, para a limpeza de equipamentos e da fábrica, em sanitários, dentre outras funções.

2.4 SOLVENTE HIDROALCOÓLICO

Uma vez introduzidas as substâncias que compõem o solvente a ser utilizado na extração assistida por ultrassom, é possível discutir a respeito do tipo e das características físico-químicas do solvente e, especialmente, as motivações que levaram a escolher uma mistura etanol:água nas proporções 60:40 v/v, citadas anteriormente, como solvente no nosso processo. As condições em que o solvente se apresenta afeta diretamente a extração da oleuropeína, especialmente no rendimento da extração. Características como a polaridade das

substâncias, se estas são utilizadas na forma pura ou mistura, e sua toxicidade são pontos chave para a escolha do solvente, sendo necessário que este garanta eficiência e segurança no processo.

A polaridade do solvente inegavelmente afeta o processo de extração. Como a oleuropeína, o ingrediente fenólico mais abundante no extrato de folha de oliveira, é uma substância polar, é necessário um solvente com alta polaridade para obter a oleuropeína com eficiência (LE FLOCH, 1998), tais como água, metanol, etanol e acetonitrila. Contudo, segundo o estudo realizado por Xie *et al.* (2015), o rendimento de extração não aumentou ainda mais com a polaridade após exceder um certo grau. Os autores justificam essa observação com alguns aspectos, sejam eles:

Primeiro, uma polaridade forte pode aumentar as impurezas, ou seja, os sacarídeos e a proteína, o que pode impedir a dissolução da oleuropeína. Em segundo lugar, de acordo com o princípio de "semelhante dissolve semelhante", o solvente de média polaridade foi apropriado para extrair oleuropeína porque, assim como o etanol, a estrutura da oleuropeína [...] abriga vários grupos hidroxila, que contribuem para toda a polaridade da molécula. (XIE *et al.*, 2015, p. 5, tradução nossa)

A escolha do solvente, e se este é aplicado na forma pura ou como mistura, também é de relevância e influência no rendimento da extração. As misturas de solventes são melhores, pois desativa as enzimas responsáveis pela conversão da oleuropeína em outros compostos com alta atividade de desnaturação e reticulação de proteínas (YATEEM; AFANEH; AL-RIMAWI, 2014). Além disso, analisando os rendimentos de mistura de solventes em comparação com os solventes puros, verifica-se que a combinação de solventes (ou o uso da água como co-solvente) é essencial para a extração bem-sucedida da oleuropeína, permitindo obter um rendimento significativo da substância desejada. Isso porque, enquanto a água auxilia em uma maior afinidade com a oleuropeína, dada sua polaridade, os outros componentes da mistura auxiliam na solubilidade das moléculas de oleuropeína no solvente, conforme descrito por Recepoğlu, Gümüşbulut, e Özşen (2023):

Quando comparada à água, a polaridade do metanol e do etanol é menor, resultando em uma queda na constante dielétrica do solvente, o que melhora a solubilidade e a difusão das moléculas alvo desejadas no solvente. No entanto, o uso de solventes em sua forma pura leva à desidratação e ao colapso das células vegetais. Proteínas e produtos químicos fenólicos na parede celular também são desnaturados. A extração de compostos fenólicos torna-se mais difícil em decorrência desses fatores.

O estudo de Xie *et al.* (2015) também sugere que a mistura de solventes, especialmente etanol e água, colabora com o processo de extração, observando que o etanol pode penetrar mais facilmente nas células internas da folha para o componente alvo do que a

água devido à sua polaridade mais baixa. Portanto, uma solução de etanol e água pode ser um solvente interessante para a extração da oleuropeína, inclinando o grupo a escolher este solvente.

Vale ressaltar que, apesar dos altos rendimentos verificados em literatura (item 7.2) com o uso de metanol como solvente, optou-se pelo uso de etanol associado à água. Isso se deve ao fato de que o metanol é um composto de Classe II, referente a solventes com uso a ser limitado, dado sua toxicidade, se comparado ao etanol, que é Classe III (solventes com baixo potencial tóxico). Tais classificações são oriundas do Conselho Internacional para Harmonização de Requisitos Técnicos para Medicamentos de Uso Humano ou *International Council for Harmonisation of Technical Requirements for Pharmaceuticals for Human* (ICH).

Assim, levando-se em consideração as propriedades já elencadas a respeito da extração com solvente hidroalcoólico, optou-se por condições de operação similares às do estudo de Lama-Muñoz *et al.* (2019), onde utilizou-se de solvente hidroalcoólico (etanol:água na proporção 60:40 v/v) para a extração da oleuropeína. O solvente nessa proporção, associado às demais condições experimentais, proporcionou uma operação com bom rendimento do produto, tempo hábil de operação e ainda conformidade com questões ambientais e de segurança do trabalho.

3 PRODUTO

Segundo Moraes (2020), os insumos farmacêuticos ativos (IFAs):

[...] são componentes que conferem a propriedade farmacológica do medicamento, ou seja, são elementos fundamentais utilizados com a finalidade de promover alívio em tratamentos e também em diagnósticos de doenças, bem como prevenção delas [...] sendo responsáveis pelo efeito terapêutico. (MORAES, 2020, p. 13).

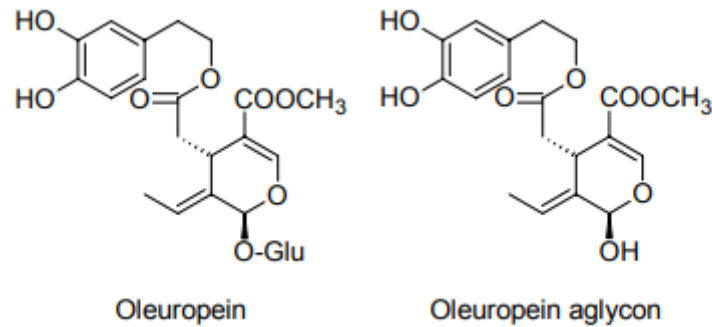
A obtenção desses insumos varia de acordo com a sua origem, seja por meio de extração animal, mineral e vegetal, podendo ser sintéticos, por processos biotecnológicos ou pela combinação destes. No processo de produção, muitas vezes, as indústrias recebem a matéria-prima bruta e a transformam no insumo farmacêutico ativo pronto para o uso. Na formulação de medicamentos, os IFAs são um dos principais componentes de custo. Além dos IFAs, são utilizados adjuvantes farmacotécnicos ou insumos farmacêuticos não ativos, produtos químicos sem ação farmacológica, como aglutinantes, conservantes e corantes artificiais.

A oleuropeína é um secoiridóide de gosto forte e amargo (BÖHMER, 2018), presente em todas as partes da oliveira, mas principalmente nas folhas (COPPA *et al.*, 2017), responsável pelo aroma pungente do óleo de oliva (BREUNING, 2021) que pode ser separada das folhas de oliveira por meio de uma série de processos. De acordo com Böhmer (2018, p. 22), “A oleuropeína tem diversas propriedades farmacológicas descritas, dentre as quais pode-se destacar a atividade antioxidante, antiinflamatória, antiaterosclerótica, anticâncer, antimicrobiana, antiviral e antifúngica”. Devido a esses potenciais, ela vem chamando a atenção da indústria farmacêutica atualmente, dado seu potencial como IFA.

3.1 DEFINIÇÃO DO PRODUTO

De acordo com Wichers, Soler-Rivas e Espi (2000), a oleuropeína é um éster de 2-(3,4 dihidroxifenil-1)etanol(hidroxitirosol), solúvel em água e álcool e insolúvel em éter (BÖHMER, 2018), principalmente em sua forma aglicona (LORINI, 2018) (formada através da liberação da glicose), responsável por tornar a porção de açúcar insolúvel em óleo. Na Figura 3 é possível observar a sua estrutura em comparação com a sua forma aglicona.

Figura 3 - Estrutura molecular da oleuropeína e da oleuropeína aglicona



Fonte: Omar (2010).

Sua forma molecular, $C_{25}H_{32}O_{13}$, lhe confere uma massa molecular de 540,5 g/mol (WALTER; FLEMING; ETCHELLS, 1973). Ademais, a oleuropeína possui picos de absorção mais característicos em 280 e 325 nm, com uma absorção de 2,799 e 0,5013 respectivamente (BARÃO, 2008).

Como citado anteriormente, a oleuropeína pertence aos secoiridóides, abundantes em espécies como *Oleaceae*, *Gentianaceae*, *Cornaleae* (OMAR, 2010). Segundo FoodService (2010), os secoiridóides são antioxidantes naturais, representados pela forma dialdeídica do ácido decarboximetil elenólico ligado ao hidroxitirosol ou tirosol, isômeros das agliconas oleuropeína e ligstrosídeo, e são produzidos a partir do metabolismo secundário de terpenos como precursores de alcaloides indólicos (OMAR, 2010).

A respeito de algumas das propriedades físico-químicas, a oleuropeína possui densidade de 1,5 g/mL (CHEMSPIDER, 2024) e é comercializada como um sólido fino de coloração esbranquiçada (ROTH, 2019), inodoro e muito sensível a oxidação (ANSARI, KAZEMIPOUR; FATHI, 2010) e a luz (LORINI, 2018). Além disso, possui ponto de fusão de 89 °C (BARÃO, 2008) e ponto de ebulição de $772,9 \pm 60$ °C, à pressão de 1 atm (CHEMSPIDER, 2024). Embora pouco volátil, esta molécula é termolábil e se degrada em temperaturas a partir de 80 °C. Ademais, é um material combustível, mas que não se inflama facilmente (ROTH, 2019). Algumas empresas que oferecem o produto com alto teor de pureza apontam que o sólido possui coloração que varia de branco a amarelo fraco, para amarelo, para bege e, quando dissolvidas, variam de amarelo para marrom (SIGMA-ALDRICH, 2024).

Com relação à solubilidade, como citado anteriormente, ela é solúvel em água, mas valores exatos da sua solubilidade em mg/mL não foram encontrados em literatura. Ademais,

a sua solubilidade pode variar de acordo com o solvente utilizado. Na Tabela 4 é possível observar a solubilidade desta frente a diferentes solventes.

Tabela 4 - Solubilidade da oleuropeína em diferentes solventes

Composto	Solubilidade (mg/mL)
Dimetilformamida	50,00
Água	Não determinado
Dimetilsulfóxido	30,00
Etanol	30,00
Tampão salino tamponado com fosfato (PBS) (pH 7,2)	0,25

Fonte: Adaptado de Cayman Chemical (2024)

Ademais, a oleuropeína possui os registros CAS (Chemical Abstracts Service) N°.: 32619-42-4 e EINECS (*European Inventory of Existing Chemical Substances*) N°.: 251-129-6 (BARÃO, 2008).

O produto de interesse é um extrato de oleuropeína obtido a partir de folhas de oliveira com pureza de 80%, a partir de folhas de oliveira, comercializado sob a forma de Insumo Farmacêutico Ativo (IFA) em pó, com 20 µm. Os possíveis contaminantes presentes nesse produto são formados principalmente por hidroxitirosol e outros compostos fenólicos, como tirosol e ácido vanílico, que não são removidos na etapa de purificação, apresentada e desenvolvida na Seção 7.3, e também uma quantidade do solvente hidroalcoólico residual, que permanece no produto após a etapa de secagem a vácuo, apresentada na Seção 7.5. A representação do produto em pó pode ser verificada na Figura 4.

Figura 4 - Extrato de oleuropeína em pó



Fonte: Alibaba (2023. a.)

4 ANÁLISE DE MERCADO

A análise de mercado consiste na avaliação e interpretação de informações relevantes sobre um mercado específico, com o objetivo de compreender as condições e tendências desse mercado. Nela são incluídas informações sobre potenciais concorrentes, consumidores, preços e fatores externos que possam influenciar o desempenho do produto nesse mercado.

Assim, será feita a análise comercial de mercado aplicada ao produto de interesse, que seria um extrato de oleuropeína, comercializado na forma de um insumo farmacêutico ativo, destinado principalmente à indústria farmacêutica, para a produção de formulações anti-inflamatórias e nutracêuticos.

4.1 MERCADO NACIONAL

O Brasil é o segundo maior importador de azeite de oliva, azeitonas e produtos derivados. De acordo com o Conselho Oleícola Internacional (COI), entre 2019 e 2020 o país importou 91.251 toneladas de azeite de oliva, movimentando cerca de US\$ 360 milhões no mercado (IOC, 2020).

Conforme verificado pela Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária (EMBRAPA), apesar de pequena em comparação com a importação e o consumo interno de 60 mil ton/ano (EMBRAPA, 2019) a olivicultura vem crescendo nos últimos anos. Além disso, segundo estimativas do Instituto Brasileiro de Olivicultura (IBRAOLIVA), a área implantada é de 10.000 ha, sendo 6.000 ha no Rio Grande do Sul (IBRAOLIVA, 2023).

As atividades agrícolas e de processamento da cultura da oliveira geram uma quantidade substancial de subprodutos, principalmente as folhas de oliveira (MARKHALI, TEIXEIRA; ROCHA, 2020), que não são explorados ou reaproveitados. A utilização das folhas de oliveira para a produção de oleuropeína pode trazer benefícios econômicos e ambientais, além de agregar valor à cadeia produtiva da oliveira, contribuir com a sustentabilidade do setor e promover a utilização mais eficiente dos recursos disponíveis.

O mercado de nutracêuticos no Brasil é um dos que apresentam maior projeção de crescimento. O setor cresceu 3,9% em 2021 e apresenta uma CAGR de 7,5% segundo um levantamento da Associação Brasileira da Indústria de Suplementos Alimentares (ABIAD, 2022). A oleuropeína é um composto promissor com potencial para ser usado como um nutracêutico, no entanto atualmente ainda não é comercializada para essa finalidade no Brasil.

O mercado de IFAs também é bastante significativo no Brasil, sendo 10% do consumo destinado à produção de medicamentos anti-inflamatórios. Apesar de sua relevância na produção em grande escala de medicamentos, a indústria de insumos farmacêuticos no Brasil é predominantemente dependente de importações. Conforme indicado por informações divulgadas pela Associação Brasileira da Indústria de Insumos Farmacêuticos, a produção nacional abrange menos de 5% dos insumos necessários (ABIQUIFI, 2021). A produção local de IFAs a base de um extrato de oleuropeína pode ser vantajoso para a indústria farmacêutica e poderia suprir uma fração da demanda por IFAs anti-inflamatórios no país.

A expansão do mercado de produtos naturais e saudáveis oferece oportunidades para empresas que produzem e comercializam extrato de oleuropeína. Além disso, a pesquisa contínua sobre os benefícios da oleuropeína e suas aplicações potenciais pode abrir novos mercados e oportunidades.

4.2 MERCADO INTERNACIONAL

Assim como no Brasil, o mercado internacional de IFAs também apresenta uma alta tendência de crescimento. Esse é impulsionado por vários fatores, incluindo o envelhecimento da população, a demanda por medicamentos para doenças crônicas, o aumento da conscientização sobre a saúde. A combinação desses fatores influencia também em um aumento da pesquisa e investimento nessa área, com o objetivo da obtenção de novos medicamentos e o desenvolvimento de novos insumos que possam ser comercializados como IFAs. De acordo com a empresa de pesquisa de mercado MarketsandMarkets, o mercado global de IFAs foi avaliado em US\$145,9 bilhões em 2022. O mercado é esperado para crescer a uma CAGR de 8,2% de 2022 a 2027.

A pesquisa indica que China é o principal produtor mundial de IFAs, com uma participação de mercado de cerca de 30%. A Índia é o segundo maior produtor, com uma participação de mercado de cerca de 25%. Os Estados Unidos e a Alemanha são os terceiros e quartos maiores produtores, respectivamente. Os Estados Unidos são o principal consumidor mundial de IFAs, com uma participação de mercado de cerca de 35%. A China é o segundo maior consumidor, com uma participação de mercado de cerca de 20%. A Índia e a Europa são os terceiros e quartos maiores consumidores, respectivamente.

Dentre os produtos comercializados como IFAs, uma parte deles é destinada para a produção de medicamentos antiinflamatórios. O extrato de oleuropeína, devido às suas propriedades, apresenta o potencial para ser comercializado nesse setor do mercado.

4.3 PÚBLICO ALVO

Devido a sua alta capacidade antioxidante e antimicrobiana, a oleuropeína tem atraído a atenção dos setores de cosméticos, farmacêutico e alimentício. Com o aumento da conscientização sobre os benefícios à saúde associados à oleuropeína, o mercado tem sido impulsionado pela demanda por produtos naturais contendo este extrato como ingrediente. (NATAC GROUP, 2018).

O produto de interesse é um extrato de oleuropeína, comercializado na forma de um insumo farmacêutico ativo destinado para a produção de formulações anti-inflamatórias e nutracêuticas. A indústria alvo definida para esse produto é a farmacêutica, mas esse insumo também apresenta aplicações nas indústrias de alimentos e cosméticos. Portanto, pode-se dizer que os principais compradores da oleuropeína serão as empresas que utilizam o composto em suas formulações, destinados ao consumo.

Para a indústria farmacêutica, esse produto pode ser utilizado como aditivo para medicamentos existentes ou para o desenvolvimento de novos medicamentos. Devido às suas propriedades anti-inflamatórias, antioxidantes e antibacterianas, esse extrato pode ser utilizado para formulação de medicamentos para tratamento de doenças cardíacas, medicamentos com função anti-inflamatória e apresenta potencial para combater efeitos do câncer (RISHMAWI *et al.*, 2022).

Outra potencial aplicação para extrato de oleuropeína é na indústria alimentícia, onde pode ser utilizado para melhorar o valor nutricional dos alimentos, aumentando o conteúdo polifenólico. Além disso, pode ser aplicado como substituto de antioxidantes sintéticos e como conservante natural devido às suas propriedades antimicrobianas. Também é utilizado na indústria de cosméticos, em produtos para saúde capilar (PUBCHEM, 2024). Conforme indicado pelos resultados de vários estudos disponíveis na literatura, o uso de pequenas quantidades de oleuropeína pode melhorar a vida útil de produtos com alto teor de gordura (COPPA *et al.*, 2020), proporcionando benefícios à saúde dos consumidores.

No que se diz respeito a demanda por um extrato de oleuropeína, esta é predominantemente concentrada em países como Estados Unidos, Índia e Alemanha, onde a

maioria das empresas compradoras desse extrato e produtoras de formulações derivadas estão localizadas (VOLZA, 2023). Em contrapartida, o consumo e a demanda por um extrato de oleuropeína no Brasil são consideravelmente inferiores, evidenciando que a exportação do produto apresentaria vantagens superiores em relação à comercialização interna. Nesse cenário, a exportação de oleuropeína para esses mercados pode proporcionar às empresas brasileiras a oportunidade de atender à demanda externa e aproveitar as oportunidades comerciais internacionais.

4.4 CONCORRENTES

Existem várias empresas envolvidas na produção e comercialização de extrato de oleuropeína, incluindo empresas especializadas em ingredientes naturais, fabricantes de suplementos alimentares e empresas farmacêuticas. A concorrência pode variar dependendo da região geográfica e das aplicações específicas.

Atualmente os maiores produtores e fornecedores da oleuropeína são empresas situadas em países como China, Índia e Estados Unidos (VOLZA, 2023), havendo também produção em países da União Europeia com uma produção olivícola considerável, como França, Itália e Grécia.

4.5 FORNECEDORES DE MATÉRIA-PRIMA

Com o lançamento do Programa Estadual de Desenvolvimento da Olivicultura, (Pró-Oliva) em 2015, o Rio Grande do Sul se tornou o maior produtor de oliveiras do Brasil, contando com 5.986 hectares com cultivo de oliveiras, segundo resultados do Cadastro Olivícola de 2022 (AMBROSINI *et al.*, 2022).

O cadastro aponta que as regiões Sudeste e a região metropolitana de Porto Alegre são responsáveis por uma parcela significativa da produção de oliveiras no estado. A região Sudeste representa 41,99% da área total do estado e conta com 25,86% do número total de produtores de oliveiras. Já a região metropolitana de Porto Alegre abrange 17,94% da área total do estado e possui 25,55% do número total de produtores de oliveiras. Os municípios que se destacam na cultura são Encruzilhada do Sul, Canguçu, Pinheiro Machado, Bagé, Cachoeira do Sul, Santana do Livramento, Viamão e São Gabriel.

Como as folhas de oliveira são um subproduto da colheita, as áreas com maior produção de oliveiras são conseqüentemente as áreas onde a produção de folhas é maior, e

poderiam ser utilizadas como fornecedores dessa matéria-prima para a produção da oleuropeína.

4.6 PREÇO DE VENDA

O preço de venda tem efeito significativo sobre a viabilidade econômica de um projeto, e para a sua determinação devem ser levados em conta os custos de operação, custos de transporte, custos com a matéria-prima, vantagem competitiva e variações na demanda.

A oleuropeína é comumente comercializada em baixas concentrações, na forma de extrato de folhas de oliveira. Pode ser encontrada em sites de varejo em concentração entre 10% e 50%, com preço variando entre US\$ 17,00 e US\$ 200,00 por quilo (ALIBABA, 2023. a.). O preço de venda produto também é influenciado pelo grau de processamento da matéria prima e para a indústria a qual ele é destinado, podendo atingir uma faixa de preços de entre US\$ 90,00 e US\$ 300,00 por quilo em um produto com pureza de 40% destinado à indústria alimentícia (ALIBABA, 2023. b.). Também são comercializados produtos com um grau de pureza maior, em concentrações de aproximadamente 80%, com preços de venda entre US\$ 300,00 e US\$ 500,00 por 1 kg (KINGHERB LIMITED, 2024. b.).

O produto de interesse é um extrato de oleuropeína de alta pureza, com concentração superior a 80%, destinado principalmente à indústria farmacêutica, logo, seu preço de venda deve estar alinhado com os valores praticados por empresas nesse mesmo ramo. Com base nos preços de produtos e formulações similares no mercado, como o praticado pela empresa Kingherb Limited (KINGHERB LIMITED, 2024. a.), e considerando também a alta disponibilidade de matéria-prima, o preço de venda foi estipulado como US\$ 400,00 por 1 kg de produto, ou R\$ 1.968,00 por 1 kg considerando uma taxa de taxa de câmbio de R\$4,92, correspondente a cotação média do dólar para janeiro de 2024.

5 ANÁLISE ECONÔMICA PRELIMINAR

Para o cálculo da análise econômica preliminar é considerado como base de cálculo a produção diária do produto, os custos diários com matéria-prima e o valor de venda do extrato de oleuropeína. Os custos diários são compostos pelos gastos com a aquisição de folhas de oliveira e o gasto com o solvente.

O valor para a aquisição das folhas de oliveira não pode ser determinado diretamente, por se tratar de um resíduo da poda de oliveiras e da colheita, e o método de obtenção principal ser através de parcerias com produtores de oliveira. Por se tratar de um projeto que se propõe a agregar valor a esse resíduo, foi estipulado um valor de compra de R\$0,50 por quilograma de matéria-prima, que seria obtido por meios de acordos e visando beneficiar os produtores envolvidos.

Para uma análise preliminar dos gastos com solvente, uma mistura de etanol e água nas proporções 60:40, foi estimado um valor de R\$ 6,79 por quilograma de mistura. Este valor foi estipulado levando em consideração volume necessário de etanol e água destilada para essa mistura. Segundo Pochteca Coremal (2024), os preços médios de etanol e água destilada são iguais a, respectivamente, R\$ 9,25/kg e R\$ 3,90/kg.

O preço de venda do extrato de oleuropeína, como apresentado na Seção 4.6, será de R\$1.968,00 por 1 kg de produto. Como base de cálculo, foi utilizada a produção diária suportada pelos módulos de extração na instalação industrial utilizada de 373,44 kg de oleuropeína, com uma pureza próxima a 80%, apresentada na Seção 9, e demandando um processamento de 9.512,5 kg de folhas de oliveira com um consumo de 48.548,4 kg (48.645,7 L) de solvente. Os valores assumidos para a quantidade de matéria prima necessária foram determinados com base no método de extração desenvolvido por Lama-Muñoz *et al.* (2019), apresentado na Seção 7.2.2, onde são utilizados 11,35 kg do solvente hidroalcoólico para cada kg de folhas secas e são obtidos 69,91 g de oleuropeína por kg de folha seca.

Com os dados de produção, valor do produto e custos com matéria-prima, pôde-se realizar um cálculo preliminar da viabilidade econômica (Tabela 5).

Tabela 5 - Cálculo simplificado de viabilidade econômica

	Produto	Quantidade (kg/dia)	Preço (R\$/kg)	Valor Diário por Produto (R\$)	Valor Anual por Produto (R\$)
Custos	Folhas	9.512,50	0,50	-4.756,25	-1.736.031,25
	Solvente	48.548,40	6,79	-329.643,64	-120.319.928,60
Receita	Oleuropeína	373,44	1.968,00	734.929,92	268.249.420,80
Lucro Bruto	-	-	-	400.530,03	146.193.460,95

Fonte: Autores (2023)

O saldo obtido na análise preliminar é de R\$ 146.193.460,95 por ano, não considerando impostos. Prevendo uma carga tributária de 30% sobre os lucros obtidos, o saldo por ano seria de R\$ 102.335.422,66. Pode-se inferir que, em primeira análise, o projeto apresenta viabilidade econômica, uma vez que demonstrou uma receita superior aos custos. Entretanto, para verificar a real viabilidade é necessário uma análise mais profunda, abrangendo elementos que não foram considerados nessa análise simplificada preliminar.

6 EMPRESA

6.1 MODELO DE NEGÓCIOS

Um documento de Modelo de Negócios é uma ferramenta visual usada para descrever e analisar o modelo de negócios de uma empresa. Ele fornece uma visão geral clara e concisa de como uma empresa cria, entrega e captura valor. O modelo de negócios é composto por nove componentes principais, organizados em um quadro dividido em seções, que são: segmento de clientes; proposta de valor; canais; relacionamento com o cliente; geração de receita; recursos chave; atividades chave; parceiros chave e estrutura de custos. (OSTERWALDER; PIGNEUR, 2011). Na Figura 5 pode-se encontrar o modelo de negócios da indústria da oleuropeína.

Figura 5 - Modelo de Negócios

Parcerias-chave <ul style="list-style-type: none">• Produtores de Oliveiras e Azeite de Oliva• Empresas de transporte e logística• Parcerias com empresas do setor farmacêutico	Atividades-chave <ul style="list-style-type: none">• Extração das folhas de oliveira para obtenção da oleuropeína• Purificação e concentração da oleuropeína e controle de qualidade	Oferta de valor <ul style="list-style-type: none">• Promover práticas sustentáveis e agregar valor às folhas de oliveira• Purificação e concentração do extrato de oleuropeína• Fornecimento de um ingrediente natural com propriedades benéficas à saúde	Relacionamento <ul style="list-style-type: none">• Atendimento para entender as necessidades dos clientes e oferecer soluções adequadas	Segmentos de clientes <ul style="list-style-type: none">• Indústria farmacêutica• Fabricantes de anti-inflamatórios e nutracêuticos• Fabricantes de suplementos alimentares
	Recursos-chave <ul style="list-style-type: none">• Equipamentos para a extração e purificação• Mão de obra especializada• Matéria-prima		Canais <ul style="list-style-type: none">• Venda direta para fabricantes de anti-inflamatórios e nutracêuticos• Distribuição por meio de revendedores• Parcerias com empresas do setor farmacêutico	
Estrutura de custos <ul style="list-style-type: none">• Custos de aquisição das folhas de oliveira• Custos de extração, purificação e controle de qualidade• Despesas operacionais, mão de obra, instalações e logística		Fontes de receita <ul style="list-style-type: none">• Venda do extrato de Oleuropeína• Parcerias com fornecedores de matéria prima e clientes		

Fonte: Autores (2023)

6.2 DEFINIÇÃO DE ESCALA

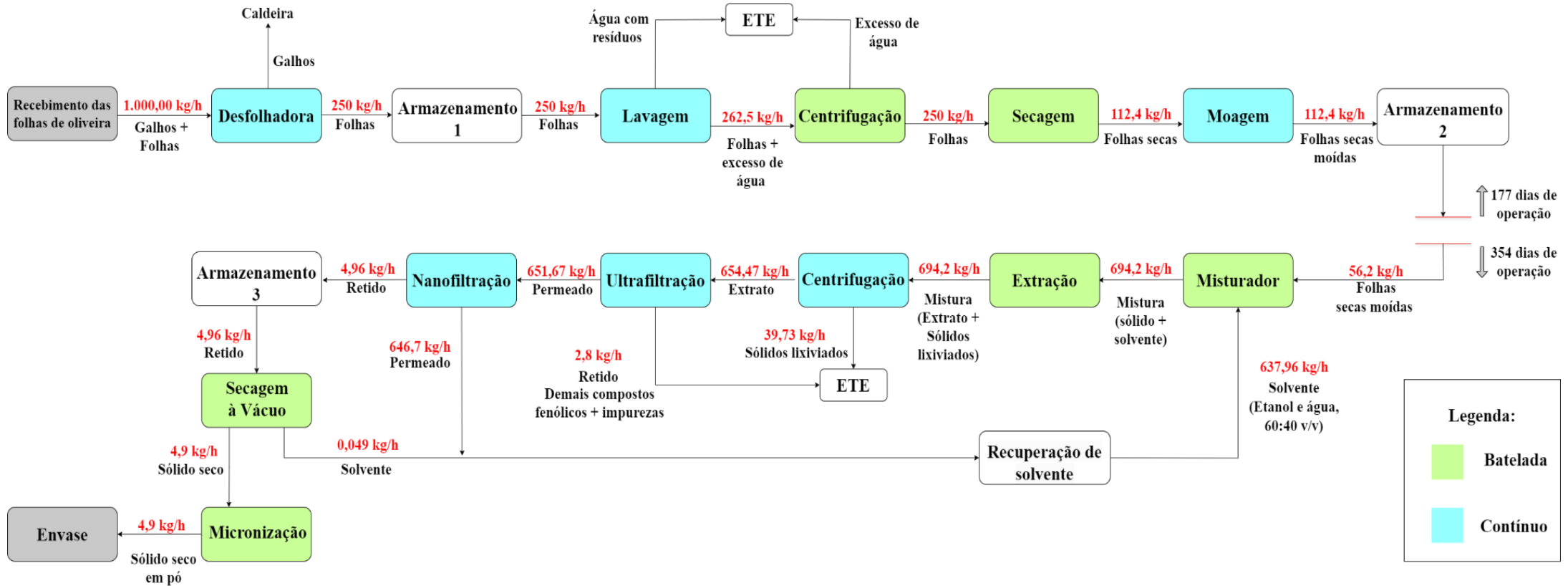
6.2.1 Escala de Produção

No presente trabalho, verificou-se para a definição de escala, a princípio, a quantidade de produto que seria obtida ao final do processamento diário de 1 tonelada de folhas de oliveira. Esta base de cálculo possui o intuito de servir como referência para a definição da escala industrial na qual a empresa será montada, sendo uma base mais comumente utilizada e de fácil entendimento. Assim, os resultados encontrados para essa base de cálculo podem auxiliar no aumento da escala de produção. O diagrama que apresenta o processamento de 1 tonelada por hora de matéria-prima, seguindo o processo elaborado, pode ser visualizado na Figura 6. Observa-se, pela Figura 6, que a indústria em questão é uma indústria de baixa conversão e que, caso seja mantida a base de cálculo referência, a quantidade de produto ao final do processo obtida diariamente seria uma quantidade ínfima, colocando a empresa em uma posição de menos relevância no cenário industrial.

Assim, decidiu-se por aumentar a escala de produção para processamento de, aproximadamente, 20 toneladas de folhas por dia, quantidade esta obtida após o somatório dos resíduos oriundos da indústria de azeite de oliva e dos resíduos da atividade hortícola/poda das oliveiras, no Rio Grande do Sul, ou seja, serão 3.367,75 toneladas de folhas por ano divididas pela quantidade de dias que se recebe as folhas (177 dias ou 6 meses), obtendo-se 20 ton/dia de folhas. Vale ressaltar que o cálculo para a obtenção da escala de produção em 20 ton/dia será melhor detalhado no projeto do processo, Capítulo 8. Ao final, mantidas as proporções da base de cálculo de 1 tonelada, serão produzidos, aproximadamente, 374 kg por dia de oleuropeína em pó, com 80% de pureza.

Embora seja de conhecimento que, na prática, é quase impossível destinar todas as folhas do estado para uma única indústria, a escolha por uma base de cálculo maior ainda se justificaria como ponto de partida para a elaboração da indústria, uma vez que esta última seria pioneira no mercado brasileiro, além do alto valor agregado que a oleuropeína possui. Ademais, é necessário também se levar em consideração a oferta de matéria-prima, a qual é abundante na região onde a empresa se localiza, indicando que a indústria é capaz de atender boa parte da demanda dos consumidores internos, público ainda em crescimento, e do mercado externo. Somado a isso, a indústria da oleuropeína, conforme verificado em análise econômica preliminar, apresentou grande potencial econômico, o que impulsionou desenvolver o projeto a partir da base de cálculo definida anteriormente.

Figura 6 - Diagrama de blocos para produção de oleuropeína a partir de 1 tonelada de matéria-prima



Fonte: Autores (2023)

Resumidamente, a Figura 6 traz um esboço simplificado do processo produtivo da oleuropeína. Esse processo inicia-se com o recebimento (desfolhagem) e a preparação da matéria-prima (lavagem, centrifugação, secagem e moagem), sendo as etapas intercaladas por etapas de armazenamento. Sobre essas etapas, apenas as etapas de centrifugação e secagem são em batelada, enquanto as demais são contínuas. Com relação aos armazenamentos, estes são necessários para garantir um acúmulo de matéria-prima, de modo que a indústria siga com suas atividades o ano todo, visto que o recebimento da matéria prima acontece em 177 dias de operação, enquanto o armazenamento das folhas já processadas ocorre o ano todo de operação (354 dias). Tais informações a respeito dos dias de operação e da escala de trabalho são melhor desenvolvidas no item 6.2.2.

Após o recebimento e preparação da matéria-prima, inicia-se a extração da oleuropeína, com as etapas de mistura (da matéria-prima com o solvente), extração sólido-líquido (que, no caso do presente projeto, será realizada com o auxílio de ultrassom) e centrifugação dos sólidos lixiviados, para que o extrato seja encaminhado às próximas operações sem maiores danos às filtrações. Vale destacar que as etapas de mistura e extração realizam-se em bateladas, enquanto a centrifugação é um processo contínuo.

Com o extrato centrifugado, parte-se para o processo de purificação da oleuropeína, com as etapas de ultrafiltração e nanofiltração, ou seja, filtrações por membranas. Basicamente, a ultrafiltração é responsável pela remoção de partículas grosseiras do extrato, enquanto a nanofiltração encarrega-se de separar o solvente do produto desejado. Em seguida, realiza-se o ajuste de umidade e pureza do produto com a secagem à vácuo e micronização, para que, dessa forma, o produto esteja pronto para embalagem. Novamente, aqui vale destacar a importância da etapa de armazenamento entre a nanofiltração e a secagem à vácuo, uma vez que são etapas em batelada que requerem bastante tempo de processamento.

Por fim, cada etapa será avaliada e desenvolvida, com suas informações de operação apresentadas após minuciosa revisão bibliográfica, a qual será abordada no Capítulo 7. Assim, o processo produtivo apresentado na Figura 6 tem como principais objetivos introduzir e familiarizar o leitor quanto ao processo e, principalmente, quanto à escala de produção idealizada.

6.2.2 Escala de Trabalho

Para determinar-se a escala de trabalho, considerando os 365 dias do ano, serão descontados períodos que correspondem a limpeza pesada e manutenção geral dos equipamentos, sendo implantado por um período de uma semana, previamente programada anualmente. Além disso, por questões de precaução, também serão considerados 4 dias para manutenção industrial corretiva não planejada. Nestes períodos, a empresa concede folga coletiva.

Com relação às oito datas comemorativas fixadas por lei como feriados nacionais, a empresa usará uma estratégia de redução da escala de funcionários e rotatividade a cada feriado, uma vez que a planta não pode ser interrompida por motivos que não sejam limpeza e manutenção geral. Desta maneira, a planta operará por 354 dias anualmente, totalizando uma jornada de 8.496 horas por ano.

Um ponto importante a ser destacado é que, embora o recebimento da matéria prima aconteça apenas em 6 meses do ano (referentes ao período de safra das oliveiras, período equivalente a 177 dias de operação), optou-se por uma produção anual pois a indústria contará com um armazenamento de folhas processadas suficiente para abastecer as demais áreas durante todo o ano. Assim, mesmo que a área de recebimento das folhas, que compreende lavagem, centrifugação, secagem e moagem (posteriormente chamada de área 100, Capítulo 8) opere apenas 6 meses, as demais áreas da indústria (posteriormente chamadas de área 200 e 300, Capítulo 8) irão operar ao longo do ano, visto que, da quantidade armazenada de 6 meses, metade irá prosseguir no processo, garantindo que a indústria tenha atividade o ano todo.

Além disso, a produção anual não implicaria em uma degradação da matéria prima que justificasse a redução da escala de produção. Conforme visto no item 6.2.1, o processo produtivo da oleuropeína conta com um processo de secagem para conservação das folhas, e seu devido armazenamento. Por fim, tratando-se de um trabalho acadêmico, não foram feitos estudos relacionados à possibilidade de utilizar outras matérias-primas realizando uma escala de produção ao longo do ano que se baseie na intercalação das safras de cada uma. Diante disso, definiu-se o processamento anual das folhas de oliveira, somente.

6.3 SAZONALIDADE DA PRODUÇÃO

Para determinação da sazonalidade da produção, levou-se em consideração as informações contidas no relatório de Zoneamento Edafoclimático da Olivicultura para o Rio Grande do Sul, elaborado pela EMBRAPA. Segundo o relatório:

Os cultivos de oliveira se concentram [...] em locais onde, de modo geral, o clima é do tipo Mediterrâneo, caracterizado por verão seco e quente, ocorrendo baixas temperaturas no período de floração, o que é de suma importância à obtenção de produções satisfatórias (ALBA; FLORES; WREGGE, 2013, p. 9).

Segundo Alba, Flores e Wrege (2013), os principais fatores climáticos que influenciam o crescimento e desenvolvimento das oliveiras e, conseqüentemente a determinação da sazonalidade da produção, são: temperatura, umidade relativa (UR) e pluviometria.

Com relação a temperatura, “A oliveira é mais sensível ao frio que outras espécies frutíferas [...]” (ALBA; FLORES; WREGGE, 2013, p. 12). Além disso, constata-se que o clima ideal para maturação dos frutos é observado na Metade Sul do estado, uma vez que “De acordo com as experiências de plantio nos países do Mediterrâneo, as temperaturas adequadas para que ocorra frutificação efetiva normal, não devem superar a 35 °C ou serem inferiores a 25 °C” (ALBA; FLORES; WREGGE, 2013, p. 12).

A respeito da umidade relativa para determinação da sazonalidade da produção, temos que:

A UR elevada favorece o aparecimento de problemas sanitários, especialmente doenças causadas por fungos. [...] Em vista disso, a Fronteira Oeste é a zona ideal para cultivo da espécie, principalmente porque a umidade relativa é baixa na fase de florescimento, situando-se entre 60% e 80%. (ALBA; FLORES; WREGGE, 2013, p. 15).

Por fim, a respeito da pluviometria, a oliveira suporta situações de déficit hídrico prolongado, dada as características das suas folhas, possuindo um requerimento hídrico anual de aproximadamente 650 mm, segundo Alba, Flores e Wrege (2013). O índice pluviométrico do estado encontra-se entre 1.000 e 1.900 mm, acima do necessário para o desenvolvimento da oliveira.

Portanto, tratando-se da sazonalidade da produção, os períodos mais recomendáveis para o cultivo das oliveiras seria durante a primavera e verão, onde as temperaturas começam

a aumentar e o solo está aquecido o suficiente para o desenvolvimento das raízes. O plantio e colheita ocorreriam no outono e inverno, enquanto que o crescimento e desenvolvimento da oliveira, na primavera e verão, entre os meses de setembro e março. Assim, a sazonalidade da produção de oleuropeína está relacionada à sazonalidade da colheita das folhas de oliveira, com recebimento de matéria-prima principalmente na primavera e verão.

6.4 LOCALIZAÇÃO

A definição do local para a instalação da fábrica é um tópico muito importante a ser definido durante o projeto. Segundo Serviço Brasileiro de Apoio às Micro e Pequenas Empresas (SEBRAE), deve-se levar em consideração fatores como incentivos fiscais feitos pelos municípios, recursos financeiros disponíveis para investimento inicial, processo operacional do negócio, infraestrutura do local, disponibilidade de mão de obra na região, proximidade aos fornecedores e clientes, condições ambientais da região, entre outros (SEBRAE, 2022).

De acordo com Moreira (2006, p. 160) “[...] as atividades industriais são, de maneira geral, fortemente orientadas para o local onde estão os recursos: matérias-primas, água, energia e mão-de-obra”. Além disso, o autor também ressalta a importância da proximidade da fábrica com os fornecedores com relação a redução dos custos de transporte.

Deste modo, como citado anteriormente em público alvo, a maior parte da produção será voltada para o mercado exterior, logo, a proximidade com os clientes é um fator inacessível, uma vez que os principais compradores não chegam sequer a fazer fronteira com o Brasil. Assim, parte-se para as demais condições como infraestrutura do local, disponibilidade de recursos, incentivos fiscais, entre outros.

Levando em consideração o argumento apontado por Moreira com relação a redução de custos de transporte caso a fábrica esteja próxima aos fornecedores de matéria-prima, e sabendo que o Rio Grande do Sul é o maior produtor de oliveiras do Brasil, torna-se viável a indústria ficar localizada neste estado. Com relação a cidade, faz-se necessário uma análise mais detalhada. Inicialmente, é necessário levar em consideração a localização das regiões maiores produtoras de oliveira. Para facilitar a pesquisa, a Figura 7 apresenta um levantamento da localização dos olivais dentro do estado.

Figura 7 - Produtores de oliveira no Rio Grande do Sul para o ano de 2022.



Fonte: AMBROSINI *et al.* (2022)

Como é possível observar, as mesorregiões com maior produção são, em ordem, a Sudeste Rio-Grandense, Sudoeste Rio-Grandense e Metropolitana de Porto Alegre, uma vez que são regiões ideais para o cultivo da oliveira por apresentar uma faixa de temperatura de 25 a 35 °C, que durante o inverno gira em torno de 3 e 15 °C (WREGGE *et al.*, 2009). A região Sudeste Rio-Grandense totaliza 41,99% da produção do estado, enquanto que a segunda maior produtora, a região Sudoeste, é responsável por 20,67% (AMBROSINI *et al.*, 2022).

Partindo deste ponto e, levando em consideração que a quantidade de oleuropeína presente na planta varia de acordo com a região onde a planta é cultivada (ANSARI; KAZEMIPOUR; FATHI, 2010), as regiões mais adequadas para plantio apresentam uma maior concentração da substância nas folhas da oliveira, o que faz com que o volume de matéria-prima a ser comprado pela indústria para obter uma quantidade específica de oleuropeína seja menor se comparado a outras regiões. Deste modo, torna-se coerente construir o empreendimento na região Sudeste Rio-Grandense, uma vez que oferece matéria-prima de qualidade.

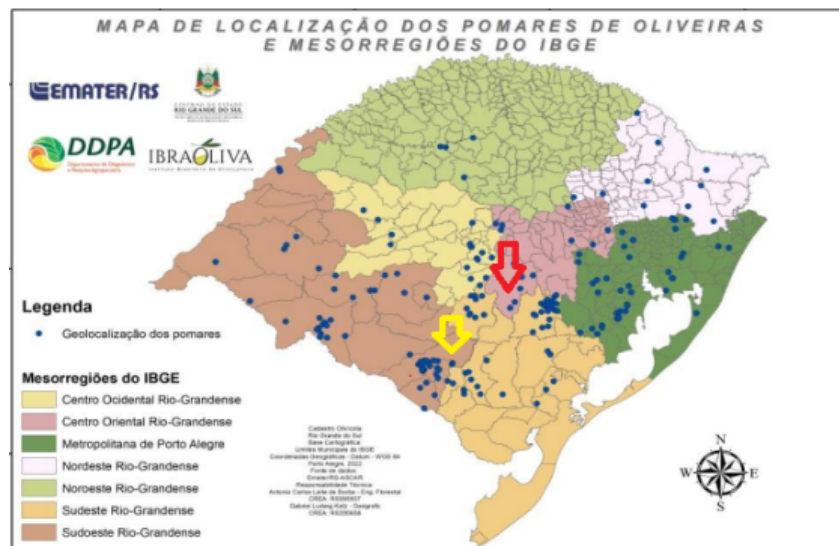
Dando sequência a análise, é necessário encontrar uma cidade desta região favorável para a instalação, preferencialmente um distrito industrial que possibilite a implantação de

novas indústrias. Encontrou-se alguns terrenos e áreas industriais que, como forma de incentivo financeiro, são vendidos pelo estado a empresas interessadas, com preços subsidiados que chegam a 90% de abatimento (SEDETUR, 2024)

Para obter o terreno, a empresa precisa apresentar um projeto de viabilidade econômico-financeiro ao Sistema Estadual para Atração e Desenvolvimento de Atividades Produtivas (SEADAP) e à Secretaria de Desenvolvimento Econômico e Turismo do Rio Grande do Sul (SEDETUR). Uma vez aprovado por tais instituições, dá-se o direito à reserva do local. Os terrenos estão localizados nas cidades de: Rio Grande, Triunfo, Viamão, Guaíba, Bagé e Cachoeira do Sul. Ao comparar a localização das cidades com a Figura 7, observa-se que as cidades de Bagé, Cachoeira do Sul e Guaíba apresentam boa oferta de matéria-prima, na qual destaca-se principalmente as cidades de Cachoeira do Sul e Bagé, com maior número de produtores de oliveira.

Para facilitar a compreensão, fez-se a indicação da localização das cidades de Bagé e Cachoeira do Sul no mapa de produtores de oliveiras no Rio Grande do Sul. Pela Figura 8 tem-se indicado pela seta amarela a cidade de Bagé enquanto que a seta vermelha indica a cidade de Cachoeira do Sul.

Figura 8 - Cidades de Bagé e Cachoeira do Sul no mapa de localização dos olivais.



Fonte: Adaptado de AMBROSINI *et al.* (2022)

De acordo com a SEDETUR, o distrito industrial de Cachoeira do Sul possui uma área total de 112,02 hectares com infraestrutura completa que engloba pavimentação, energia elétrica, telefonia e água. Do mesmo modo, a cidade de Bagé possui uma área total de 67,56

hectares com infraestrutura básica, arruamento, energia elétrica 13,8 kV e 69 kV, telefonia e rede de água.

Assim, a tomada de decisão final baseou-se em dois fatores, abundância de matéria-prima no local e incentivos fiscais. Desta forma, cada cidade recebeu uma nota para estes aspectos, de 0 a 5, sendo 0 a nota mínima, indicando que a condição é inexistente no local, e 5 a nota máxima, indicando que o fator é altamente presente. As notas podem ser observadas na Tabela 6, na qual a cidade com maior pontuação final foi a escolhida.

Tabela 6 - Pontuação das cidades de acordo com os fatores

Fator	Bagé	Cachoeira do Sul
Abundância de matéria-prima	4	3
Incentivos fiscais	5	5
Pontuação Final	9	8

Fonte: Autores (2024)

Diante disso, como a cidade de Bagé obteve a maior pontuação final, ela torna-se a escolhida para sediar a empresa. Desta forma, o objetivo é apresentar uma análise de viabilidade à SEDETUR para realizar a compra do terreno.

6.5 DOCUMENTAÇÃO

Para realizar a instalação da indústria em um local, destaca-se a necessidade de cumprir-se as exigências da Lei Nº 6.938/81 (BRASIL, 1981), que visa assegurar o desenvolvimento social e econômico do país, mantendo a qualidade ambiental. Deste modo, para o funcionamento do estabelecimento é imprescindível a obtenção da licença ambiental.

A Resolução Federal 237/97 (CONAMA, 1997), do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA), juntamente com a Lei Nº 997/76 (SÃO PAULO, 1976) estabelecem os procedimentos para a obtenção do documento, assim como definem quais empreendimentos necessitam. Deste modo, por se tratar de um empreendimento que causa degradação ou poluição do meio ambiente, a fábrica necessita da licença. O licenciamento para a indústria em questão engloba três fases: Licença Prévia (LP), Licença de Instalação (LI) e Licença de Operação (LO). O responsável por emitir o documento é o município, uma vez que trata-se de um impacto local.

Além disso, destaca-se a necessidade de Cadastro Nacional da Pessoa Jurídica (CNPJ), Contrato Social, Registro na Junta Comercial do Estado, Alvará de Funcionamento, Licença do Corpo de Bombeiros, Licença da Vigilância Sanitária, Registro na Previdência Social e registro no Ministério da Agricultura (responsável pela fiscalização de insumos de origem vegetal).

Ainda, por se tratar de uma empresa de insumo farmacêutico e instalada no estado do Rio Grande do Sul, é necessário que o estabelecimento contenha a documentação necessária de acordo com a Portaria nº 358/2016 (RIO GRANDE DO SUL, 2016), que trata de estabelecimentos da cadeia farmacêutica dentro do estado. De acordo com a portaria, para a solicitação de alvará de licença a empresa deverá conter, além dos documentos já citados, os seguintes: concessão da Autorização de Funcionamento de Empresa (AFE), Certidão de Regularidade emitida pelo Conselho Regional de Farmácia, Manual de Boas Práticas de Fabricação de Insumos Farmacêuticos e Procedimento Operacional Padrão (POP).

Com relação a documentação necessária para exportação da oleuropeína como insumo farmacêutico, de acordo com Sprenger (2024), a empresa do presente trabalho deverá ter em mãos os seguintes documentos:

- Fatura Pro forma: documento que indica os detalhes da negociação entre importador e exportador;
- Fatura Comercial/*Commercial Invoice*: contrato entre importador e exportador exigido pela Receita Federal no despacho aduaneiro;
- Romaneio de carga: documento que indica a quantidade de volumes, tipo de embalagem, peso líquido e bruto, dimensões unitárias e volume da carga. O objetivo principal deste documento é facilitar a checagem da fiscalização;
- Nota fiscal de exportação (NF-E): documento obrigatório que traz todas as informações a respeito da mercadoria;
- Declaração Única de Exportação (DU-E): documento que serve de base para o despacho aduaneiro. Nele se encontram as informações aduaneiras, comercial, financeira, administrativa, tributária, fiscal e logística;
- Conhecimento de embarque: este documento comprova o recebimento da carga de origem. Ele serve como contrato da operação de transporte internacional, além de ser a prova de posse e propriedade da mercadoria;
- Certificado de origem: documento que assegura a origem da mercadoria e garante que o produto foi desenvolvido seguindo os critérios previamente estabelecidos;
- Carta de crédito (L/C): garante que o pagamento seja feito corretamente e dentro do estabelecido.

7 ANÁLISE DE TECNOLOGIAS

O processo de extração da oleuropeína compreende o recebimento das folhas de oliveira, seguido de um processo de tratamento que as prepara para a extração, sendo feita, normalmente, uma cominuição no tamanho da amostra para aumentar a área de contato. Após, é dado início ao processo de extração propriamente dito, seguido de concentração, purificação, secagem, embalagem, armazenamento e comercialização.

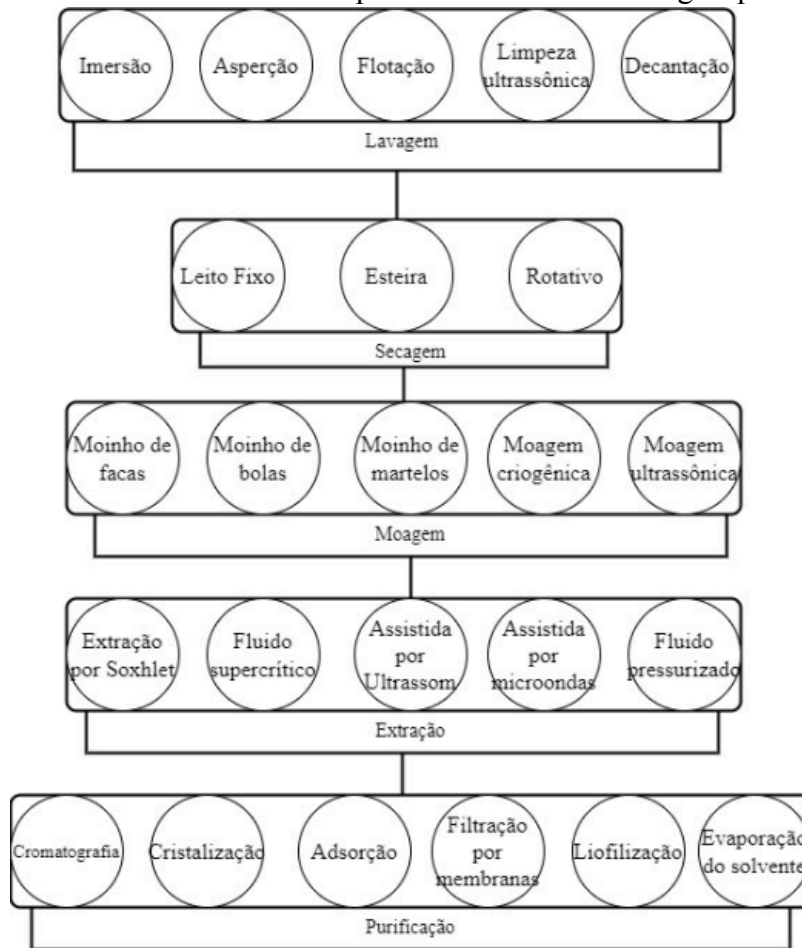
Diante disso, faz-se necessário uma análise das tecnologias mais utilizadas para a produção do extrato de oleuropeína, uma vez que cada etapa do processo pode ser resolvida de “n” maneiras, especialmente a extração, a qual possui diversos tipos. A análise de tecnologias é uma etapa de definição do processo, em que se tem um problema combinatório com multiplicidade de soluções, ou seja, é gerado uma estrutura de conjuntos viáveis, e as decisões são tomadas conforme critérios que vão desde gasto energético, econômico, análise de mercado, região em que está sendo implementado, conhecimentos de quem está projetando a unidade industrial, entre outros fatores. Pode-se dizer que é uma etapa criativa onde é gerado um conjunto de estruturas viáveis que podem ser representadas por uma árvore de estados.

Uma possível árvore de estados para a produção da oleuropeína pode ser verificada na Figura 9, a qual foi construída levantando-se caminhos sobre o processo de extração de compostos fenólicos. Vale ressaltar que as operações são apresentadas aqui como um apanhado das diferentes operações que normalmente são relatadas em literatura, ou seja, nem todas as operações presentes na árvore de estados são detalhadas no presente trabalho. Nas seções secundárias a seguir descreve-se algumas das operações expostas na árvore de estados e, dentre elas, apresenta-se as operações escolhidas pelo grupo. Após o detalhamento, as operações escolhidas são apresentadas na forma de diagrama de blocos, no Capítulo 8.

Apresenta-se também, na Figura 10, três rotas tecnológicas que abarcam algumas das operações elencadas na árvore de estados e que auxiliaram na avaliação do grupo quanto à construção do processo. Tais rotas são oriundas de artigos cujo foco principal é abranger diferentes métodos de extração e apresentar as melhores condições de operação encontradas para estes, ou seja, condições mais vantajosas na questão operacional, econômica e ambiental, além de terem apresentado bons rendimentos de extrato e oleuropeína. Os artigos em questão são de Sahin, Bilgin e Dramur (2011), para a rota que utiliza extração por Soxhlet e extração por fluido supercrítico, respectivamente item a) e b) e desenvolvidas nos itens 7.2.2.1 e

7.2.2.2; e Xie *et al.* (2015), para a rota que utiliza extração assistida por ultrassom, item c), desenvolvida no item 7.2.2.3.

Figura 9 - Árvore de estados com as possibilidades de tecnologias para cada etapa

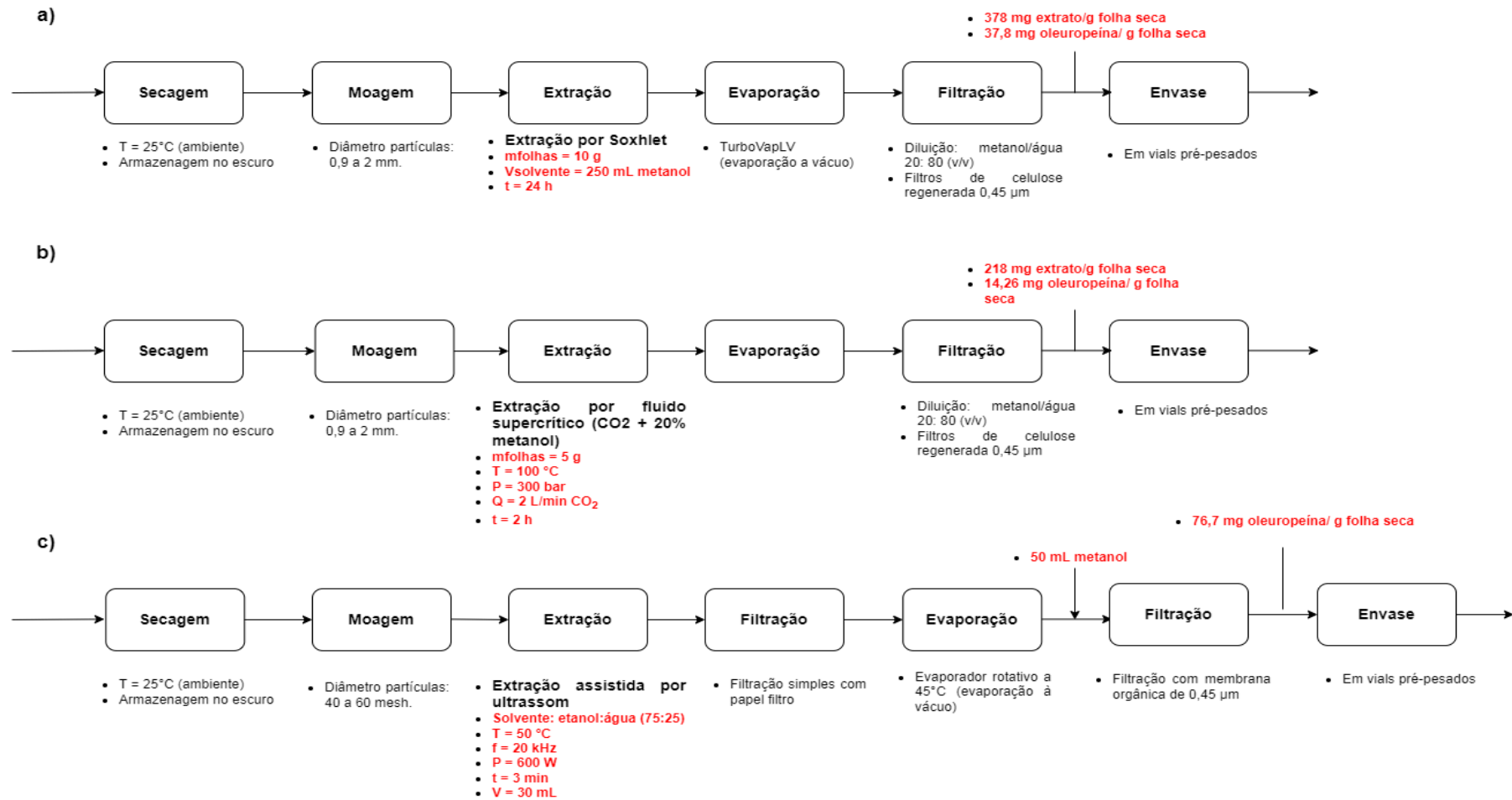


Fonte: Autores (2023)

Temos que o primeiro estudo compara extração por Soxhlet e fluido supercrítico, variando solventes. O segundo destaca a extração por ultrassom à pressão reduzida, mostrando condições ideais e comparando seus resultados com outros métodos. Assim, as principais diferenças entre as rotas incluem os métodos de extração, os solventes e condições otimizadas, bem como as comparações com outras técnicas de extração. Tais rotas, além dos métodos de extração abordados nestas, são detalhadas na seção 7.2.2.

Vale ressaltar que as rotas tecnológicas em questão servem de base para a construção e conhecimento das operações unitárias principais para o processo industrial do presente trabalho, mas não serão necessariamente seguidas. Cada etapa do processo será cuidadosamente escolhida, descrita e elaborada neste e nos próximos capítulos (8 e 9), com seus artigos-base definidos ao longo da leitura.

Figura 10 - Rotas tecnológicas da literatura



Legenda: a) Rota tecnológica para extração por Soxhlet; b) Rota tecnológica para extração por fluido supercrítico; c) Rota tecnológica para extração assistida por ultrassom.

Fonte: Autores (2023)

7.1 PREPARAÇÃO DA MATÉRIA-PRIMA

Embora o preparo das folhas de oliveira, nas rotas tecnológicas encontradas em literatura, tenha iniciado na secagem, o grupo optou por acrescentar outras operações anteriores à secagem, como o desfolhamento dos galhos da oliveira e a lavagem das folhas. Isso se deve às grandes quantidades de matéria-prima que adentram a indústria com sujidades, situação que não ocorre nas rotas tecnológicas apresentadas, uma vez que tais rotas são em escala laboratorial.

Assim, a preparação das folhas de oliveira no processo industrial do presente trabalho corresponde às etapas de desfolhamento, lavagem, secagem e moagem, havendo pontos de armazenamento entre elas, conforme poderá ser visualizado em posterior diagrama de blocos. Verificou-se na literatura que para o preparo de folhas vegetais, incluindo-se as folhas de oliveira, é recorrente o uso de lavagem por imersão, secagem por esteira (CANABARRO, 2019) e moagem por moinho de martelos (PALAMATIC, 2023).

7.1.1 Desfolhamento

A etapa de desfolhamento consiste, em termos do diagrama de blocos do processo, em um ponto de separação, cuja finalidade é separar os galhos das folhas. Assim que os caminhões com as oliveiras provenientes da poda chegam à empresa, há a descarga do material e este deverá passar pelas desfolhadoras industriais, de modo a obter somente as folhas do processo. Os galhos podem ser utilizados como forma de energia para a empresa e/ou ser destinado para outros fins. Optou-se por um torno desfolhador da marca RR Agrícola, cujas especificações técnicas são apresentadas em ANEXO A.1.

7.1.2 Lavagem

Essa operação unitária tem como objetivo fazer a limpeza da matéria-prima, removendo impurezas e contaminantes, controlando a carga microbiana, removendo terra, poeira e outras sujidades que possam estar nas folhas de oliveira. Essa operação deve ter a maior eficiência possível, evitando desperdícios e danos à matéria-prima.

Verifica-se em literatura duas vias de lavagem industrial, via seca e úmida. Na lavagem via seca, o processo ocorre sem o uso de líquidos e é utilizado para produtos menores, com maior resistência mecânica e menor teor de umidade. Pode-se citar como métodos de lavagem via seca: escovação, jateamento de ar ou aspiração. Enquanto isso, na

lavagem via úmida, a limpeza é feita com líquidos ou soluções aquosas detergentes, existindo diferentes processos nessa categoria como: imersão, aspersão, flotação, rotação, limpeza ultrassônica, filtração e decantação (SCHILLING; LEONHARDT, 1999). Os métodos úmidos são mais eficazes do que a limpeza a seco para remover sujeira de tubérculos ou poeira e resíduos de pesticidas de frutas ou vegetais (PANJAGARI, 2018), situação em que se enquadram as folhas de oliveira. Assim, dentre as duas vias, seria interessante a lavagem via úmida.

Dentro dos diferentes métodos de lavagem, a lavagem por imersão é mais promissora para a higienização das folhas de oliveira, uma vez que é uma prática muito utilizada na indústria de alimentos para lavagem de vegetais de folha, frutas e hortaliças. Além disso, as outras formas de lavagem são descartadas considerando a leveza das folhas, o que tornaria a aspersão um processo muito intenso para esta matéria-prima, dada a utilização de sprays de água a alta pressão, e as lavagens por flotação, rotação e decantação ineficazes para a retirada de poeira, dada a baixa diferença de fluotabilidade, ou densidade, entre as folhas e os contaminantes.

Segundo Brennan *et al.* (2006) na lavagem por imersão são empregados recipientes metálicos, como tanques ou tambores e podem ser equipados com meios de promover a movimentação da água, tais como agitadores ou pás. Para realizar essa operação será utilizado uma lavadora contínua, conforme especificação apresentada em ANEXO A.5. A matéria-prima é carregada em uma extremidade e passa pelo equipamento que higieniza o material por correntes de água, saindo em outra extremidade, asséptico e pronto para as etapas seguintes.

Nas 3 rotas tecnológicas abordadas anteriormente, por serem trabalhos laboratoriais e mais focados na parte da extração, não foi descrito em nenhum dos artigos se os autores lavaram as folhas antes de as submeter à etapa de extração. Apesar disso, para o nosso processo, considerou-se que há a necessidade de uma etapa de lavagem das folhas e que esta foi realizada por imersão, pelos motivos já apresentados.

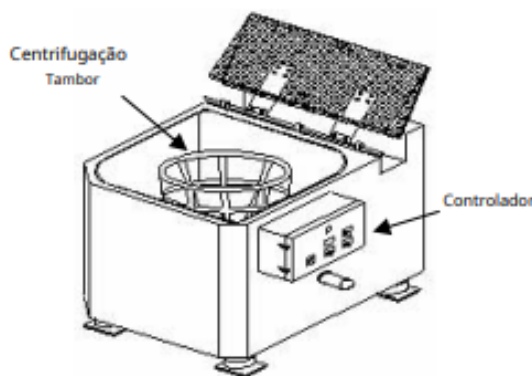
7.1.3 Centrifugação

Ao final da lavagem via úmida é necessário retirar o excesso de água das folhas, a fim de evitar sobrecarga do secador. Segundo Bhattacharya (2022), existem máquinas disponíveis para drenagem e/ou desidratação que operam tanto de forma contínua quanto em lotes. Entre

essas máquinas comumente utilizadas incluem-se centrífugas verticais, prensas de correia/parafuso, tambores rotativos ou as unidades de compressão hidráulica.

Em pesquisas realizadas envolvendo folhas de plantas, houve destaque para a operação de centrifugação. As centrífugas verticais com tambor de centrifugação conforme a Figura 11, são equipamentos muito utilizados dentro da indústria alimentícia para a remoção de água livre de hortaliças, frutas e vegetais. Elas têm como objetivo tornar o processo de separação mais rápido do que se comparado a outras técnicas de separação, como por exemplo, a sedimentação (TADINI *et al.*, 2018).

Figura 11 - Centrífuga usada para remoção de água superficial de hortaliças



Fonte: Hong *et al.* (2010)

No equipamento, as folhas são acomodadas em um tambor com paredes perfuradas que giram em alta velocidade em torno de um eixo de rotação. Estas paredes perfuradas são orientadas para o lado oposto ao eixo. Durante o seu funcionamento, a ação da força centrífuga faz com que a água presente nas superfícies das folhas seja forçada para fora, escoando pelas aberturas do cesto (FRESH, 2023).

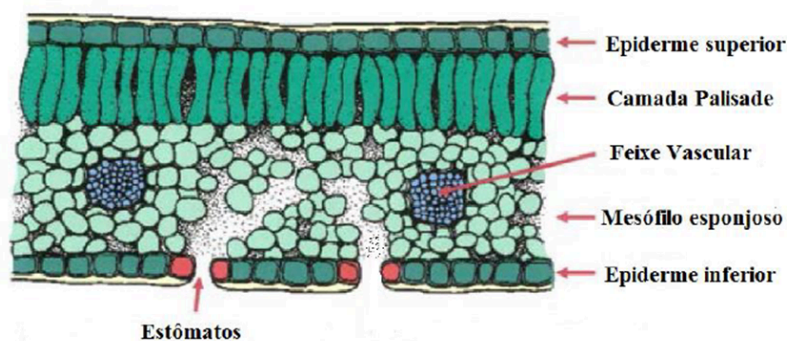
Levando em consideração as referências do uso de centrífugas para a remoção do excesso de água de folhas de alface, perilla e repolho chinês, além de ser um processo que oferece uma economia de tempo maior comparado às outras opções, essa foi a escolha para esta etapa do processo. Ademais, muitas opções disponíveis no mercado são de fácil operação, trabalham sem causar danos ao produto e com baixo consumo de energia (FRESH, 2023). Desta forma, em bateladas, as folhas recebidas da lavagem são acondicionadas em cestos que são colocados dentro do equipamento para a centrifugação.

7.1.4 Secagem

As folhas *in-natura*, em um modo geral, apresentam alta umidade em sua composição fazendo com que sejam suscetíveis ao ataque de microrganismos que por sua vez levam a degradação bioquímica, impossibilitando que sejam utilizadas para outros fins. A secagem surge como uma alternativa para esse problema, fazendo uma redução da umidade inicial do material, além de aumentar a vida de prateleira, oferece uma redução no volume ocupado podendo ser processado uma maior quantidade de folhas (CANABARRO, 2019).

Contudo, é importante frisar que os componentes presentes nas folhas de oliveira são sensíveis dependendo do processo utilizado, sofrendo perdas significativas em seus princípios ativos quando o processo é feito de forma inadequada (MELO *et al.*, 2004 apud CANABARRO, 2019). Portanto, é de suma importância entender o processo de secagem antes da escolha da operação e, para tanto, é necessário entender a anatomia foliar e como ocorre o transporte de água através dela. Na Figura 12 é apresentado como é a estrutura de uma folha.

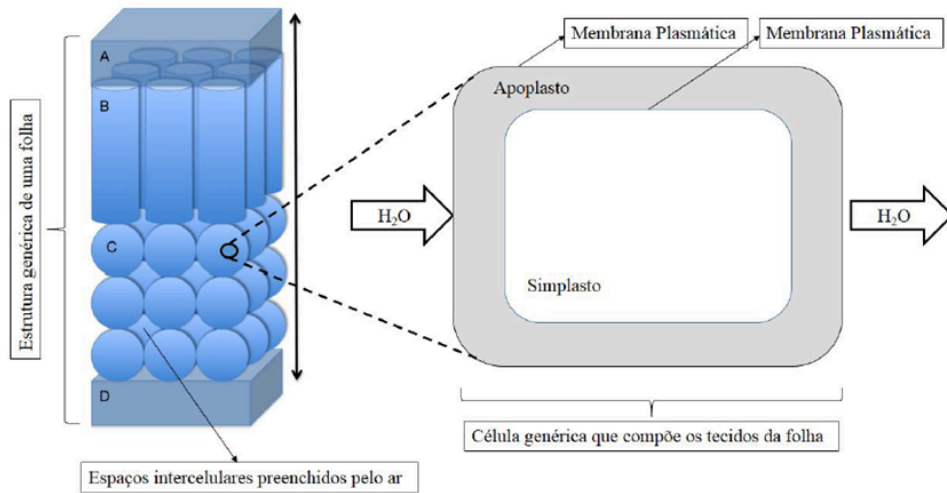
Figura 12 - Estrutura da folha de oliveira



Fonte: CANABARRO (2019)

O agregado dessas estruturas corrobora para a formação de um meio poroso por onde ocorre o escoamento de substâncias como a água. O fluxo de umidade no interior das folhas ocorre no momento que os estômatos abrem e trocam dióxido de carbono com a atmosfera a água escoa para fornecer o contrabalanço da perda de vapor que ocorre na transpiração (ROCKWELL; HOLBROOK; STROOCK, 2014a, 2014b). Na Figura 13 é possível observar esse processo envolvendo a água presente nas folhas.

Figura 13 - Transferência de massa da água nas folhas



Fonte: Adaptado de ROCKWELL; HOLBROOK; STROOCK (2014).

A secagem causa impacto nas propriedades físicas, destacando-se as mecânicas e as termoquímicas, aspectos que fazem parte dos parâmetros de qualidade (CHEN; MUJUMDAR, 2008). Na secagem, o principal impacto nas propriedades mecânicas é o fenômeno de encolhimento que é definido como a redução total do volume do material, sendo que os gradientes de umidade no interior do material levam ao encolhimento incontrolável, tendo produtos secos fortemente deformados e retorcidos como resultado de rupturas celulares e formações de fissuras (KEEY, 1992). A Figura 14 mostra uma folha de oliveira submetida ao processo de secagem.

Figura 14 - Folha de oliveira seca



Fonte: CANABARRO (2019)

Entrando no fundamento do processo em si, a secagem de folhas ocorre quando a água na forma de vapor é removida a partir da superfície do material para o ar de secagem por mecanismos de transferência de massa convectivos e difusivos resultando em um material parcial ou totalmente desidratado (CANABARRO, 2019).

Essa operação unitária possui um leque de métodos. Mujumdar (1997) apontou que existem mais de duzentos tipos de configurações de secadores. Porém, para todos é fundamental determinar algumas condições de processo, como temperatura da câmara de secagem, pressão, velocidade e umidade relativa do ar e o tempo de residência do produto que irão depender do sistema de alimentação, características do produto e método de secagem utilizado (CANABARRO, 2019).

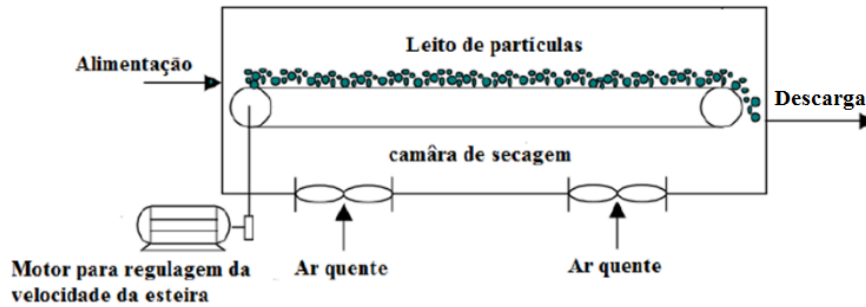
Para secagem de folhas, os secadores mais utilizados são: secador de leito fixo e secadores do tipo esteira. Os secadores de leito fixo são compostos de uma coluna, normalmente cilíndrica, acoplada a um distribuidor de gás que possui a função de garantir a injeção uniforme e homogênea da fase gasosa na base da coluna. Podem ser configurados de duas maneiras: em leitos de camada espessa ou em camada fina. Algumas das dificuldades na camada espessa surgem em razão dos elevados gradientes de umidade e temperatura além do encolhimento e deformação e observados em folhas e sementes (CANABARRO, 2019). O encolhimento, mesmo controlado, afeta diretamente o contato do ar de secagem com as folhas e no leito ocorre a formação de vazios nas quais não se encontra material particulado (LIMA *et al.*, 2013).

Para a decisão do método de secagem, pode-se olhar para a indústria de produção de erva-mate, que no Rio Grande do Sul é um segmento bem consolidado. Júnior (2005), ao analisar os métodos de secagem de algumas empresas, concluiu que para os variados tipos de secadores os teores de umidade na erva mate seca apresentaram pequenas variações. Considerando isso, outro fator que deve ser levado em conta são os custos da operação que o autor aponta como principais o gasto com energia e mão de obra e conclui que os secadores lentos, como o de esteira, possuem um menor gasto com energia, porém influem em uma produtividade menor. Além disso, considerando-se que a cultura de oliveira está em ascensão no Rio Grande do Sul, optou-se por esse método de secagem, tanto para a rota escolhida pelo grupo como para as demais.

Os secadores do tipo esteira são muito utilizados industrialmente, pois possuem simples funcionamento e grande versatilidade, podendo ser utilizado materiais com diferentes composições, tamanho e formas (ZANOELO; ABITANTE; MELEIRO, 2008); MUJUMDAR, 2006; FUMAGALLI, 2007), sendo esse o escolhido para o processo dessa indústria de extração da oleuropeína. Neste processo, as folhas a serem secas são transportadas através de uma esteira de aço perfurada, onde ar quente é forçado a passar pelo

leito de partículas. Outra vantagem, é que permite um processo contínuo, em que a umidade de descarga no secador é função da temperatura assim como a velocidade do ar e da esteira (CANABARRO, 2019). Na Figura 15 é mostrado o esquema de um secador tipo esteira.

Figura 15 - Secador do tipo esteira

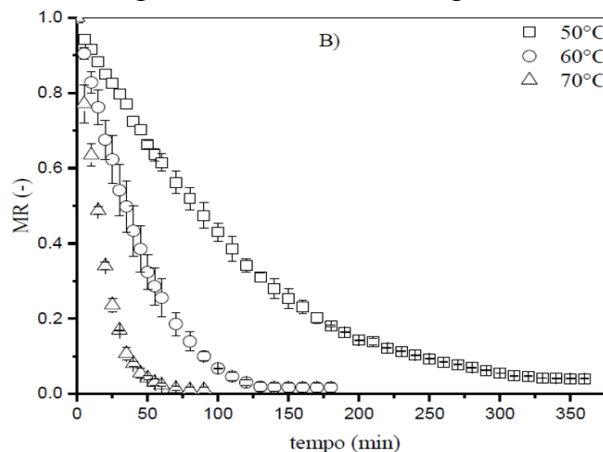


Fonte: Zanoelo, Abitante e Meleiro (2008)

Canabarro (2019) realizou as curvas de secagem em função do tempo para as temperaturas de 50 °C, 60 °C e 70 °C, velocidade do ar de secagem de 1,0 m/s, e umidade entre 7 e 18% em base úmida (B.U). Tais curvas seguem conforme Figura 16. As curvas cinéticas são influenciadas pelas características morfológicas e de composição, no caso das folhas de oliveiras possuem estômatos protegidos pelos tricomas peltados que são responsáveis pela produção dos metabólitos secundários e fornecem resistência da folha relacionada à perda de umidade (KOUDOUNAS *et al.*, 2015).

No mesmo estudo de Canabarro (2019), as maiores concentrações de compostos fenólicos foram obtidas nas condições em que foram empregadas temperaturas mais altas e os menores tempos de residência, obtendo a melhor concentração de compostos fenólicos na condição de 60°C e 120 minutos, sendo esses os parâmetros escolhidos para o processo de secagem.

Figura 16 - Curvas de secagem



Fonte: CANABARRO (2019)

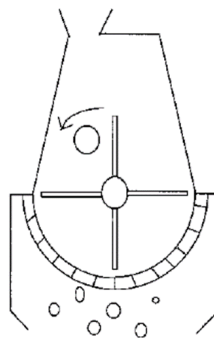
7.1.5 Moagem

Para finalizar as etapas de pré-tratamento tem-se a moagem que é um processo que tem como objetivo a redução do tamanho e o aumento da área superficial do material. A eficiência do processo depende muito dessa preparação do material sólido, partículas pequenas são vantajosas para resistência à difusão pequena dentro das partículas, além de aumentar a área de contato entre o sólido e o solvente. Porém, pós de partículas muito pequenas exigem grande esforços de moagem, além de que durante o processo de extração o pó muito fino pode se aglomerar fornecendo rendimentos de extração insuficientes, por isso é importante fazer um balanço do tamanho da partícula (TZIA e LIADAKIS, 2003).

Existem diversos tipos de moinhos que podem ser aplicados em processos industriais e sua escolha envolve a resposta de várias perguntas dentre elas a natureza da matéria-prima, o tamanho final que se deseja das partículas, a vazão que está trabalhando a unidade industrial e quais são as etapas subsequentes (PALAMATIC, 2023). Para produtos secos, o mais utilizado é o moinho de martelos, que são robustos, bastante simples de ajustar e manter. A alimentação por gravidade na entrada do moinho pode ser manual, mecânica ou pneumática (PALAMATIC, 2023).

O moinho de martelos insere energia cinética das partículas que é convertida em energia de superfície aumentando a área de superfície durante o impacto com o agitador ou a parede (TZIA; LIADAKIS, 2003). A Figura 17 mostra um diagrama que exemplifica este equipamento. O tamanho da partícula é controlado variando a velocidade da folga do rotor entre os martelos e o revestimento do moedor e também variando a abertura da descarga do moinho. Normalmente, o material vegetal é reduzido a um tamanho entre 30 e 40 *mesh*, mas isso pode ser alterado se necessário (SWAMI *et al.*, 2008).

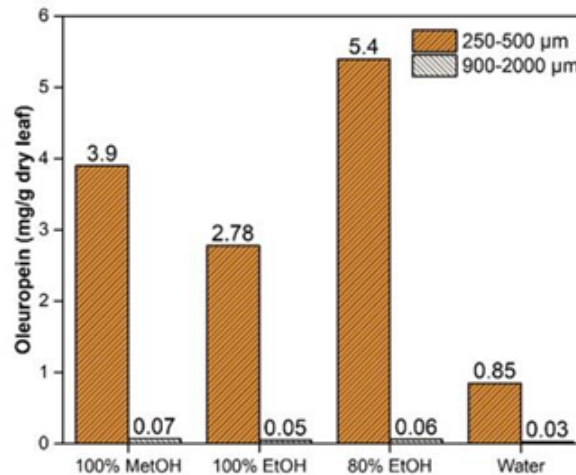
Figura 17 - Moinho de martelos



Fonte: (TZIA e LIADAKIS, 2003)

Existe um estudo de Recepoğlu, Gümüşbulut e Özşen (2023) que comparou algumas faixas de tamanho de partículas e seus efeitos no processo de extração, onde verificou-se que os melhores resultados foram para partículas de folhas secas de oliveira 250-500 µm, conforme Figura 18 abaixo. Assim, optou-se por essa faixa de tamanho de partícula para a operação de moagem do presente processo.

Figura 18 - Tamanho de partícula e sua influência no processo de extração



Fonte: Recepoğlu, Gümüşbulut e Özşen (2023)

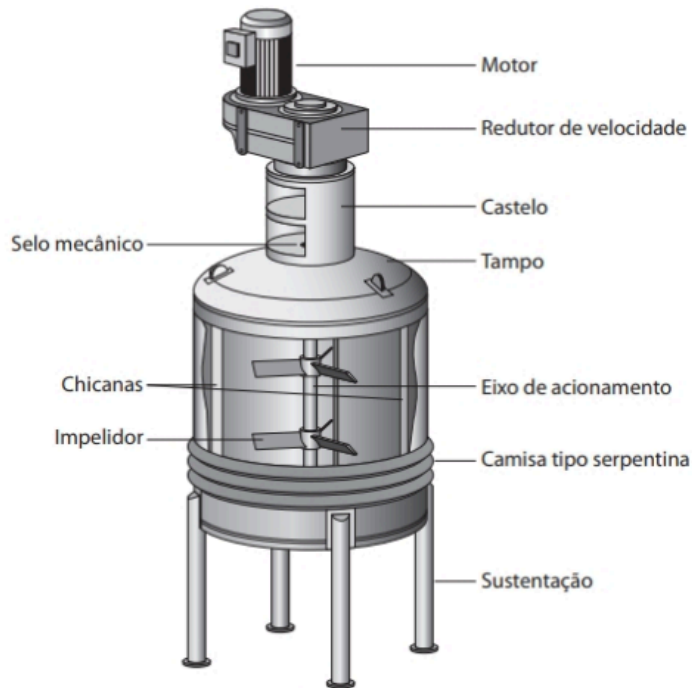
7.2 EXTRAÇÃO

Embora nas rotas tecnológicas encontradas em literatura a etapa de extração tenha sido tratada de forma única, o grupo optou em desenvolver, antes da extração propriamente dita, uma etapa de mistura dos materiais (matéria-prima e solvente) em um misturador. Após a extração, é apropriado uma filtração para evitar que sólidos lixiviados prossigam no processo junto ao extrato. Assim, a operação de mistura, de extração e de centrifugação irá compor um módulo de extração. Assim, tal revisão concentra-se em conhecer, avaliar e escolher o tipo de misturador, de extração e de filtração mais adequados para a indústria da oleuropeína.

7.2.1 Misturador

Tanques agitados são equipamentos destinados a promover a agitação e/ou mistura de meios monofásicos (meio líquido), bifásicos (líquido e sólido) ou mesmo trifásicos (meios líquido, sólido e gasoso) (CREMASCO, 2018). Uma representação de tanque agitado, além de seus elementos constituintes, são apresentados na Figura 19.

Figura 19 - Representação de um tanque agitado



Fonte: Barbosa (2004)

De modo geral, os misturadores diferenciam-se pelo tipo de impelidor usado, o qual está diretamente relacionado ao tipo de material a ser processado, variando seu padrão de fluxo. Segundo Cremasco (2018), pode-se citar alguns impelidores:

- De turbinas:
 - De 4 pás retas e 6 pás retas: adequados para agitação de fluidos viscosos;
 - De Rushton: adequados para “agitação de fluidos poucos viscosos, dispersão de gases em líquidos e mistura de fluidos imiscíveis” (CREMASCO, 2018);
- De hélice: indicado para emulsões que apresentam baixa viscosidade, para solubilizações e para reações químicas;
- De pás:
 - De espiral dupla: ainda segundo o autor, “é utilizado para fluidos newtonianos de viscosidade elevada e para fluidos não newtonianos que apresentem alta consistência”;
 - Do tipo âncora: também indicado para fluidos com consistência elevada.

Uma vez que as folhas de oliveira moídas possuem um tamanho de 40 a 60 *mesh* e que, para sua extração, é necessário considerável quantidade de solvente hidroalcológico, infere-se que a mistura em questão não possuirá alta viscosidade, optando-se pelo uso de um misturador com impelidor do tipo hélice.

7.2.2 Extração

Segundo Rostagno e Prado (2013) em seu livro “*Natural Product Extraction - Principles and applications*”, os principais objetivos do processo de extração estão relacionados a uma ou mais propriedades importantes:

- Alto rendimento: os compostos alvo são recuperados total ou quase totalmente;
- Alta seletividade/pureza: o extrato resultante possui baixa quantidade de compostos interferentes ou indesejáveis co-extraídos;
- Alta sensibilidade: o extrato resultante permite diferentes técnicas de quantificação que produzem uma alta inclinação nas curvas de calibração;
- Limite de detecção/quantificação baixo: componentes nos extratos podem ser detectados/quantificados em níveis baixos porque baixos níveis de ruído são obtidos no sistema analítico.

Em escala industrial, o rendimento e pureza são propriedades chave. Dependendo da indústria a qual será fornecido o extrato, como exemplo, a indústria farmacêutica, altos níveis de pureza devem ser alcançados, enquanto que, para indústria alimentícia, a mistura dos compostos da folha de oliveira é recomendada. No caso do presente trabalho, o extrato de oleuropeína será destinado a indústria farmacêutica, na forma de insumo nutracêutico em pó, com pureza de 80%.

Com relação às tecnologias disponíveis para a obtenção da oleuropeína, as diferenças entre elas residem, sobremaneira, na operação de extração. Diferentes parâmetros afetam a extração de oleuropeína de folhas de oliveira, incluindo método de extração, solvente de extração (tipo, composição, pH, temperatura) e tempo de extração (YATEEM; AFANEH; AL-RIMAWI, 2014).

Sobre o método de extração, verifica-se na literatura diversos métodos para a extração da oleuropeína, cada qual com suas vantagens e desvantagens. Otero *et al.* (2020) realizam

um apanhado dos principais métodos, separando-os em métodos convencionais e não-convencionais. Os métodos convencionais são: extração com solvente frio e extração por Soxhlet. Já os não-convencionais elencados pelos autores são: extração assistida por ultrassom; extração com fluido supercrítico; extração com fluido pressurizado; extração assistida por microondas e extração por microcanais Tanto os métodos convencionais como os não-convencionais são apresentados na Tabela 7, bem como suas vantagens e desvantagens.

Os métodos mais vantajosos, dentre os apresentados, seriam extração por Soxhlet, extração sólido-líquido assistida por ultrassom e extração por fluido supercrítico. Vale ressaltar que estes apresentaram mais vantagens que as demais, sejam elas: maior rendimento e teor de oleuropeína, maior eficiência, maior rendimento, maior concentração e qualidade da oleuropeína, redução do tempo de extração, e redução do volume de solvente utilizado, para os demais casos. As vantagens ambientais também verificam-se em tais métodos, uma vez que os solventes utilizados não são agressivos ao meio ambiente, além da matéria-prima ser um resíduo da atividade hortícola.

Contudo, dada análise comparativa dos métodos apresentada na Tabela 7, além de estudos comparativos abordados nas seguintes seções, observa-se que o método de extração sólido-líquido assistido por ultrassom melhor atende às necessidades do projeto se em comparação com a extração por fluido supercrítico, uma vez que este último demandaria alto custo de implantação e manutenção, além de ocorrer a possibilidade de médio rendimento. Vale ressaltar que uma análise econômica mais detalhada também é de suma importância para a escolha do tipo de extração e do solvente a ser utilizado.

Tabela 7 - Vantagens e desvantagens dos métodos de extração da oleuropeína

(Continua)

Métodos de extração	Vantagens	Desvantagens	Referências
Extração com solvente frio (Maceração)	<ul style="list-style-type: none"> ● Não degrada a substância desejada. ● Processo simples e de baixo custo. ● Baseado em transferência de massa. ● Utiliza solventes não-tóxicos. 	<ul style="list-style-type: none"> ● Processo retardado, o que favorece a extração incompleta. ● Outro problema é a probabilidade de contaminação pelo uso de solventes contendo grandes quantidades de água. 	Melecchi <i>et al.</i> (2002); Miranda; Cuéllar (2001)
Extração por Soxhlet	<ul style="list-style-type: none"> ● Extração de alta eficiência, com a amostra sempre em contato com o solvente, tendo sua renovação constante. ● Processo simples que não requer filtração após o término da extração. ● Baseado em transferência de massa. ● Utiliza solventes não-tóxicos. 	<ul style="list-style-type: none"> ● Pode promover a degradação parcial de compostos termolábeis, bem como alto consumo de água e energia. ● Extração lenta. 	Bimakr <i>et al.</i> (2012); Fellows (2009)
Extração assistida por ultrassom	<ul style="list-style-type: none"> ● Processo ecologicamente amigável. ● Baseado em cavitação, ruptura da célula e transferência de massa. ● Uso de solventes reconhecidamente seguros. ● Reduz o tempo e o volume de solventes químicos, sendo um processo simples e eficaz. ● Alto rendimento 	<ul style="list-style-type: none"> ● Possíveis danos podem ser causados por radicais livres. 	Jarvis; Morgan (1997); Herrero <i>et al.</i> (2006)
Extração com fluido supercrítico	<ul style="list-style-type: none"> ● Uso de baixas temperaturas e pode ser usado para analitos termicamente sensíveis. 	<ul style="list-style-type: none"> ● O dióxido de carbono (CO₂) não dissolve compostos de alto peso molecular, como aminoácidos, 	Reverchon; De Marco (2006)

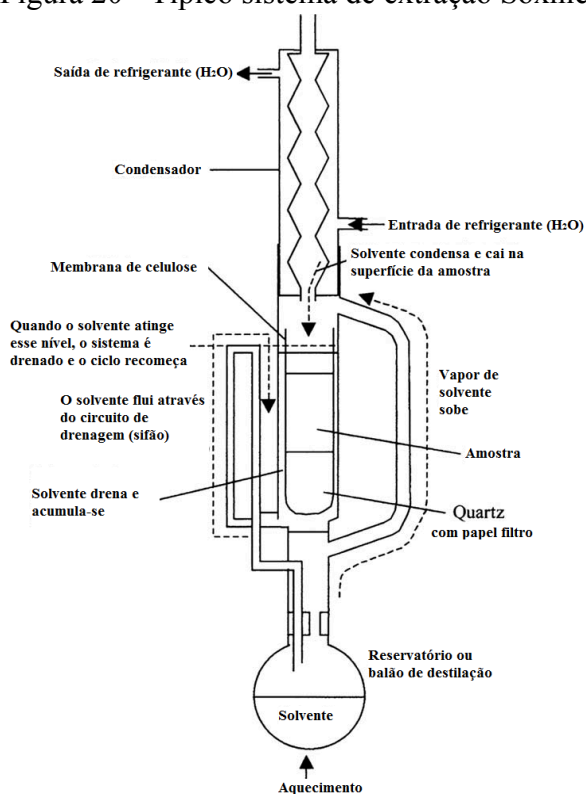
Métodos de extração	Vantagens	Desvantagens	Referências
	<ul style="list-style-type: none"> ● Baixo consumo de energia e baixos níveis de degradação de compostos químicos. ● São permitidas alterações operacionais durante a extração, facilitando a recuperação de compostos específicos. ● O solvente mais utilizado é o dióxido de carbono (CO₂), que é inerte, não inflamável e não agride o meio ambiente. 	<p>proteínas, açúcares, polissacarídeos, sais inorgânicos e flavonóides.</p> <ul style="list-style-type: none"> ● Considerando o uso de altas pressões, são necessários equipamentos caros, elevando o custo do produto final. ● Médio e alto rendimento 	
Extração com fluido pressurizado	<ul style="list-style-type: none"> ● Permite a extração rápida e redução do consumo de solventes. ● Solventes inertes como etanol e água podem ser muito eficientes em altas temperaturas aplicadas na extração com fluido pressurizado. 	<ul style="list-style-type: none"> ● Custo operacional mais alto; ● Baixo e médio rendimento 	Santos <i>et al.</i> (2012)
Extração assistida por microondas	<ul style="list-style-type: none"> ● Redução do volume de solvente utilizado; ● Baixo custo de extração com aumento da produção; ● Redução do tempo de extração. 	<ul style="list-style-type: none"> ● Não se aplica 	Wang <i>et al.</i> (2005)

Fonte: Adaptado de Otero *et al.* (2020)

7.2.2.1 Extração por Soxhlet

O método de extração por Soxhlet é uma técnica de extração sólido-líquido utilizada para separar substâncias de uma amostra sólida utilizando a ciclagem de solvente, cuja separação ocorre por meio da dissolução seletiva dos compostos solúveis no solvente. Segundo Rostagno e Prado (2013), o aparelho experimental de extração Soxhlet consiste em um balão de destilação, câmara de extração de vidro com um sifão e braço de destilação, e um condensador, conforme se pode observar na Figura 20.

Figura 20 - Típico sistema de extração Soxhlet



Fonte: Adaptado de Rostagno e Prado (2013)

Resumidamente, ainda segundo os autores, o procedimento começa com a amostra, previamente processada, sendo envolta em papel filtro e colocada na câmara. O solvente, inicialmente em estado líquido no balão de destilação, é fervido, seus vapores alcançam a câmara por meio do braço de destilação e condensam-se, graças ao condensador. A câmara de extração, então, é gradualmente preenchida com solvente condensado e, quando este enche a câmara de extração e atinge um nível máximo, retorna ao balão de destilação por um sifão, transportando consigo os solutos extraídos para o reservatório de solvente abaixo. A separação entre esses componentes e o solvente ocorre no balão de destilação, onde os

componentes menos voláteis ficam no balão enquanto o solvente volatiliza-se, reiniciando o processo. Após várias horas de refluxo, o extrato é concentrado por evaporação do solvente.

A extração Soxhlet é uma técnica consolidada e preferida como um método de extração que oferece eficiência muito maior do que outros métodos na obtenção dos compostos alvo desejados (compostos antioxidantes e fenólicos) (RECEPOĞLU; GÜMÜŞBULUT; ÖZŞEN, 2023). Além disso, pôde-se observar anteriormente na Tabela 7 que este apresenta algumas vantagens sobre outros métodos convencionais.

Com relação ao modo de operação do método Soxhlet, costuma-se considerar esse tipo de extração como um processo em batelada. Conforme pontuado por Bart e Pilz (2011) em seu livro “Industrial Scale Natural Products”:

Outro modo de extração em batelada é a aplicação do princípio Soxhlet. O solvente é circulado por percolação através de um leito de material vegetal e a miscela rica é subsequentemente concentrada em um evaporador externo para recuperar o solvente [...] reciclado para o extrator, enquanto o concentrado é continuamente retirado do evaporador (BART; PILZ, 2011, p. 203, tradução nossa).

Há ainda autores que consideram a extração Soxhlet uma técnica contínua-discreta. Como o extrator atua passo a passo, a montagem do método Soxhlet convencional é como um sistema em batelada; no entanto, o extratante é recirculado através da amostra, de modo que o sistema também opera de alguma forma continuamente (LUQUE DE CASTRO; PRIEGO-CAPOTE, 2010).

Para efeito de comparação, o método Soxhlet foi utilizado para a extração da oleuropeína em estudo realizado por Sahin, Bilgin e Dramur (2011), no qual também aplicou-se extração por fluido supercrítico. O estudo apontou que as vantagens mais marcantes da extração por fluido supercrítico sobre a extração Soxhlet convencional estão na seletividade da extração, extratos muito mais limpos, menos tempo e menor consumo de solvente. Porém, em questão de rendimentos do extrato e do conteúdo de oleuropeína, Soxhlet ainda pode se mostrar interessante. A fim de averiguar tal afirmação, os autores submeteram as amostras de folhas secas de oliveira em diferentes condições cabíveis para cada método, com o intuito de encontrar as condições ótimas de operação em cada uma, de modo a compará-las.

Para o caso Soxhlet, utilizou-se 10 g de folhas secas e moídas, sendo extraídas com 250 mL de solvente, em balão volumétrico contendo esferas de vidro, por 24 horas. Após a extração, o solvente foi removido do extrato em evaporador a vácuo (TurboVap LV). Água,

etanol, metanol, hexano e uma mistura de metanol/hexano foram utilizados como solvente. Para o caso de fluido supercrítico, a extração ocorreu em recipiente de extração de aço inoxidável de 25 mL, o qual foi preenchido com 5 g de folhas e colocado dentro do forno.

Enquanto isso, CO₂ foi fornecido a partir de um cilindro equipado com um tubo de imersão, sendo este essencial para garantir que o CO₂ líquido fosse entregue ao módulo da bomba, fosse pressurizado a no máximo 680 bar e passasse pelo banho de recirculação a 0 °C. Após atingir a temperatura definida (50 °C ou 100 °C) através do sistema de controle, o valor da pressão do sistema foi aumentado até o valor desejado (100, 200 ou 300 bar) por meio de ar comprimido. Abrindo lentamente a válvula de saída de CO₂, com a vazão de 2 L/min, a qual foi medida pela válvula microdosadora, este fluiu através do extrator por 2 horas. Todos os extratos foram diluídos em solução metanol:água (20:80, v/v) e filtrados através de filtros de celulose regenerada de 0,45 µm.

Os melhores resultados em termos de rendimento de extrato no método de fluido supercrítico com CO₂ puro e com CO₂ modificado por 20% de metanol (v/v) como co-solvente foram alcançados em 100°C e 300 bar (condição ótima). No método de extração convencional Soxhlet, o melhor resultado foi observado com metanol. Na Tabela 8 são apresentados os resultados, em rendimento de extrato e teor de oleuropeína.

Tabela 8 - Teor de extrato e de oleuropeína na condição ótima de extração

Extração (condição ótima)	Teor de extrato (mg/g folha seca)	Recuperação de oleuropeína (mg/g folha seca)
Fluido supercrítico (CO ₂)	21,04 ± 0,25	0,04 ± 0,0029
Fluido supercrítico (CO ₂ + 20 % (v/v) metanol)	218 ± 11	14,26 ± 0,29
Soxhlet (100% metanol)	378 ± 8	37,8 ± 2

Fonte: Autores (2023), adaptado de Sahin, Bilgin e Dramur (2011)

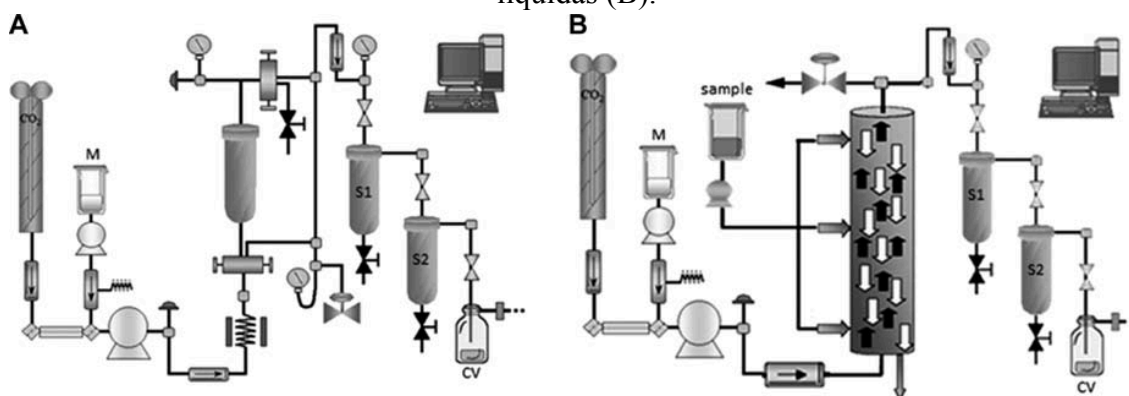
Contudo, segundo os próprios autores, embora os resultados por Soxhlet tenham sido superiores aos da extração por fluido supercrítico, não é possível estabelecer uma comparação geral entre os métodos, pois há de se considerar o curto tempo de processamento e o baixo consumo de solvente da extração por fluido supercrítico. Além disso, o método Soxhlet pode ter desvantagens do ponto de vista da qualidade do produto, levando a compostos alvo com

aromas desagradáveis devido ao longo tempo de extração, característica importante a ser considerada dependendo da indústria a ser destinado o extrato. Outro ponto importante que o coloca em desvantagem é que sua configuração convencional é de aplicação majoritariamente laboratorial, de modo que, para alcançar uma escala industrial, seria necessária a aquisição de um número considerável de módulos Soxhlet.

7.2.2.2 Extração por fluido supercrítico

Conforme Rostagno e Prado (2013), a extração com fluido supercrítico envolve duas etapas principais: a primeira é a extração de substâncias solúveis da matriz usando um fluido supercrítico, e a segunda é a separação ou fracionamento dos compostos extraídos pelo solvente supercrítico após a expansão. Para realizar essa técnica, é preciso ter equipamento capaz de suportar altas pressões, geralmente chegando a até 50 MPa. O tipo de equipamento varia dependendo se se está lidando com amostras sólidas ou líquidas, como pode ser observado na Figura 21:

Figura 21 - Esquema para extração por fluido supercrítico de amostras sólidas (A) e amostras líquidas (B).



M = reservatório modificador, S1 = separador 1, S2 = separador 2, CV = recipiente coletor

Fonte: Adaptado de Rostagno e Prado (2013)

Ainda segundo os autores, o equipamento para extração de amostras sólidas possui um recipiente de extração com um determinado volume interno, enquanto a planta de extração de amostras líquidas utiliza uma coluna de extração onde ocorre em modo contracorrente. Ambos os sistemas possuem componentes comuns, como um tanque para o solvente extrator (geralmente CO_2), uma bomba para aumentar a pressão do gás até atingir a pressão desejada para a extração, um dispositivo restritor ou válvula para manter a alta pressão no sistema e um recipiente de captura (também chamado de célula de separação ou célula de fracionamento) para recuperar os extratos.

7.2.2.3 Extração assistida por ultrassom

Na área da indústria alimentícia, o uso de ultrassom é uma técnica muito empregada na extração de vitaminas A, D e E, bem como de compostos antioxidantes, flavonoides, fenóis, polissacarídeos, alcalóides e outros compostos naturais utilizados como aditivos em uma variedade de produtos alimentícios (YANG; ZHANG, 2008).

O método de extração por meio de ultrassom é um procedimento simples que envolve colocar o material sólido de interesse em contato com o solvente dentro de um recipiente de vidro no equipamento. Isso permite um manuseio fácil e controle preciso da temperatura e tempo desejados (GARCÍA-SALAS *et al.*, 2010; KLEJDUS *et al.*, 2009). O equipamento, então, gera o fenômeno conhecido como cavitação, que resulta em estresse mecânico nas células, resultando em sua expansão e posterior ruptura, bem como na hidratação do material.

Uma vez que bolhas de gás se formam e colapsam rapidamente devido às variações de pressão, há a liberação de energia mecânica, causando agitação e microturbulência no solvente. Isso facilita a transferência de substâncias entre o material sólido e o solvente de extração (ESCLAPEZ *et al.*, 2011). Ainda segundo Esclapez *et al.* (2011), devido aos efeitos provocados pela cavitação, as bolhas geradas durante o processo têm maior propensão a implodir, o que facilita a liberação das substâncias de interesse durante a extração, mostrando-se um processo atraente para a extração da oleuropeína.

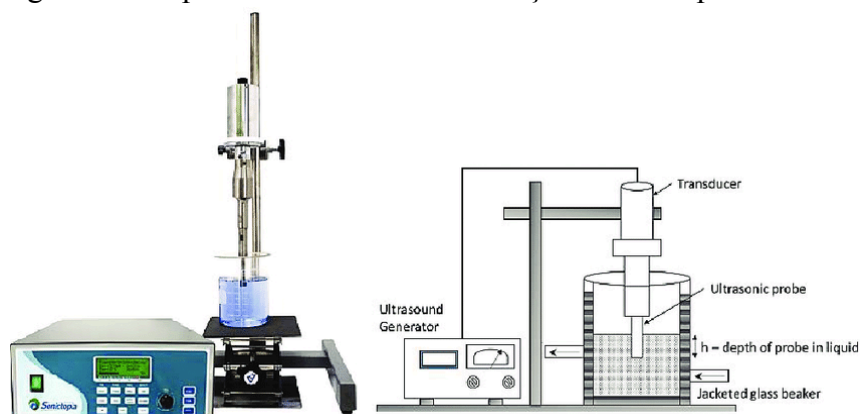
Com relação a instrumentação desse processo, seja em escala laboratorial ou em escala piloto, haverá em comum dois equipamentos: um transdutor e um emissor. Segundo Rostagno e Prado (2013), todos os sistemas ultrassônicos incluem um transdutor que converte energia elétrica em energia sonora através de vibrações mecânicas em frequências ultrassônicas, gerando o ultrassom. O transdutor piezoelétrico, baseado em um material cerâmico cristalino, é o tipo mais comum e amplamente utilizado em processadores e reatores ultrassônicos, sendo reconhecido pela sua eficiência superior a 95%.

O ultrassom gerado é emitido pelo emissor (também chamado de reator), que tem a capacidade de amplificar as ondas. Entre os diferentes emissores disponíveis no mercado, os mais comuns são os sistemas de banho (banho ultrassônico ou, em inglês, *Ultrasound Bath* - UB) e de sonda (homogeneizador ultrassônico, ou, em inglês, *Ultrasound Homogenizer* -

UH). O sistema de sonda frequentemente é conectado a uma ponta de corneta chamada sonotrodo, que controla o grau de amplificação das ondas.

Assim, diversos autores utilizam deste procedimento para a obtenção da oleuropeína, variando o equipamento e a frequência do mesmo, além de demais condições experimentais. Tanto a sonda quanto os sistemas de banho são usados industrialmente, dependendo da aplicação, e vários tipos de dispositivos ultrassônicos foram desenvolvidos para usos industriais ou experimentos de laboratório por um grande número de empresas (ROSTAGNO; PRADO, 2013). A Figura 22 apresenta uma representação esquemática laboratorial do equipamento, enquanto na Figura 23 podemos verificar a extração ultrassônica por sistema de sonda (figura superior) e por sistema de banho (figura inferior).

Figura 22 - Aparato laboratorial de extração assistida por ultrassom



Fonte: Molina *et al.* (2016).

Figura 23 - Dispositivos ultrassônicos em escala industrial



Fonte: Rostagno e Prado (2013)

Japón-Luján, Luque-Rodríguez e Luque de Castro (2006) realizaram extração assistida por ultrassom de oleuropeína e biofenóis relacionados a partir de folhas de oliveira. Foi constatado que a extração assistida por ultrassom apresentava maior rapidez e eficiência em comparação aos métodos tradicionais, como a maceração. Enquanto a extração assistida por ultrassom levou apenas vinte e cinco minutos, o método de extração convencional demandou 24 horas.

Xie *et al.* (2012) também investigaram a extração de oleuropeína de folhas de oliveira com auxílio de ultrassom. Mais de 80% da oleuropeína foi obtida na extração das folhas de oliveira por meio do processo ultrassônico, o que evidenciou a eficácia da extração assistida por ultrassom como um método promissor para isolar ingredientes bioativos.

Coppa *et al.* (2020) realizaram uma revisão bibliográfica de alguns experimentos que utilizam extração assistida por ultrassom para a obtenção da oleuropeína. Abaixo, na Tabela 8, segue as condições de tais experimentos, as quais orientaram a decisão do grupo a respeito das condições operacionais da extração.

Tabela 9 - Condições experimentais e rendimentos da extração assistida por ultrassom da oleuropeína das folhas de oliveira

Equipamento (frequência, kHz)	Condições experimentais			Rendimento (mg/g folha seca)	Referência
	Temperatura (°C)	Solvente (proporção)	Tempo (min)		
UB (30)	44	Metanol (100%)	20	12,2	Jerman <i>et al.</i> (2010)
UB (25)	16	Azeite (10%)	45	414,3	Achat <i>et al.</i> (2012)
UB (NR)	NR	Acetonitrila:Tetra hidrofurano (50:50)	30	134,5	Ismaili <i>et al.</i> (2016)
UB (NR)	47	Metanol:Água (80:20)	30	7,0	Deng <i>et al.</i> (2017)
UB (80)	25	Metanol:Água (80:20)	10	812,9	Yasemi <i>et al.</i> (2017)
UB (35)	25	Etanol:Água (70:30)	120	27,3	CIFAs <i>et al.</i> (2018)
UB (37)	60	Acetona:Água	10	106,5	Irakli <i>et al.</i>

Equipamento (frequência, kHz)	Condições experimentais			Rendimento (mg/g folha seca)	Referência
	Temperatura (°C)	Solvente (proporção)	Tempo (min)		
		(50:50)			(2018)
UH (20)	50	Etanol:Água (75:25)	3	76,7	Xie <i>et al.</i> (2015)
UH (20)	60	Etanol:Água (80:20)	5	11,4	Giacometti <i>et al.</i> (2018)
UH (40)	20	Etanol:Água (60:40)	17,91	69,9	Lama-Muñoz <i>et al.</i> (2019)

UB: banho ultrassônico; UH: homogeneizador ultrassônico (sonda); NR: não reportado

Fonte: Adaptado de Coppa *et al.* (2020)

De tais experimentos, observa-se que a frequência do dispositivo é um parâmetro crucial para a extração, pois, de acordo com Shirsath, Sonawane e Gogate (2012), baixas frequências de cerca de 20 kHz são mais eficazes em materiais vegetais, como folhas de oliveira.

Além da frequência, a temperatura de operação influencia sobremaneira na extração, na medida em que induz as rupturas das ligações da matriz, o aumento da solubilidade do composto, a taxa de difusão do solvente, a transferência de massa e a redução da viscosidade do solvente (MEDINA-TORRES *et al.*, 2017). A respeito desse parâmetro tão importante, Lama-Muñoz *et al.* (2019) pontua que relatou-se uma correlação entre o aumento de temperatura de 20 °C a 70 °C com melhorias nos rendimentos de extração dos compostos fenólicos das folhas de oliveira, em comparação com extrações sem ultrassom.

7.2.2.4 Método de Extração escolhido

Assim, levando-se em consideração as vantagens já elencadas a respeito da extração assistida por ultrassom, além das propriedades e associação de fatores trabalhados neste procedimento (tipo de solvente utilizado, no item 2.4, e condições operacionais como frequência e temperatura, no item anterior), optou-se por condições de operação similares às do estudo de Lama-Muñoz *et al.* (2019), no qual foi trabalhado uma extração assistida por ultrassom.

Neste estudo, objetivou-se otimizar a extração de oleuropeína e luteolina-7-glicosídeo de folhas de oliveira através de uma investigação da influência de fatores-chave da extração

assistida por ultrassom (LAMA-MUÑOZ *et al.*, 2019), sendo estes fatores-chave a temperatura alcançada após acionamento do ultrassom e a amplitude da onda originada pelo ultrassom.

Descrevendo sucintamente o procedimento realizado neste artigo, misturou-se 2 g de folhas de oliveira moídas com 26 mL de solvente hidroalcolico (etanol:água na proporção 60:40) em um copo de vidro, colocou-se tal conteúdo em um banho termostático a 20 °C até a mistura alcançar essa temperatura de equilíbrio e realizou-se uma extração sólido-líquido com homogeneizador ultrassônico operando em 150 W e a uma frequência de 40 kHz.

Sobre esse banho termostático, é importante que seja realizado uma vez que, quando o ultrassom é acionado, logo em seguida o pulso ultrassônico atravessa a amostra, sendo a energia absorvida e convertida em calor, o que faz com que ocorra um aumento de temperatura do processo. Tanto isso ocorre que a resposta máxima/ótima foi encontrada quando a amostra estava a 60 °C, segundo o artigo. Isso nos dá um indício de que, para os extratores do presente trabalho, deve-se ter um controle adequado de temperatura por encamisamento e por resfriamento do solvente, este último fornecido por meio de resfriador, por exemplo, a fim de evitar que a temperatura suba até àquela de degradação da oleuropeína.

Como o foco do artigo não foi avaliar a influência da pressão, nada foi comentado sobre a pressão de operação no momento da extração, considerando-se, portanto, que o procedimento se dá a 1 atm. Depois da extração, os autores avaliaram a influência da amplitude do ultrassom e o incremento na temperatura sobre diferentes parâmetros: rendimento da extração (R), conteúdo total de flavonóides e compostos fenólicos, capacidade antioxidante e os conteúdos de oleuropeína e de luteolina-7-glucosídeo. Vale observar que neste estudo não se obtém explicitamente quais compostos são extraídos além da oleuropeína e luteolina-7-glucosídeo e em que concentração, apenas os parâmetros anteriormente citados.

Por fim, nos interessa, dos resultados encontrados para tais fatores, aqueles encontrados para R e para conteúdo de oleuropeína, nas condições ótimas obtidas após otimização. Neste caso, o tempo de operação ótimo encontrado foi de 17,91 minutos, ou 18 minutos, resultando em 293,06 g de extrato/kg de folha seca e 69,91 g de oleuropeína/kg de folha seca.

7.2.3 Centrifugação

Após a etapa de extração ultrassônica, o extrato contendo oleuropeína apresenta uma concentração de sólidos lixiviados dispersos na mistura. A fim de evitar que essas partículas entrem em contato com os filtros na etapa da ultrafiltração, e acabem causando o entupimento ou *fouling*, afetando o funcionamento dos filtros, seria imprescindível uma etapa para que ocorra a retenção deste material.

Após a saída do extrator, a mistura é encaminhada para uma centrífuga para remoção desse resíduo sólido da corrente líquida de produto e solvente. A centrifugação pode ser vista como uma operação de separação mecânica que visa acelerar o processo de decantação submetendo uma suspensão a um movimento de rotação (CREMASCO, 2018). Em casos onde as partículas da mistura são muito pequenas e quando as duas fases líquidas não sedimentam ou separam somente com repouso e gravidade, opta-se também pela utilização de centrífugas. Na centrífuga, a mistura é rotacionada em torno de um eixo, criando uma força centrífuga que afasta as partículas de maior densidade em suspensão por inércia.

A centrifugação é uma maneira eficiente de separar sólidos de líquidos. Segundo o estudo de Bindes (2018), a centrifugação apresenta um desempenho satisfatório na remoção de particulado insolúvel resultante da extração de folhas, sem ocasionar perdas significativas de polifenóis (BINDES, 2018). O autor também apresenta que o extrato foi centrifugado a rotações de 8000 rpm por 20 min. Para realização dessa operação, optou-se por uma centrífuga de pilha de discos. Esse tipo de equipamento é bastante utilizado em aplicações onde a concentração de sólidos é menor que 10% e bastante utilizada nas indústrias de alimentos, farmacêutica e bioquímica para clarificação de líquidos. Na Figura 24, apresenta-se uma centrífuga de pilha de discos.

Figura 24 - Centrífuga de Pilha de Discos



Fonte: Alfa Laval (2017)

A centrífuga de pilha de discos é composta por um conjunto de discos cônicos que são empilhados um sobre o outro. Os discos são montados em um eixo central e giram em alta velocidade. A mistura sólido-líquido é alimentada de maneira contínua na centrífuga através de um orifício central. A força centrífuga faz com que as partículas sólidas se concentrem no fundo dos discos e o líquido é coletado na parte superior dos discos. Os discos cônicos aumentam a área de superfície de separação, permitindo que a centrífuga separe as partículas sólidas do líquido com mais eficiência do que outros tipos de centrífuga. (SEPARATORS Inc, 2023)

7.2.4 Módulo de extração

Com o tipo de misturador, método de extração e de filtração escolhidos, sugere-se para a composição do módulo de extração:

- 1 misturador com impelidor do tipo hélice 45° de 3 cv, com volume de 2000 L, capazes de comportar, em sua totalidade, as correntes de alimentação (de solvente e de folhas moídas);
- 2 extratores ultrassônicos, cada qual composto por 1 transdutor ultrassônico e 1 reator com volume de 1000 L, capaz de comportar a mistura anterior.
- 1 centrífuga, com volume de 3050 L, capaz de separar os sólidos lixiviados do extrato;

Vale observar que tais componentes normalmente são comercializados em conjunto. Contudo, dada a baixa personalização oferecida por estes conjuntos no mercado, optou-se por comprar os equipamentos separadamente, de modo a adequá-los às capacidades do processo.

A quantidade de cada equipamento e seu volume foram decididos visando comportar a quantidade de material que deve ser processado por hora por tais equipamentos, a saber: 2.201,05 kg/h de mistura (folhas e solvente). Os cálculos realizados para se chegar a este valor serão explicados ao longo do Capítulo 9, mais especificamente no item 9.2 referente à extração. Além disso, os tempos de residência do material processado para o misturador e extratores é igual a 18 minutos, enquanto que para a centrífuga o processo é contínuo. Esse tempo de residência de 18 minutos foi encontrado para as condições ótimas apresentadas no artigo de Lama-Muñoz *et al.* (2019), artigo base da extração apresentado anteriormente no item 7.2.2.4.

Adentrando no módulo de extração propriamente, com relação ao extrator, pretende-se utilizar uma configuração semelhante ao da Figura 25, onde o extrator é tal qual um reator encamisado sem agitação da empresa Pfaudler (ANEXO A.12), no qual seriam acoplados a quantidade necessária de transdutores/sondas para alcançar a potência necessária ao processo. Exemplificando: na Figura 25 pode-se observar um extrator com um transdutor modelo UIP2000hdT, de 2kW, da Hielscher acoplado a ele. No caso do presente processo, seria um extrator com 1 transdutor modelo UIP16000, de 16 kW, da Hielscher (ANEXO A.11).

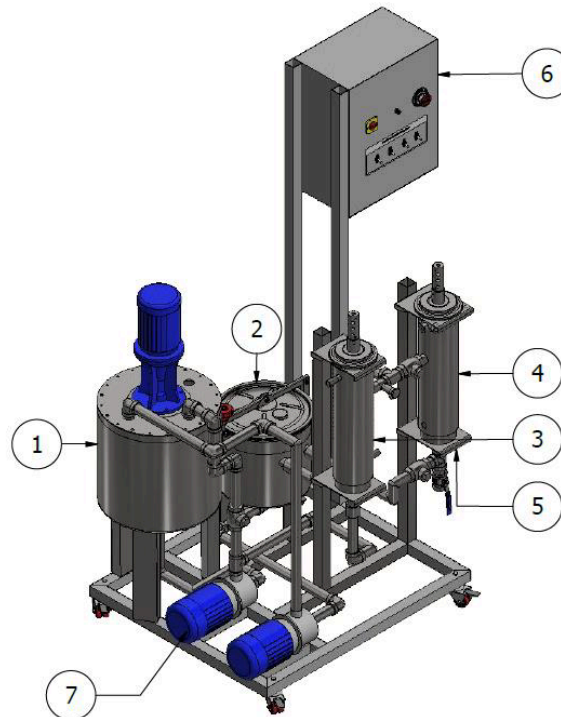
Já com relação ao módulo de extração, o intuito é seguir uma configuração semelhante ao da Figura 26. Exemplificando: enquanto o módulo da Figura 26 é composto por um tanque de mistura, dois extratores e um tanque de extrato, o módulo do presente processo será composto por um tanque de mistura, 2 extratores e uma centrífuga modelo DHC400 da Cobro (ANEXO A.13).

Figura 25 - Homogeneizador ultrassônico UIP2000hdT com reator em batelada



Fonte: Hielscher (2023. a)

Figura 26 - Representação do módulo de extração ultrassônica



Legenda: 1) Misturador; 2) Tanque de armazenamento de extrato; 3) e 4) Extratores tipo sonda; 5) Suporte dos extratores; 6) Painel elétrico/Gerador; 7) Bombas

Fonte: Martins (2019)

Por fim, a quantidade de material processado por módulo de extração ultrassônica, bem como a demanda de massa e energia suportada pelo mesmo, para cada componente, serão tópicos desenvolvidos na seção de balanço de massa e energia (Capítulo 9).

7.3 PURIFICAÇÃO

Após o processo de extração o que se obtém é um extrato enriquecido conhecido como micela (SWAMI *et al.*, 2008). Nele é observado quantidades remanescentes de solventes que foram utilizados durante a extração e que devem ser retirados por processos que são conhecidos como concentração e purificação. Dependendo do solvente utilizado pode-se causar problemas ambientais bem como na saúde humana (PALMA *et al.*, 2013). Diante desta informação, pode-se observar que esses solventes residuais foram classificados em três classes pelo ICH que estão traduzidos a seguir:

Classe 1 (solventes a serem evitados): 'Conhecidos carcinógenos humanos, fortemente carcinógenos humanos suspeitos e riscos ambientais.' Benzeno, 1,2-dicloroetano e 1,1-dicloroetano estão incluídos nesta classe. Classe 2 (solventes a serem limitados): Hexano, piridina e metanol fazem parte deste grupo de solventes, definido como: «Cancerígenos animais não genotóxicos ou possíveis agentes causadores de outra toxicidade irreversível, como neurotoxicidade ou

teratogenicidade.' Classe 3 (solventes com baixo potencial tóxico): 'Solventes com baixo potencial tóxico para o homem; nenhum limite de exposição baseado na saúde é necessário.' Etanol, acetona, acetato de etila e sulfóxido de dimetila estão incluídos nesta lista (GUIDELINE, 2005).

Pode-se observar que os solventes escolhidos encontram-se na classe 3, que são considerados menos tóxicos e de menor risco à saúde humana e pode-se ser considerada quantidade desses solventes em 50 mg por dia ou menos (correspondendo 5000 ppm), quantidades mais altas também podem ser aceitáveis, desde que sejam realistas em relação à capacidade de fabricação e em suas boas práticas (GUIDELINE, 2005). Normalmente, as normas do ICH juntamente com as da comissão europeia são documentos bases para as legislações dos demais países. Também, cabe ressaltar que é importante observar os parâmetros para a indústria farmacêutica que possui maiores restrições nas suas matérias primas do que em legislações para alimentos.

No Brasil, tem-se uma classificação em relação ao tipo de extrato dado, na Resolução da Diretoria Colegiada (RDC) N° 725 de 1° de Julho de 2022, que dispõe sobre os aditivos alimentares aromatizantes, descrita a seguir:

- XI - extrato concreto: extrato seco obtido da extração de vegetais frescos;
- XII - extrato líquido: extrato obtido com eliminação parcial ou sem eliminação do solvente;
- XIII - extrato purificado absoluto: extrato seco obtido de extratos secos dissolvidos em etanol submetidos a resfriamento, filtração a frio, e eliminação do solvente;
- XIV - extrato resinóide: extrato seco obtido da extração de vegetais secos ou de oleorresinas;
- XV - extrato seco: extrato obtido com a eliminação do solvente, compreendendo o extrato concreto, o extrato resinóide e o extrato purificado absoluto; (ANVISA, 2022)

Com todas estas informações é possível começar a definir os processos que serão aplicados após o processo de extração. Para eliminar solventes remanescentes nos produtos é necessário manipular variáveis físico-químicas, sendo as mais comuns a temperatura e pressão. Geralmente, isso envolve a mudança de fase de um (ou grupo) de componentes da mistura inicial, que consome uma quantidade considerável de energia (PALMA *et al.*, 2013).

As principais tecnologias para eliminação de solventes são: evaporação dos solventes, osmose reversa e liofilização, que, também, não deixam de ser técnicas de purificação. A evaporação dos solventes é uma técnica que requer a mudança do solvente da fase líquida para a fase vapor. Para realizar tal mudança é feita a diminuição da pressão e/ou aumento da temperatura. É aplicada na produção de partículas finais para produtos de valor agregado como vitaminas e produtos farmacêuticos. Evaporadores de múltiplos estágios operando em

diferentes pressões (e temperaturas) são instalados para produções maiores a fim de recuperar o calor latente do solvente no processo. Normalmente são combinados com vácuo para trabalhar com temperaturas adequadas para produtos sensíveis ao calor (PALMA *et al.*, 2013).

A liofilização requer uma primeira etapa em que a temperatura dos materiais (solutos e solvente) é reduzida até que sejam congelados, seguido de uma sublimação etapa realizada através de um vácuo muito alto que às vezes é acompanhado por aquecimento. A liofilização é amplamente aplicada sempre que uma substância é termolábil, fazendo parte da extração de diversos produtos, por exemplo antioxidantes, hormônios e alimentos (PALMA *et al.*, 2013). As principais desvantagens consistem em ser um processo lento e de custo elevado, porém fornece produtos mais concentrados e mais estáveis.

Por fim, considerando a remoção de solventes, tem-se a osmose reversa, no qual um fluxo líquido de solvente ocorre a partir de uma solução mais diluída para uma mais concentrada através de uma membrana semipermeável. A pressão é aplicada ao lado da solução concentrada para exceder a pressão osmótica e, como resultado, a transferência de solvente através da membrana existente da solução concentrada para a diluída (PALMA *et al.*, 2013). Na indústria de alimentos é aplicado na produção de sucos concentrados e na farmacêutica é utilizado para recuperar ativos.

As técnicas de separação e purificação convencionais são adsorção, cromatografia e cristalização. Porém, a mais aplicada para purificação de extratos contendo oleuropeína são as colunas de cromatografia. Esse processo ocorre pela separação de duas fases (sólido e líquido), com base na capacidade de adsorção e solubilidade, onde o equilíbrio dinâmico é estabelecido entre a concentração do soluto nas duas fases. O composto alvo é eluído em uma fase estacionária com uma mistura de solventes adequados. Mas é um processo caro em escalas maiores, surgindo como alternativa os processos de adsorção. Também pode-se filtrar o extrato e aplicar processos de secagem como *spray-dryer* ou secagem à vácuo.

Dadas essas características, e considerando os processos industriais de extração de produtos vegetais, o processo escolhido para a purificação do extrato foi a separação por membranas, pois além de realizar a concentração do extrato, removendo os solventes utilizados, ajuda na purificação do extrato líquido. Um exemplo deste equipamento está na Figura 27.

Figura 27 - Equipamento de filtro de membranas



Fonte: Farrugia (2012)

A tecnologia de membranas é uma abordagem emergente e altamente versátil, aplicável a diversos processos de separação. As vantagens dos processos de separação por membrana em aplicações industriais são notáveis. Primeiramente, a separação pode ser realizada de forma contínua, proporcionando eficiência e agilidade nos procedimentos. Além disso, o consumo de energia costuma ser baixo, tornando esses processos econômicos e sustentáveis. Outra vantagem é a facilidade de combinar o processo de membrana com outras técnicas de separação, criando abordagens híbridas que atendem às necessidades específicas de cada aplicação (SUN, 2012).

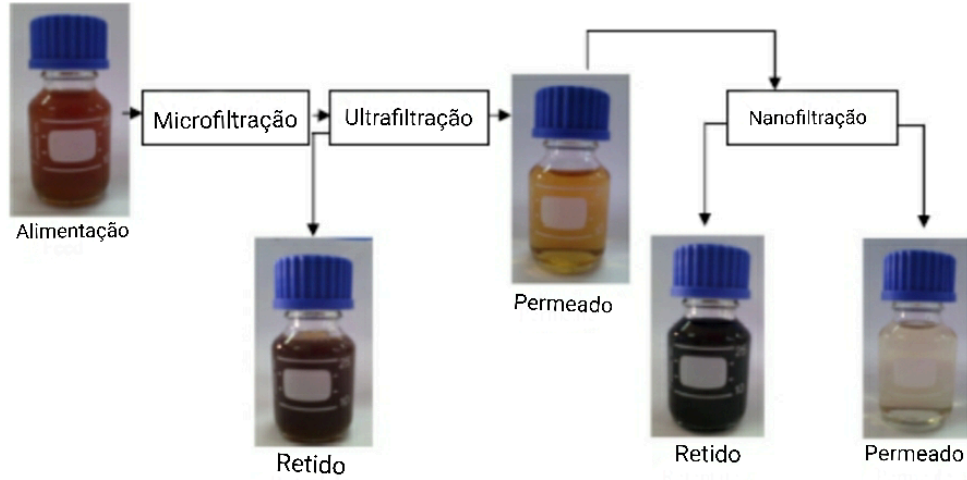
A realização da separação em condições suaves é outro benefício, preservando a integridade dos produtos e minimizando danos. Além disso, o escalonamento do processo é facilitado, permitindo a adaptação para diferentes capacidades de produção. Ajustar as propriedades da membrana conforme a necessidade também é possível, tornando essa tecnologia altamente versátil. A ausência de aditivos é uma característica positiva, garantindo produtos finais mais puros. Finalmente, os processos acionados por pressão, como ultrafiltração, nanofiltração e microfiltração, estão consolidados e encontram diversas aplicações nas indústrias farmacêutica e de biotecnologia, demonstrando a eficácia e o potencial dessas técnicas (SUN, 2012).

A combinação de operações de unidades de membrana em sistemas integrados oferece várias vantagens em termos de racionalização do consumo de energia direta e indireta, ao mesmo tempo em que melhora a qualidade do produto, a capacidade do processo e a seletividade. Interessantes aplicações baseadas na combinação de operações com base em membranas têm sido sugeridas para substituir metodologias convencionais no processamento de suco de frutas. A maioria das aplicações desenvolvidas está relacionada à clarificação e concentração de sucos, bem como à recuperação de compostos de aroma (CONIDI; DRIOLI; CASSANO, 2018). Esses mesmos autores relatam uma gama de trabalhos que utilizaram a integração de membranas para obtenção de compostos fenólicos.

Os processos de membrana são os principais processos utilizados em grande escala para a separação de moléculas antioxidantes. As membranas são barreiras seletivas que permitem a transmissão de certos componentes da alimentação, enquanto retêm outros componentes. A tecnologia de membrana pode ser usada para concentrar e/ou fracionar seletivamente compostos bioativos com atividade antioxidante a partir de correntes de processamento aquosas e alcoólicas de produtos, subprodutos e resíduos da indústria agroalimentar. Em comparação com outros métodos de concentração (evaporação, spray drying entre outros), o produto não é submetido a altas temperaturas durante os processos de membrana, e não há mudança no estado físico do solvente, o que significa que as propriedades funcionais dos compostos de interesse são preservadas e o processo como um todo economiza energia (BAZINET; DOYEN, 2017).

Khemakhem *et al.* (2017) estudaram a combinação de diferentes tecnologias como micro, ultra e nanofiltração para separação e concentração de oleuropeína. Eles concluíram que a separação composta por membrana constitui um atrativo alternativo aos processos convencionais, como por coluna cromatográfica, mostrando que estas tecnologias oferecem capacidade de separação única, possibilidades de expansão de escala e baixo consumo de energia. Na Figura 28 apresenta-se as amostras e como seu aspecto se altera conforme se passa pelos processos de filtração.

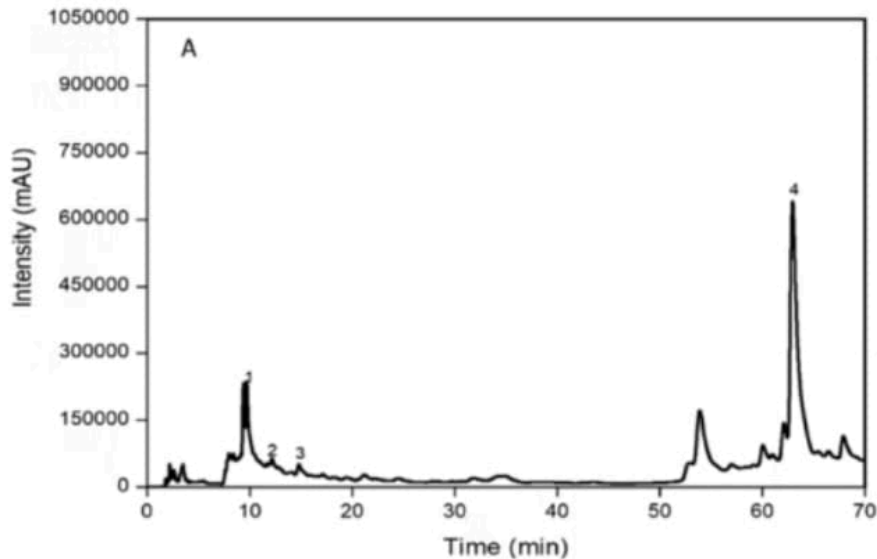
Figura 28 - Extrato de oliveira após ultra e nanofiltração



Fonte: Adaptado de Khemakhem *et al.* (2017)

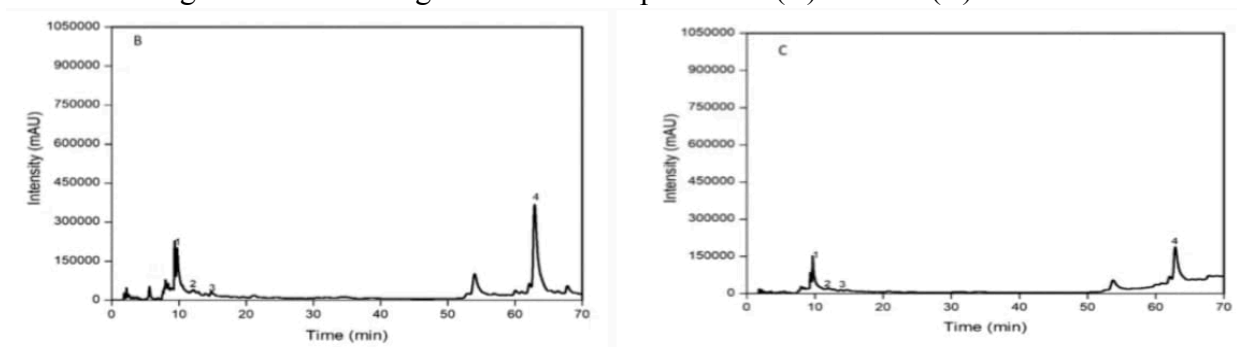
Nas Figuras 29 a 31, são apresentados os cromatogramas da alimentação do processo, dos extratos obtidos após processo de ultrafiltração e dos após o processo de nanofiltração, para o estudo realizado por Erragued *et al.* (2022). Os eixos do cromatograma são: sinal detectado, dado em mili unidade de absorbância (mAU), no eixo y e o tempo de retenção em minutos (min) no eixo x.

Figura 29 - Cromatograma de alimentação do processo de filtração



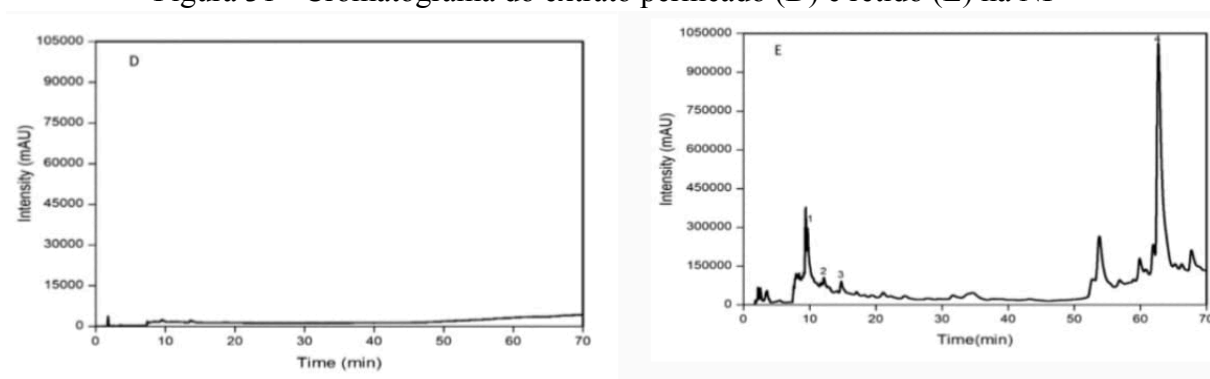
(1) -Hidroxitirosol; (2) -Tirosol; (3) -Ácido Vanílico; (4) -Oleuropeína
Fonte: Erragued *et al.* (2022)

Figura 30 - Cromatograma do extrato permeado (B) e retido (C) na UF



(1)-Hidroxitirosol; (2) -Tirosol; (3) -Ácido Vanílico; (4) -Oleuropeína
Fonte: Erragued *et al.* (2022)

Figura 31 - Cromatograma do extrato permeado (D) e retido (E) na NF



(1)-Hidroxitirosol; (2) -Tirosol; (3) -Ácido Vanílico; (4) -Oleuropeína
Fonte: Erragued *et al.* (2022)

Partindo deste ponto e analisando os resultados apresentados por Khemakhem *et al.* (2017) e de Erragued *et al.* (2022), a escolha realizada para o seguinte trabalho foi de utilizar o processo de ultrafiltração como pré-tratamento seguido de nanofiltração como uma segunda ação de filtração de forma a alavancar os resultados.

Desta forma, o extrato passa pelo processo de ultrafiltração com o objetivo de eliminar os compostos macromoleculares existentes no meio, o que reduz os riscos de incrustação no processo de nanofiltração, além de bactérias, protozoários, vírus e colóides que possam estar presentes (SCHNEIDER; TSYTIYA, 2001). O extrato clarificado parte, então, para a membrana de nanofiltração na qual retém-se íons divalentes e trivalentes, além de moléculas orgânicas de tamanho superior à porosidade média da membrana (SCHNEIDER; TSYTIYA, 2001). Destaca-se que a seleção entre a microfiltração e a ultrafiltração como pré-tratamento foi baseada na capacidade da membrana de ultrafiltração de reter colóides e todos os vírus, algo que não é possível com a outra opção.

De maneira prática, um experimento realizado por Erragued *et al.* (2022) mostrou que, como observável na Tabela 10, compostos fenólicos, flavonóides e oleuropeína atravessam a membrana de ultrafiltração mas são retidos pela membrana de nanofiltração, capaz de reter quase que totalmente os compostos fenólicos com peso molecular na faixa de 140 a 610 g/mol. Ainda, ressalta-se que os autores utilizaram uma membrana de nanofiltração sem saída, logo não há vazão de permeado no sistema e, conseqüentemente, são nulos os valores da concentração de polifenóis para o permeado. No entanto, para o presente trabalho será adotado uma membrana de nanofiltração com saída para que os compostos com peso molecular de corte de membrana (MWCO) inferior ao da membrana sejam obtidos na corrente de permeado.

Tabela 10 - Análise de polifenóis identificados em diferentes amostras para uma membrana de UF 5000 Da e NF 200 Da (30 bar) sem saída.

Tipo de membrana	Amostra	Oleuropeína (mg/gOLP)	Ácido vanílico (mg/gOLP)	Tirosol (mg/gOLP)	Hidroxitirosol (mg/gOLP)
UF 5000 Da	Alimentação	77,83 ± 00a	6,93 ± 00a	0,99 ± 00a	4,86 ± 00a
	Retido	17,38 ± 00b	1,76 ± 00b	0,22 ± 00b	3,03 ± 00b
	Permeado	43,66 ± 00c	4,97 ± 00c	0,76 ± 00c	2,80 ± 00c
NF 200 Da (30 bar)	Alimentação	43,66 ± 00b	4,97 ± 00b	0,76 ± 00b	2,80 ± 00b
	Retido	119,01 ± 00a	12,57 ± 00a	1,97 ± 00a	7,13 ± 00a
	Permeado	0 ± 00c	0 ± 00c	0 ± 00c	0 ± 00c

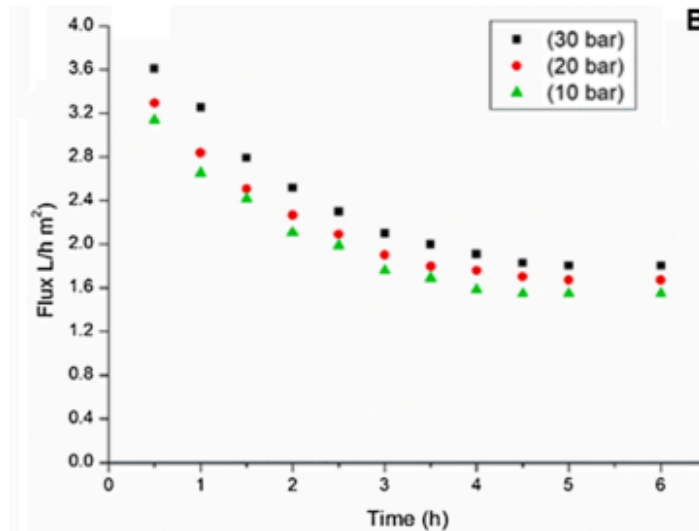
As diferentes letras na mesma coluna indicam diferenças significativas ($p < 0,05$) entre frações da mesma membrana.

Fonte: Adaptado de Erragued *et al.* (2022)

A partir desta tabela é possível observar que o produto de interesse se encontra no que foi retido pela nanofiltração. Considerando que as etapas subsequentes são somente para remoção do solvente, chega-se à conclusão de que no produto em pó terá 80% de oleuropeína (pureza de 80%) e os outros 20% são dos demais compostos fenólicos encontrados nas folhas.

Com relação às condições do processo, é necessário definir parâmetros como tamanho dos poros e pressão adequada para que ele ocorra. Assim, de acordo com o experimento realizado por Erragued *et al.* (2022), a filtração do extrato de folhas de oliveira aumenta com o aumento da pressão para o processo de nanofiltração, conforme Figura 32.

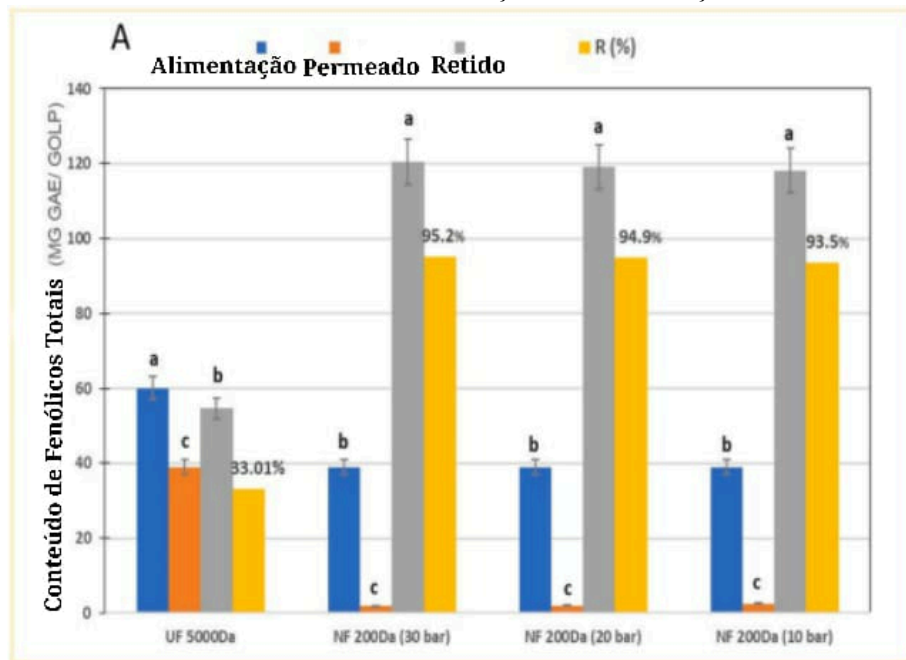
Figura 32 - Comportamento do fluxo do extrato de folhas de oliveira durante o processo de nanofiltração.



Fonte: Adaptado de Erragued *et al.* (2022)

No entanto, para definir a faixa de pressão adequada é necessário ainda analisar as figuras 33 e 34.

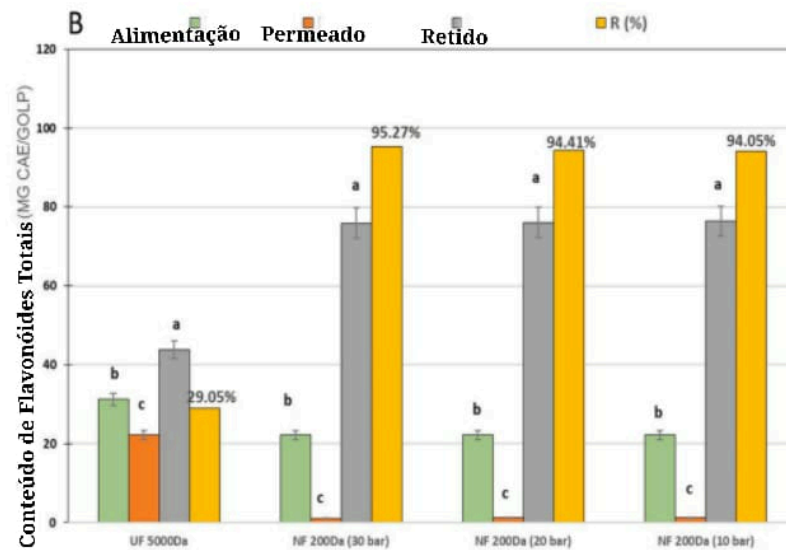
Figura 33 - Total de compostos fenólicos na corrente de alimentação, retido e permeado para os sistemas de ultrafiltração e nanofiltração.



a – c Letras diferentes na mesma linha indicam diferenças significativas ($p < 0,05$) entre frações da mesma membrana.

Fonte: Adaptado de Erragued *et al.* (2022)

Figura 34 - Total de compostos flavonóides na corrente de alimentação, retido e permeado para os sistemas de ultrafiltração e nanofiltração.



a – c Letras diferentes na mesma linha indicam diferenças significativas ($p < 0,05$) entre frações da mesma membrana.

Fonte: Adaptado de Erragued *et al.* (2022)

Como consta nas Figuras 33 e 34, a eficiência da membrana de nanofiltração em reter os compostos apresentou-se melhor para os casos operando a 30 bar e MWCO de 200 Da, com uma retenção de flavonóides e compostos fenólicos de 95,2% e 95,27%, respectivamente. Mesmo a diferença não sendo tão significativa para as outras pressões experimentadas, ainda assim, para o presente trabalho e, levando em consideração o alto valor agregado do produto final e a alta pureza final que deseja-se obter, escolheu-se operar o módulo a uma pressão de 30 bar. Com relação a membrana de ultrafiltração, os autores realizaram o experimento a uma pressão de 4 bar, recomendada pelo fabricante, o que também será adotado para este trabalho.

Ainda de acordo com os autores, o transporte ocorre principalmente devido aos gradientes de concentração e pressão, dados pelos processos de convecção ou difusão. Em pressões altas (acima de 5 bar (SILVA, 2009)), o transporte ocorre principalmente por convecção, enquanto que a baixas pressões (em torno de 1 bar (SILVA, 2009)) o transporte por difusão contribui diretamente com o fluxo de permeado, o que minimiza o gradiente de concentração e, deste modo, aumenta a concentração no permeado.

Com relação ao MWCO é importante que tal valor não seja elevado, uma vez que quanto maior esse parâmetro, mais compostos poderão passar pelo material sem ser impedidos. Deste modo, como o objetivo é reter compostos com peso molecular de 140 a 610

g/mol, utilizar uma membrana de ultrafiltração de 5000 Da e uma de 200 Da para nanofiltração apresenta bons resultados como os encontrados por Erragued *et al.* (2022). Deste modo, todo composto com MWCO superior ao da membrana será retido por ela. Assim, estas são as condições operacionais definidas para as membranas de filtração.

É importante ressaltar, que a membrana de nanofiltração usada no presente trabalho terá um fluxo de saída de permeado, diferente da membrana usada por Erragued *et al.* (2022) em seu experimento. Desta forma, os compostos ácido vanílico, tirosol e hidroxitirosol, por possuírem um peso molecular inferior ao MWCO da membrana serão obtidos na vazão de permeado juntamente com o solvente, enquanto que a oleuropeína por possui um peso molecular superior fica retida no concentrado da nanofiltração.

7.3.1 Módulo de purificação

A escolha do módulo para um sistema de separação por membranas é algo de extrema importância dentro do processo. De acordo com Schneider e Tsutiya (2001, p. 13) “O módulo é o elemento básico de um sistema que congrega todas as estruturas necessárias para viabilizar a operação da membrana como unidade de separação.” Ainda segundo os autores, o módulo é composto pelas membranas, pelas estruturas de suporte de pressão e pelos canais de alimentação e remoção do permeado e do concentrado, e podem ser classificados quanto ao tipo, podendo ser: com placas de membrana, tubulares, espirais, com fibras ocas ou com discos rotatórios.

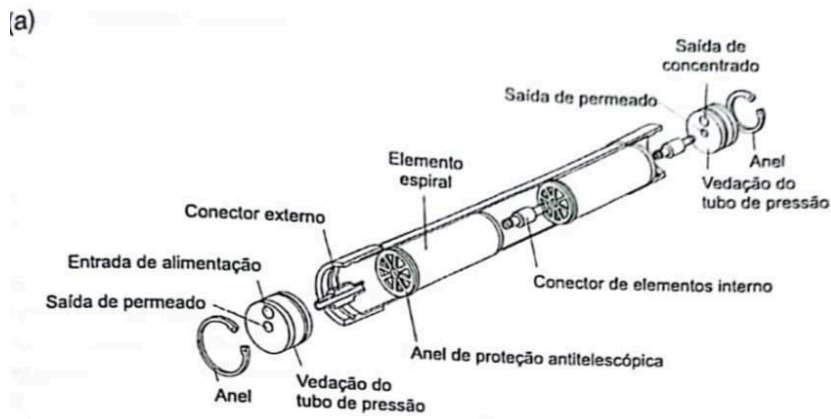
Para o presente trabalho, será utilizado um sistema de módulo espiral, muito utilizado em aplicações como concentração de proteína de soro de leite, concentração de lactose, concentração de corantes e remoção de sulfato (TECMA Tecnologia, 2023). A justificativa se dá pelo fato de que esse módulo é o mais usado em sistemas que utilizam pressões altas e intermediárias, ou seja, acima de 3 atm (equivale a pressões superiores a 3,04 bar) (SCHNEIDER; TSUTIYA, 2001). Sabendo que o sistema de ultrafiltração irá operar em uma pressão de 4 bar e que o sistema de nanofiltração em uma pressão de 30 bar, esta opção torna-se a mais adequada.

Ademais, este tipo de sistema torna-se uma ótima escolha por outros motivos como o fato de possuir uma alta densidade de filtração por área de membrana, superior aos módulos

de placa plana, tubular e de fibra oca, design robusto e custos operacionais baixos (TECMA Tecnologia, 2023).

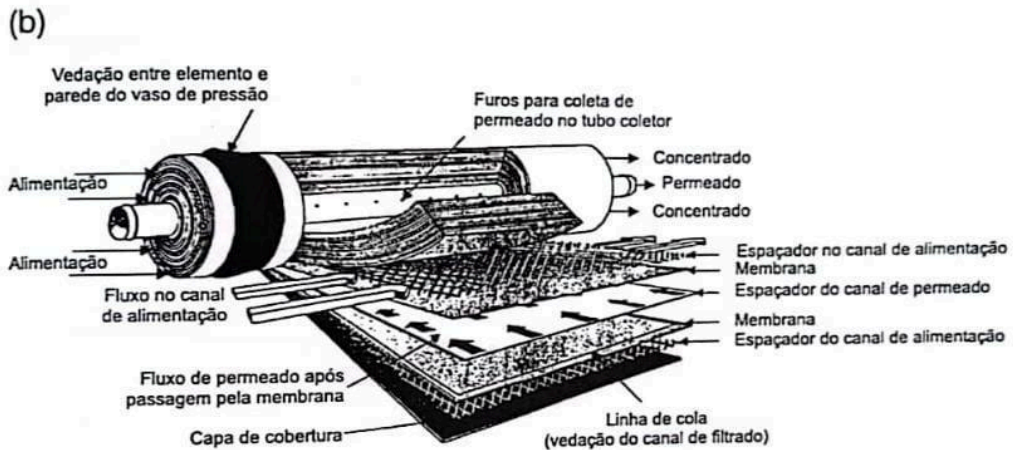
De acordo com Schneider e Tsutiya (2001, p. 16) “O módulo, no caso de membranas espirais, consiste portanto do conjunto de tubos de pressão de PVC ou aço inoxidável e de elementos ou cartuchos de membranas espirais inseridos no interior do tubo”. Nas Figuras 35 e 36 é possível observar um esquema da seção transversal de um módulo completo e de um elemento de membranas, respectivamente.

Figura 35 - Seção transversal de um módulo completo em espiral



Fonte: Schneider e Tsutiya (2001)

Figura 36 - Um elemento de membranas em espiral



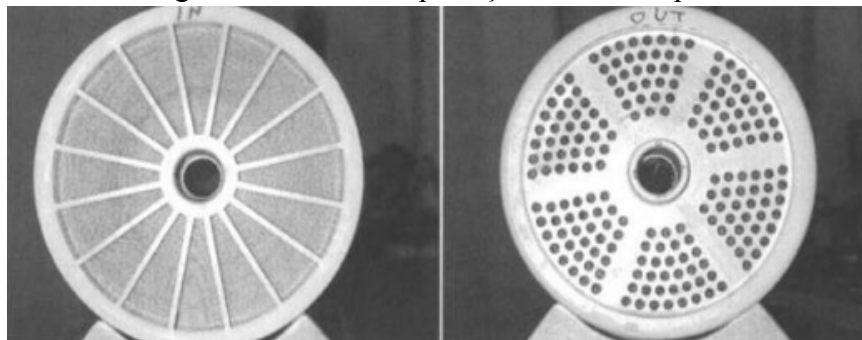
Fonte: Schneider e Tsutiya (2001)

Como é possível notar, cada sistema é constituído de membranas de folhas planas separadas por espaçadores, em volta de um tubo coletor de permeado. Cada um desses conjuntos membrana-espaçador-membrana envoltos no coletor de permeado são separados

por um espaçador de alimentação, alternando assim, alimentação e permeado (DA ROSA, 2012).

Ademais, este sistema possui componentes que lhe garantem estabilidade como os anéis de proteção antitelescópica (Figura 37) situados nas extremidades, que evitam que diferenciais de pressão nos canais de alimentação causem deslocamentos das membranas (SCHNEIDER; TSUTIYA, 2001).

Figura 37 - Anéis de proteção antitelescópica



Fonte: Kucera (2015)

Com relação ao seu funcionamento, os canais de água bruta presentes nas laterais do tubo permitem que a corrente de alimentação adentre no sistema percorrendo-o de forma paralela ao tubo coletor (SCHNEIDER; TSUTIYA, 2001). O filtrado de peso molecular inferior ao MWCO passa através da membrana para o espaçador do permeado, na qual é transportado em direção ao tubo de permeado. Acerca dos componentes de peso molecular superior ao MWCO, estes ficam concentrados no final do corpo do sistema e o deixam pelo lado oposto ao da alimentação (TECMA Tecnologia, 2023).

Tratando-se de dimensões e eficiência, os tubos podem ter diâmetros de até 300 mm e 1,5 m de comprimento, além de suportarem altas densidades volumétricas da ordem de 700 a 1000 m²/m³ (SCHNEIDER; TSUTIYA, 2001).

7.3.2 Retrolavagem

De acordo com Erragued *et al.* (2022), o fluxo de permeado diminui com o aumento do tempo e, após certo período, atinge quase que um valor estacionário, tanto para a membrana de nanofiltração quanto para a membrana de ultrafiltração. Schneider e Tsutiya (2001) explicam que isso ocorre devido ao preenchimento dos poros e ao aumento da

espessura da camada de soluto que se forma sobre a membrana, o que gera resistência ao fluxo de solvente.

Por este motivo, ao ter-se um acúmulo de partículas nas superfícies das membranas e, conseqüentemente, redução no desempenho delas, é necessário realizar-se uma remoção periódica das tortas de filtro, principalmente da membrana de nanofiltração que contém a oleuropeína. Para isso, recomenda-se processos de retrolavagem.

De acordo com Schneider e Tsutiya (2001, p. 54):

“A retrolavagem é iniciada quando a pressão de filtração ou o fluxo de filtração atinge um valor limite pré-estipulado, onde a eficiência do processo é reduzida a um nível, no qual a continuação da filtração se torna anti-econômica.”

Este limite pré-estipulado geralmente é fornecido pela própria fabricante do equipamento, uma vez que depende de fatores como tipo de material, disposição das membranas, capacidade, entre outros. Ainda de acordo com os autores, esse processo dura entre 30 segundos e 1 minuto e, em uma das alternativas possíveis, é usado ar comprimido sob alta pressão em sentido inverso à direção do fluxo permeado. Deste modo, a torta é desprendida pelo ar que atravessa a membrana e exige a reidratação da membrana ao final (SCHNEIDER; TSUTIYA, 2001). A escolha desse método de retrolavagem levou em consideração a não produção de resíduos líquidos a serem tratados, além de ser um dos processos de retrolavagem mais eficientes (SCHNEIDER; TSUTIYA, 2001).

7.4 RECUPERAÇÃO DO SOLVENTE

A preservação da pureza do solvente é primordial para garantir a eficiência e eficácia do processo de extração ao qual o solvente recuperado é reincorporado. Dada a importância de manter a integridade química do solvente, optou-se pela terceirização da etapa de recuperação do solvente que sai na forma de permeado ao final da nanofiltração, estratégia essa que serve como medida preventiva contra o risco de contaminação.

A empresa contratada, especializada na recuperação de solventes, empregaria tecnologias avançadas e métodos específicos para remover resíduos indesejáveis de maneira eficiente, garantindo a devolução do solvente em sua forma pura, livre de contaminações, já nas proporções requeridas ao processo. Essa abordagem, além de minimizar os custos operacionais associados à regeneração do solvente, elimina a necessidade de investimentos

em equipamentos de alta tecnologia e treinamento de pessoal, que seriam necessários para realizar tal processo internamente, ao menos nos primeiros anos de operação da indústria.

Considerando a multiplicidade de clientes da empresa terceirizada, o tratamento do solvente por essa via apresenta um custo operacional significativamente inferior à realização do processo *on-site*. Isso se deve à economia de escala proporcionada pela grande demanda atendida pela empresa, o que contrasta com o alto custo operacional da extração *on-site*, inviável para a pequena quantidade de solvente necessária.

Além disso, a contratação de uma empresa terceirizada permite focar os recursos humanos e financeiros da organização nas atividades principais, ou atividades-fim, otimizando o gerenciamento de tempo e aumentando a eficiência geral do projeto. A terceirização também oferece uma flexibilidade operacional, ajustando-se às demandas variáveis do processo de recuperação sem os encargos fixos que acompanham a manutenção de uma operação interna. Ademais, ao se associar com um parceiro especializado, ganha-se acesso a uma expertise acumulada e a práticas recomendadas que asseguram a conformidade com regulamentações ambientais e de segurança, mitigando riscos legais e de saúde.

Os resultados alcançados com a terceirização da recuperação de solventes vão além da restauração da pureza do solvente, refletindo-se no aumento da sustentabilidade do processo, pela redução do desperdício e da necessidade de descarte de solventes contaminados, alinhando-se às políticas de responsabilidade ambiental. Portanto, a decisão de externalizar a recuperação do solvente transcende a simples praticidade, constituindo-se como um pilar para a obtenção de resultados robustos, confiáveis e sustentáveis em pesquisas e processos que demandam a extração de substâncias, como a oleuropeína, garantindo assim, a integridade e a eficácia do solvente utilizado.

Como exemplo, a Solwatech é uma empresa em fase inicial incubada na Universidade Federal de Santa Maria (UFSM), que oferece um serviço completo de extração de solventes, desde a busca e o processamento até a devolução ao cliente. A empresa também realiza o processo no local, utilizando módulos específicos para a recuperação do solvente, o que elimina custos e riscos de transporte, minimiza o tempo de inatividade e garante flexibilidade. Por ser uma empresa em fase inicial, a Solwatech oferece preços competitivos, buscando atender às demandas dos clientes de forma eficiente e com compromisso com a

sustentabilidade. A incubação na UFSM garante à empresa acesso a infraestrutura, recursos e acompanhamento de especialistas, além de credibilidade e reconhecimento no mercado.

7.5 SECAGEM À VÁCUO

Após o processo de purificação, o retido que contém oleuropeína precisa passar por um processo de secagem para a obtenção do produto em pó. É a partir desta etapa que o extrato líquido rico em oleuropeína, de aspecto turvo e coloração marrom (vide Figura 28, tópico 7.3) passa para o estado sólido, por meio da eliminação de solvente e umidade residuais do extrato. A forma como tais resíduos serão eliminados vai depender do tipo de secagem utilizada. Como visto anteriormente no tópico 3.1, a oleuropeína é termolábil e se degrada em temperatura superiores a 80 °C, por isso métodos comuns de secagem que operam em altas temperaturas não podem ser utilizados, sendo necessário uma avaliação dos métodos de secagem que melhor se adequam ao nosso produto e sejam capazes de eliminar o solvente de forma eficiente.

Na Tabela 11 encontra-se um comparativo entre a secagem a vácuo e outros processos convencionais. Como é possível observar, as opções por Spray Dryer e Liofilização são descartadas devido à temperatura em que operam. A secagem por secador de leite fluidizado torna-se uma má opção uma vez que, para partículas muito finas há risco de aglomeração do material, arraste pela corrente de ar, além do equipamento oferecer alto potencial de atrito (IQS DIRECTORY, 2023). Ademais, essa técnica de secagem não é recomendada para remoção de solventes orgânicos (IQS DIRECTORY, 2023), os quais serão reciclados no processo, como é o caso do presente trabalho.

Tabela 11 - Visão geral das principais características de diferentes técnicas de secagem.

	Spray Dryer	Liofilização	Secagem a vácuo	Secador de leite fluidizado
Tipo de processo	Contínuo	Batelada	Batelada	Batelada/Contínuo
Custos*				
Fixos	12%	100%	52,2%	8,8%
Fabricação	20%	100%	50,06%	17,9%
Características do processo				

Necessidade de controle das características das partículas?	Sim	Não	Não	Sim (para alguns tamanhos)
Necessidade de etapas extras de processamento para obter partículas de pó separadas?	Não	A etapa de micronização é necessária para obtenção das partículas separadas	A etapa de micronização é necessária para obtenção das partículas separadas	É necessário granular o material
Condições do processo				
Tempo	Segundos - minutos	Horas-dias	Horas-dias	Horas
Temperatura	Alta (até 200 °C)	Baixa (0 °C)	Moderada	Moderada
Pressão	Limitada	Alto vácuo (≤ 10 mbar)	Baixo vácuo	Limitada

*Em relação ao custo da liofilização.
 Fonte: Adaptado de Broeckx *et al.* (2016)

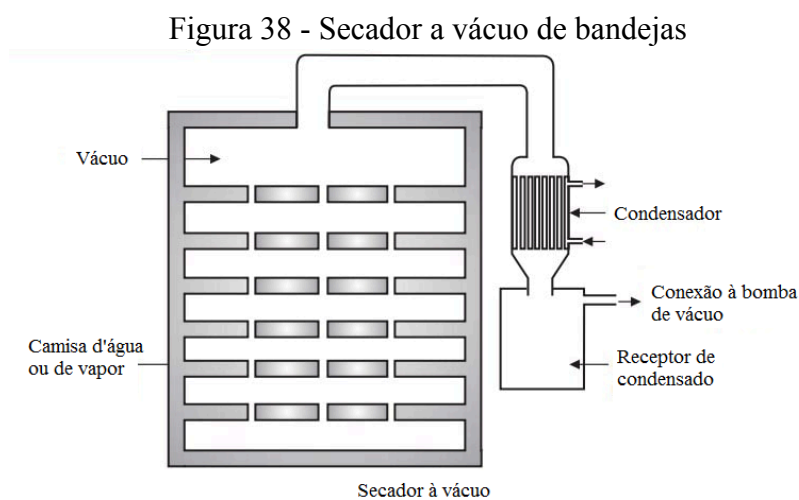
Ressalta-se que os custos apresentados são uma comparação com a técnica de secagem mais cara, a liofilização, ou seja, a secagem a vácuo possui um custo fixo de 52,2% do valor da secagem por liofilização. Após a visão geral fornecida pela Tabela 11, verifica-se que, uma alternativa interessante encontrada para a secagem do retido é o emprego de um equipamento de secagem a vácuo, o qual é muito utilizado pelas indústrias farmacêuticas, alimentícia, plástica e têxtil (PARIKH, 2015).

Este tipo de operação mantém a integridade do material sem danificá-lo com o calor e é recomendada para produtos de elevado valor que são sensíveis a elevadas temperaturas (PARIKH, 2015). A escolha deste método também é capaz de evitar reações de oxidação, uma vez que a amostra a ser seca não entra em contato com o ar atmosférico (ORIKASA, *et al.*, 2014). Ademais, no livro "Handbook of Industrial Drying," editado por A. Mujumdar (1995), o autor define os secadores por condução ou indiretos, como é o caso do secador a vácuo, como os mais apropriados para produtos finos ou sólidos muito úmidos.

Com relação ao processo, na secagem a vácuo o material é seco pela evaporação do líquido que atinge o seu ponto de ebulição a uma temperatura mais baixa por meio da redução da pressão com vácuo (PARIKH, 2015). A umidade presente no material pode ser reduzida

até 1-3% utilizando temperaturas que variam entre 35 e 60 °C (MUJUMDAR, 1995). Além disso, como citado anteriormente, ele é um secador de calor indireto, ou seja, o calor é transferido por convecção quando a amostra entra em contato com a superfície aquecida (PARIKH, 2015).

No presente trabalho será utilizado um secador a vácuo de bandejas, Figura 38, muito utilizado pela indústria farmacêutica, na qual o material é colocado sobre bandejas ocas e o calor circula entre as bandejas (PHARMACY GYAN, 2023). Este calor geralmente vem da passagem de vapor ou água quente através das prateleiras (PARIKH, 2015).



Fonte: Pharmacy Gyan (2023)

O equipamento é composto por uma câmara de aquecimento e um sistema de vácuo. No início, o produto é carregado manualmente e distribuído em bandejas, as quais serão colocadas dentro da câmara de secagem. Em seguida, aplica-se vácuo e o calor suficiente para atingir o ponto de ebulição dos solventes presentes (PHARMACY GYAN, 2023). Durante a maior parte da secagem, o material permanece no ponto de ebulição do solvente presente e, assim que o teor de umidade que se deseja alcançar é atingido, a câmara é trazida de volta à pressão atmosférica utilizando-se nitrogênio (PARIKH, 2015). Com relação ao tempo de secagem, este geralmente é longo, em torno de 12 a 48 horas (PARIKH, 2015) e o equipamento é mantido a uma pressão de cerca de 0,0296 a 0,059 atm, na qual tem-se uma temperatura de ebulição da água de 25 a 30 °C (PHARMACY GYAN, 2023).

Uma das grandes vantagens desse processo é o menor gasto energético, uma vez que menos calor sensível é necessário durante o processo, o que reduz custos e torna-se uma alternativa mais benéfica para o meio ambiente (PARIKH, 2015). Além disso, o tempo para a

secagem do material é menor do que o levado por secadores convencionais e há a possibilidade de coletar o solvente evaporado da amostra para uso posterior (PARIKH, 2015). Não somente, o uso de um equipamento de secagem a vácuo reduz o risco para os trabalhadores que operam o equipamento, uma vez que não há vapores e partículas expelidas que possam ser perigosas (PARIKH, 2015).

7.6 MICRONIZAÇÃO

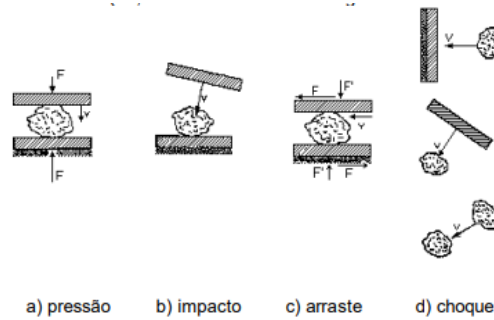
De acordo com Broeckx *et al.* (2016), após a secagem a vácuo uma etapa de micronização é necessária para a obtenção de partículas em pó. Esta etapa de moagem efetuada logo após o processo de secagem a vácuo também é realizada por Xu *et al.* (2022) em seu experimento para a obtenção de um extrato em pó da planta *Lonicera japonica*.

A micronização do extrato em pó faz-se importante por diversos motivos. Ao reduzir-se o tamanho das partículas há um aumento da área superficial, que facilita a absorção destes compostos pelo organismo humano, o que é algo de extrema importância para a indústria farmacêutica (NURHADI *et al.*, 2022). Além disso, o tamanho da partícula influencia na taxa de sedimentação, adsorção, biodisponibilidade e velocidade de absorção (KLINGER, 2022). Não somente, se o pó for utilizado em misturas, quanto menor o seu tamanho mais fácil de obter-se misturas homogêneas. Ademais, a micronização pode melhorar atributos como textura, viscosidade, tempo de mistura e estabilidade em suspensão (KLINGER, 2022).

Com relação ao processo em si, a micronização é um processo de moagem muito utilizado pela indústria farmacêutica na produção de fármacos em pó. Neste tipo de operação o material pode atingir uma granulometria inferior a 100 μm , a qual denomina-se moagem fina, ou inferior a 10 μm chamada de moagem ultrafina (WELLENKAMP, 1999).

Durante o processo de moagem, é necessário que o moinho forneça energia suficiente para vencer as forças de ligação interatômica. Após a fragmentação do material a nova área formada encontra-se ativa quimicamente e fisicamente (KLINGER, 2022). Para a fragmentação, o moinho submete as partículas a um esforço que pode ser de pressão, de impacto, de arraste ou de choque, conforme é possível observar na Figura 39.

Figura 39 - Detalhes de esforços entre dois planos



Fonte: Wellenkamp (1999)

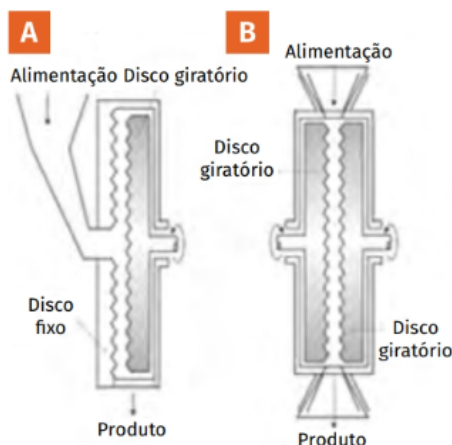
De acordo com Wellenkamp (1999), o formato que a partícula adquire depende do tipo de esforço ao qual ela é submetida, como por exemplo, obtenção de partículas pontiagudas provenientes do esforço de pressão e partículas arredondadas provenientes do esforço de arraste.

Ademais, o ambiente, seco ou úmido, no qual as partículas são submetidas à moagem também influencia na granulometria do produto obtido. Ainda de acordo com o autor, a moagem em ambiente seco é recomendada para produtos em pó, enquanto que em ambiente úmido é recomendada para produtos em forma de polpa.

Para o caso do presente trabalho e, objetivando-se comercializar a oleuropeína na forma em pó, a secagem precisa ser realizada em ambiente seco. Com relação a granulometria, sabe-se do tópico 3.1 que a oleuropeína é comercializada na forma de um pó fino, mas o diâmetro da partícula não é encontrado em literatura. Por este motivo, utilizou-se como aproximação o tamanho de partícula do ácido hialurônico que também é comercializado como insumo farmacêutico natural na forma de um pó fino, com um diâmetro médio de partícula de até 20 μm (SHINTO *et al.*, 1989).

Tratando-se da escolha do tipo de moinho, levou-se em conta referências da indústria alimentícia para produção de alimentos em pó, como leite e chocolate. Nestes processos, um equipamento muito utilizado é o moinho de discos (DALBERTO *et al.*, 2021). No equipamento, o material a ser moído passa por uma fenda (que pode ser ajustada de acordo com a granulometria) entre dois discos na qual um deles é fixo e o outro gira em alta velocidade (DALBERTO *et al.*, 2021). Na Figura 40 é possível observar um esquema de moinho de discos do tipo simples, esquema A, e do tipo duplo, esquema B. Para o caso de tipo duplo há dois discos que giram em direções opostas, o que aumenta o cisalhamento do material (DALBERTO *et al.*, 2021).

Figura 40 - Moinho de discos do tipo simples e duplo



Fonte: Dalberto *et al.* (2021)

Por este motivo, optou-se pela micronização por meio de um micronizador de discos vibratório, a fim de se obter um produto com granulometria igual a 20 μm , que seja fabricado em aço inox ou aço cromo, material que não oferece riscos de contaminação ao produto, para essa etapa do processo.

7.7 EMBALAGEM E ARMAZENAMENTO

Com relação ao seu armazenamento, Barão (2008) aponta a necessidade da oleuropeína ser armazenada sem que haja contato com a luz e o oxigênio. Além disso, o produto é mais estável em pHs ácidos e pode ser comercializado com 80% de pureza ou, ainda, pureza igual ou superior a 98%. Segundo Cayman Chemical (2024), a oleuropeína com pureza igual ou superior a 98% possui uma durabilidade mínima de 4 anos a partir da fabricação. Tratando-se das condições adequadas para armazenamento, a oleuropeína enquadra-se na classe 13 do Código de Classe de Armazenamento: sólidos não inflamáveis em embalagens não inflamáveis (SIGMA-ALDRICH, 2024).

Com relação à temperatura apropriada para o armazenamento da oleuropeína pronta para a comercialização, é necessário levar em consideração o seu grau de pureza. Deste modo, para teores de pureza na faixa de 80%, recomenda-se o armazenamento a temperatura ambiente (SIGMA-ALDRICH, 2024), enquanto, para teores mais elevados com grau de pureza igual ou superior a 98%, recomenda-se temperaturas na faixa de - 20 °C (CAYMAN CHEMICAL, 2024).

A estabilidade da oleuropeína é afetada pela temperatura, umidade relativa e forma de armazenamento (MARTÍNEZ-NAVARRO *et al.*, 2021). Para evitar a degradação, o composto é normalmente comercializado em frascos âmbar ou em embalagens plásticas de polietileno de alta densidade (PEAD), opacas e seladas à vácuo, conforme Figura 41.

Optou-se por comercializá-las nas embalagens plásticas, pois ocupam menor volume pensando que a maior parte do mercado atendido será de exportação. Além disso, pensou-se em embalagens de 1 kg tomando como base a empresa Sigma-Aldrich, que comercializa em embalagens de 500 kg o produto com 80 % de pureza. Pensou-se em embalagens menores, dado que é um produto com maior valor agregado e mais concentrado que soluções aquosas, facilitando sua conservação por períodos maiores, ou seja, é mais improvável que seja consumido em grande escala.

Figura 41 - Embalagem PEAD



Fonte: Honghao Herb (2023)

Assim, após processo de purificação, a oleuropeína em pó passa pela ensacadeira que irá fazer o envase e para o caso das embalagens a vácuo, será destinado para uma seladora, obtendo-se as embalagens de 1 kg para comercialização.

7.8 LABORATÓRIOS

Os laboratórios durante o processo produtivo são essenciais para fazer o monitoramento do processo, garantindo a qualidade do produto final, além de possibilitar pesquisa e desenvolvimento tanto de produtos quanto do processo em si.

Os elementos essenciais para a produção de medicamentos, conhecidos como insumos farmacêuticos, marcam o ponto de partida na cadeia produtiva da indústria farmacêutica. Essas são as "matérias-primas" fundamentais empregadas na fabricação de medicamentos. Entre esses insumos destaca-se o IFA, que constitui uma das matérias-primas cruciais. O IFA

é a substância responsável por conferir ao medicamento suas características farmacêuticas, ou seja, é o elemento que determina o funcionamento específico de um determinado medicamento. Para assegurar a qualidade na produção de medicamentos, a ANVISA (Agência Nacional de Vigilância Sanitária) é responsável pela fiscalização das empresas e pelo controle sanitário dos insumos farmacêuticos ativos. Desta forma, é necessário observar tudo que está relacionado ao cadastro do IFA, e análises exigidas para sua comercialização.

Tais informações constam na RDC 57/2009 e na revogação RDC 359/2020, trazendo como parâmetros os descritos no ICH:

- I - ICH Q1A - Estudos de Estabilidade de Insumos Farmacêuticos Ativos e Medicamentos;
- II - ICH Q1B - Estudos de Estabilidade: Estudos de Fotoestabilidade de Insumos Farmacêuticos Ativos e Medicamentos;
- III - ICH Q1D - Agrupamento e Matrização para Estudos de Estabilidade de Insumos Farmacêuticos Ativos e Medicamentos;
- IV - ICH Q1E - Avaliação de Resultados de Estabilidade;
- V - ICH Q2(R1) - Validação de Procedimentos Analíticos;
- VI - ICH Q3A(R2) - Impurezas em Novos Insumos Farmacêuticos Ativos;
- VII - ICH Q3C(R6) - Impurezas: Guia para Solventes Residuais;
- VIII - ICH Q3D(R1) - Guia para Impurezas Elementares, nos termos do ANEXO I desta Resolução;
- IX - ICH Q6A - Testes e Critérios de Aceitação para Novos Insumos Farmacêuticos e Novos Medicamentos: Substâncias Químicas;
- X - ICH Q11 - Desenvolvimento e Fabricação de Insumos Farmacêuticos Ativos (Entidades Químicas e Entidades Biotecnológicas/Biológicas); e
- XI - ICH M7(R1) - Avaliação e Controle de Impurezas Reativas a DNA (Mutagênicas) em Medicamentos para Limitar Risco Carcinogênico Potencial. (ANVISA, 2020)

Como o produto será direcionado para a indústria farmacêutica, que é amplamente conhecida por sua rigorosidade, tratando-se de questões de qualidade, os laboratórios devem ser pensados para conseguir até todas as exigências. As quais são descritas na farmacopéia brasileira na parte de métodos de farmacognosia.

Para esse primeiro momento foi pensado em montar um laboratório para atender as necessidades básicas do controle de qualidade, ou seja, equipamentos menos robustos que atendam as análises físico-químicas (como umidade, cor, pH, entre outros conforme exemplo do certificado de análises da Sigma-Aldrich na Tabela 12) e microbiológicas.

Tabela 12 - Exemplo resultados análises de qualidade da oleuropeína em pó

Teste	Especificação	Resultado
Aparência (Cor)	Amarelo Fraco, Amarelo, Bege	Amarelo Fraco
Aparência (Forma)	Pó	Pó
Solubilidade (Cor)	Amarelo a Marrom	Amarelo escuro
Solubilidade (Turbidez)	Transparente a Levemente Turvo	Levemente turvo
Espectro de RMN de Prótons	Conforma-se à Estrutura	Conforme
Pureza (HPLC)	$\geq 80 \%$	82 %

Fonte: Adaptado de Sigma-Aldrich (2024)

Para equipamentos robustos como cromatógrafos e espectrômetros de massa, para analisar as impurezas e demais demandas, serão feitas de forma terceirizada (podendo ser em parceria com as universidades de Bagé ou laboratórios particulares que façam essas análises). Pois são equipamentos de preços elevados, além do que é necessário um tempo até validação dos métodos analíticos. Mas não se descarta a possibilidade de futuramente ser pensado na aquisição de tais equipamentos.

Em relação às análises microbiológicas de produtos que partiram de matérias-primas não estéreis, a farmacopeia brasileira recomenda a contagem do número total de microrganismos mesofílicos, fungos e microrganismos patogênicos. Os limites de aceitação estão descritos na Figura 42.

Figura 42 - Limites de aceitação microbiológicas

Tabela 1 – Limites microbianos para produtos não estéreis.

<i>Via de administração</i>	<i>Contagem total de bactérias aeróbias UFC/g ou mL^a</i>	<i>Contagem total de fungos UFC/g ou mL^a</i>	<i>Pesquisa de patógenos^{b, c}</i>
2.2 Insumos farmacêuticos vegetais			
Droga vegetal (rasurado ou triturado) que será submetida a pré-tratamento que reduz a carga microbiana.	10 ⁷	10 ⁴	Ausência de <i>Escherichia coli</i> em 1 g. Ausência de <i>Salmonella</i> em 10 g. Limite máximo de 10 ³ bactéria Gram negativa bile tolerante ^e em 1 g.
Droga vegetal (rasurada ou triturada) que não será submetida a pré-tratamento que reduz a carga microbiana.	10 ⁵	10 ³	Ausência de <i>Escherichia coli</i> em 1 g. Ausência de <i>Salmonella</i> em 10 g. Limite máximo de 10 ³ bactéria Gram negativa bile tolerante ^e em 1 g.
Extrato seco, extrato fluido e tintura	10 ⁴	10 ²	Ausência de <i>Escherichia coli</i> em 1 g. Ausência de <i>Salmonella</i> em 10 g.

- (a) É aceitável um resultado duas vezes o valor de especificação em virtude da variabilidade maior de execução dos testes para determinação da biocarga, porém, quando estes valores são encontrados com frequência, é necessário reaver o processo produtivo. Assim:
- 10¹ UFC: valor máximo aceitável = 20
 - 10² UFC: valor máximo aceitável = 200
 - 10³ UFC: valor máximo aceitável = 2000 e assim sucessivamente.
- (b) Resultados de contagem de bactérias e fungos dentro dos limites aceitáveis não exclui a necessidade da pesquisa de patógenos.
- (c) Além dos micro-organismos listados na Tabela, a significância de outros micro-organismos recuperados deve ser avaliada levando em consideração:
- o uso do produto: considerar a via de administração a ser utilizada;
 - a natureza do produto: o produto é susceptível ao crescimento microbiano?
 - o usuário: considerar o risco para neonatos, infantes e debilitados.
- (d) Para produtos que se enquadrem em mais de uma situação prevalecerão os limites mais restritivos.
- (e) Outras enterobactérias.
- (f) Para matérias-primas, a frequência da realização dos testes de contagem e identificação de patógenos deve ser determinada considerando a sua susceptibilidade à contaminação microbiana. Resultados de baixa atividade de água (igual ou inferior a 0,75 medidos a 25 °C), assim como baixo ou alto pH, diminuem essa susceptibilidade.

Fonte: BRASIL (2019)

Desta forma, é possível montar uma tabela dos equipamentos básicos de laboratório tanto para as análises físico-químicas quanto microbiológicas. Os principais equipamentos, sendo eles: colorímetro, espectrofotômetro, mufla, agitador para peneiras, pHmetro, microscópio óptico, autoclave, capela, estufa e centrífuga de laboratório constam no ANEXO D (D.1 - D.10). As tabelas discriminando as vidrarias e quantidades além dos equipamentos estão no apêndice E.1 e E.2. Cabe ressaltar que como forma de simplificar a tabela, dados como pipetas de 5 mL, 10 mL e 25 mL foram agrupados em um só grupo denominado pipeta. Nesses apêndices já constam os valores para considerar na análise econômica.

7.9 ROTA TECNOLÓGICA DEFINIDA

Após a análise das diferentes tecnologias que poderiam ser adotadas para cada etapa do processo de obtenção da oleuropeína, optou-se por iniciar a produção pelo pré-tratamento da matéria-prima por meio de lavagem úmida por imersão (PANJAGARI, 2018), seguida de centrifugação para retirar o excesso de água superficial e, assim, o material se encaminhar a uma secadora do tipo esteira. Para a secagem, os dados foram baseados no artigo de Canabarro (2019), conforme desenvolvido na seção 7.1.4.

Posteriormente, as folhas secas serão encaminhadas a um moinho de martelos, a fim de aumentar sua área de contato com o solvente hidroalcoólico na extração e diminuir seu volume para estocagem, sendo então armazenada em um silo, o que permite a reserva das folhas para períodos de baixa na oferta de matéria-prima. As folhas secas e moídas serão, então, extraídas em um módulo de extração ultrassônica, método cujas vantagens se sobrepõem às demais formas de extração, conforme desenvolvido na seção 7.2. Para essa etapa, o artigo base utilizado para os cálculos é de Lama-Muñoz *et al.* (2019).

A corrente de extrato segue para a purificação, que consiste em etapas de filtração (ultra e nanofiltração) com o intuito de separação do solvente e concentração da oleuropeína. A escolha desses métodos é desenvolvida na seção 7.3 e os dados utilizados para os cálculos são provenientes do estudo de Erragued *et al.* (2022). Ao final da nanofiltração, o composto estará em maior presença na forma de retido dos filtros, enquanto que o permeado é encaminhado para empresa terceirizada a fim de recuperar o solvente e retorná-lo ao processo livre de impurezas e na proporção necessária ao processo.

Vale lembrar que a recuperação do solvente é mais interessante que realizar a aquisição de um solvente “novo”. A recuperação de solventes no processo é amplamente utilizada como uma alternativa à substituição de solventes para reduzir a geração de resíduos (CHEREMISINOFF, 1995, p. 20). A falta da recuperação implicaria em maiores gastos com solvente (dada a escala de produção adotada, grandes quantidades de solvente seriam requeridas), fora o desperdício de material, o qual seria tratado com resíduo. Seguindo, o retido rico em oleuropeína passa, então, por uma secagem a vácuo e micronização, de modo que sua umidade seja reduzida e o material aproxime-se do estado em pó. A partir daí, o produto já está nas condições para embalagem, necessitando que a qualidade da amostra seja analisada em laboratório próprio, antes do produto ser comercializado.

8 PROJETO DE PROCESSOS

8.1 DIAGRAMA DE BLOCOS

Dado o que foi visto no item de análise de tecnologias e os motivos expressados pela escolha de cada técnica para cada etapa, foi possível construir o diagrama de blocos do processo, detalhando-se os principais parâmetros do mesmo, como vazão, temperatura e pressão. O processo produtivo é dividido em 3 áreas:

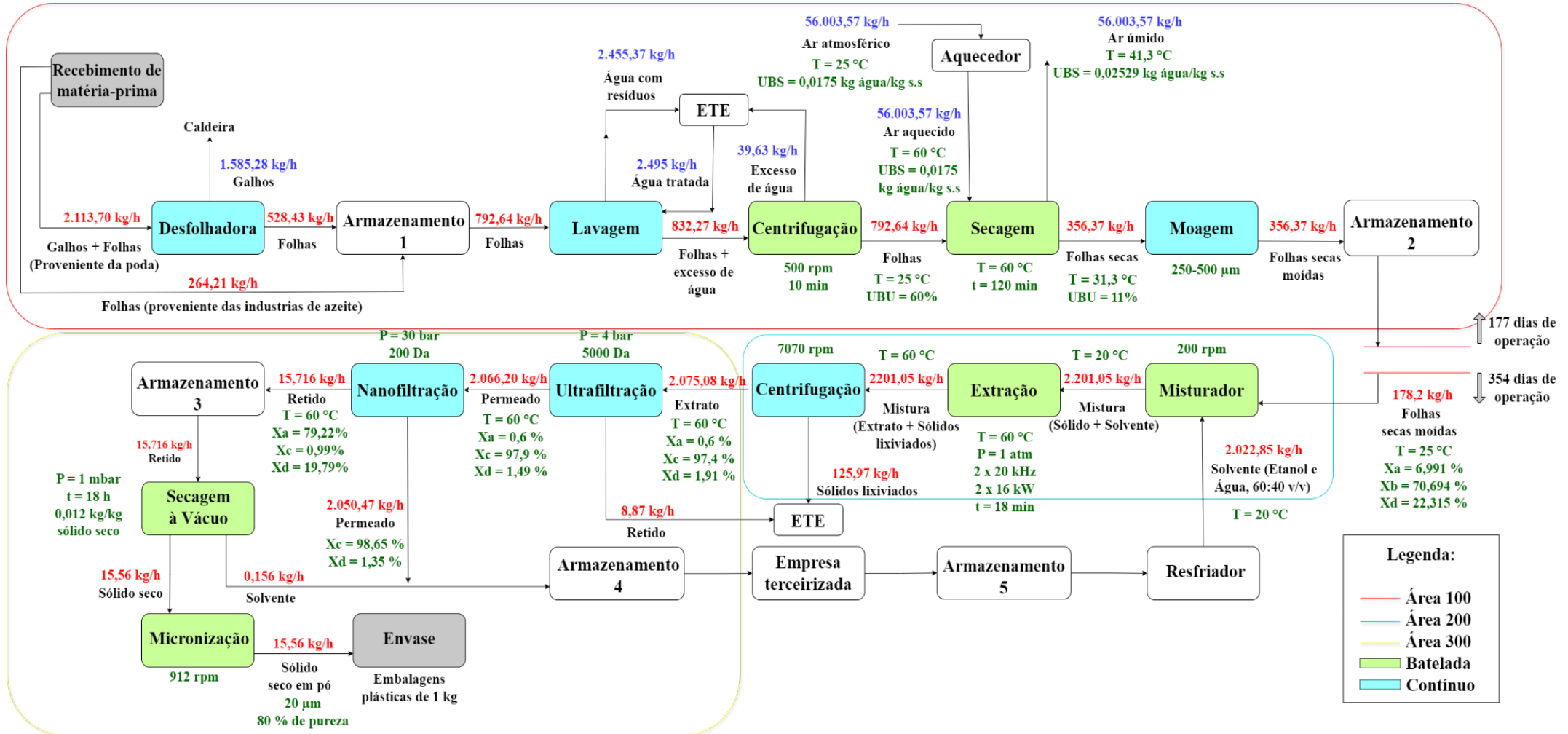
A área 100 compreende o recebimento e preparação da matéria-prima, as folhas de oliveira. O recebimento refere-se às etapas de desfolhagem e armazenamento das folhas. A preparação ou pré-tratamento da matéria-prima se inicia pela lavagem, passando para a centrifugação (drenagem ou desidratação), secagem, moagem e, por fim, armazenamento das folhas já processadas.

A área 200 compreende a extração da oleuropeína das folhas de oliveira processadas anteriormente na área 100. O processo de extração se inicia por um misturador das folhas e do solvente hidroalcoólico, o qual provém de um tanque de armazenamento de solvente localizado na parte externa do pavilhão industrial. Segue-se para a etapa de extração propriamente dita e, por fim, centrifugação do extrato rico no componente de interesse.

A área 300 compreende a purificação da oleuropeína. Uma vez que a oleuropeína estará na presença de outros fenólicos no extrato e que se deseja concentrar o produto até este alcançar uma pureza de mais de 80%, segue-se o processo para a etapa de ultrafiltração e nanofiltração. O produto, então, é finalizado com uma secagem a vácuo, para retirar o solvente residual e umidade, e uma micronização, obtendo-se um produto em pó a ser envasado e comercializado.

O diagrama de blocos completo está ilustrado na Figura 43, acompanhado em seguida de uma breve descrição do processo, cujas etapas serão detalhadas uma a uma no Capítulo 9, tal qual os cálculos de balanço de massa e energia, enquanto o diagrama de processo (PFD) está ilustrado na Figura 44.

Figura 43 - Diagrama de blocos do processo



Fonte: Autores (2023)

Uma vez que o Rio Grande do Sul é o maior estado produtor de oliveiras, cuja área corresponde a 5.986 hectares de plantações de oliveira, utilizou-se tal área como ponto de partida para a determinação da base de cálculo de matéria-prima a ser adotada para o processo, a saber, aproximadamente 20 toneladas de folhas processadas por dia. As principais fontes de matéria-prima do estado são as indústrias produtoras de azeite e a atividade hortícola da oliveira, as quais serão responsáveis por fornecer, à indústria da oleuropeína, as folhas (para o caso da indústria do azeite), e os galhos com folhas (para o caso da poda). Conhecido esses dois pontos de recebimento de matéria prima, inicia-se a definição da base de cálculo.

Sabendo-se que, para um hectare, 1.500 kg são resíduos da poda, ou seja, galhos e folhas, temos que o estado tem uma capacidade de fornecimento de 8.979 toneladas de resíduos dessa fonte, por ano. Dessa quantidade, 25% corresponde a matéria-prima propriamente dita, ou seja, 2.244,75 toneladas de folhas de oliveira serão encaminhadas para nossa indústria, e que serão obtidas após o processo de desfolhamento. Vale ressaltar que ao citar a palavra “ano” é o que equivale referenciar ao período da safra, que fica em torno de seis meses, portanto, o recebimento anual das folhas compreende 6 meses de operação da indústria da oleuropeína.

Enquanto isso, para um hectare, 2.500 kg de material são destinados à indústria do azeite. Essa quantidade corresponde às azeitonas utilizadas para a produção do azeite e, ainda, algumas folhas que as acompanharam. Assim, da área produtiva do estado, 14.965 toneladas da poda são destinadas à indústria do azeite. Verifica-se que, do processamento da azeitona para produção de azeite, as folhas correspondem de 5 a 10% do peso da quantidade recebida pela indústria. Assim, definindo 7,5%, a indústria do azeite receberá 1.122,375 kg de folhas, as quais serão tratadas como resíduos e, portanto, também serão encaminhadas para nossa indústria da oleuropeína.

Somando as quantidades das duas principais vias, 3.367,75 toneladas de folhas são geradas pelo estado por ano, sendo que tal quantidade será totalmente destinada à indústria da oleuropeína, anualmente. Contudo, uma vez que as oliveiras estão prontas para a colheita apenas entre o período entre primavera e verão, a indústria receberá o equivalente a este período de colheita e poda, ou seja, o equivalente a 6 meses. No item 6.2.2, definiu-se que a

indústria operará por 354 dias. Assim, 6 meses de operação são 177 dias recebendo 3.367,75 toneladas de folhas, chegando aos 792,64 kg/h de folhas que entram no processo de lavagem.

Seguindo o diagrama, após a lavagem observa-se um aumento de 5% na vazão mássica de folhas, correspondendo ao excesso de água que fica na superfície das mesmas. Assim, 823,27 kg/h seguem para a centrifugação. Na centrifugação, o excesso de água é retirado completamente, após 10 minutos de operação com a centrífuga operando em 500 rpm. A matéria-prima, então, passa para o processo de secagem, cujo objetivo é retirar a umidade intrínseca das folhas, ou seja, a umidade no seu interior. Para essa etapa, ar aquecido à 60 °C é aplicado dentro da câmara de secagem, enquanto as folhas, homoganeamente distribuídas pela esteira, atravessam o equipamento. A operação leva 2 horas, reduzindo a umidade das folhas de 60% para 11%, em base úmida.

As folhas secas, saindo da secagem com uma vazão mássica de 356,37 kg/h adentram a última etapa de pré-tratamento da matéria prima, a moagem. Na moagem, o intuito é reduzir o tamanho das folhas para uma faixa de 250 a 500 micras, aumentando substancialmente sua área superficial e colaborando, posteriormente, com a extração da oleuropeína de maneira mais efetiva. Nessa operação, considerou-se que não ocorreram perdas de massa, permanecendo inalterada a vazão mássica na saída do processo. Fechando o pré-tratamento, as folhas são armazenadas em um silo fechado e termicamente preparado para comportar toda a matéria-prima anualmente recebida pela indústria.

Adentrando a parte de processamento e obtenção da oleuropeína, inicia-se o processo com um misturador. Observa-se que a quantidade de matéria-prima a ser destinada para o misturador é metade daquela armazenada no silo, uma vez que é importante garantir um acúmulo de folhas para os outros 6 meses correspondentes ao período de entressafra. Assim, no misturador, 178,2 kg/h de folhas serão misturadas com 2.022,85 kg/h de solvente hidroalcolico composto por etanol e água (60:40 v/v), por 18 minutos, com o motor à 200 rpm. A quantidade de solvente necessária para a extração dessa corrente de matéria-prima foi obtida através da proporção apresentada no artigo-base da extração, a saber, 26 mL de solvente para 2 g de folhas. Após o misturador, a mistura passa para a extração propriamente.

Na extração, a vazão de entrada e saída são as mesmas, indicando que não ocorre reação ou acúmulo de matéria. Contudo, é neste momento que os compostos solúveis da folha, dentre eles a oleuropeína, são extraídos, compondo um extrato que, ao final do

processamento, apresentará 0,6% de oleuropeína. Para alcançar esse resultado, são utilizados dois extratores, sendo que cada um é equipado com 1 sonda ultrassônica de 16 kW, a qual será acionada por 18 minutos cada batelada. A operação alcança a temperatura de 60 °C, à 1 atm. A centrifugação finaliza o processamento das folhas, separando os sólidos lixiviados do extrato de oleuropeína. Nessa etapa, 125,97 kg/h de sólidos lixiviados são separados do extrato com uma centrífuga de discos operando continuamente a 7070 rpm.

Após o processamento das folhas, adentramos a purificação do extrato, a fim de obter um produto em pó com 80% de pureza. Para tanto, são utilizados dois tipos de filtração: a ultra e nanofiltração. Na ultrafiltração, utiliza-se de um módulo com membranas espirais composto por um conjunto de tubos de PVC. As membranas de tamanho 5000 Da serão responsáveis por filtrar substâncias com peso molecular de 140 a 610 g/mol, retendo compostos com MWCO superior ao da membrana e permitindo a passagem de compostos com MWCO inferior ao dos poros da membrana, sendo a oleuropeína um dos compostos que passa junto ao permeado. Desta etapa, cerca de 22,3% dos compostos fenólicos (referente a quantidade de extrato menos a quantidade de oleuropeína) são retidos, ou seja, 8,87 kg/h. Assim, 2.066,20 kg/h passa para a nanofiltração.

Na nanofiltração, o procedimento é semelhante ao da ultrafiltração, ou seja, há a formação de retido e permeado ao final da operação. Contudo, ao contrário da ultrafiltração, o permeado da nanofiltração agora será composto majoritariamente por solvente, enquanto que o produto de interesse estará no retido. Neste caso, utiliza-se um módulo com membranas espirais composto por um conjunto de tubos de aço inoxidável, sendo 200 Da a porosidade das membranas. Vale observar que, na entrada e saída da ultrafiltração a fração mássica de oleuropeína é praticamente a mesma (0,6% em massa), visto que essa etapa concentrou-se em reter e retirar do extrato os demais compostos. Já na nanofiltração fica notável a capacidade de purificação das membranas filtrantes, saindo 15,72 kg/h de retido com 79,2% em massa de produto.

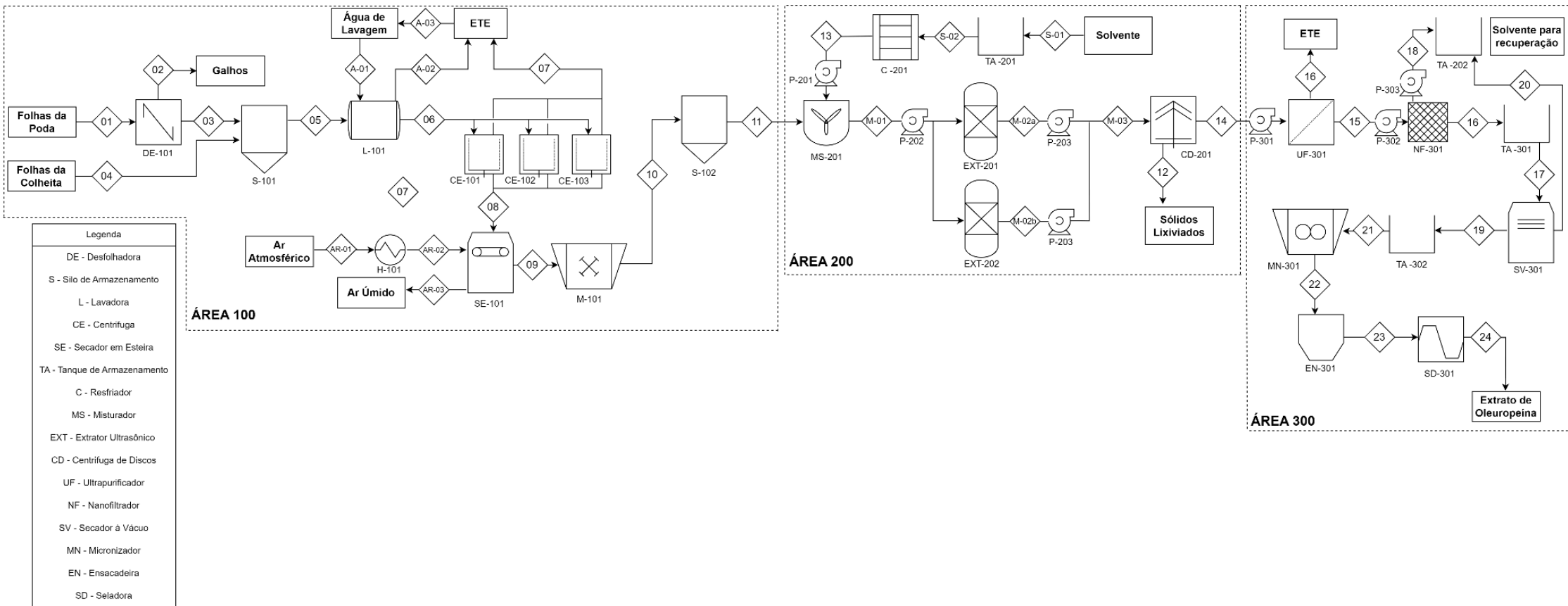
Encaminhando-se para o final da purificação da oleuropeína, temos a secagem a vácuo, responsável por retirar umidade e solvente residuais do retido oriundo da nanofiltração. Para tanto, se reduz a pressão da câmara de secagem para 1 mbar, contando ainda com fornecimento de calor do vapor que circula pelas paredes do equipamento. São obtidos, ao final de 18 h de secagem, 15,56 kg/h de sólido seco, com 0,012 kg/kg sólido seco

de umidade. A micronização que se segue tem o intuito de ajustar a granulometria do nosso produto em pó, para 20 micras. Assim, utiliza-se um micronizador de material aço cromo, operando a 912 rpm.

Após a micronização, o produto está pronto para embalagem e armazenamento, sendo uma pequena amostra colhida antes para análise de qualidade no laboratório anexo ao pavilhão industrial. Estando na granulometria e pureza adequadas, o produto poderá ser embalado em embalagens plásticas de PEAD, em lotes de 1 kg. Assim, ao final de um dia, 373,44 kg de oleuropeína são produzidas e comercializadas.

8.2 FLUXOGRAMA DO PROCESSO (PFD)

Figura 44 - Fluxograma PFD do processo



Fonte: Autores (2023)

9 BALANÇO DE MASSA E ENERGIA

9.1 PREPARAÇÃO DA MATÉRIA-PRIMA

Conforme abordado na parte de preparação da matéria-prima e verificado em diagrama de blocos do processo, as folhas de oliveira serão coletadas dos agricultores e das empresas de beneficiamento das olivas, onde no primeiro caso haverá a necessidade de desfolhagem do material recebido. As folhas seguem para a primeira unidade de armazenamento e, logo após, transfere-se as folhas deste para a lavagem, secagem, moagem e, por fim, para a segunda unidade de armazenamento. Os balanços de massa, ou os cálculos realizados para a obtenção de tais correntes são melhor detalhados a seguir.

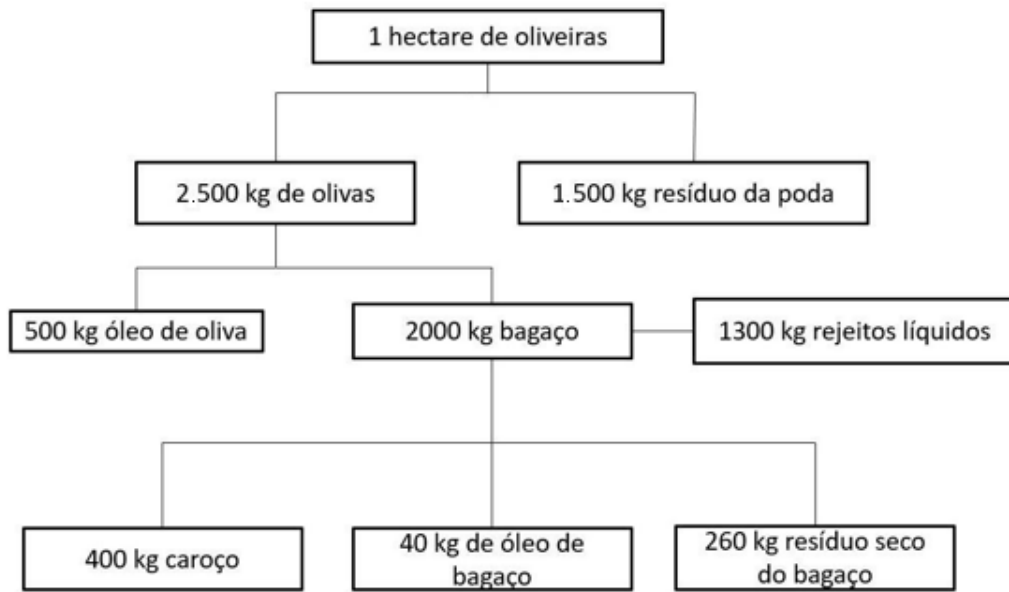
9.1.1 Recebimento das folhas

Os desfolhadores são encarregados de separar as folhas dos galhos provenientes da poda, que se refere a toda produção de oliveiras do Rio Grande do Sul. Considerando que no Rio Grande do Sul tem 5986 Hectares plantados de oliveira e observando a Figura 45, pode-se fazer um cálculo para estimar quanto de matéria-prima se teria disponível durante o ano.

Tem-se que, para um hectare, 2500 kg são resíduos provenientes da indústria de azeite e 1500 kg são resíduos provenientes da poda, conforme se pode verificar na Figura 45. Da parte da poda, 25% corresponde ao peso das folhas, enquanto que o restante fica entre os galhos finos e mais grossos (ALVES *et al.*, 2020). No processamento da oliva para fabricação do azeite, as folhas são separadas das azeitonas por uma máquina sopradora, representando entre 5% e 10% em peso da azeitona que entrou no processo (MARTINY, 2021). Dada essa informação, considerou-se para o presente processo o valor de 7,5%.

Para a poda é indicado que seja realizado logo após a colheita e pode ser feita anualmente, assim sendo, em 5986 Hectares seria possível obter 3.367.125 Kg de folhas no ano. Obviamente é um valor estimado, e existem muitos fatores que não foram considerados como por exemplo cada propriedade faz a poda de sua maneira e as quantidades variam de pé para pé, além do que foi considerado que todo esse resíduo seria destinado para essa empresa de extração de oleuropeína, mas para fins de dimensionamento considerou-se esse valor como sendo o que seria possível trabalhar.

Figura 45 – Médias de massas em um hectare de oliveira



Fonte: Adaptado de Alves *et al.* (2020)

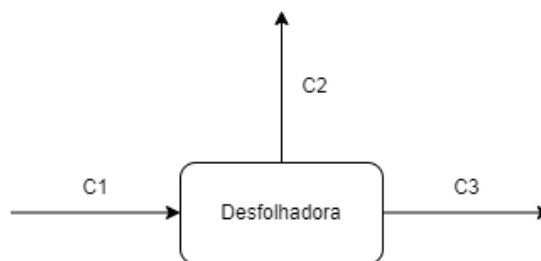
Para a primeira parte do processo que corresponde à preparação, considerou-se que as folhas seriam recebidas durante os primeiros seis meses, correspondentes aos meses de colheita e poda, de forma que as folhas secas fossem armazenadas até o final do ano e evitasse perdas de qualidade da matéria-prima. Assim sendo, dos 354 dias, 177 dias seriam usados para fazer a preparação da matéria-prima. Logo, seriam processados 19.023,3 kg de folhas/dia. Os resultados do balanço de massa estão indicados na Tabela 13, enquanto o volume de controle representativo da etapa está na Figura 46.

Tabela 13 – Balanço de massa para desfolhadora

Corrente	Conteúdo	Vazão (Kg/h)
C1	Folhas Poda + Galhos	2.113,70
C2	Galhos	1.585,28
C3	Folhas Poda	528,43

Fonte: Autores (2023)

Figura 46 - Volume de controle para a desfolhadora



Fonte: Autores (2023)

9.1.2 Armazenamento 1

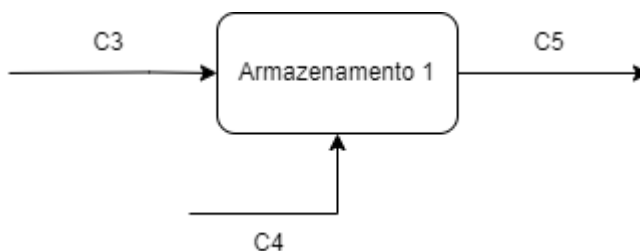
Na primeira unidade de armazenamento será armazenada as folhas dos caminhões que vieram de indústrias de beneficiamento da oliva mais as folhas que vieram da desfolhadora industrial. Espera-se que saia do silo 19.023,31 kg diariamente (782,64 kg/h) para fazer a preparação dessa matéria-prima. O transporte dessas duas correntes de folhas até o silo e o transporte do silo até o processo de lavagem é feito por esteiras. Os resultados do balanço de massa estão apresentados na Tabela 14 e o volume de controle da etapa, na Figura 47.

Tabela 14 – Balanço de massa para a unidade de armazenamento

Corrente	Conteúdo	Vazão (Kg/h)
C3	Folhas Poda	528,43
C4	Folhas Oliva	264,21
C5	Folhas	792,64

Fonte: Autores (2023)

Figura 47 - Volume de controle para unidade de armazenamento 1



Fonte: Autores (2023)

9.1.3 Lavagem

A lavagem, conforme verificado anteriormente, é uma etapa importante para a limpeza da matéria-prima e manutenção das condições adequadas de biossegurança. Contudo, para o balanço de massa, considerou-se que a maior parte de resíduos (galhos e sujidades) já foram retirados na parte do recebimento das folhas, de modo que a vazão mássica de matéria-prima é praticamente a mesma na saída da lavadora, ou seja, as sujidades retiradas na lavagem, sob o aspecto do balanço de massa, podem ser consideradas desprezíveis.

Todavia, para cálculos da etapa posterior, a centrifugação, considerou-se um excedente de umidade, proveniente da própria lavagem, de 5% da quantidade de massa das folhas. Esse valor foi considerado suposição por não ter sido encontrada uma quantidade precisa na literatura sobre a lavagem das folhas de oliveira. Assim, para essa etapa tem-se o

balanço de massa na Tabela 15. Em seguida, apresenta-se o volume de controle para a etapa de lavagem, na Figura 48.

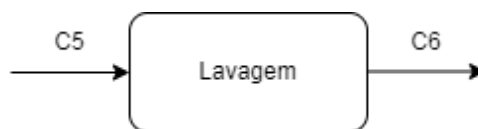
Conforme apresentado no catálogo do equipamento selecionado para essa etapa, disponível no ANEXO A.1, a lavadora contínua apresenta um consumo de 2500 L/h de água para realização da lavagem.

Tabela 15 – Balanço de massa para o processo de lavagem

Corrente	Conteúdo	Vazão (kg/h)
C5	Folhas	792,64
C6	Folhas úmidas	832,27
CA1	Entrada Água	2.495,00
CA2	Saída Água	2.455,37

Fonte: Autores (2023)

Figura 48 - Volume de controle para a lavagem



Fonte: Autores (2023)

9.1.4 Centrifugação

A etapa de centrifugação tem como objetivo retirar o excesso de água presente nas superfícies das folhas, sendo que a água presente na composição da folha acaba por ser retirada na etapa de secagem subsequente.

Desta forma, em razão da falta de referências bibliográficas envolvendo a etapa de centrifugação das folhas da oliveira para a produção de oleuropeína, será utilizado os resultados obtidos por Hong *et al.* (2010) em seu experimento envolvendo um sistema de lavagem e esterilização de hortaliças folhosas das cultivares de alface, perila e repolho chinês.

No experimento em questão, os autores utilizaram uma centrífuga de tambor rotativo com motor de 0,4 kW, operando em uma velocidade de rotação de 500 rpm que, segundo eles, se ultrapassada aumentava a taxa de danos das folhas.

No entanto, a quantidade de água removida no processo de centrifugação não foi determinada. Por isso e, levando em consideração que a centrifugação remove somente a água superficial das folhas, será considerado que todo o excesso de água é removido nesta etapa.

Logo, em um balanço de massa parcial para as folhas, a massa de folhas que chega da corrente C5, de 792,64 kg de folhas/h, proveniente da lavagem, é a mesma que sai na corrente C8. Com relação a corrente C7, nesta sai a água presente na superfície da folha proveniente da corrente C6, no valor de 39,63 kg/h. Tais resultados são apresentados na Tabela 16.

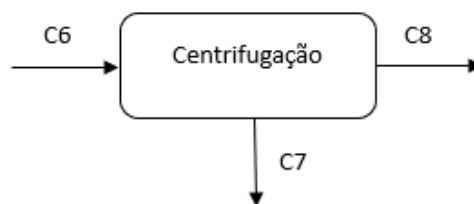
Tabela 16 – Balanço de massa para a centrifugação

Corrente	Conteúdo	Vazão (kg/h)
C6	Folhas úmidas	832,27
C7	Água de lavagem	39,63
C8	Folhas	792,64

Fonte: Autores (2023)

Um esquema do volume de controle para esta etapa pode ser observado logo abaixo na Figura 49.

Figura 49 - Volume de controle para a centrifugação



Fonte: Autores (2023)

Com relação ao tempo de centrifugação, de acordo com Pereira da Silva *et al.* (2020), o tempo de centrifugação de hortaliças em centrífugas industriais é de 3 a 10 minutos. Por este motivo e, levando em consideração a alta carga de folhas por batelada, determinou-se que o tempo de operação do equipamento será de 10 minutos, assim como serão considerados mais 10 minutos para carga e descarga do produto.

Com relação a distribuição de material, como o tempo de batelada é de 20 minutos, cada centrífuga tem a capacidade de fazer 3 bateladas por hora. Levando em consideração a vazão de 832,27 kg de folhas úmidas por hora e a capacidade do equipamento de 140 kg, optou-se por questões de segurança, operar cada máquina com 75% da sua capacidade, o que equivale a 105 kg. Desta forma serão necessárias três centrífugas operando no local.

Tratando-se do balanço de energia para o material, o equipamento escolhido para o processo demandará 7,5 kW por hora, totalizando 180 kW diários que, para as três centrífugas em operação totaliza um consumo de 540 kW por dia de trabalho.

9.1.5 Secagem

Prosseguindo com o processo, será feita uma secagem com o intuito de remover o máximo de umidade da folha para diminuir seu volume e aumentar o tempo de estoque delas. Para a secagem é necessário um ar quente e seco, proveniente de um trocador de calor, sendo este ar responsável pela remoção da umidade da folha. Assim, projetou-se um aquecedor que produza um ar de secagem a 60 °C por meio do aquecimento simples do ar ambiente, cujas condições são 25 °C e com 81% de umidade relativa. A corrente de ar ambiente é representada por C_{ar} , enquanto que a corrente de ar quente e seco, $C_{ar,1}$.

Vale ressaltar que a escolha por essa umidade relativa elevada deve-se ao fato de ser a situação mais difícil de operação do secador na região escolhida para implementação da indústria, ou seja, a umidade relativa mais alta encontrada nos dados climatológicos de Bagé (CLIMATE DATA, 2023). Além disso, optou-se por um ar de secagem a 60 °C por ser uma temperatura não agressiva à oleuropeína, além de estar dentro da melhor condição de secagem para a concentração de compostos fenólicos e atividade antioxidante (CANABARRO, 2019, p. 12).

O ar de secagem, $C_{ar,1}$, após a secagem, sairá do equipamento como uma corrente $C_{ar,2}$ de ar úmido à temperatura de 10 °C acima da temperatura do produto (condição de temperatura determinada pelo grupo). Cabe observar que a vazão de ar permanece constante, tanto no aquecimento quanto na secagem, ou seja, a vazão mássica de C_{ar} será a mesma de $C_{ar,1}$, que será igual a de $C_{ar,2}$.

Enquanto isso, a corrente C8 de folhas de oliveira entra no secador de esteira, estando à temperatura ambiente de 25 °C e 60% de umidade. Esta umidade é um valor escolhido conforme dado apresentado na Tabela 1, seção 2.1, que se refere às características da matéria-prima. O produto seco sai, então, como uma corrente C9, à temperatura de 31,3 °C e 11% de umidade absoluta. Os valores encontrados para as vazões de cada corrente e suas respectivas composições/umidades em base seca são apresentados na Tabela 17. As equações utilizadas para o cálculo de tais informações serão apresentadas em memorial de cálculo.

Tabela 17 - Balanço de massa para a unidade de secagem

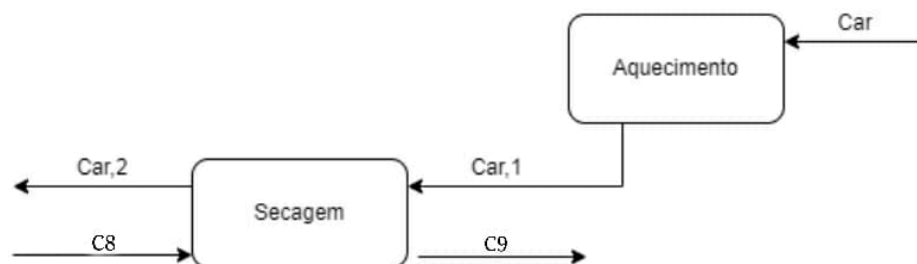
Corrente	Conteúdo	Vazão (kg/h)	Umidade base seca (kg água/kg ar seco)	Umidade base seca (kg água/kg s.s)
C8	Folhas	792,64	-	1,500
C9	Folhas secas	356,37	-	0,124
C _{ar}	Ar ambiente	56.003,57	0,0175	-
C _{ar,1}	Ar secagem	56.003,57	0,0175	-
C _{ar,2}	Ar úmido	56.003,57	0,0253	-

Fonte: Autores (2023)
 Legenda: s.s = sólido seco

Destrinchando o balanço de massa para as correntes de produto, temos que a massa de produto é a massa de sólido seco mais a massa de água. A massa de sólido seco será igual na corrente C8 como na de C9, enquanto que apenas a massa de água irá variar, assim se aplicando para suas vazões mássicas. Logo, na corrente C8 temos uma vazão mássica de sólido seco de 317,055 kg/h e vazão mássica de água igual a 475,584 kg/h, cuja soma é a vazão total de produto anteriormente apresentada de 792,64 kg/h.

Na corrente C9 temos a mesma vazão de sólidos secos de 317,055 kg/h e vazão mássica de água igual a 39,32 kg/h, cuja soma é a vazão total de produto anteriormente apresentada de 356,37 kg/h. Tais valores fazem sentido fisicamente, uma vez que grande parte da água irá para o ar. Interessante notar que o importante a se conhecer para o cálculo das próximas etapas é a vazão mássica de produto, ou o que comumente chamamos de folhas secas (com o mínimo de água), ou seja, as folhas secas são o produto, não os sólidos secos, conceito aqui apresentados apenas para detalhamento das correntes de produto. Na Figura 50 apresenta-se o volume de controle que engloba a secagem e aquecimento do ar.

Figura 50 - Volume de controle para secagem e aquecimento



Fonte: Autores (2023)

9.1.5 Moagem

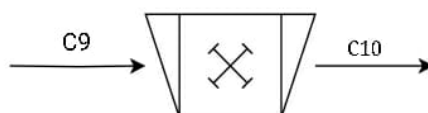
A última etapa do processo de preparação da matéria-prima é a moagem, na qual não ocorrem perdas significativas de massa. Essa etapa do processo serve para preparar o material para a etapa da extração, com partículas de folha de tamanho entre 250-500 μm . Os resultados do balanço de massa estão apresentados na Tabela 18, enquanto na Figura 51 apresenta-se o volume de controle para essa etapa.

Tabela 18 – Balanço de massa para a unidade de moagem

Corrente	Vazão (kg/h)
C9	356,37
C10	356,37

Fonte: Autores (2023)

Figura 51 - Volume de controle para o moinho de martelos



Fonte: Autores (2023)

9.1.6 Armazenamento 2

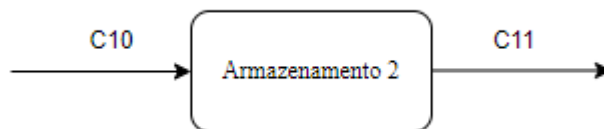
Na segunda unidade de armazenamento serão armazenadas as folhas secas e moídas do pré-processamento para que possam seguir para as etapas de extração e purificação. Esse silo também existe, pois será necessário armazenar esse pó por 6 meses do ano em que não se tem o recebimento de folhas da fábrica. Desta forma, espera-se receber 356,37 kg/h e para a etapa de processamento será retirado metade desse valor, 178,20 kg/h, para se ter um acúmulo que perdura até quando não é a safra das oliveiras. Os resultados do balanço de massa estão apresentados na Tabela 19 e o volume de controle para essa unidade de armazenamento na Figura 52.

Tabela 19 – Balanço de massa para a unidade de armazenamento

Corrente	Conteúdo	Vazão (kg/h)
C10	Folhas moídas	356,37
C11	Folhas moídas	178,20

Fonte: Autores (2023)

Figura 52 - Volume de controle para unidade de armazenamento 2



Fonte: Autores (2023)

9.2 EXTRAÇÃO

Neste tópico apresenta-se, inicialmente, o balanço de massa global, cujos resultados referem-se ao módulo de extração e, logo em seguida, os balanços de massa e energia de cada componente do módulo. Considerando os resultados obtidos por Lama-Muñoz *et al.* (2019), temos que, em condições laboratoriais, extraiu-se 2 g de folha seca com 26 mL do solvente (etanol:água), obtendo-se 293,06 g de extrato/kg de folha seca e 69,91 g de oleuropeína/kg de folha seca.

O artigo não nos fornece informações que auxiliem a encontrar a real quantidade de oleuropeína e os demais constituintes na folha, apenas apresenta qual a quantidade máxima que conseguiram extrair dos mesmos. Assim, supondo que o produto sólido não incha nem encolhe durante a extração e que a quantidade de oleuropeína do extrato reportada pelo artigo estava na folha antes da extração, utilizou-se das relações apresentadas em memorial de cálculo para obtenção dos valores referentes às vazões e frações mássicas para cada corrente. Considerou-se A = oleuropeína, B = sólidos inertes, C = solvente, D = demais componentes da folha.

Outra informação relevante para o cálculo da vazão mássica de solução é que o solvente é uma mistura de etanol e água, na proporção 60:40. De posse da razão líquido para sólido (26 mL solvente para 2 g de folha), convertemos 26 mL para uma quantidade em massa, por meio da densidade do solvente. Uma mistura de etanol e água, nessas proporções, a 20 °C e 1 atm, tem densidade de 0,8732 g/mL. Assim, seria necessário 11,3516 g de solvente para extrair 1 g de folha seca. Essa relação é utilizada para a determinação da quantidade de solvente da corrente C13 que deverá ser empregada para extrair as folhas moídas da corrente C11.

Na corrente de alimentação (C11), a quantidade de oleuropeína extraída (69,91 g de oleuropeína/kg de folha seca) corresponderá à fração mássica de oleuropeína na corrente de

alimentação, ou seja, $x_{A,C11} = 6,991\%$ em massa. Os demais constituintes da folha que irão compor o extrato constituem uma fração mássica da corrente de alimentação igual a $x_{D,C11} = 22,315\%$ em massa. Considerando o restante do conteúdo como material inerte, a fração mássica de inertes na corrente de alimentação é de $x_{B,C11} = 70,694\%$ em massa.

Na corrente de sólido lixiviado (C12) observa-se apenas material inerte, uma vez que ocorre a transferência de massa dos compostos solúveis, tal qual a oleuropeína, para o extrato. A fração mássica de oleuropeína, demais componentes e solvente nessa corrente será, portanto, $x_{A,C12} = x_{C,C12} = x_{D,C12} = 0\%$ e a fração mássica de inertes, $x_{B,C12} = 100\%$ em massa. Na corrente de solvente (C13), temos apenas solvente, isto é, as frações mássicas de oleuropeína, demais componentes e sólidos inertes nessa corrente é zero ($x_{A,C13} = x_{B,C13} = x_{D,C13} = 0\%$). Portanto, a fração mássica de solvente será $x_{C,C13} = 100\%$.

Por fim, na corrente de extrato (C14) tem-se a maior parte da oleuropeína cuja fração mássica é igual a $x_{A,C14} = 0,61\%$. Enquanto isso, a fração mássica dos demais compostos e solvente será, respectivamente, igual a $x_{D,C14} = 1,91\%$ e $x_{C,C14} = 97,4\%$. Os resultados do balanço de massa estão apresentados na Tabela 20, enquanto na Figura 53 encontra-se a representação global de um módulo de extração. Vale ressaltar que dentro de cada bloco correspondente a operação (mistura, extração, centrifugação), poderá haver mais de um equipamento para a finalidade.

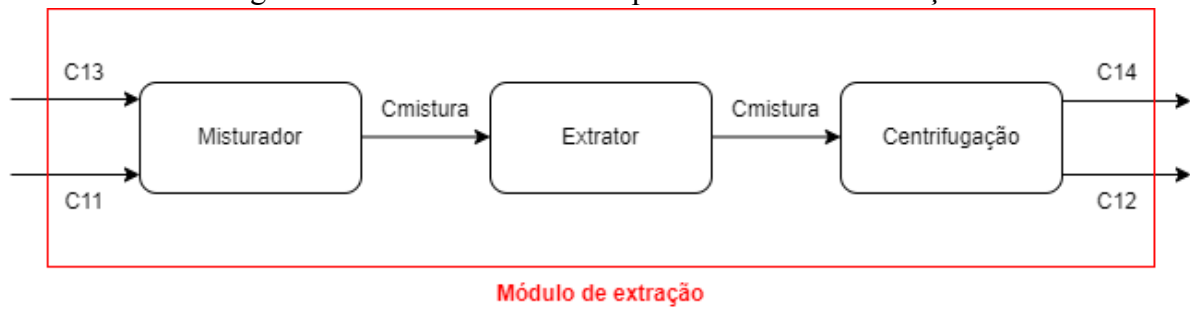
Tabela 20 - Balanço de massa para a unidade de extração

Corrente	Vazão Total (kg/h)	Vazão de A (kg/h)	Vazão de B (kg/h)	Vazão de C (kg/h)	Vazão de D (kg/h)	xA (%)	xB (%)	xC (%)	xD (%)
C11	178,20	12,457	125,97	0	39,773	6,991	70,694	0	22,315
C12	125,98	0	125,97	0	0	0	100	0	0
C13	2.022,85	0	0	2.022,85	0	0	0	100	0
C14	2.075,08	12,457	0	2.022,85	39,773	0,6	0	97,4	1,91

Legenda: A = oleuropeína, B = sólidos, C = solvente, D = demais compostos.

Fonte: Autores (2023)

Figura 53 - Volume de controle para o módulo de extração



Fonte: Autores (2023)

9.2.1 Mistura

Antes de adentrar ao extrator propriamente dito, é necessário misturar as folhas moídas com o solvente, de modo a fornecer um conteúdo homogêneo para cada extrator e, conseqüentemente, a efetividade necessária à extração. Também verifica-se a necessidade de um misturador pois os extratores ultrassônicos comercializados possuem volumes mais modestos, necessitando de um tanque de mistura para comportar todo o conteúdo antes deste ser distribuído aos extratores.

Considerando 1 tanque misturador e que o tempo de operação (tempo de carregamento, mistura, descarregamento e limpeza do misturador) soma 30 minutos, o misturador recebe 89,1 kg de folhas e 1.011,425 kg de solvente a cada 30 minutos, ou seja, em 1 hora o misturador terá recebido 178,2 kg de folhas e 2.022,85 kg de solvente. Por fim, a mistura produzida será destinada aos 2 extratores. Os resultados do balanço de massa para todos os misturadores, em 1 hora (2 bateladas), é apresentado na Tabela 21.

Tabela 21 – Balanço de massa global para misturador

Corrente	Conteúdo	Vazão (kg/h)
C11	Folhas moídas	178,20
C13	Solvente	2.022,85
Cmistura	Mistura	2.201,05

Fonte: Autores (2023)

Para o balanço de energia, levou-se em consideração a potência do motor elétrico responsável pela composição e agitação do impelidor. Sendo a potência do motorreductor de 3 cv (ou 2,2 kW), e que se utiliza um motor para o tanque de mistura, seria necessária uma potência de 2,2 kW para o módulo de extração. O tempo de carregamento, mistura, descarregamento e limpeza do misturador considerado é igual ao tempo previsto para o extrator, ou seja, de 5 minutos, 18 minutos, 5 minutos e 2 minutos, respectivamente. Logo,

cada módulo necessitará de 0,66 kWh a cada batelada, o que corresponde a 31,68 kWh por dia.

9.2.2. Extração

Para o balanço de massa do extrator, considera-se que não há perdas de massa dentro do equipamento, não ocorrendo reações químicas nos sistema, apenas a transferência de massa de alguns dos componentes da folha de oliveira para o solvente. Assim, a vazão mássica de entrada do extrator será a mesma de saída. Com relação a distribuição de material, optou-se por 2 extratores, de volume 1000 L, cada um recebendo 550,2625 kg/batelada.

Uma vez que as aplicações ultrassônicas podem ser ampliadas de forma linear (HIELSCHER, 2023b), o aumento de escala linear mantém as condições operacionais ótimas do artigo. Assim, para o balanço de energia, levou-se em consideração as informações fornecidas pela Hielscher para o aumento de escala, onde a energia específica de entrada deve ser mantida através da relação apresentada na Equação A.19, seção A.4.2. Dessa relação, obteve-se que cada extrator requer 14,6 kW, sendo facilmente suprida por um ultrassom de 16 kW disponível no mercado.

Idealizou-se, portanto, 2 extratores, cada um com 1 sonda de 16 kW acoplada. Cada extrator irá realizar 2 bateladas por hora, sendo que 1 batelada durará 18 minutos (aproximando 17,91 minutos, do artigo), ocorrendo entre cada batelada descarga e recarga de material, ambas com duração de 5 minutos. Entre uma recarga e uma descarga haverá uma rápida limpeza do extrator de 2 minutos por meio de sistema CIP (*Clean-in-Place*), de modo que não ocorra alterações no rendimento esperado para a extração. Logo, cada extrator irá requerer 4,8 kWh por batelada. Com isso, serão 2 bateladas por hora e, em um dia, 48 bateladas serão realizadas por cada extrator. Sendo assim, deverão ser fornecidos, para cada extrator 230,4 kWh por dia, 460,8 kWh diariamente.

Por fim, segundo fornecedor do equipamento escolhido (ANEXO A.12), é citada a existência de encamisamento para resfriar a célula, que proporciona a manutenção da temperatura de operação em até 60 °C, pelos motivos já vistos na seção 7.2.2.4. Escolhe-se, além do encamisamento, resfriar a corrente de solvente antes de adentrar o sistema, como forma de manutenção da temperatura. A corrente de solvente será resfriada por meio de um resfriador, desenvolvido anteriormente.

9.2.3 Centrifugação

Esta etapa do processo tem a finalidade de reter todo o material sólido resultante da etapa de extração, evitando com que esse chegue até os filtros na etapa de purificação. Para o balanço de massa na centrífuga, sabe-se que a vazão da corrente de mistura resultante do processo de extração que abastece a centrífuga é de 2.201,05 kg/h.

Considerando que não há perda nem geração de massa dentro do equipamento, e que o módulo de purificação exige que a centrífuga seja capaz de remover toda a quantidade de material sólido, sem perder quantidades significativas de produto, teremos duas correntes de saída: uma composta por sólidos lixiviados (C12) de 125,98 kg/h, e outra composta por produto e solvente de 2.075,08 kg/h (C14).

Para o balanço de energia, levou-se em consideração a potência do motor elétrico trifásico responsável pela rotação do eixo central da pilha de discos, de 7,5 kW. Considerando que o equipamento funciona 24h por dia, a demanda energética diária será de 180 kWh.

9.3 PURIFICAÇÃO E ENVASE

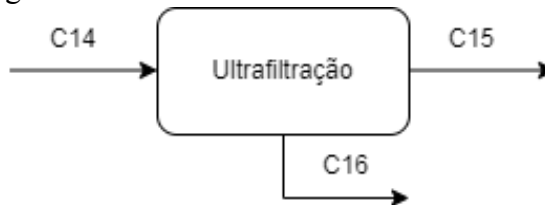
Após a etapa de extração, o extrato contendo oleuropeína estará misturado com sólidos lixiviados dispersos na mistura. A fim de evitar *fouling* (ou entupimento) dos filtros da ultrafiltração com as partículas de sólido lixiviado, seria imprescindível uma filtração/decantação do material. Feito isso, o extrato estará separado dos sólidos lixiviados e pode partir para os processos de filtração por membranas, primeiramente passando pela membrana de ultrafiltração e, logo em seguida, pela membrana de nanofiltração.

9.3.1 Ultrafiltração

Com relação ao balanço de massa para as membranas de ultrafiltração, foi utilizado como base os resultados obtidos por Erragued *et al.* (2022) para obter um extrato rico em oleuropeína utilizando membranas filtrantes, removendo do extrato compostos fenólicos. A ultrafiltração é um processo de separação por membranas que tem como objetivo remover agentes patológicos e sólidos suspensos (HUSSAIN; PAULRAJ; NUZHAT, 2022). Erragued *et al.* (2022) relatam que para membranas filtrantes, compostos maiores do que 5000 Da se mantinham retidos no processo, e para os testes realizados no trabalho, cerca de 22,3% de contaminantes eram removidos nessa etapa, valor este obtido por meio de análise do

cromatograma da Figura 30, na imagem C referente ao retido. A Figura 54 apresenta um esquema simplificado da operação.

Figura 54 - Volume de controle da ultrafiltração



Fonte: Autores (2023)

Proveniente da filtração, tem-se a corrente C14 de 2.075,07 kg/h composta de oleuropeína, solvente e outras impurezas, como compostos fenólicos. A ultrafiltração, segundo Erragued *et al.* (2022), com sua abertura de poro permite a passagem do solvente e oleuropeína, retendo compostos de maior tamanho molecular. Neste processo, considerou-se que todo o solvente livre passaria pela operação unitária, restando assim uma massa de 8,88 kg/h.

O permeado é composto ainda de outros compostos fenólicos de menor massa molecular, oleuropeína e solvente, sendo uma corrente C15 de 2.066,20 kg/h. Ainda, na Tabela 22 é possível observar os valores correspondentes, em massa, das correntes de entrada e de saída da ultrafiltração, e no Apêndice A.4.1 é possível encontrar o balanço de massa para o sistema.

Tabela 22 – Correntes de entrada e saída para a ultrafiltração

Corrente	Vazão total (kg/h)	Vazão A (kg/h)	x _A (%)	Vazão D (kg/h)	x _D (%)	Vazão C (kg/h)	x _C (%)
C14	2.075,07	12,458	0,60	39,765	1,91	2.022,85	97,5
C15	2.066,20	12,458	0,60	30,885	1,49	2.022,85	97,9
C16	8,87	0	0	8,87	100	0	0

Fonte: Autores (2023)

Para o balanço de energia, será considerado uma bomba, a qual nos referimos a P-301, com a finalidade de direcionar a corrente C14 para o módulo de ultrafiltração, com potência variável, cujas especificações podem ser avaliadas no ANEXO A.14. Assim, pelas considerações realizadas no Apêndice A.4.1, haverá um consumo de 26,4 kWh por dia para este processo, o qual pode ser observado na Tabela 23. Ainda, ressalta-se que o processo de

ultrafiltração não contempla aquecimento ou resfriamento, o que não altera a temperatura da corrente de saída.

Tabela 23 – Especificações para balanço de energia na ultrafiltração

Faixa de potência da bomba (kW)	Potência para corrente C14 (kW)	Potência diária (kWh)
0,75 - 160	1,1	26,4

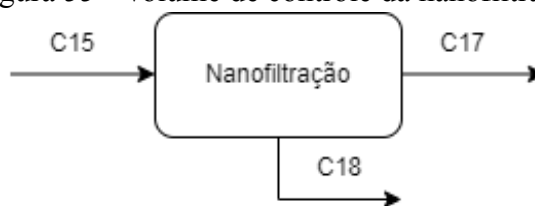
Fonte: Autores (2023)

9.3.2 Nanofiltração

A nanofiltração tem como objetivos a remoção de solvente livre e também de remover compostos fenólicos não removidos pela ultrafiltração. Com relação ao módulo de nanofiltração, Erragued *et al.* (2022) relatam que o melhor aproveitamento para a oleuropeína foi obtido na nanofiltração realizada a 30 bar e 200 Da de abertura de membrana filtrante.

Com relação ao balanço de massa parcial para o solvente contendo etanol, água, oleuropeína e outros compostos fenólicos, supôs-se que na vazão de permeado não há oleuropeína, a qual encontra-se somente na vazão de retido. Ainda, também se estimou a remoção de 89,9% dos compostos fenólicos que integram essa corrente. Logo, proveniente da corrente C15 que apresenta 2.066,20 kg/h e que sai da ultrafiltração, tem-se o processo da nanofiltração, o qual reterá toda a oleuropeína, e ainda uma parte de compostos de tamanho semelhante ao do composto de interesse. A Figura 55 representa a corrente de entrada e as correntes de saída do processo.

Figura 55 - Volume de controle da nanofiltração



Fonte: Autores (2023)

Tratando-se da vazão de retido, corrente C17, tem-se que esta será de 15,72 kg/h de composta de solvente residual, oleuropeína e impurezas. Já no permeado, corrente C18, haverá uma corrente de 2.050,47 kg/h, composta de solvente e impurezas. Na Tabela 24 são observáveis as correntes de entrada e de saída da nanofiltração.

Tabela 24 - Balanço de massa para a nanofiltração

Corrente	Vazão total (kg/h)	Vazão A (kg/h)	x _A (%)	Vazão D (kg/h)	x _D (%)	Vazão C (kg/h)	x _C (%)
C15	2.066,20	12,45	0,60	30,89	1,49	2.022,85	97,9
C17	15,72	12,45	79,2	3,11	19,79	0,156	0,99
C18	2.050,48	0	0	27,78	1,35	2.022,8	98,65

Fonte: Autores (2023)

Com relação ao balanço de energia para o processo de nanofiltração, o mesmo foi realizado no ANEXO A.4.2, onde estão descritas as hipóteses realizadas. Portanto, para a nanofiltração, serão despendidos gastos elétricos com uma bomba, a qual realizará a pressurização do sistema, possibilitando que se alcance a pressão desejada para que o processo ocorra nas condições especificadas. Na Tabela 24 é possível obter mais informações.

Tabela 25 – Especificações para balanço de energia na nanofiltração

Faixa de potência da bomba (kW)	Potência para corrente C15 (kW)	Potência diária (kWh)
1,5 - 175	5,6	134,4

Fonte: Autores (2023)

9.3.3 Armazenamento 3

O retido contendo oleuropeína, impurezas e solvente proveniente da etapa de nanofiltração necessita ser armazenado em um tanque de armazenamento, uma vez que na etapa seguinte, a secagem a vácuo, o tempo de batelada é longo, cerca de 18 horas, gerando um acúmulo da mistura que precisa adentrar no equipamento. Desta forma, levando em consideração que a vazão de sólido que chega até o tanque é de 15,72 kg/h e que o secador a vácuo opera com cargas de 282,96 kg, é necessário coletar no tanque, a cada 18h, o suficiente para uma carga no secador. Assim, há um acúmulo no tanque de 282.96 kg de retido.

Diante disso e, tendo em vista que o tanque serve apenas para armazenamento, sem haver mudanças nas propriedades da mistura, para uma alimentação constante de 15,72 kg/h de sólidos há uma saída de 282,96 kg a cada 18 horas.

9.3.4 Secagem a vácuo

No processo de secagem a vácuo, operando a 1 mbar, sabe-se que uma redução significativa na temperatura de evaporação do solvente quando comparada àquela necessária sob condições de pressão atmosférica. Esta característica é particularmente vantajosa para a manipulação de produtos sensíveis ao calor, uma vez que permite a realização de um processo de secagem eficiente sem expor o material a temperaturas elevadas que poderiam comprometer sua integridade. No caso específico deste estudo, o produto em questão demonstra susceptibilidade à degradação térmica a temperaturas acima de 80 °C. No entanto, tal comportamento não pode ser observado nos cálculos aqui demonstrados, visto a inexistência de experimentos acerca da curva de secagem do produto, portanto, esta é uma possível expansão do presente trabalho.

Portanto, a escolha de um secador a vácuo de bandeja revela-se uma estratégia acertada, pois atende à necessidade de preservar a qualidade do produto final. Este equipamento foi dimensionado para processar o produto úmido proveniente da etapa de nanofiltração, assegurando uma secagem eficaz e alinhada às especificidades do material tratado. O dimensionamento está exposto no Apêndice A.4.3.

Considerou-se uma vazão mássica de entrada de sólido de 15,72 kg/h, correspondente à corrente C17, com umidade de 15,6% kg/kg sólido seco, recebidos da filtração. A vazão mássica de saída de sólido, correspondente à corrente C19, será de 15,57 kg/h e terá umidade de 1,2% kg/kg sólido seco. Assim, a saída de solvente, correspondente à corrente C20, é a umidade de entrada do sólido, em base seca. Considerando que o equipamento opera a uma pressão de 1 mbar, e em certas condições atmosféricas especificadas no Apêndice A.4.3, obtêm-se os resultados apontados nas Tabela 26 e 27. Também apresenta-se, na Figura 56, um esquema simplificado da operação.

Capacidade de evaporação	2,4366 kg/h
Calor para evaporação do líquido	1.622 W
Calor para aquecimento do sólido	123 W
Calor total	1.745 W

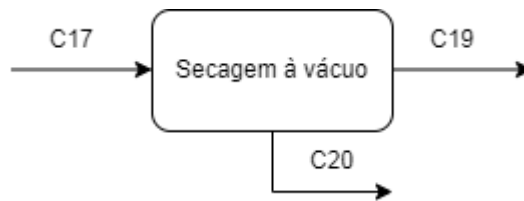
Fonte: Autores (2024).

Tabela 27 - Balanço de massa para a secagem a vácuo

Conteúdo	Resultados
Umidade do sólido na entrada	0,156 kg/kg sólido seco
Umidade do sólido na saída	0,012 kg/kg sólido seco
Vazão mássica de entrada (base seca)	15,72 kg sólido seco/h
Vazão mássica de saída (base seca)	15,57 kg sólido seco/h

Fonte: Autores (2024).

Figura 56 - Volume de controle para a secagem a vácuo

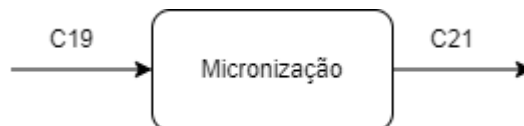


Fonte: Autores (2024)

9.3.5 Micronização

A micronização pode ser descrita como o processo de redução do tamanho de partículas para a escala de microns, alcançado por meio de diversos mecanismos (DHIMAN; PRABHAKAR, 2021). A diminuição do tamanho das partículas acarreta mudanças em diversos aspectos, sendo um dos principais o aumento da área de contato, o que, por sua vez, possibilita uma aceleração na velocidade de reação. Após a fase de secagem do material, a corrente C19 chega ao tanque de armazenamento T-302 e, logo em seguida, ao micronizador. Na Figura 57 é possível observar um esquema representativo do processo.

Figura 57 - Volume de controle da micronização



Fonte: Autores, (2023).

É importante notar que o micronizador não acumula massa em seu interior, direcionando toda a corrente proveniente de C19 para a etapa de envase por meio da corrente C21. No que se refere ao balanço de energia para o material, o equipamento escolhido para o processo demandará 2,2 kW, operando 18 h por dia, o que totaliza por volta de 39,5 kWh diários. Informações adicionais sobre o processo podem ser encontradas na Tabela 28.

Tabela 28 – Especificações para balanço de energia na microfiltração

Corrente	Granulometria	Gasto energético diário
C19	Variável	39,5 kWh
C21	20 μm	

Fonte: Autores (2023)

9.3.6 Envase

Após a finalização do processo, deve-se envasar o produto final. Visto que são produzidos 15,575 kg/h, e que a densidade do material é de 1,5 g/mL, temos uma vazão volumétrica de 10,38 L/h. Portanto, é necessário um método de envasamento que suporte a produção de forma contínua. Após o envase, o produto irá seguir para armazenamento nas condições adequadas.

9.4 TRATAMENTO DE EFLUENTES

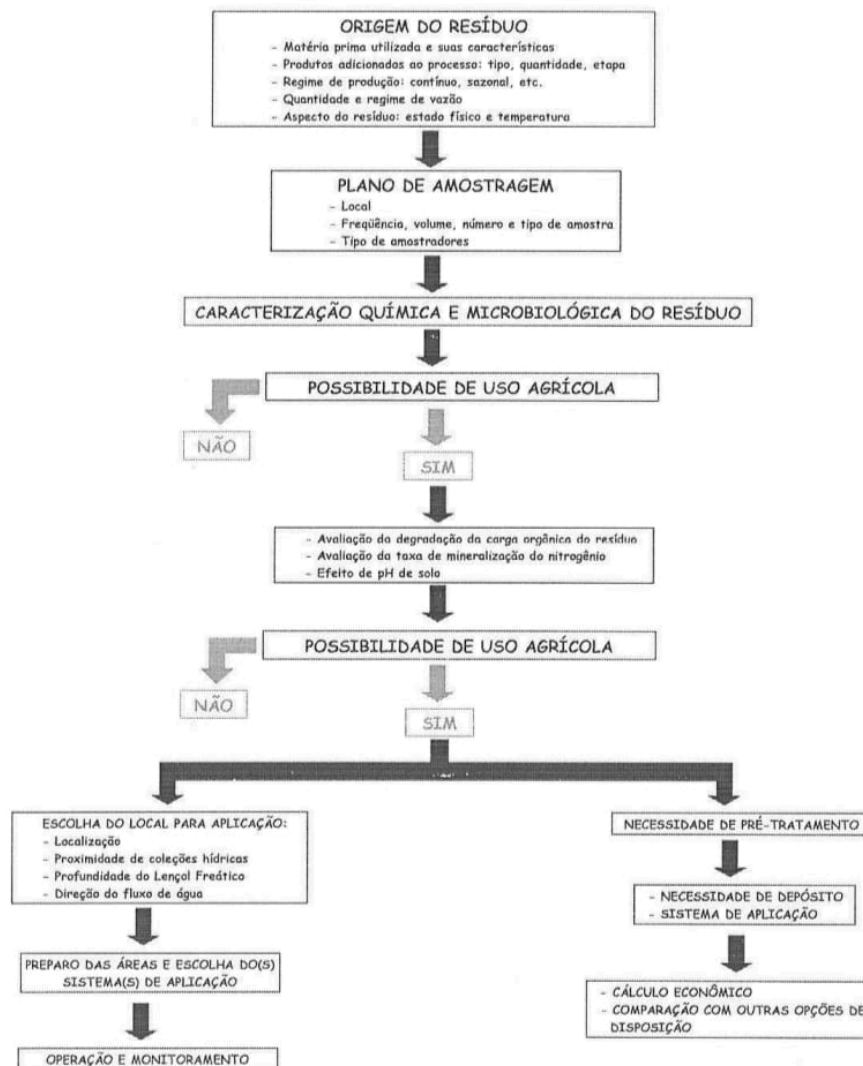
Na planta industrial é possível verificar a geração de efluentes em algumas áreas do processo produtivo, conforme exposto na Tabela 29. Pode-se analisar por áreas, começando pela área 100 tem-se já no processo de separação das folhas dos galhos, neste caso os galhos são considerados resíduos, onde pensou-se em destinar para a queima na caldeira para geração de vapor. Em seguida, observa-se efluentes provenientes da lavadora e da centrifugação que contêm água mais sujidades presentes nas folhas que seguirão para a Estação de Tratamento de Efluentes (ETE).

Na área 200, na primeira operação unitária é gerado o resíduo dos sólidos lixiviados no qual pensou-se fazer a remoção do solvente utilizado no processo, podendo ser um processo terceirizado, e os sólidos secos destinados à agricultura. O mesmo para o retido na UF. A reutilização de resíduos é a opção mais vantajosa economicamente e ambientalmente. Embora o reaproveitamento minimize os impactos ambientais, no Brasil, a destinação principal ainda é para aterros, muitas vezes não atendendo aos padrões ambientais. A longevidade desses aterros é limitada, exigindo investimentos significativos para manutenção (PIRES; MATTIAZZO, 2008).

Do ponto de vista agrícola, o uso de resíduos oferece vantagens nutricionais e orgânicas para o solo. No entanto, há desafios como desequilíbrio de nutrientes, eficiência desconhecida no fornecimento nutricional, incerteza sobre a composição do material orgânico e a presença possível de substâncias tóxicas nos resíduos (PIRES; MATTIAZZO, 2008).

Na Figura 58 é possível visualizar um fluxograma a respeito dos resíduos destinados à agricultura. Resíduos provenientes de atividades industriais que utilizam matéria-prima agrícola, sem introdução de elementos estranhos ao processo agrícola (PIRES; MATTIAZZO, 2008). Exemplos incluem os resíduos da indústria sucroalcooleira, como a torta de filtro, fuligem e vinhaça. Essa atividade, ao utilizar cana-de-açúcar como matéria-prima, emprega apenas materiais comuns à agricultura (cal, enxofre e polifosfatos), exemplificando uma gestão eficiente de seus resíduos.

Figura 58 - Fluxograma resíduos destinados a agricultura



Fonte: Pires e Mattiazzo (2005)

O permeado da nanofiltração e o solvente retirado na secagem a vácuo são compostos pelos solventes utilizados no processo, no qual será destinado para uma empresa terceirizada para fazer essa recuperação do solvente e que ele possa retornar no processo. Além dos resíduos industriais, tem-se resíduos gerados na parte administrativa que incluem o refeitório, cozinha, lavanderia, banheiros, escritórios e limpeza, os resíduos serão separados entre recicláveis e orgânicos. Os resíduos provenientes do refeitório e cozinha serão destinados primeiramente para uma caixa de gordura para depois destinar para o tratamento adequado.

Os demais efluentes seguirão para a empresa terceirizada, como a planta está situada no Rio Grande do Sul a empresa que será destinada é a CORSAN (Companhia Riograndense de Saneamento). Conforme ANEXO E.2, os valores para tratamento de água e esgoto para indústrias é R\$7,02/m³ totalizando R\$79,10 por dia. Por fim, existem os resíduos gerados durante o processo de lavagem de equipamentos e da limpeza geral que também serão destinados para a ETE compacta.

Tabela 29 –Resíduos identificados no processo

Eluente	Vazão diária (kg/dia)	Estado	Destino
Galhos	38.046,61	Sólido	Caldeira
Lavagem Folhas	59.048,83	Líquido	ETE Compacta
Centrifugação	951,17	Líquido	ETE Compacta
Sólido lixiviado	3.023,28	Sólido	Após tratamento destinar a agricultura
Retido Ultrafiltração	212,88	Sólido	Após tratamento destinar a agricultura
Permeado Nanofiltração	49.211,28	Líquido	Empresa terceirizada para recuperação do solvente
Solvente secagem à vácuo	3,744	Líquido	Empresa terceirizada para recuperação do solvente
Efluentes da limpeza (CIP) + Geral	29.294,32	Líquido	ETE Compacta
Planta Administrativa	11.220,55	Sólido/Líquido	Coleta seletiva/CORSAN

Fonte: Autores (2023)

10 DIMENSIONAMENTO E ESCOLHA DOS EQUIPAMENTOS

Neste capítulo estão descritos os equipamentos a serem utilizados no processo de obtenção da oleuropeína, seus fornecedores, suas dimensões, suas necessidades energéticas e a quantidade que pode ser processada por equipamento.

10.1 PREPARAÇÃO DA MATÉRIA-PRIMA

10.1.1 Desfolhadora (DE-101)

Para fazer a escolha dos equipamentos utilizados nesse processo utilizou-se como base os equipamentos empregados para indústria ervateira que já é consolidada no estado. Para a desfolhadora, verificou-se que a empresa RR Agrícola possui uma patente de um tira ramos automático (TRA), que faz a retirada das folhas sem danificá-las. Ela possui uma eficiência de processamento de 600 kg de folhas/hora atendendo a necessidade do processo. Esse equipamento requer uma potência mínima de 55 CV e suas dimensões são de: 310 x 135 x 295 cm (comprimento x largura x altura), conforme consta no ANEXO A.1.

10.1.2 Armazenamento 1 (S-101)

Dispõe-se de um silo para armazenar as folhas provenientes das duas rotas de recebimento da matéria-prima, ou seja, oriundas da indústria de azeite e da poda das oliveiras. Da indústria de azeite de oliva a estimativa diária da empresa é diariamente 6.341 kg de folhas de oliveira, enquanto da poda espera-se obter 12.682 kg de folhas. Desta forma, precisa-se de um silo que comporte o somatório das folhas recebidas, ou seja, ao menos 19.023 kg de folhas *in-natura* diariamente.

Porém, como não é um processo linear, ou seja, na prática pode ser que aconteça de um dia receber mais que o estimado, ou até menos, supõe-se um fator de segurança de 20% para eventuais sazonalidades. Desta forma, o silo comportaria no máximo 22.828 kg das folhas *in-natura*. Para conseguir achar o volume do silo é necessário usar de informação a densidade aparente das folhas *in-natura*, o qual não foi encontrado valor específico para o caso da folha de oliveira. Assim, foi estimado um valor médio para folhas em geral, de 0,2 g/cm³. Chega-se a um volume necessário de 115 m³. Para tal, foi escolhido trabalhar com os silos cônicos, pois são para armazenamento temporário e, além disso, são fáceis de descarregar. Conforme o catálogo do ANEXO A.2 o silo escolhido possui as seguintes características: altura total 16,3 m; diâmetro nominal 4,55 e capacidade de 118 m³.

10.1.3 Lavadora contínua (L-101)

Para realizar a lavagem contínua o equipamento escolhido, que consta no ANEXO A.5, foi o que possui as seguintes especificações: Dimensões do tanque (mm): 1000 x 4500; Potência: 6 cv (4,4 hp); a produção fica entre 1000 a 1500 kg/h atendendo a demanda dessa indústria e a capacidade de água é de 2800 L.

10.1.4 Centrífugas verticais (CE-101, CE-102 e CE-103)

Para a etapa de centrifugação, a capacidade do equipamento foi um fator muito importante na decisão, uma vez que há uma alta vazão de folhas com água superficial para serem secas que chegam até o equipamento. Levando em consideração as opções disponíveis no mercado, optou-se pela centrífuga de vegetais e hortaliças da marca FRESH, modelo AMS-ST31300 com capacidade de 110 a 140 kg por batelada, conforme ANEXO A.6.

De acordo com a fabricante, a máquina possui baixo consumo de energia, curto tempo de desidratação e é de fácil operação. Ademais, possui dimensões de 1,92 x 1,92 x 0,935 m (comprimento, largura e altura), potência de 7,5 kW e tensão de 380 V.

10.1.5 Secador em esteira (SE-101)

As condições para realização da secagem são 60 °C por 120 minutos, entrando 792,64 kg/h de folhas e saindo 356,37 kg/h. No ANEXO A.7 consta o secador escolhido para realizar essa etapa, o qual pode ser aplicado para diferentes tipos de materiais, incluindo folhas. Tal secador opera na faixa de temperatura de secagem de 40 °C a 120 °C, tempo de 30 min até 5 horas, possuindo as dimensões de 6 x 2,2 x 2,5 m (comprimento, largura e altura) e sua demanda energética é de 16,62 kW (compreendido em potência do motor principal 1,5 kW; ventilador de tiragem de ar quente 15 kW e descarga do secador 0,12 kW). Como equipamento de utilidade associado ao secador em esteira, temos o aquecedor H-101, utilizado para produção de ar quente a 90 °C, cuja vazão de ar necessária foi calculada em 56.003 kg/h.

10.1.6 Moinho de martelos (M-101)

Para a escolha do moinho de martelos, levou-se em consideração a vazão de 356,37 kg/h de folhas que entram no equipamento, e o tamanho que as folhas devem sair ao final, entre 250-500 µm (40-60 mesh). O equipamento encontrado para essas especificações está no

ANEXO A.8. Este processa entre 40 a 500 kg/h, possui as dimensões de 5,4 x 1,5 x 2,9 m (comprimento, largura e altura) e processa folhas de vários gêneros. A energia envolvida está da seguinte forma: motor de esmagamento (15/18,5 kW); motor de grau (2,2 kW); ventilador (7,5 kW); motor de alimentação (0,75 kW) e motor de descarga (0,75 kW) totalizando 29,7 kW.

10.1.7 Armazenamento 2 (S-102)

Para este silo, espera-se que ele receba as folhas em pó da moagem e que armazene metade desta quantidade durante seis meses. Essa metade corresponde a 178,2 kg/h, onde, multiplicando esse valor por 24 horas e depois por 177 dias (equivalente a seis meses), chega-se a um montante de 756.929,7 kg que são necessários ficar armazenados.

Considerando um valor de segurança de 20% do armazenamento do silo, a massa de material máxima suportada pelo silo seria de 908.315,64 kg. Como comercialmente os silos são fornecidos em volume (m³), é necessário a informação da densidade aparente das folhas de oliveira em pó a fim de converter o equivalente em volume. Segundo Coppa (2016), a densidade aparente das folhas é de 0,31 g/cm³. Assim, chega-se a um volume de 2.930 m³.

Dado essa grande quantidade, encontrou-se um silo que armazena 500 toneladas com dimensões de 8,25 x 8,25 x 17,04 m. Para esse processo seriam necessários dois silos, os quais podem ser verificados no ANEXO A.9. Como aqui se trata de armazenamento de folhas em pó, o controle de parâmetros do processo é fundamental. Um exemplo é a questão da umidade, pois ao longo do período de armazenamento passa-se por dias úmidos ou muito secos. A condensação nos silos ocorre devido a fatores climáticos externos, resultando na transformação da umidade do ar em líquido dentro desses ambientes fechados. Isso pode levar à formação de orvalho nas paredes internas, afetando o produto armazenado. O metal usado no revestimento dos silos acelera esse processo devido à sua capacidade de conduzir a temperatura (BRY-AIR, 2023).

Os problemas associados à condensação incluem a proliferação de bactérias, contaminação do produto, corrosão do silo e prejuízos financeiros para os produtores. Isso impacta não apenas as questões econômicas, mas também a operacionalidade, exigindo paralisação temporária do silo para manutenção e limpeza, afetando a mão de obra e os resultados financeiros (BRY-AIR, 2023). Para esses casos recomenda-se usar

desumidificadores que possam auxiliar no controle evitando tais problemas. Um exemplo pode ser encontrado no ANEXO B.1 dos equipamentos auxiliares.

10.2 EXTRAÇÃO

10.2.1 Misturador (MS-201)

Para o dimensionamento e escolha dos equipamentos que compõem o misturador, sejam eles tanque de mistura e impelidor, deve-se levar em consideração o volume teórico do tanque de mistura e a potência do impelidor, respectivamente. Para o cálculo do volume total ou teórico do tanque (V_t) levou-se em consideração a vazão mássica de saída do misturador (\dot{m} ou, no caso do misturador, $C_{mistura}$), a densidade da mistura ($\rho_{mistura}$), o tempo de operação do misturador ($t_{operação}$) e um acréscimo de 25% da sua capacidade, a fim de garantir uma margem de segurança da ocupação. O cálculo é realizado através da Equação 10.1:

$$V_t = \frac{\dot{m} t_{operação}}{\rho_{mistura} 0,75} \quad (10.1)$$

Sendo, no caso do misturador:

- $\dot{m} = 2.201,05 \text{ kg/h}$;
- $t_{operação} = 0,5 \text{ h}$;
- $\rho_{mistura} = 0,94 \text{ kg/L}$

Encontra-se $V_t = 1.562 \text{ L}$ aproximadamente. Portanto, é necessário um tanque de mistura com volume superior ao encontrado. Para tanto, sugere-se a compra de 1 tanque misturador de polipropileno com volume de 2000 L da Mabilly, por módulo de extração, de dimensões 1300 mm (diâmetro) e 2370 mm (altura). Este tanque já acompanha um motorreductor de 3 cv, com frequência de 60 a 200 rpm, e um impelidor do tipo hélice quadru-pás fabricado em aço inoxidável AISI 304 (com regulagem de ângulo). Este pode ser encontrado no ANEXO A.10.

Já para o impelidor, embora junto ao misturador venha acompanhado uma bomba de 3 cv, faz-se necessário o dimensionamento do impelidor para garantir que essa bomba é suficiente. O dimensionamento do impelidor se segue da seguinte forma:

- 1) Determina-se o volume teórico do misturador. Neste caso, $V_t = 1.562 \text{ L}$;

- 2) Determina-se o volume real do misturador. Neste caso, $V = 2.000 \text{ L}$;
- 3) Determina-se o diâmetro da hélice (D). Neste caso, $D = 700 \text{ mm}$, conforme ANEXO A.10. Considera-se que diâmetro do impelidor é $\frac{1}{2}$ do diâmetro do tanque;
- 4) Determina-se a velocidade de agitação (N). Neste caso, $N = 60 \text{ rpm}$;
- 5) Determina-se a viscosidade da mistura (μ). Neste caso, $\mu = 9,1 \times 10^{-4} \text{ Pa.s}$;
- 6) Calcula-se o número de Reynolds (Re) da mistura por meio da Equação 10.2:

$$Re = \rho_{mistura} ND^2 / \mu \quad (10.2)$$

- 7) Calcula-se a potência (P) conforme a Equação 10.3, onde o valor correspondente ao número de potência (N_{po}) pode ser encontrado através das curvas dispostas no ANEXO F.2:

$$P = N_{po} \rho N^3 D^5 \quad (10.3)$$

Realizando esse procedimento, encontra-se uma potência de agitação de $P = 0,135 \text{ kW}$. Assim, o motorreductor de 3 cv que acompanha o tanque em questão é suficiente para a operação. Logo, o misturador irá operar a 3 cv e 200 rpm, por 0,3 h cada batelada. Com isso, será requerido pelo equipamento 31,68 kWh/dia. Os cálculos realizados para chegar a tal resultado são apresentados no balanço de massa e energia do misturador (item A.4.1 do APÊNDICE A).

10.2.2 Extratores (EXT-201 e EXT-202)

Para o dimensionamento de um extrator ultrassônico levou-se em consideração a quantidade de material (folhas e solvente), em kg, que constantemente estará preenchendo o extrator (também chamado de *hold-up*). Por meio da densidade da mistura é possível calcular o volume ocupado e, considerando uma margem de segurança de 25% de preenchimento do extrator, obter o volume total requerido para o extrator, conforme Equação 10.1 apresentada na seção 10.2.1.

Sendo uma demanda de material igual a 2.201,05 kg/h (soma das vazões de folha e solvente), cada extrator receberá 1.100,525 kg/h de material. Conforme descrito anteriormente, o tempo de operação para os extratores será de 30 minutos. Assim, cada extrator receberá 550,2625 kg/batelada. A densidade da mistura de folhas e solvente, utilizada

em cálculos anteriores, é de 0,94 g/mL. Assim, o volume teórico do extrator será 780,52 L, aproximadamente.

Sugere-se o uso de um extrator ultrassônico que possui um ultrassom do tipo sonda/homogeneizador. Sendo assim, sugere-se o uso de extratores ultrassônicos compostos por uma sonda modelo UIP16000 da Hielscher (ANEXO A.11), empresa especializada na concepção e fabricação de homogeneizadores ultrassônicos de alta potência. A sonda estaria inserida em um reator modelo AE 1000 da Pfaudler, de volume nominal 1000 L, cujas dimensões (1200 mm de diâmetro do tanque e altura do tanque de 1560 mm), dentre outras, constam no ANEXO A.12. A sonda é projetada para processos industriais com uma maior demanda de energia e grandes volumes, com vazão volumétrica de 10 a 100 L/min de material, possuindo uma potência de 16 kW.

10.2.3 Centrifuga (CD-201)

Para a seleção do modelo de centrifuga adequado deve ser levado em consideração a capacidade de extrato líquido processada e a velocidade de rotação suportada pelo equipamento. A centrifuga escolhida para essa operação deve suportar a corrente de 1.100,525 kg de material líquido por batelada ou 2.201,05 kg/h, com uma concentração de sólidos de 5,72%. Esse equipamento também deve suportar altas velocidades de rotação, entre 5000 e 8000 rpm, para que consiga separar os resíduos de folhas lixiviadas com eficiência.

Atendendo as especificações, sugere-se o uso de uma centrifuga de pilha de discos do modelo DHC 400 da marca Cobro (ANEXO A.13). Esse equipamento suporta uma corrente de líquido de até 3.000 kg/h e funciona a uma rotação de 7070 rpm. O equipamento possui uma potência de 7,5 kW e dimensões 1,495 x 1,130 x 1,485 m (comprimento, largura e altura).

10.3 PURIFICAÇÃO E ENVASE

10.3.1 Ultrafiltrador (UF-301)

O dimensionamento do módulo de ultrafiltração foi realizado com base na capacidade requerida, ou seja, na vazão de entrada do equipamento. Assim as dimensões obtidas não foram calculadas, mas correspondem à capacidade daquele equipamento escolhido.

Considerou-se a corrente resultante da centrifugação após o extrator, que possui uma vazão de 2.075 kg/h. Desta forma, foi selecionado um sistema de membranas para ultrafiltração com capacidade de 10.000 litros por hora, com dimensões de 0,255m x 0,8m x 0,195 m. Apesar da considerável capacidade do equipamento, ele operará de acordo com a vazão estabelecida no processo. Adicionalmente, foi levada em conta a necessidade de incorporar uma bomba (P-301) para aumentar a pressão do sistema, conforme indicado por Erragued *et al.* (2022), que especifica uma pressão de 4 bar.

10.3.2 Nanofiltrador (NF-301)

O dimensionamento do nanofiltrador também foi feito com base na capacidade requerida. Por isso, optou-se por um módulo que atende às especificações do processo, proveniente da marca Sina. O módulo destinado à operação da nanofiltração possui uma capacidade operacional de até 3000 litros por hora, permitindo um aumento de escala futuro sem a necessidade de substituição do equipamento, além de possuir dimensões de 1200 x 750mm x 920 mm. Além disso, para o processo em questão, em conformidade com as condições de operação estabelecidas por Erragued *et al.* (2022), é requerida uma pressão de 30 bar para obter a melhor separação dos componentes. Dessa forma, foi implementada uma bomba com a finalidade de pressurizar a linha para a operação unitária, e esta apresenta uma potência variável de acordo com a vazão de operação. Detalhes adicionais podem ser consultados no ANEXO A.15.

10.3.3 Armazenamento 3 (T-301)

O tanque de armazenamento precisa acomodar 282,96 kg de sólidos a serem secos que, levando em consideração a densidade do material de 1,5 g/mL, corresponde a um volume total de 188,64 L. Por questões de segurança, no dimensionamento determinou-se que o volume da mistura ocupa 75% do volume do tanque, ou seja, o tanque precisa ter uma capacidade de, no mínimo, 235,8 L. Desta forma, optou-se por um tanque de armazenamento com capacidade de 250 L da marca SD Inox com um diâmetro de 0,63 m. Mais informações a respeito do equipamento encontram-se no ANEXO A.16.

10.3.4 Secador a vácuo (SV-301)

Para alcançar um produto livre de solventes e umidade, a escolha recaiu sobre o uso de um secador de bandeja a vácuo. Isso permitiu o cálculo do tamanho necessário do

equipamento com base no volume de produto que cada bandeja pode acomodar por lote. Com um ciclo operacional definido em 18 horas, ajustável conforme detalhado na Seção 7.5, e uma produção de 15,72 kg/h, resulta-se em um total de 282,96 kg por lote.

Seguindo as orientações de fabricantes de secadores, que indicam uma capacidade de carga de 2 a 3 kg e menos de 10 L por bandeja, e considerando uma densidade de 1,5 g/mL, o volume total por lote é calculado em 188,64 L. Para satisfazer esses requisitos, optou-se por um secador equipado com 96 bandejas. Assim, distribuindo o lote uniformemente, cada bandeja comporta 2,95 kg (ou 1,96 L de produto). O modelo específico selecionado, da marca RAVI INTERNATIONAL, está detalhado no ANEXO A.17. Este possui dimensões de 1850 x 1900 x 2650 mm, enquanto cada bandeja possui dimensões de 812 x 406 x 32 mm.

10.3.5 Armazenamento 4 (T-302)

Após as 18 h de secagem, 280,08 kg de material devem ser destinados à micronização (visto que são 15,56 kg/h na saída do secador). Contudo, os micronizadores disponíveis no mercado possuem volumes modestos, não sendo possível micronizar 280,08 kg de oleuropeína assim que essa quantidade sair da secagem. Para contornar a situação, é necessário um tanque de armazenamento, ou silo, para que o material seja micronizado aos poucos. Assim, considerando densidade da oleuropeína igual a 1,5 g/mL, o tanque de armazenamento deverá receber da secagem 186,72 L de oleuropeína.

De forma semelhante ao dimensionamento do misturador, utilizou-se da Equação 10.1 para calcular o volume teórico do tanque, considerando uma margem de segurança de 75% do volume. O tanque deverá ter um volume teórico de 248,96 L. Assim, sugere-se a aquisição de um tanque semelhante ao T-301, com capacidade de 250 L da marca SD Inox, com um diâmetro de 0,63 m (ANEXO A.16).

10.3.6 Micronizador (MN-301)

Visando a obtenção de um produto com granulometria igual a 20 μm , será empregado o processo de micronização. Para isto, buscou-se por um equipamento que supra a quantidade proveniente do tanque de armazenamento T-302 e também garanta uma granulometria micrométrica. Assim, será empregado um micronizador de discos, da Biosystems, com capacidade máxima de 2 L, operando a 912 rpm. Este tem as seguintes dimensões, quando fechado: 1,15 x 1,4 x 0,81 m (largura, altura e profundidade). O micronizador tem

acionamento por motor trifásico, cuja potência de acionamento é 2,2 kW. Mais especificações acerca do equipamento podem ser encontradas no ANEXO A.18.

10.3.7 Envasadora e seladora (EN-301 e SD-301)

Considerando que se recebe 15,56 kg/h de oleuropeína em pó e que se deseja comercializar em embalagens de 1 kg, escolheu-se o equipamento de envase da empresa CETRO, que é automática e destinada para pós, trabalha com dosagens de até 1000g e pacotes com dimensão de até 300 mm x 200 mm (altura x largura), o equipamento possui as seguintes dimensões: 975 x 1585 x 2470 mm (comprimento, largura e altura) e informações de potência constam no ANEXO A.19. Para finalizar, é preciso fazer a selagem a vácuo no qual foi escolhido o equipamento da empresa TECFAG que sela até uma carga máxima de 3 kg e possui uma velocidade de selagem de 0 - 13 m/min. Suas dimensões são de: 1050 x 550 x 900mm (comprimento, largura e altura).

10.4 TRATAMENTO DE EFLUENTES

Em relação ao dimensionamento relativo aos processos de efluentes, primeiro pode-se pensar nas águas obtidas nos processos de lavagem, tanto dos equipamentos quanto no processo. Neste sentido, cabe pensar em formas de conseguir reutilizar essa água, minimizando gastos com ela. Para tal, pode-se utilizar uma ETE compacta, pois a quantidade de efluentes geradas é inferior a 15000 l/h que justificaria o uso de equipamentos de grande capacidade, indicando-se da empresa ALFAMEC (ANEXO E.1) que promove o reuso de até 90% de água. No caso são gerados no dia 90,32 m³ que podem ser destinados para a ETE que corresponde a aproximadamente 3763,33 l/h. Com esses valores e com base no catálogo escolheu-se a estação compacta que suporta até 5000 l/h que possui as seguintes dimensões: 2,5 x 1,1 x 3,6 m (altura x largura x comprimento) com a potência total consumida de 3 kW.

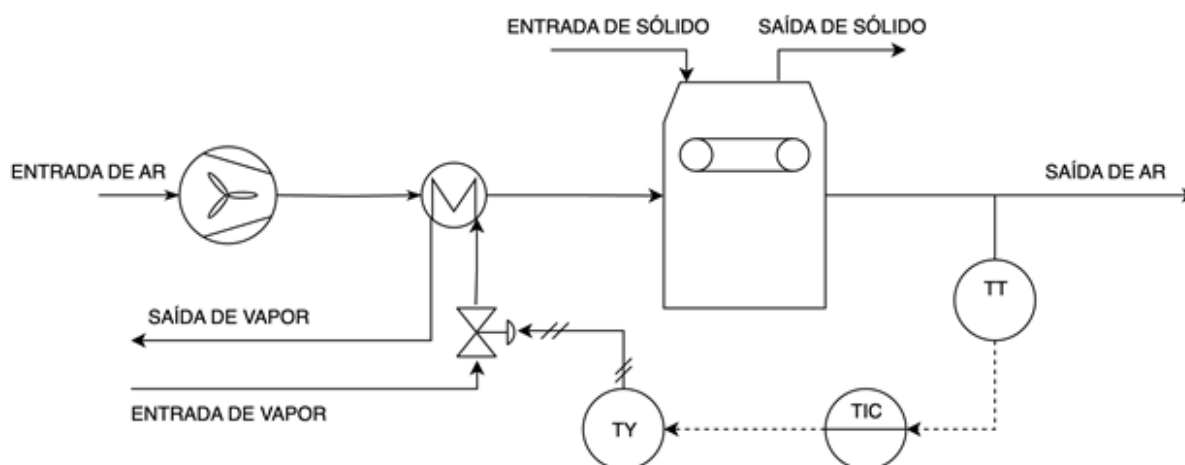
Para os resíduos relativos à cozinha e refeitório é indicado ter uma caixa de gordura antes de fazer o tratamento adequado, considerando a produção diária de 6,16 m³ será adquirido a caixa de gordura da empresa Águas Claras Engenharia, processando 2000 L, que possui as seguintes dimensões: 1,8 x 1,5 x 1,5m (altura, largura e comprimento).

11 CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO

O controle eficiente do processo de secagem desempenha um papel fundamental na otimização da operação de diversos sistemas industriais. A precisão na regulação da temperatura do ar durante a secagem não apenas assegura a qualidade do produto final, mas também influencia diretamente a eficiência energética do processo. Um controle adequado contribui para a redução do tempo de secagem, minimizando o consumo de energia e, por consequência, os custos operacionais. Além disso, a estabilidade na temperatura de bulbo seco promove condições ideais para a preservação das propriedades físicas e químicas dos materiais submetidos ao processo, resultando em produtos finais de alta qualidade e atendendo aos padrões exigidos pela indústria. Dessa forma, optou-se por projetar o controle do processo de secagem das folhas que entram no processo.

Foi implementada uma estratégia de gestão por feedback para otimizar o desempenho do dispositivo de secagem. A eficácia do processo de secagem é influenciada por variações ambientais e pela transferência de calor e massa no sistema que é desconhecida *a priori*. Neste contexto, a decisão foi tomada de utilizar a temperatura do gás de exaustão do secador como a variável primordial no circuito de controle. Essa abordagem permite ajustar a abertura da válvula de vapor responsável pelo aquecimento do ar, garantindo a estabilidade da temperatura de bulbo seco no decorrer do processo. A instrumentação necessária para implementar essa estratégia é detalhada na representação gráfica apresentada na Figura 59.

Figura 59 - Diagrama P&ID do secador



Fonte: Autores (2023).

Conforme ilustrado na Figura 59, um sensor transmissor especializado é designado para captar a temperatura da corrente de ar que emerge do secador. Posteriormente, essa informação é transmitida por meio de um sinal elétrico, variando entre 4 e 20 mA, para um controlador e indicador de temperatura. O controlador, por sua vez, recebe o sinal, elabora uma resposta apropriada e a direciona para a válvula responsável pela regulação da corrente de vapor. Antes dessa etapa, o sinal elétrico proveniente do controlador é convertido para um sinal pneumático, com variação entre 3 e 15 psig, por meio de um transdutor.

12 PLANEJAMENTO DA PRODUÇÃO

Conforme descrito na seção 6.2.1 e pontuado na seção 9.1.1, a produção de oleuropeína ocorrerá continuamente apenas a partir do segundo semestre de operação da empresa, do primeiro ano. Isso porque, no primeiro semestre, correspondente aos meses entre março e setembro (outono e inverno) ocorre a colheita das folhas e, portanto, apenas a área 100, área de recebimento e pré-tratamento da matéria-prima, estará operando. Assim, verifica-se que um planejamento da produção é necessário, de modo a dispor de um número de funcionários suficiente para atender a todas as áreas da indústria, independentemente da área 100 estar ativa ou inativa, sem sobrecarregar, ao mesmo tempo, os trabalhadores da área industrial.

Com essa finalidade, propõe-se um total de 60 funcionários à disposição dos funcionários por turnos seguindo de acordo com a Tabela 30, discretizando a quantidade de colaboradores trabalhando em cada ambiente elencado anteriormente. Como elencou-se a necessidade de trabalhar 24 horas para fazer o processamento, cabe aplicar os casos previstos por leis trabalhistas para o escalonamento dos funcionários para que se tenha a quantidade adequada em todos os turnos. Vale ressaltar que esses esquemas de revezamento devem ser em comum acordo entre empregado e empregador ou por convenção.

A forma mais comum é a escala de trabalho 12x36 ou 6Tx2F, no qual o funcionário atua 12 horas seguidas e folga 36 horas, existindo outras opções que podem ser pensadas para ter esse controle e cumprimento com as leis trabalhistas. Além disso, para áreas administrativas ou áreas que não exigem esse funcionamento 24 horas, sugere-se trabalhar somente em horário comercial 5 dias por semana.

Tabela 30 - Quantidade de colaboradores por área

Área	Quantidade de funcionários
Chão de fábrica	10
Carga e descarga	6
Sala de controle	6
Estoque	2
Laboratório	2
Manutenção	2
Casa de máquinas	3
Lavanderia	1

Área	Quantidade de funcionários
Cozinha	5
Limpeza	6
Engenharia	2
Recursos Humanos	2
Vendas	2
Administração	2
Segurança	9
Total	60

Fonte: Autores (2024)

Com relação ao *startup* da empresa, no primeiro dia de operação da planta apenas as desfolhadoras e o silo de armazenamento 1 estarão em operação, além de iniciar-se o recebimento das folhas trazidas por caminhões vindos de indústrias de beneficiamento da oliva. Desta forma, o primeiro processamento diário de 12.682,32 kg de folhas *in-natura* que saem das desfolhadoras além do recebimento de 6.341,04 kg será totalmente armazenado no silo, sem passar diretamente para as etapas seguintes.

No segundo dia, a massa de folhas armazenadas segue pelo processo e inicia-se o funcionamento da lavadora às 8:30h da manhã. Essa massa que deixa o silo é repostada pelas desfolhadoras e caminhões, de modo que ele sempre contenha uma totalidade de 19.023 kg de matéria-prima. Neste mesmo dia, a partir das 08:30h inicia-se o recebimento de cargas de solvente que são destinadas ao tanque de solvente para que depois possam ser usadas no processo de extração.

Após 8 minutos de funcionamento da lavadora coleta-se massa de folhas úmidas suficiente para a primeira centrífuga e, com mais 5 minutos para carregar o equipamento, ele é iniciado. Após 21 minutos inicia-se a segunda centrífuga e, com 29 minutos de lavagem todas as centrífugas já se encontram em operação.

Após 15 minutos do início da primeira centrífuga o material já foi descarregado e encontra-se seco e assim, inicia-se o processo de secagem no secador em esteira às 8:58h. Logo em seguida, às 10:58h, após permanecer 120 minutos no secador, o material deixa o equipamento e inicia-se o processo de moagem.

Do moinho, o material vai direto para a unidade de armazenamento 2, na qual os primeiros 89,1 kg que chegam ao silo nos 15 minutos iniciais, saem direto para o misturador,

enquanto que o excedente das folhas vai sendo armazenado para ser processado posteriormente. Prevê-se que o material começa a chegar no tanque de mistura às 11:38h na qual começa-se o bombeamento de solvente do tanque de armazenamento até o equipamento.

Após 30 minutos para completa carga, mistura e descarga do material, a mistura é carregada no primeiro extrator, de maneira que, às 12:13h inicia-se com o primeiro extrator e às 12:43h o segundo extrator é colocado em funcionamento.

A primeira batelada do primeiro extrator, após concluída, é totalmente descarregada às 12:36h, momento no qual a centrífuga de discos é acionada. Da centrífuga o material passa para os módulos de ultrafiltração e em seguida para o módulo de nanofiltração. Prevê-se para esse processo um tempo de 1:30h logo, o material passa a deixar o módulo de nanofiltração às 14:06h e passa a adentrar no tanque de armazenamento de retido. Durante esse processo, também inicia-se o bombeamento de permeado das membranas para o tanque de armazenamento de permeado.

No tanque de retido é necessário coletar uma massa de sólido suficiente para uma carga no secador a vácuo. Sabendo disso e, levando em consideração uma alimentação no tanque de 15,72 kg/h e sabendo que o secador a vácuo opera com cargas de 283,2 kg, após 18 horas o tanque de armazenamento contém o suficiente para iniciar a secagem.

Desta forma e, considerando um tempo de carga de 30 minutos para o secador a vácuo, uma vez que ele possui 96 bandejas, às 07:36 do dia seguinte o equipamento é iniciado. No secador, o material permanece por 18 horas. Assim, às 01:36h do quarto dia a primeira carga é descarregada e iniciam-se os processos de micronização, envase e selagem. Para estas etapas prevê-se um tempo de 1 hora, assim, às 02:36h do quarto dia todos os equipamentos da empresa encontram-se em funcionamento e a indústria passa a operar em regime contínuo.

13 PROJETO DE INSTALAÇÃO INDUSTRIAL

13.1 DESCRIÇÃO DA UNIDADE INDUSTRIAL

No projeto de instalação industrial é de suma importância detalhar a composição da indústria em questão, discretizando quais utilidades são necessárias para cada ambiente. Em seguida são apresentados os resultados das demandas relativas a cada área, bem como o dimensionamento das tubulações.

Para que se atenda à demanda de produção mensal de oleuropeína, de 11,2 toneladas, a indústria possui um espaço físico de 1.541,66 m² de área construída. Dentro desta área têm-se o pavilhão industrial e os prédios auxiliares. O pavilhão industrial é composto pela área industrial propriamente dita (chão de fábrica) e as áreas anexas, tais como área de carga e descarga, estoque, sala de controle, laboratório de controle de qualidade, oficina de manutenção fabril e banheiros. No caso do pavilhão industrial, as utilidades são destinadas, principalmente, à produção (portanto, à área industrial) e aos banheiros e lavatórios.

Na parte externa ao pavilhão industrial se encontram os prédios auxiliares, dos quais se incluem: ETE; área de reservatórios, casa de máquinas (onde se encontra a caldeira) e prédio administrativo, onde se encontram lavanderia, cozinha, refeitório, vestiários (com banheiros), escritórios (Engenharia, Recursos Humanos, Vendas e Administração) e uma sala de segurança predial.

Prosseguindo com as utilidades necessárias à unidade industrial, embora a maior parte dos equipamentos do processo sejam elétricos, temos no pavilhão industrial os seguintes equipamentos de processo que utilizam de algum tipo de utilidade:

- Área 100: lavadora contínua, centrífugas verticais;
- Área 200: misturadores, extratores;
- Área 300: ultrafiltrador, nanofiltrador, secador a vácuo.

Na área 100 a lavadora contínua utiliza água fria para a lavagem das folhas. Dos equipamentos da área 200, o misturador e os extratores utilizam água quente para a limpeza CIP e, no caso dos extratores, utiliza-se água gelada como forma de manutenção da temperatura de operação dos equipamentos, por encamisamento. No caso da área 300, ar comprimido é requerido para a limpeza do tipo retrolavagem, tanto na ultrafiltração como na

nanofiltração e o secador à vácuo necessita de vapor d'água como meio de fornecer calor para a câmara de secagem.

Além dos equipamentos do processo há ainda os equipamentos auxiliares para as utilidades, como os trocadores de calor. Na área 100, observa-se a necessidade de um trocador de calor, cujo fluido de aquecimento é o vapor, para aquecer o ar ambiente e este ser utilizado na secagem das folhas. Na área 200, é necessário um trocador de calor, cujo fluido refrigerante é água gelada, para resfriar o solvente até 20 °C, antes deste adentrar o misturador. Por fim, no pavilhão industrial há a oficina de manutenção, onde parte dos equipamentos utilizados são equipamentos que demandam ar comprimido. Há, ainda, a necessidade de um trocador de calor para produção de água quente para toda a indústria.

Na parte externa ao pavilhão industrial, as utilidades são destinadas, principalmente, ao prédio administrativo. Na lavanderia verifica-se a necessidade de uma saída de vapor d'água, a ser utilizado nas lavadoras, secadoras e calandra, além de um ponto de água fria para a pia. Para a cozinha, são projetadas saídas de vapor d'água para a lava-louças, além de água fria e quente para limpeza dos alimentos e uso geral, fornecidas pelas pias. No refeitório verifica-se a necessidade de água fria e quente para manter a temperatura dos alimentos frios e dos quentes no banho maria do buffet, respectivamente; água fria e gelada para consumo (bebedouro); e água fria para higienização individual (pia).

Finalizando a parte externa, nos vestiários com banheiros e duchas haverá saída de água fria e quente, com instalações hidráulicas para banho. A esse respeito é importante destacar que os banheiros estarão presentes tanto no pavilhão industrial quanto no prédio administrativo. Assim, vale a pena detalhar a composição desses banheiros, de modo a incluí-los corretamente na planta baixa e calcular suas demandas. Conforme o ANEXO F.3, para um estabelecimento industrial, que tenha entre 1 e 100 pessoas, devem ser instalados, por pavimento, no mínimo:

- 1 lavatório para cada 10 pessoas;
- 1 chuveiro para cada 15 pessoas dedicadas a atividades contínuas expostas a calor excessivo ou contaminação da pele com substâncias venenosas, infecciosas ou irritantes;
- 1 bebedouro fora dos compartimentos sanitários para cada 75 pessoas;
- 4 vasos sanitários para empresas com número de funcionários entre 30 e 74.

Uma vez que a empresa conta com 60 funcionários, através dessa análise decidiu-se instalar 6 banheiros, 3 banheiros masculinos e 3 banheiros femininos. Dos 6 banheiros, 2 banheiros localizam-se no pavilhão industrial, cada um contendo 1 vaso sanitário e 1 pia. Os 4 banheiros restantes localizam-se no prédio administrativo, cada um contendo 1 vaso sanitário, 1 pia e 1 chuveiro. Assim, ao todo, têm-se:

- 12 lavatórios/pias, distribuídos 3 nos vestiários femininos, 3 nos vestiários masculinos, 1 na oficina de manutenção fabril, 1 no pavilhão industrial, 1 pia na lavanderia, 1 no refeitório e 2 pias na cozinha;
- 4 chuveiros, distribuídos 2 no vestiário feminino e 2 no vestiário masculino, vestiários que encontram-se no prédio administrativo;
- 2 bebedouros, um no refeitório do prédio administrativo e um na área industrial, ambientes que necessitam de água potável para consumo e uso geral (com fornecimento de água fria e gelada);
- 6 vasos sanitários, distribuídos 3 nos vestiários femininos e 3 nos vestiários masculinos.

13.2 INSTALAÇÕES DO PROCESSO

13.2.1 Transporte e estocagem de matéria-prima

O transporte das folhas na primeira etapa do processo até a estocagem no primeiro silo é realizado por meio de esteiras. Primeiramente, é necessário uma esteira que colete as folhas na saída da desfolhadora, e na sequência, outra esteira que colete as folhas recebidas da poda e combine essa com as da primeira esteira, totalizando uma carga de 792,64 kg/h. Para essas duas finalidades serão usadas esteiras da marca LVDAO, Modelo LSS-S, com 4,5 metros de comprimento, capacidade de carga de 800 kg/h e com potência do motor de 0,4 kW, como apresentado no ANEXO A.3.

Esse volume de folhas é então encaminhado para o silo de armazenamento. Para elevar esse material até a altura da entrada de alimentação do silo de 16,3 m é utilizado um elevador de caçamba, que deve suportar um volume de 3,91 m³/h. Para essa finalidade foi selecionado o elevador de caçamba da marca Imetal, modelo IM-ELC7, com capacidade de carga máxima de 7 m³/h, apresentado no ANEXO A.4. A potência do motor desse equipamento é de 3 cv ou 2,23 kW.

Também é prevista a utilização de uma esteira do mesmo modelo apresentado anteriormente para coleta das folhas na saída do silo e para o transporte até a lavadora. Os gastos energéticos para a estocagem no primeiro silo totalizam 82,32 kWh por dia, sendo 9,6 kWh para cada uma das esteiras e 53,52 kWh para o elevador de caçamba.

O transporte da matéria prima do moinho até o silo de armazenamento 2 e do silo até o extrator é realizado por meio de tubulações com ar comprimido. As demandas de ar comprimido e o dimensionamento das tubulações são apresentados na seção 13.4. por fim, após as filtrações, o transporte será majoritariamente manual, não havendo tubulações de processo.

13.2.2 Dimensionamento das tubulações do processo

Na sequência, o transporte do solvente utilizado e da mistura de solvente e produto nas áreas 200 e 300 é realizado por meio de tubulações, ou seja, é necessário realizar o dimensionamento das tubulações presentes nas etapas de mistura, extração, centrifugação e filtração do produto. Para o cálculo do dimensionamento das tubulações do processo foi utilizado o método apresentado na seção C.1.1 do memorial descritivo das tubulações (APÊNDICE C) e seus resultados são apresentados a seguir, na Tabela 31.

Tabela 31 - Dimensionamento das tubulações de processo

Trecho	Distância (m)	Vazão (m ³ /s)	Velocidade Recomendada (m/s)	Bitola Escolhida (in)	Velocidade Recalculada (m/s)
1 → 2	6,60	0,004273	2	2 ½	1,349
3 → 4	0,38	0,004201	2	2 ½	1,327
4 → 5	1,80	0,001951	2	1 ½	1,712
4 → 6	1,80	0,001951	2	1 ½	1,712
7 → 9	1,80	0,001951	2	1 ½	1,712
8 → 9	1,80	0,001951	2	1 ½	1,712
9 → 10	0,70	0,003903	2	2	1,925
11 → 12	1,26	0,000607	2	1	1,197
13 → 14	0,61	0,000605	2	1	1,194
15 → 16	26,68	0,000603	2	1	1,190
17 → 18	0,90	0,000003	2	½	0,023

Fonte: Autores (2024)

13.2.3 Acessórios e bombas das instalações do processo

Os acessórios das instalações de processo foram cuidadosamente selecionadas, de modo a se adequarem ao tipo de escoamento e condições de operação. Na Tabela 32 são apresentados os acessórios escolhidos e, na sequência, apresenta-se o dimensionamento das bombas para tais tubulações, na Tabela 33 e na Tabela 34 os modelos de bombas.

Tabela 32 - Acessórios das tubulações de processo

Utilidade	Acessórios
Tubulações de processo	<ul style="list-style-type: none"> ● 6 válvula globo de (1 de 1", 4 de 1 1/2" e 1 de 2 1/2""); ● 6 joelhos (2 de 1" e 4 de 1 1/2"); ● 2 têes (1 de 2" e 1 de 2 1/2");

Fonte: Autores (2024)

Vale ressaltar que os cálculos para perda de carga, diferença de pressão e potência requerida às bombas são apresentados no item C.3 do APÊNDICE C.

Tabela 33 - Dimensionamento das bombas para tubulações de processo

Trecho	ΔH (m)	Vazão (kg/s)	ΔP (Pa)	Potência calculada (HP)
1 → 2	1,77	3,37	71.265,39	0,68
3 → 5	1,04	3,67	137.897,76	1,29
7 → 10	0,53	1,83	141.309,26	0,62
8 → 10	0,53	1,83	141.309,26	0,62
15 → 16	0	0,57	163.243,06	0,22

Fonte: Autores (2024)

Tabela 34 - Modelos de bombas para tubulação de processo

Trecho	Pcalc (HP)	Pesc (HP)	Modelo	Anexo	Referência
1 → 2	0,68	1	BC-92 S/T 1A, com 1 cv de potência	B.4	P-201a
3 → 5	1,29	1,5	BC-92 S/T 1A, com 1,5 cv de potência	B.4	P-202
7 → 10	0,62	1	BC-92 S/T 1A, com 1 cv de potência	B.4	P-203a
8 → 10	0,62	1	BC-92 S/T 1A, com 1 cv de potência	B.4	P-203b
15 → 16	0,22	1	BC-92 S/T 1A, com 1 cv de potência	B.4	P-201b

Legenda: Pcalc = potência calculada, Pesc = potência escolhida.

Fonte: Autores (2024)

13.3 INSTALAÇÕES DE VAPOR E CONDENSADO

13.3.1 Demanda total de vapor

A demanda de vapor total é dividida em demandas do pavilhão industrial, onde o processo de produção do extrato em pó ocorre, e demandas das áreas auxiliares à planta, as quais englobam a lavanderia, a cozinha, o refeitório e os banheiros.

No pavilhão industrial, os equipamentos que necessitam de vapor são o trocador de calor, que aquece o ar destinado ao secador de esteiras; o secador à vácuo; e o aquecedor responsável por atender a demanda de água quente da instalação industrial. Os três equipamentos operam 24 h/dia.

Nas áreas auxiliares, os equipamentos utilizados nas áreas de lavanderia, cozinha, refeitório e banheiros são, respectivamente: lavadoras, secadoras e calandras, lava-louças e caldeirão, e aquecedores.

Na lavanderia, supõe-se que a quantidade de roupas a serem lavadas por dia correspondem a, em média, 1,0 kg por colaborador, tem-se um total de 60 kg de roupas a serem lavadas diariamente. Para tanto, escolheu-se a lavadora de roupas da marca Rufino modelo RLX-30 com capacidade de 31 kg em cada ciclo de lavagem, como pode ser observado no catálogo disponível no ANEXO C.7. Dessa forma, serão necessários 2 ciclos diários de lavagem. Além disso, também serão necessárias uma secadora de 30 kg, modelo RSI-30, com 2 ciclos de secagem e uma calandra, modelo RCI-20, com capacidade de 25 kg de roupas/h, conforme ANEXOS C.8 e C.9 respectivamente.

Para a demanda de vapor na área da cozinha, foi considerado um gasto de aproximadamente 12 L de água fria por refeição para a cocção dos alimentos. Também é considerado que todos os funcionários tenham uma refeição diária na indústria, portanto, uma demanda total de 720 L de água. Considerando um tempo médio de cocção de 2 horas, teremos uma demanda de 360 L/h. Para suprir essa demanda, serão utilizados 4 caldeirões industriais modelo CVIL-100 com capacidade de 100 L para preparar os alimentos, apresentados no ANEXO C.10. Para a lavagem das louças, escolheu-se uma máquina lava-louças da marca Hobart, de modelo AMT2 ou similar, de acordo com o catálogo apresentado no ANEXO C.11.

Nos banheiros, estimou-se 4 chuveiros disponíveis por banheiro para atender a demanda diária de 10 banhos. Há, ainda, a necessidade de prever a demanda de vapor para atender a demanda de água quente na área do refeitório. Assim, essa demanda será atendida pelo aquecedor das áreas auxiliares. Para isso escolheu-se um aquecedor da marca Weco Modelo B1000, com capacidade de armazenamento de 1000 L água.

Desse modo, de acordo com a descrição das demandas no pavilhão industrial e com base nos catálogos dos equipamentos citados, bem como suas quantidades necessárias para atender as áreas auxiliares, dispõe-se na Tabela 35 as demandas de vapor por equipamento destas áreas. Informações detalhadas sobre as demandas de vapor por equipamento podem ser consultadas no item B.1 (APÊNDICE B).

Tabela 35 - Demanda de vapor dos equipamentos

Equipamento	nº de instalações	Demanda de vapor (kg/h)	Tempo de operação (h)	Demanda de vapor (kg/dia)
Aquecedor (H-101)	1	874,74	24	20.993,76
Secador a vácuo	1	0,359	24	8,616
Lavadora	1	33	2	66
Secadora	1	40	2	80
Calandra	1	10	2,4	24
Lava-louças	1	80	0,166	13
Caldeirão	4	192	2	384
Aquecedor (H-202)	1	156,96	24	3.767,04
Aquecedor (Auxiliar)	1	3,98	24	95,52
Total	-	1.391,039	-	25.431,936

Fonte: Autores (2024).

Importante ressaltar que a demanda total de vapor obtida (1.391,039 kg/h) deve ser produzida pela caldeira para atender a todos os equipamentos, mas não necessariamente será a exata quantidade de vapor produzida pela mesma. Isso se deve ao fato de haver geração de condensado apenas pelo contato com as tubulações ao longo da linha de vapor, uma vez que se trata de vapor saturado.

A caldeira, portanto, deve produzir um excedente de vapor que será destinado a compensar o condensado gerado nas tubulações, e este excedente será somado à demanda de vapor total anteriormente apresentada, para assim encontrarmos a quantidade total que, de fato, deverá ser fornecida pela caldeira. A quantidade de vapor que condensa nas tubulações é calculada através do procedimento apresentado no item C.1.3 (APÊNDICE C) e seu valor é 814,735 kg/h (1.796,18 lb/h). Assim, a caldeira deve fornecer 2.205,774 kg/h (4862,9 lb/h) de vapor. Dito isto, a escolha da caldeira e suas dimensões são apresentadas no item B.1.4 (APÊNDICE B) e a quantidade de água fria a 20 °C para reposição será detalhada no item B.3.8.

Finalizando o cálculo para demanda de condensado, admitiu-se que 95% do vapor consumido é reaproveitado na forma de condensado, sendo que 5% será de água fria a 20 °C, na forma de corrente de *make-up*. Portanto, dos 2.205,774 kg/h de condensado calculados para retornar, apenas 2.095,48 kg/h são, de fato, reaproveitados.

13.3.2 Dimensionamento das tubulações de vapor

As tubulações de vapor foram calculadas conforme procedimento apresentado na seção C.1.2 do memorial descritivo das tubulações (APÊNDICE C) e seus resultados são apresentados a seguir, na Tabela 36. Os trechos apresentados na tabela podem ser verificados no item D.3 (APÊNDICE D), referente ao layout das tubulações de vapor e condensado. Considerou-se a velocidade recomendada para o vapor sendo de 15 m/s. Utilizou-se da tabela disponibilizada pela Açomar (ANEXO F.7) para definir os diâmetros nominais. Os resultados para perda de carga são obtidos após os cálculos seguindo o procedimento apresentado no item C.3.1 (APÊNDICE C).

Tabela 36 - Dimensionamento das tubulações de vapor

Trecho	Vazão (kg/h)	D _{calc} (in)	DN (in)	L (m)	V _{recalc} (m/s)	J (kgf/cm ² por 100 m)	ΔP (kgf/cm ²)
1 → 2	1.391,039	3,949	4	7,25	14,418	0,084	0,0082
2 → 3	0,359	0,063	½	6,62	0,238	0,000	0,0000
2 → 4	1.390,68	3,949	4	9,98	14,415	0,083	0,0112
4 → 22	1.031,7	3,401	3 ½	11,19	13,967	0,092	0,0139
22 → 23	156,96	1,327	1 ¼	0,71	16,660	0,447	0,0043

Trecho	Vazão (kg/h)	D _{calc} (in)	DN (in)	L (m)	V _{recalc} (m/s)	J (kgf/cm ² por 100 m)	ΔP (kgf/cm ²)
22 → 24	874,74	3,132	3	30,5	16,119	0,147	0,0603
4 → 5	358,98	2,006	2	10,94	14,884	0,204	0,0301
5 → 6	3,98	0,211	½	7,46	2,640	0,037	0,0037
5 → 7	355	1,995	2	25,52	14,719	0,200	0,0688
7 → 8	48	0,734	¾	0,48	14,152	0,600	0,0039
7 → 9	307	1,855	2	1,36	12,728	0,150	0,0028
9 → 10	48	0,734	¾	0,48	14,152	0,600	0,0039
9 → 11	259	1,704	1 ½	1,36	19,090	0,468	0,0086
11 → 12	48	0,734	¾	0,48	14,152	0,600	0,0039
11 → 13	211	1,538	1 ½	1,36	15,552	0,314	0,0058
13 → 14	48	0,734	¾	0,48	14,152	0,600	0,0039
13 → 15	163	1,352	1 ¼	3,55	17,301	0,481	0,0231
15 → 16	80	0,947	1	0,48	13,267	0,375	0,0024
15 → 17	83	0,965	1	3,49	13,765	0,403	0,0190
17 → 18	40	0,670	¾	0,48	11,793	0,421	0,0027
17 → 19	43	0,694	¾	3,38	12,678	0,484	0,0221
19 → 20	33	0,608	½	0,48	21,891	2,286	0,0148
19 → 21	10	0,335	½	2,58	6,634	0,223	0,0078

Legenda: D_{calc} = diâmetro calculado; DN = bitola ou diâmetro nominal; L = comprimento da tubulação; v_{recalc} = velocidade recalculada; J = perda de carga; ΔP = variação de pressão.

Fonte: Autores (2024)

13.3.3 Dimensionamento das tubulações de condensado

O vapor saturado produzido pela caldeira é parcialmente condensado pela troca de calor com a tubulação. Esse condensado deve retornar para a caldeira a fim de se evitar desperdícios de água de alimentação e aumentar a eficiência da caldeira. Sendo assim, tubulações de condensado devem ser posicionadas juntamente às tubulações de vapor, para que o líquido retorne ao tanque de condensado.

As tubulações de condensado foram calculadas conforme procedimento apresentado na seção C.1.3 do memorial descritivo das tubulações (APÊNDICE C), cujos resultados podem ser verificados na Tabela 37. Os trechos apresentados na tabela são melhor visualizados no item D.3 (APÊNDICE D), referente ao layout das tubulações de vapor e condensado. Considerou-se a velocidade do condensado sendo de 6 m/s. Utilizou-se da tabela disponibilizada pela Açomar (ANEXO F.7) para definir os diâmetros nominais.

Tabela 37 - Dimensionamento das tubulações de condensado

Trecho	L (m)	Vazão 1 (lb/h)	Vazão 2 (lb/h)	Vazão total (lb/h)	Vazão total (kg/h)	D _{calc} (in)	DN (in)
1 → 2	7,25	199,80	-	199,80	90,63	0,560	½
2 → 3	6,62	14,50	0,79	15,29	6,94	0,155	½
2 → 4	9,98	275,03	-	275,03	124,75	0,657	¾
4 → 22	11,19	260,50	-	260,50	118,16	0,639	¾
22 → 23	0,71	4,15	346,04	350,19	158,84	0,741	¾
22 → 24	30,5	590,92	1.928,47	2.519,39	1.142,78	1,988	2
4 → 5	10,94	102,55	-	102,55	46,51	0,401	½
5 → 6	7,46	16,34	8,77	25,12	11,39	0,198	½
5 → 7	25,52	239,21	-	239,21	108,51	0,613	½
7 → 8	0,48	1,40	105,82	107,22	48,64	0,410	½
7 → 9	1,36	12,75	-	12,75	5,78	0,141	½
9 → 10	0,48	1,40	105,82	107,22	48,64	0,410	½
9 → 11	1,36	9,49	-	9,49	4,31	0,122	½
11 → 12	0,48	1,40	105,82	107,22	48,64	0,410	½
11 → 13	1,36	9,49	-	9,49	4,31	0,122	½
13 → 14	0,48	1,40	105,82	107,22	48,64	0,410	½
13 → 15	3,55	20,74	-	20,74	9,41	0,180	½
15 → 16	0,48	2,07	176,37	178,44	80,94	0,529	½
15 → 17	3,49	15,05	-	15,05	6,83	0,154	½

Trecho	L (m)	Vazão 1 (lb/h)	Vazão 2 (lb/h)	Vazão total (lb/h)	Vazão total (kg/h)	D _{calc} (in)	DN (in)
17 → 18	0,48	1,40	88,18	89,59	40,64	0,375	½
17 → 19	3,38	9,87	-	9,87	4,48	0,124	½
19 → 20	0,48	1,05	72,75	73,80	33,48	0,340	½
19 → 21	2,58	5,65	22,05	27,70	12,56	0,208	½
Total	-	1.796,18	3.060,19	4.856,37	2.202,81	-	-

Legenda: Vazão 1 = vazão de condensado gerado nas tubulações; Vazão 2 = vazão de condensado gerado nos equipamentos; Vazão total = soma das vazões 1 e 2;

Fonte: Autores (2024)

13.3.4 Dilatação, isolamento térmico e acessórios das instalações de vapor e condensado

As equações utilizadas para o cálculo da dilatação térmica e as informações referentes ao material e espessura do isolamento térmico das tubulações de vapor e condensado podem ser conferidas no item C.2 do memorial descritivo das utilidades (APÊNDICE C). Na Tabela 38 a seguir apresentam-se os resultados para dilatação e a quantidade de juntas de dilatação necessárias para o bom funcionamento das instalações de vapor e condensado.

Tabela 38 - Dilatação e juntas das tubulações de vapor e condensado

Trecho	DN 1 (in)	DN 2 (in)	L (m)	Dilatação 1 (mm)	Dilatação 2 (mm)	Qntd. juntas	C1 (mm)	C2 (mm)
1 → 2	4	½	7,25	12,383	7,076	1	250	
2 → 3	½	½	6,62	11,307	6,461	-	-	-
2 → 4	4	¾	9,98	17,046	9,740	1	305	305
4 → 22	3 ½	¾	11,19	19,113	10,921	-	-	-
22 → 23	1 ¼	¾	0,71	1,213	0,693	-	-	-
22 → 24	3	2	30,5	52,094	29,768	1	470	470
4 → 5	2	½	10,94	18,686	10,677	1	270	270
5 → 6	½	½	7,46	12,742	7,281	-	-	-
5 → 7	2	½	25,52	43,588	24,908	1	515	515
7 → 8	¾	½	0,48	0,820	0,468	-	-	-

Trecho	DN 1 (in)	DN 2 (in)	L (m)	Dilatação 1 (mm)	Dilatação 2 (mm)	Qntd. juntas	C1 (mm)	C2 (mm)
7 → 9	2	½	1,36	2,323	1,327	-	-	-
9 → 10	¾	½	0,48	0,820	0,468	-	-	-
9 → 11	1 ½	½	1,36	2,323	1,327	-	-	-
11 → 12	¾	½	0,48	0,820	0,468	-	-	-
11 → 13	1 ½	½	1,36	2,323	1,327	-	-	-
13 → 14	¾	½	0,48	0,820	0,468	-	-	-
13 → 15	1 ¼	½	3,55	6,063	3,465	-	-	-
15 → 16	1	½	0,48	0,820	0,468	-	-	-
15 → 17	1	½	3,49	5,961	3,406	-	-	-
17 → 18	¾	½	0,48	0,820	0,468	-	-	-
17 → 19	¾	½	3,38	5,773	3,299	-	-	-
19 → 20	½	½	0,48	0,820	0,468	-	-	-
19 → 21	½	½	2,58	4,407	2,518	-	-	-

Legenda: DN = diâmetro nominal das tubulações; Dilatação = dilatação das tubulações; C = comprimento das juntas nas tubulações; Os número 1 e 2 referem-se a informações do vapor e condensado, respectivamente.

Fonte: Autores (2024)

Quanto ao número de suportes para as tubulações de vapor e condensado, este foi calculado pela razão do comprimento equivalente (Leq) da tubulação e o espaçamento apresentado pelo ANEXO F.9, o qual varia segundo diâmetro nominal das tubulações. O espaçamento entre os suportes e a quantidade destes são apresentados na Tabela 39.

Tabela 39 - Espaçamento e número de suportes das tubulações de vapor e condensado

Trecho	DN 1 (in)	DN 2 (in)	Leq (m)	Espaçamento 1 (m)	Espaçamento 2 (m)	Qntd. suportes 1	Qntd. suportes 2
1 → 2	4	½	9,7875	4,2	1,05	3	10
2 → 3	½	½	8,937	1,05	1,05	9	9
2 → 4	4	¾	13,473	4,2	1,575	4	9
4 → 22	3 ½	¾	15,1065	3,9	1,575	4	10

Trecho	DN 1 (in)	DN 2 (in)	Leq (m)	Espaçamento 1 (m)	Espaçamento 2 (m)	Qntd. suportes 1	Qntd. suportes 2
22 → 23	1 ¼	¾	0,9585	2,7	1,575	1	1
22 → 24	3	2	41,175	3,6	3	12	14
4 → 5	2	½	14,769	3	1,05	5	15
5 → 6	½	½	10,071	1,05	1,05	10	10
5 → 7	2	½	34,452	3	1,05	12	33
7 → 8	¾	½	0,648	1,575	1,05	1	1
7 → 9	2	½	1,836	2,7	1,05	1	2
9 → 10	¾	½	0,648	1,575	1,05	1	1
9 → 11	1 ½	½	1,836	2,7	1,05	1	2
11 → 12	¾	½	0,648	1,575	1,05	1	1
11 → 13	1 ½	½	1,836	2,7	1,05	1	2
13 → 14	¾	½	0,648	1,575	1,05	1	1
13 → 15	1 ¼	½	4,7925	2,1	1,05	3	5
15 → 16	1	½	0,648	1,05	1,05	1	1
15 → 17	1	½	4,7115	2,1	1,05	3	5
17 → 18	¾	½	0,648	1,575	1,05	1	1
17 → 19	¾	½	4,563	1,575	1,05	3	5
19 → 20	½	½	0,648	1,05	1,05	1	1
19 → 21	½	½	3,483	1,05	1,05	4	4

Fonte: Autores (2024)

Por fim, os acessórios foram escolhidos conforme disposição na tubulação no layout e seus diâmetros nominais, visando a menor perda de carga e bom funcionamento das tubulações. Os acessórios utilizados nas tubulações de vapor e condensados são apresentados na Tabelas 40.

Tabela 40 - Acessórios das tubulações de condensado

Utilidade	Acessórios
Tubulações de vapor	<ul style="list-style-type: none"> ● 3 válvulas gaveta de 4" ● 23 tês (4 de 1/2"; 6 de 3/4"; 2 de 1"; 2 de 1 1/4"; 2 de 1 1/2"; 4 de 2"; 2 de 3"; 3 de 4") ● 2 joelhos de 1/2" ● 12 válvulas globo (4 de 1/2"; 5 de 3/4"; 1 de 1"; 1 de 1 1/2"; 1 de 3") ● 2 purgadores de boia (1 de 2" e 1 de 3") ● 12 luvas de redução ● 5 juntas de expansão ● 7 medidores de vazão ● 7 manômetros ● 7 termômetros
Tubulações de condensado	<ul style="list-style-type: none"> ● 11 tês (9 de 1/2" e 2 de 3/4"); ● 2 joelhos de 1/2"; ● 8 curvas 90° (3 de 1/2", 2 de 3/4" e 3 de 2"); ● 2 luvas de redução (1 para 1/2" → 3/4" e 1 para 3/4" → 2") ● 5 juntas de expansão;

Fonte: Autores (2024)

13.4 INSTALAÇÕES DE AR COMPRIMIDO

13.4.1 Demanda total de ar comprimido

Em relação ao ar comprimido, o mesmo será empregado para a retrolavagem das membranas na etapa de purificação. Para tal, serão utilizados aproximadamente 2,1 m³/h de ar. Também é previsto a instalação de uma saída de ar comprimido para a utilização das ferramentas na oficina de manutenção, onde é estimado uma demanda de 10 m³/min e um tempo de acionamento de 30 minutos diários, totalizando uma demanda diária de 300 m³ ou 12,5 m³/h.

Ademais, o ar comprimido também será responsável por movimentar as folhas moídas saídas do moedor até o silo para estocagem, assim como, levar as folhas moídas e armazenadas a um período de tempo maior, do mesmo silo para o misturador. Para esta demanda determinou-se, a partir do nomograma presente no ANEXO F.15, uma vazão de ar de 7.92 m³/min.

13.4.2 Dimensionamento tubulações de ar comprimido

As tubulações de ar comprimido foram calculadas conforme procedimento apresentado na seção C.1.4 do memorial descritivo das tubulações (APÊNDICE C) e seus resultados são apresentados a seguir, na Tabela 41.

Tratando-se das tubulações que alimentam a oficina e os módulos filtrantes, como velocidade recomendada considerou-se uma velocidade de 7 m/s para tubulações principais e 9 m/s para tubulações secundárias. Com relação às tubulações de ar comprimido que alimentam as tubulações de processo para realizar o transporte pneumático, determinou-se, a partir da tabela presente no ANEXO F.15 e considerando que as folhas possuem uma densidade média de 0,2 g/cm³, que o ar circula no interior da tubulação com uma velocidade de 16,48 m/s. Os trechos apresentados na tabela podem ser verificados no item D.7 (APÊNDICE D), referente ao layout das tubulações de ar comprimido.

Tabela 41 - Dimensionamento das tubulações de ar comprimido

Trecho	Distância (m)	Vazão (m ³ /min)	Velocidade Recomendada (m/s)	Diâmetro (in)	Bitola Escolhida (in)	Velocidade Recalculada (m/s)
1 → 2	1,284	10,07	7	3,409	3 ½	0,271
2 → 3	0,36	10	9	2,637	3	0,366
2 → 4	8,22	0,07	7	0,786	1	0,023
4 → 5	1,344	0,035	9	0,423	½	0,046
4 → 6	1,812	0,035	9	0,450	½	0,046
7 → 8	37,092	15,84	16,48	7,89	8	2,88
8 → 9	4,14	7,92	16,48	3,94	4	5,67
8 → 10	14,868	7,92	16,48	3,94	4	5,67

Fonte: Autores (2024)

13.4.3 Acessórios das instalações de ar comprimido

Com relação aos acessórios usados na tubulação de ar comprimido, foram selecionados 3 Tê sendo um de 3 ½", um de 8" e outro de ½"; 7 joelhos sendo um de 1", dois de ½", 3 de 8" e um de 4"; 6 luvas de redução sendo uma de 3 ½" - 3", uma de 3 ½" - 1", duas de 1" - ½", e duas de 8" - 4" e quatro válvulas globo sendo duas de ½" e duas de 4".

13.5 INSTALAÇÕES DE ÁGUA FRIA, GELADA E QUENTE

13.5.1 Demanda total de água fria, gelada e quente

Por meio dos cálculos de demanda de água fria, gelada e quente, é possível determinar diversas características acerca da instalação de tais utilidades, como tubulações e seus materiais, acessórios e equipamentos. Na Tabela 42, apresentam-se as demandas para cada ambiente, de modo que a obtenção de tais valores será detalhada no Apêndice B, item B.3.

Tabela 42 - Demanda total de água fria, gelada e quente, por área

Local	Água fria (m ³ /dia)	Água gelada (m ³ /dia)	Água quente (m ³ /dia)
Pavilhão industrial	204,971	112,28	30,067
Prédios auxiliares	13,208	1,225	0,762
Total	218,18	113,505	30,829

Fonte: Autores (2024)

Ao longo do trabalho, pode-se verificar as demandas de água em cada tipo de equipamento da área industrial, de modo que a análise das demandas neste momento é direcionada às demais instalações, como pia, bebedouro e vasos sanitários, além da limpeza dos equipamentos. Na Tabela 43 e 44, as demandas de água fria, gelada e quente são destrinchadas para cada equipamento e instalações, conforme áreas da indústria.

Tabela 43 - Demanda total de água fria, gelada e quente no pavilhão industrial

Instalação	nº de instalações	Água fria (m ³ /dia)	Água gelada (m ³ /dia)	Água quente (m ³ /dia)
Lavadora contínua	1	60,0	-	-
Misturador	1	-	-	10,586
Extrator	2	-	90,86	19,544
Resfriador	1	-	20,88	-
Lavatórios	4	0,576	-	-
Bebedouro	1	0,54	0,54	-
Vaso sanitário	2	0,72	-	-

Instalação	nº de instalações	Água fria (m³/dia)	Água gelada (m³/dia)	Água quente (m³/dia)
Limpeza (geral)	-	0,548	-	-
Chiller (H-201)	1	113,505	-	-
Aquecedor (H-202)	1	29,082	-	-
Total	14	204,971	112,28	30,067

Fonte: Autores (2024)

Tabela 44 - Demanda de água fria, gelada e quente nos prédios auxiliares

Instalação	nº de instalações	Água fria (m³/dia)	Água gelada (m³/dia)	Água quente (m³/dia)
Prédio administrativo				
Lavatório	6	0,864	-	-
Lava-roupas	1	0,18	-	-
Pia de cozinha	2	5,22	-	-
Lava-louças	1	0,024	-	-
Buffet	1	-	0,685	0,23
Bebedouro	1	0,54	0,54	-
Vaso sanitário	4	1,44	-	-
Chuveiros	4	1,284	-	0,532
Limpeza (geral)	-	0,269	-	-
Aquecedor (auxiliares)	1	0,737	-	-
Casa de máquinas				
Caldeira	1	2,65	-	-
Total	18	13,208	1,225	0,762

Fonte: Autores (2024)

13.5.2 Dimensionamento das tubulações de água fria

As tubulações de água fria foram calculadas conforme procedimento apresentado na seção C.1.5 do memorial descritivo das tubulações (APÊNDICE C) e seus resultados são apresentados a seguir, na Tabela 45. Os trechos apresentados na tabela podem ser verificados no item D.4 (APÊNDICE D), referente ao layout das tubulações de água fria. Para a definição dos diâmetros das bitolas selecionadas foram utilizadas as informações apresentadas no catálogo da tubulação escolhida (aço carbono A106 SCH40), disponível no ANEXO F.7. Os critérios utilizados para a seleção da velocidade ideal em cada trecho também são apresentados na seção C.1.5.

Tabela 45 - Dimensionamento das tubulações de água fria

Trecho	Distância (m)	Vazão (m ³ /s)	Velocidade Recomendada (m/s)	Diâmetro (in)	Bitola Escolhida (in)	Velocidade Recalculada (m/s)
1 → 2	5,36	0,009926	2,5	2,80	3	2.176516
2 → 3	9,03	0,000981	2,5	0,88	1	1.935341
3 → 4	0,59	0,000200	0,7	0,75	1	0.394703
3 → 5	0,64	0,000781	2,5	0,79	1	1.540638
5 → 6	7,34	0,000031	1,3	0,22	¾	0.107555
5 → 7	2,16	0,000750	1,3	1,07	1½	0.657839
7 → 8	0,30	0,000150	0,7	0,65	¾	0.526271
7 → 9	1,18	0,000600	1,3	0,95	1	1.184110
9 → 10	0,98	0,000150	0,7	0,65	¾	0.526271
10 → 11	0,30	0,000150	0,7	0,65	¾	0.526271
9 → 12	2,57	0,000450	1,3	0,83	1	0.888083
12 → 13	0,12	0,000050	0,7	0,38	¾	0.175424
12 → 14	0,71	0,000200	0,7	0,75	1	0.394703
12 → 15	2,02	0,000200	0,7	0,75	1	0.394703
2 → 56	11,21	0,006278	2,5	2,20	¾	1.928217
56 → 57	0,86	0,005220	1,3	2,77	3	1.107135
56 → 58	5,62	0,001058	2,5	0,91	1	2.087141
58 → 59	0,57	0,000163	1,3	0,50	¾	0.572338
59 → 60	0,14	0,001456	1,3	1,49	1½	1.277451
59 → 61	5,96	0,001293	1,3	1,40	1½	1.134366

Trecho	Distância (m)	Vazão (m ³ /s)	Velocidade Recomendada (m/s)	Diâmetro (in)	Bitola Escolhida (in)	Velocidade Recalculada (m/s)
61 → 63	1,81	0,000767	1,3	1,08	1½	0,673168
61 → 62	0,47	0,000526	1,3	0,89	1	1,037696
63 → 64	0,47	0,000526	1,3	0,89	1	1,037696
63 → 65	5,59	0,000242	1,3	0,61	¾	0,847882
58 → 66	6,78	0,000894	2,5	0,84	1	1,765201
66 → 67	0,30	0,000200	0,7	0,75	1	0,394703
66 → 68	29,02	0,000694	1,3	1,03	1½	0,609110
2 → 16	11,37	0,002847	2,5	1,50	1½	2,489753
16 → 17	6,94	0,001622	1,3	1,57	2	0,796096
17 → 18	0,49	0,000250	1,3	0,61	¾	0,849465
17 → 19	1,25	0,001371	1,3	1,44	1½	1,202916
19 → 20	0,30	0,000150	0,7	0,65	¾	0,526271
19 → 21	1,07	0,001221	1,3	1,36	1½	1,071348
21 → 22	0,30	0,000150	0,7	0,65	¾	0,526271
21 → 23	1,13	0,001071	1,3	1,28	1½	0,939780
23 → 24	0,30	0,000143	0,7	0,63	¾	0,501221
23 → 25	1,07	0,000929	1,3	1,19	1½	0,814475
25 → 26	0,30	0,000143	0,7	0,63	¾	0,501221
25 → 27	0,49	0,000786	1,3	1,09	1½	0,689170
27 → 28	0,49	0,000586	1,3	0,94	1	1,155929
28 → 29	0,30	0,000150	0,7	0,65	¾	0,526271
28 → 30	1,07	0,000436	1,3	0,81	1	0,859901
30 → 31	0,30	0,000150	0,7	0,65	¾	0,526271
30 → 32	1,13	0,000286	1,3	0,66	¾	1,002442
32 → 33	0,30	0,000143	0,7	0,63	¾	0,501221
32 → 34	1,07	0,000143	0,7	0,63	¾	0,501221
34 → 35	0,30	0,000143	0,7	0,63	¾	0,501221
27 → 35	2,57	0,000800	1,3	1,10	1½	0,701695
35 → 36	0,25	0,000200	0,7	0,75	1	0,394703
35 → 37	0,25	0,000200	0,7	0,75	1	0,394703

Trecho	Distância (m)	Vazão (m ³ /s)	Velocidade Recomendada (m/s)	Diâmetro (in)	Bitola Escolhida (in)	Velocidade Recalculada (m/s)
35 → 38	0,96	0,000400	1,3	0,78	1	0,789407
38 → 39	0,25	0,000200	0,7	0,75	1	0,394703
38 → 40	0,25	0,000200	0,7	0,75	1	0,394703
16 → 41	12,64	0,001225	2,5	0,98	1	2,417559
41 → 42	0,30	0,000200	0,7	0,75	1	0,394703
41 → 43	3,74	0,001025	1,3	1,25	1½	0,899047
43 → 44	0,10	0,000050	0,7	0,38	¾	0,175424
43 → 45	3,13	0,000975	1,3	1,22	1.5	0,855191
45 → 46	0,30	0,000200	0,7	0,75	1	0,394703
45 → 47	2,23	0,000775	1,3	1,08	1½	0,679767
47 → 48	0,61	0,000250	0,7	0,84	1	0,493379
47 → 49	1,19	0,000525	1,3	0,89	1	1,036097
49 → 50	0,61	0,000200	0,7	0,75	1	0,394703
49 → 51	0,96	0,000325	1,3	0,70	¾	1,140254
51 → 52	0,61	0,000250	0,7	0,84	1	0,493379
51 → 53	3,20	0,000075	1,3	0,34	¾	0,263136
53 → 54	2,44	0,000050	1,3	0,28	¾	0,175424
53 → 55	5,36	0,000025	1,3	0,19	¾	0,087712

Fonte: Autores (2024)

13.5.3 Dimensionamento das tubulações de água gelada

As tubulações de água gelada foram calculadas conforme procedimento apresentado na seção C.1.6 do memorial descritivo das tubulações (APÊNDICE C) e seus resultados são apresentados a seguir, na Tabela 46. Os trechos apresentados na tabela podem ser verificados no item D.5 (APÊNDICE D), referente ao layout das tubulações de água fria. Para a definição dos diâmetros das bitolas selecionadas foram utilizadas as informações apresentadas no catálogo da tubulação escolhida (aço carbono A106 SCH40), disponível no ANEXO F.7.

Tabela 46 - Dimensionamento das tubulações de água gelada

Trecho	Distância (m)	Vazão (m ³ /s)	Velocidade Recomendada (m/s)	Diâmetro (in)	Bitola Escolhida (in)	Velocidade Recalculada (m/s)
1 → 2	0,38	0,0014564	1,3	1,49	1 ½	1,277451
2 → 3	2,94	0,0002417	1,3	0,61	¾	0,847882
2 → 4	2,37	0,0012148	1,3	1,36	2	0,599333
4 → 5	0,87	0,0010516	1,3	1,26	2	0,518848
5 → 6	0,39	0,0005258	1,3	0,89	1	1,037696
5 → 7	2,39	0,0005258	1,3	0,89	1	1,037696
4 → 8	11,12	0,0001631	1,3	0,50	¾	0,572338
8 → 9	12,92	0,0000500	0,7	0,38	¾	0,175424
8 → 10	26,59	0,0001131	1,3	0,41	¾	0,396914
10 → 11	3,20	0,0000631	0,7	0,42	¾	0,221490
10 → 12	5,97	0,0000500	0,7	0,38	¾	0,175424

Fonte: Autores (2024)

13.5.4 Dimensionamento das tubulações de água quente

As tubulações de água gelada foram calculadas conforme procedimento apresentado na seção C.1.7 do memorial descritivo das tubulações (APÊNDICE C) e seus resultados são apresentados a seguir, na Tabela 47. Os trechos apresentados na tabela podem ser verificados no item D.6 (APÊNDICE D), referente ao *layout* das tubulações de água fria. Para a definição dos diâmetros das bitolas selecionadas foram utilizadas as informações apresentadas no catálogo da tubulação escolhida (aço carbono A106 SCH40), disponível no ANEXO F.7.

Tabela 47 - Dimensionamento das tubulações de quente

Trecho	Distância (m)	Vazão (m ³ /s)	Velocidade Recomendada (m/s)	Diâmetro (in)	Bitola Escolhida (in)	Velocidade Recalculada (m/s)
1 → 2	1,40	0,000250	1,3	0,62	¾	0,878242
2 → 3	0,18	0,000079	0,7	0,47	¾	0,276819
3 → 4	0,23	0,000057	0,7	0,40	¾	0,200474
2 → 6	0,90	0,000171	0,7	0,70	¾	0,601423
6 → 7	0,23	0,000057	0,7	0,40	¾	0,200474
6 → 8	3,16	0,000114	0,7	0,57	¾	0,400949

Trecho	Distância (m)	Vazão (m ³ /s)	Velocidade Recomendada (m/s)	Diâmetro (in)	Bitola Escolhida (in)	Velocidade Recalculada (m/s)
8 → 9	0,23	0,000057	0,7	0,40	¾	0,200474
8 → 10	1,26	0,000057	0,7	0,40	¾	0,200474
3 → 5	24,05	0,000022	0,7	0,25	¾	0,076344
11 → 12	3,01	0,005220	1,3	2,82	3	1,144640
12 → 13	0,34	0,001690	1,3	1,60	2	0,833811
12 → 14	0,34	0,001690	1,3	1,60	2	0,833811
12 → 15	1,91	0,001840	1,3	1,67	2	0,907818

Fonte: Autores (2024)

13.5.5 Acessórios e bombas das instalações de água fria, gelada e quente

Os acessórios para as tubulações de água fria, gelada e quente foram escolhidos conforme disposição na tubulação no layout e seus diâmetros nominais, visando a menor perda de carga e bom funcionamento das tubulações. Os acessórios utilizados são apresentados na Tabelas 48.

Tabela 48 - Acessórios das tubulações de água fria, gelada e quente

Utilidade	Acessórios
Tubulações de água fria	<ul style="list-style-type: none"> ● 5 válvulas globo (3 de ¾", 1 de 1 ½" e 1 de 3"); ● 9 válvulas esfera (1 de 1", 5 de 1 ½", 1 de 2 ½" e 2 de 3"); ● 20 joelhos (7 de ¾", 4 de 1", 6 de 1 ½", 1 de 2" e 2 de 2 ½"); ● 37 tês (11 de 1", 14 de 1 ½", 1 de 2" e 1 de 3"); ● 3 cruzetas (1 de 1", 1 de 1 ½" e 1 de 3"); ● 34 luvas de redução (8 de 1"-¾", 7 de 1 ½"-¾", 13 de 1 ½"-1", 1 de 2"-¾", 1 de 2"-1 ½", 2 de 3"-1", 1 de 3"-1 ½" , e 1 de 3"-2 ½"); ● 5 medidores de vazão;
Tubulações de água gelada	<ul style="list-style-type: none"> ● 8 joelhos (7 de ¾" e 1 de 1"); ● 5 tês (2 de ¾", 1 de 1", 1 de 1 ½" e 1 de 2"); ● 5 luvas de redução (1 de 1 ½"-¾", 1 de 2"-¾", 2 de 2"-1" e 1 de 2"-1 ½");
Tubulações de água quente	<ul style="list-style-type: none"> ● 3 válvula globo de 2"; ● 6 joelhos (5 de ¾" e 1 de 3"); ● 4 tês de ¾"; ● 1 cruzeta de 3"; ● 3 luvas de redução de 3"-2";

Fonte: Autores (2024)

Por fim, após a seleção dos acessórios para cada trecho, foi possível dimensionar as bombas, seguindo o procedimento desenvolvido no APÊNDICE C, item C.3. A seguir, na Tabela 49, são apresentados os resultados para perda de carga de diferentes trechos, bem como a potência calculada e a potência da bomba escolhida.

Tabela 49 - Dimensionamento das bombas para água gelada, quente e fria

Seção	Trecho	ΔH (m)	Vazão (kg/s)	ΔP (Pa)	Potência calculada (HP)			
Água gelada	1 → 2		1,4535					
	2 → 3		0,2412					
	2 → 4	-1,204	1,2123	-7.592,95	26,4			
	4 → 5		1,0495					
	5 → 6		0,5248					
	5 → 7		0,5248					
	4 → 8					0,1628		
	8 → 9					0,0499		
	8 → 10	-3,703	0,1129	-30.693,41	2,7			
	10 → 11		0,0630					
	10 → 12		0,0499					
	Água quente	1 → 2		0,2416				
		2 → 3		0,0762				
3 → 4			0,0552					
2 → 6		6,625	0,1655	64.590,41	13,3			
6 → 7			0,0552					
6 → 8			0,1103					
8 → 9			0,0552					
8 → 10			0,0552					
3 → 5			0,0210					
11 → 12			5,0389					
12 → 13		3,950	1,6314	61.313,56	29,6			
12 → 14			1,6314					
12 → 15			1,7762					
Água fria	1 → 2	-10,60	0,009926	-98.170,46	-2,18			
	2 → 3		0,000981					
	3 → 4		0,000200					
	3 → 5		0,000781					
	5 → 6	-4,00	0,000031	-155.873,54	-1,74			
	5 → 7		0,000750					
	7 → 8		0,000150					
	7 → 9		0,000600					
	9 → 10		0,000150					

10 → 11		0,000150		
9 → 12		0,000450		
12 → 13		0,000050		
12 → 14		0,000200		
12 → 15		0,000200		
<hr/>				
2 → 56		0,006107		
56 → 57		0,005049		
56 → 58		0,001058		
58 → 59	-4,20	0,000163	-118.953,62	-1,34
59 → 60		0,001456		
58 → 66		0,000894		
66 → 67		0,000200		
66 → 68		0,000694		
<hr/>				
2 → 16		0,002839		
16 → 17		0,001614		
17 → 18		0,000242		
17 → 19		0,001371		
19 → 20		0,000150		
19 → 21		0,001221		
21 → 22		0,000150		
21 → 23		0,001071		
23 → 24		0,000143		
23 → 25		0,000929		
25 → 26		0,000143		
25 → 27		0,000786		
27 → 28		0,000586		
28 → 29		0,000150		
28 → 30		0,000436		
30 → 31		0,000150		
30 → 32	-2,00	0,000286	-99.516,00	-0,63
32 → 33		0,000143		
32 → 34		0,000143		
34 → 35		0,000143		
27 → 35		0,000800		
35 → 36		0,000200		
35 → 37		0,000200		
35 → 38		0,000400		
38 → 39		0,000200		
38 → 40		0,000200		
16 → 41		0,001225		
41 → 42		0,000200		
41 → 43		0,001025		
43 → 44		0,000050		
43 → 45		0,000975		
45 → 46		0,000200		
45 → 47		0,000775		
47 → 48		0,000250		

47 → 49	0,000525			
49 → 50	0,000200			
49 → 51	0,000325			
51 → 52	0,000250			
51 → 53	0,000075			
53 → 54	0,000050			
53 → 55	0,000025			
59 → 61	0,001293			
61 → 63	0,000767			
61 → 62	0,000526	0	13.795,63	0,62
63 → 64	0,000526			
63 → 65	0,000242			

Fonte: Autores (2024)

Assim, escolheu-se as bombas que melhor atendem à demanda de cada trecho. Na Tabela 50, apresenta-se o modelo e potência das bombas, bem como a localização de suas especificações técnicas.

Tabela 50 - Modelos de bomba conforme utilidade

Seção	Pcalc (HP)	Pesc (HP)	Qntd	Modelo	Anexo	Referência
Água gelada	26,4	30	2	<ul style="list-style-type: none"> BC-22 R 1 1/4 com 1 1/2" de sucção, de 10 cv; BC-22 R 1 1/2 com 2" de sucção, de 20 cv; 	B.6	P-06
	2,7	3	2	<ul style="list-style-type: none"> SP-12 C, com 3/4" de sucção, de 1/2 cv; 	B.5	P-05
Água quente	13,3	15	2	<ul style="list-style-type: none"> BC-22 R 1 B, com 1 1/4" de sucção, de 7,5 cv; 	B.6	P-04
	29,6	30	1	<ul style="list-style-type: none"> BC-23 R/F 2, com 3" de sucção, de 30 cv. 	B.7	P-03
Água fria	0,62	1	1	<ul style="list-style-type: none"> BC-92 S/T 1A, com 1,5 cv de potência 	B.4	P-02

Legenda: Pcalc = potência calculada, Pesc = potência escolhida.

Fonte: Autores (2024)

13.5.6 Dilatação e isolamento térmico das instalações de água quente

As equações utilizadas para o cálculo da dilatação térmica e as informações referentes ao material e espessura do isolamento térmico das tubulações de água quente podem ser conferidas no item C.2 do memorial descritivo das utilidades (APÊNDICE C). Na Tabela 51 a seguir apresentam-se os resultados para dilatação e a quantidade de juntas de dilatação necessárias para o bom funcionamento das instalações de água quente. Quanto ao número de suportes para as tubulações de água quente, prosseguiu-se de forma semelhante a do vapor e condensado. O espaçamento entre os suportes e a quantidade destes são apresentados na mesma Tabela 51.

Tabela 51 - Dilatação e juntas das tubulações de água quente

Trecho	DN (in)	L (m)	Leq (m)	Dilatação (mm)	Qntd. juntas	C (mm)	Esp. (m)	Qntd. suportes
1 → 2	¾	1,40	1,89	1,196	1	250	1,575	2
2 → 3	¾	0,18	0,24	0,154	-	-	1,575	1
3 → 4	¾	0,23	0,31	0,196	-	-	1,575	1
2 → 6	¾	0,90	1,22	0,769	-	-	1,575	1
6 → 7	¾	0,23	0,31	0,196	-	-	1,575	1
6 → 8	¾	3,16	4,27	2,699	-	-	1,575	3
8 → 9	¾	0,23	0,31	0,196	-	-	1,575	1
8 → 10	¾	1,26	1,70	1,076	-	-	1,575	2
3 → 5	¾	24,05	32,47	20,539	1	190	1,575	21
11 → 12	3	3,01	4,06	2,571	1	235	3,6	2
12 → 13	2	0,34	0,46	0,290	-	-	3	1
12 → 14	2	0,34	0,46	0,290	-	-	3	1
12 → 15	2	1,91	2,58	1,631	-	-	3	1

Fonte: Autores (2024)

13.6 INTEGRAÇÃO DE UTILIDADES

A integração de utilidades refere-se ao reaproveitamento de algumas utilidades e materiais de modo a reduzir os custos orçamentários relacionados à energia e consumo dos mesmos, evitando desperdícios e assegurando um processo mais sustentável. Neste capítulo,

apresentam-se, resumidamente, as utilidades que retornam ao processo e contribuem para a economia na indústria.

13.6.1 Reaproveitamento do vapor e condensado

A primeira utilidade reaproveitada que podemos citar é o vapor. O condensado produzido após a transferência de calor latente do vapor é conduzido por meio de tubulação própria até o tanque de condensado, onde aguarda sua reintrodução à caldeira e ao ciclo de troca térmica. Dessa forma, o calor sensível do condensado pode ser recuperado de forma significativa para produção de vapor.

Dos cálculos da quantidade de condensado gerada pelos equipamentos e tubulações, foi obtido um valor igual a 2.095,48 kg/h que retornará para a caldeira, correspondente a 95% do vapor requerido no processo. Realizando um cálculo simples de troca térmica para o condensado, em comparação se fosse utilizada apenas água fria, verifica-se uma economia de 50,39 m³/dia de água fria e 194,8 kW de energia para a produção de vapor:

$$Q = Q_{\text{aquecimento}} + Q_{\text{vaporização}} \quad (13.1)$$

Onde:

- $Q_{\text{aquecimento}}$ = calor sensível que deve ser fornecido para aquecimento da água;
- $Q_{\text{vaporização}}$ = calor latente que deve ser fornecido para mudança de fase da água para vapor;

Para a situação onde 0% do condensado retorna (ou seja, utiliza-se apenas água fria):

1) Considerou-se que o calor latente do vapor a 160 °C e 6,1 atm é igual a $\lambda = 2.758,09 \text{ kJ/kg}$, conforme tabela termodinâmica (VAN WYLEN; SONNTAG; BORGNAKKE, 1995). Calculamos, então, as cargas térmicas:

$$Q = m_{\text{fria}} L = 2.205,774 \text{ kg/h} (2.758,09 \text{ kJ/kg}) = 1.689,92 \text{ kW}$$

$$Q = m_{\text{fria}} cp\Delta T = 2.205,774 \text{ kg/h} (4,184 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C})(160 - 20)^\circ\text{C} = 358,90 \text{ kW}$$

$$Q = 2.048,8 \text{ kW}$$

Para a situação onde 95% do condensado retorna e é misturado com 5% de água fria:

1) Primeiro encontramos a temperatura final dessa mistura de condensado e água fria que entra na caldeira (cálculos seguem tal qual aqueles realizados para chuveiros): $T_{\text{final}} = 96 \text{ }^\circ\text{C}$;

2) Depois, calculamos as cargas térmicas:

$$Q = m_{\text{fria}} L = 2.205,774 \text{ kg/h} (2.758,09 \text{ kJ/kg}) = 1.689,92 \text{ kW}$$

$$Q = m_{\text{fria}} cp\Delta T = 2.205,774 \text{ kg/h} (4,184 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C})(160 - 96)^\circ\text{C} = 164 \text{ kW}$$

$$Q = 1.854 \text{ kW}$$

Assim, a economia de energia será:

$$Q = 2.048,8 - 1.854 = 194,8 \text{ kW}$$

Na Tabela 52 sintetizam-se os resultados com relação a economia de água fria e de energia para a caldeira graças ao reaproveitamento de condensado.

Tabela 52 - Resultados do reaproveitamento de condensado

Situação	Quantidade de água fria para caldeira (kg/h)	Quantidade de energia requerida (kW)
Sem retorno de condensado	2.205,774	2.048,8
Com retorno de 95% do condensado	110,29	1.854
Economia	2.095,48	194,8

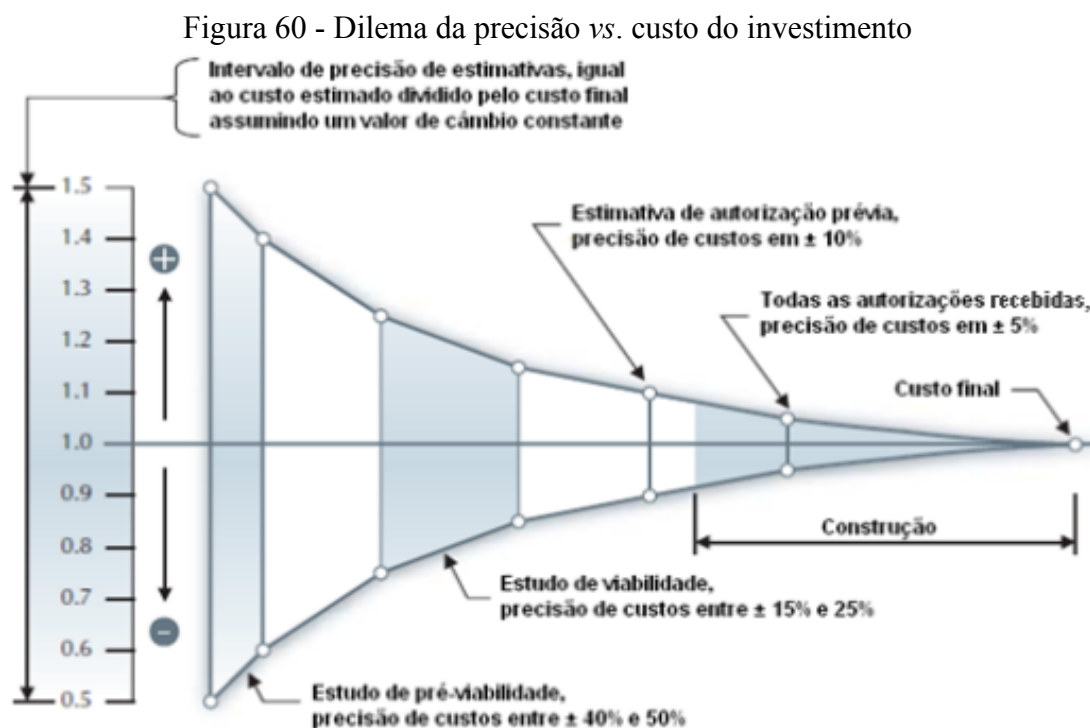
Fonte: Autores (2024)

13.6.2 Reaproveitamento de água fria

Outra utilidade a ser reaproveitada é a água fria, originada da troca térmica da água gelada com o resfriador e os extratores. Em ambos os casos, o resultado da transferência de calor sensível da água gelada com o equipamento é uma corrente de água fria a $20 \text{ }^\circ\text{C}$. Esta pode, então, ser direcionada para cobrir parte da demanda de água fria do chiller e ser reintroduzida no ciclo de troca térmica. Verifica-se, dessa forma, uma economia de $111,74 \text{ m}^3/\text{dia}$ de água fria, correspondente à soma das demandas de água gelada para tais equipamentos.

14 ANÁLISE ECONÔMICA

Com o objetivo de determinar se a iniciativa de implementação da indústria de obtenção de oleuropeína 80% em pó é factível, foi conduzida uma análise financeira abrangente, seguida pela avaliação da viabilidade econômica, a fim de determinar se é justificável e lucrativo estabelecer e desenvolver essa nova operação industrial. Para essa finalidade, foram identificados todos os possíveis gastos relacionados ao processo e à construção, incluindo despesas com construção, armazenamento, equipamentos, matérias-primas e custos trabalhistas. Todos os custos analisados estão detalhados nos parágrafos subsequentes. Vale ressaltar que é um estudo de viabilidade, ou seja, são valores que estão relativamente próximos do valor final, como é elucidado na Figura 60.



Fonte: Adaptado de RETScreen (2005)

14.1 CUSTOS COM A MONTAGEM DA UNIDADE INDUSTRIAL

14.1.1 Custos com construção civil

O primeiro custo a ser verificado é em relação a aquisição do terreno, assim como, os custos relacionados com o terreno, tem-se os custos de prospecção do terreno, limpeza, escavação e terraplanagem de áreas desniveladas visando a preparação para a construção do pavilhão industrial. O projeto elaborado aponta que o terreno deve ter no mínimo 1.419,66

m² para que comporte o pavilhão, área administrativa e áreas auxiliares de processo. O m² da cidade de Bagé está em torno de R\$200,00 (vale ressaltar que os preços variam conforme o anunciante de vagas, desta forma estipulou-se esse valor com base nos terrenos a venda na parte industrial da cidade como base para os devidos cálculos). Desta forma, o custo com aquisição do terreno é de R\$283.932,00. Os demais custos estão na Tabela 53. Totalizando R\$5.391.229,83 com construção civil mais aquisição do terreno.

Tabela 53 - Custos com construção civil

Item	Custo unitário (R\$/m³ ou R\$/m²)	Custo (R\$)
Prospecção	3.180,00	4.514.518,80
Limpeza	0,58	823,40
Escavação	1,67	2.370,83
Fundações	410,00	582.060,60
Pintura	5,30	7.524,20
Total	-	5.107.297,83

Fonte: Samyla (2024); Habitissimo (2024)

14.1.2 Custos com armazenamento de água

Os custos relacionados ao armazenamento de água estão ligados a forma de obtenção de água que será da forma fria. A água proveniente de poços será armazenada em dois reservatórios, um superior do tipo taça e outro inferior do tipo tubular Além disso, conforme citado na parte de projeto de instalações, para a água quente será armazenado no próprio aquecedor, assim sendo seus custos estão discriminados no item de equipamentos auxiliares de processo, porém é necessário um tanque especial para armazenar o condensado.

Tabela 54 - Custos com armazenamento de água

Item	Volume (m³)	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo total (R\$)
Reservatório Superior	130	1	595.656,00	595.656,00
Reservatório Inferior	200	1	645.294,00	645.294,00
Tanque condensado	3	1	18.768,00	18.768,00
Total				1.259.718,00

Fonte: Autores (2024)

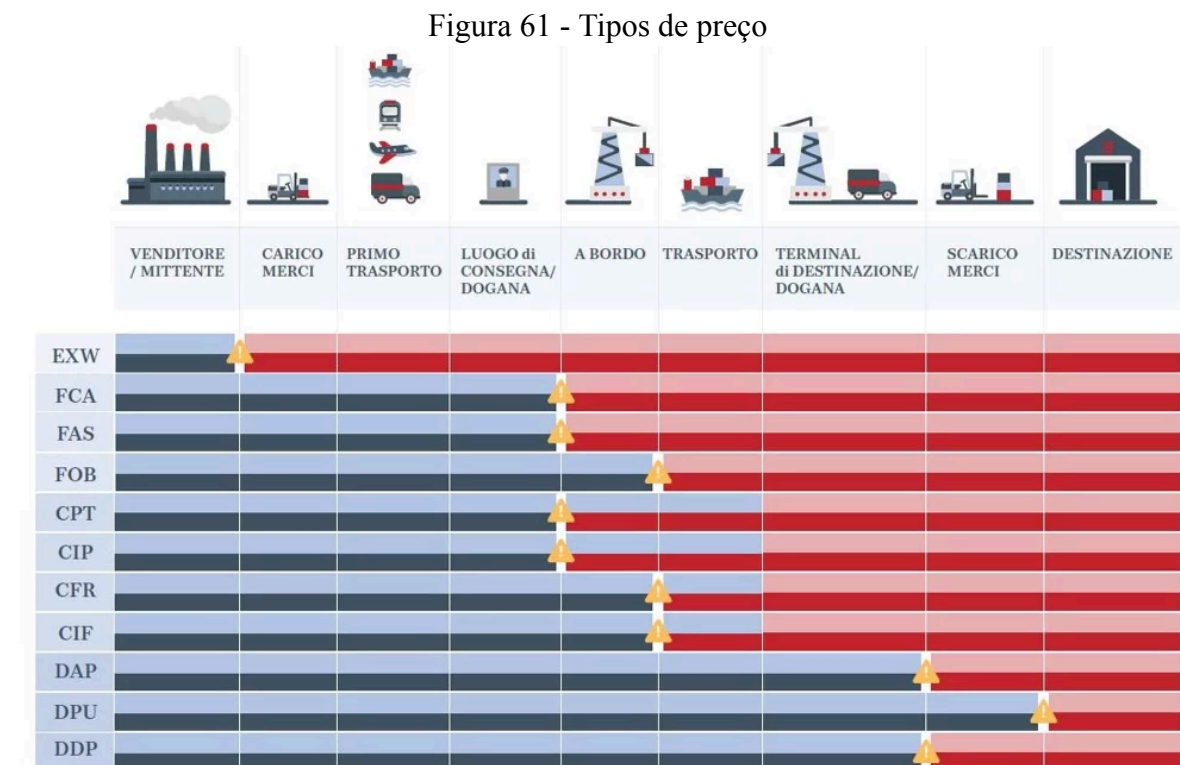
Os custos com armazenamento de água estão na Tabela 54, sendo o custo total de R\$1.259.718,00.

14.1.3 Custos com equipamentos

Nessa seção, serão apresentados todos os custos referentes aos equipamentos da indústria. Eles foram divididos em custos com equipamento do processo, custos com equipamentos auxiliares e custos com equipamentos de instrumentação.

14.1.3.1 Custos com equipamentos do processo

Os custos com os equipamentos do processo englobam os preços da compra e instalação dos principais equipamentos para produção dos produtos desejados. Ao se tratar de análises de processos químicos normalmente se observa o custo FOB do equipamento, que seria o processo até a chegada nos portos, ou seja, vai além do preço do fornecedor. O que fornece dados um pouco mais completos e próximos da realidade. Conforme mostra a Figura 61.



Fonte: Rondi (2024)

Esses custos podem ser realizados a mão, ou para facilitar o trabalho são realizados cálculos por intermédios de planilhas, sendo a mais a mais conhecida a da ferramenta Capcost (TURTON *et al.*, 2018), na qual baseia-se no índice CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) para realizar o reajuste dos preços dos equipamentos. Sendo preço fornecido na planilha por intermédio da equação ilustrada na Figura 62.

Figura 62 - Equação método de Turton/CAPCOST

Equações utilizadas nas planilhas CAPCOST (Método de Turton)

$$C_{BM} = C^0_P(I/I_b) [B_1 + B_2F_PF_M] = C^0_P(I/I_b) F_{BM}$$

C_{BM} = Custo do módulo de equipamento

$C^0_P = C^b_P$ = Custo de compra do equipamento básico (MOC = Aço Carbono; P = 1 Atm)

I = Fator de inflação do ano da estimativa de C_{BM}

I_b = Fator de inflação do ano da estimativa de C^0_P

F_P = Fator de pressão (para $P \neq 1$ atm)

F_M = Fator de material (para MOC \neq aço carbono)

$$F_{BM} = B_1 + B_2F_PF_M$$

$$C^0_{BM} = C^0_P F^0_{BM}$$

$$C_P = C^0_P F_P F_M$$

$$C_{TM} = 1,18 \sum C_{BM}$$

$$C_{GR} = 0,50 \sum C^0_{BM} + C_{TM}$$

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

Essa tabela fornece os preços por intermédio de algumas informações, a exemplo de um trocador de calor seria a área de troca térmica do equipamento, e com o índice CEPCI informado ele fornece uma estimativa do preço. A Informação utilizada foi a do CGR (Custo grass roots) que é o custo quando a instalação do equipamento é feita do zero. O CEPCI utilizado foi o de 2023, igual a 800,8 (MANCHESTER, 2024). As cotações do dólar e euro utilizados foram de US\$4,96 e € 5,41 respectivamente. Contudo, os preços fornecidos pela tabela são para a região do golfo do México, para o Brasil teria que fazer um ajuste chamado de tropicalização, como esse trabalho é acadêmico, optou-se por utilizar somente o valor fornecido pela planilha que já é uma boa estimativa.

Alguns preços dos equipamentos necessários para a indústria foram precificados com base no site padrão chinês de busca, Alibaba, portanto serão importados da China. Assim, considerou-se as seguintes taxações: foram adicionados impostos de importação igual a 14% do valor encontrado, além de mais 60% de custos relacionados a frete marítimo, seguro de cargas, ICMS, IPI e AFRMM. A estimativa é um pouco mais fora da realidade, do que a planilha do CAPCOST, porém, fornece uma boa base.

Por fim, alguns equipamentos foram orçados por empresas dentro do território brasileiro e, para esses, considerou-se os preços dos fabricantes. Os resultados estão expostos na Tabela 55, ficando o montante total de R\$15.242.474,76.

Foi levantado que o preço da centrífuga que antecede o processo de secagem está superdimensionado. E os preços do secador em esteira, ultrapurificador e nanofiltrador estão subdimensionados. Como foi observado durante a correção, estimou-se somente que o superdimensionamento das centrífugas seria equivalente aos preços dos que foram subdimensionados, em outras palavras, não foram alterados os valores, somente foi feita essa consideração.

Tabela 55 - Custos com equipamentos do processo

Item	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo total (R\$)
Desfolhadora	1	58.000,00	58.000,00
Lavadora contínua	1	32.503,76	32.503,76
Centrífuga	3	1.985.520,00*	5.956.560,00*
Secador em esteira	1	141.226,79**	141.226,79**
Moinho de Martelos	1	58.850,81	58.850,81
Resfriador	1	1.389.864,00	1.389.864,00
Tanque de Mistura	1	23.982,00	23.982,00
Reator para extração	2	496.380,00	992.760,00
Transdutor Ultrassônico	2	2.960.352,00	5.920.704,00
Centrífuga pós extração	1	407.428,70	407.428,70
Ultrapurificador	1	17.338,35**	17.338,35**
Nanofiltrador	1	9.053,97**	9.053,97**
Secador a vácuo	1	9.505,68	9.505,68
Micronizador	1	37.476,69	37.476,69
Empacotadora	1	169.000,00	169.000,00
Seladora	1	18.220,00	18.220,00
Total			15.242.474,76

*Valor superdimensionado

**Valor subdimensionado

Fonte: Autores (2024)

14.1.3.2 Custos com equipamentos auxiliares

Os custos associados aos equipamentos auxiliares englobam todos os dispositivos vinculados às necessidades operacionais do processo, abrangendo aqueles presentes na lavanderia, cozinha e banheiros. Adicionalmente, incluem-se os equipamentos utilizados no transporte dos produtos como bombas, os dispositivos de resfriamento de água, geração de vapor, aquecimento, troca de calor e compressão de ar.

Os preços foram estimados da mesma forma do que foi feito no item anterior, utilizando a ferramenta CAPCOST, o site Alibaba onde foram consideradas as taxas de importação citadas anteriormente e sites brasileiros onde foi considerado somente o preço de venda do equipamento. Os valores estão expressos na Tabela 56. Os custos com equipamentos auxiliares totalizaram R\$2.778.271,54.

Tabela 56 - Custos com equipamentos auxiliares

Item	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo total (R\$)
Caldeira	1	27.161,91	27.161,91
Compressor de ar baixa vazão	1	2.799,00	2.799,00
Chiller	1	28.067,31	28.067,31
Lavadora de Roupas	1	29.990,00	29.990,00
Secadora de Roupas	1	18.990,00	18.990,00
Calandra	1	13.990,00	13.990,00
Panela Industrial	4	1.600,00	6.400,00
Lava-louças	1	23.581,36	23.581,36
Buffet	1	3.204,17	3.204,17
Motobomba	1	5.590,90	5.590,90
Laboratório	1	122.367,15	122.367,15
Bebedouros	2	4.619,99	9.239,98
Trocador de Calor - H101	1	1.886.244,00	1.886.244,00
Trocador de Calor - H201	1	11.149,20	11.149,20
Desumidificador	1	8.580,00	8.580,00
Caixa de Gordura	1	6.600,00	6.600,00
Vaso Sanitário	6	503,85	3.023,10
Chuveiro	4	57,60	230,40
Pias	12	75,9	910,80
Bomba 30HP	1	8.499,90	8.499,90
Bomba 30HP	1	12.709,82	12.709,82
Bomba 3HP	2	1.160,11	2.320,22
Bomba 15HP	2	6.449,90	12.899,80
Bomba 30HP	1	18.682,86	18.682,86
Motobomba	1	8.442,57	8.442,57
Bombas 1 HP	4	1.649,90	6.599,60
Bomba 1,5 HP	1	1.649,90	1.649,90

Item	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo total (R\$)
Bomba 1 HP	1	1.649,90	1.649,90
Compressor de ar alta vazão	1	99.593,68	99.593,68
Bomba Ultrafiltração	1	198.552,00	198.552,00
Bomba Nanofiltração	1	198.552,00	198.552,00
Total			2.778.271,54

Fonte: Autores (2024)

14.1.3.3 Custos com equipamentos de instrumentação

Os gastos com a instrumentação incluem a aquisição, instalação e manutenção de todos os aparelhos ligados ao controle e à instrumentação do processo, tais como controladores de pressão, temperatura e nível, válvulas, sensores e sistemas de alarme. Por esse motivo, o custo foi calculado em 10% do investimento total em equipamentos do processo, resultando em um montante de R\$1.524.247,48.

Somando os itens anteriores (14.1.3.1 até 14.1.3.3) tem-se o montante de R\$19.544.993,78 relacionados a equipamentos do processo.

14.1.4 Custos com tubulações

Para o cálculo dos custos com tubulações, pode-se utilizar a correlação proposta por Towler e Sinnott (2008), que se baseia no tipo de material, diâmetro e espessura da tubulação. Esses custos consideram, além das tubulações, gastos com acessórios, pintura ou isolamento e instalação de todas as tubulações da unidade industrial. A correlação é apresentada pela Equação 14.1:

$$C_{tub} = bD^n \quad (14.1)$$

Onde:

- C_{tub} = custo com tubulação, em \$/m;
- D = maior diâmetro nominal encontrado para as tubulações, em m;
- b e n = parâmetros que dependem do material e espessura da tubulação.

Uma vez que o mesmo tipo de material é utilizado para todas as tubulações (aço carbono A106 SCH40), tem-se os mesmos parâmetros b e n , iguais a 17,4 e 0,74, respectivamente. Assim, varia-se apenas o valor de D nas equações, conforme o tipo de

utilidade. Após o cálculo de C_{tub} , multiplica-se o valor encontrado pelo comprimento total (C_{total}) das tubulações em questão e converte-se o valor de dólar para real por meio da cotação do dólar (R\$4,92). Os custos com tubulações para cada tipo de utilidade podem ser verificados na Tabela 57.

Tabela 57 - Custos com tubulações

Tipo de tubulação	D (in)	D (m)	C_{tub} (\$/m)	C_{total} (m)	Custo total (R\$)
Processo	2,5	0,0635	2,26	44,00	494,16
Vapor	4	0,1016	3,20	130,61	2.077,02
Condensado	2	0,0508	1,92	130,61	1.243,60
Água fria	3	0,0762	2,59	174,02	2.236,71
Água gelada	2	0,0508	1,92	69,14	658,31
Água quente	3	0,0762	2,59	37,24	478,65
Ar comprimido	4	0,1016	3,20	69,00	1.097,27
Total	-	-	-	-	8.285,72

Fonte: Autores (2024)

14.1.5 Custos com estruturas auxiliares

Os gastos referentes às estruturas auxiliares englobam isolamento acústico, sistema elétrico completo, sistema de ventilação e o sistema de prevenção de incêndio (que consta no item 14.9). Os custos foram estimados com base em sites que prestam serviços nesta área. Os valores encontrados estão listados na Tabela 58. Fechando um custo estimado de R\$397.067,00.

Tabela 58 - Custos com estruturas auxiliares

Estrutura	Custo (R\$)
Isolamento	12.309
Sistema elétrico	291.757,50
Sistema de ventilação	93.000,00
TOTAL	397.067

Fonte: Autores (2024)

14.1.6 Custos com serviços relacionados à montagem industrial

Os gastos associados aos serviços relacionados à montagem industrial estão relacionados à infraestrutura e aquisição de mobiliário. Esses valores foram determinados com base em instalações similares, sites que fornecem valores bases e planilhas de cálculos

disponibilizados por esses sites. Os detalhes específicos desses custos estão disponíveis na Tabela 59. Desta forma, R\$213.860,00 será de forma única com construção e aquisição de mobiliário básico.

Tabela 59 - Custos com serviços de montagem

Item	Periodicidade	Custo (R\$)
Laboratório	Único	30.110,00
Prevenção de incêndio	Único	100.000,00
Estacionamento	Único	173.750,00
Total único	-	303.860,00

Fonte: Autores (2024)

14.1.7 Custos com licenças e encargos gerais

Para viabilizar o estabelecimento e o funcionamento desta indústria, é essencial obter a documentação necessária, que inclui o registro na junta comercial, o alvará de funcionamento e localização, o licenciamento ambiental (com as licenças prévia, de instalação e de operação) e a licença do corpo de bombeiros. Para cumprir com todos esses requisitos documentais, foi alocado um orçamento de R\$100.000,00 para que, com o auxílio de um contador, possa ser feita a obtenção desses documentos para a abertura da indústria.

14.1.8 Somatório custos com montagem industrial

Na Tabela 60 é possível observar os valores totais de todos os tópicos relacionados à montagem da unidade que fecham no valor de R\$26.721.222,33.

Tabela 60 - Somatório custos com montagem industrial

Item	Custo (R\$)
Construção Civil	5.107.297,83
Armazenamento de Água	1.259.718,00
Equipamentos da unidade	19.544.993,78
Tubulações	8.285,72
Estruturas auxiliares	397.067
Serviços únicos	303.860,00
Licenças e Encargos Gerais	100.000,00
Total	26.721.222,33

Fonte: Autores (2024)

14.2 CUSTOS COM A OPERAÇÃO DA PLANTA

14.2.1 Custos com estocagem

Os custos de estocagem abrangem as despesas decorrentes dos silos de armazenamento de folhas de oliveira *in-natura* e processada, bem como das esteiras transportadoras e dos sistemas de transporte pneumático o que engloba o sistema de tubulação necessária para viabilizar esse transporte. Os custos relacionados com a estocagem constam na Tabela 61 que totalizam R\$ 4.091.541,43.

Tabela 61 - Custos com estocagem

Item	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo total (R\$)
Silo 1	1	843.846,00	843.846,00
Silo 2	1	2.978.280,00	2.978.280,00
Tanque de arm. solvente	2	115.400,00	230.800,00
Esteiras	3	6.312,24	18.936,72
Elevador de caneca	1	15.149,37	15.149,37
Tanque arm. retido	2	2.264,67	4.529,34
Total			4.091.541,43

Fonte: Alibaba (2024), Imetal (2024)

14.2.2 Custos com matéria-prima

Em relação aos custos com matéria-prima, têm-se o solvente utilizado no processo e as folhas de oliveira. Previamente, foram feitas essas cotações no Tópico 5 da análise econômica preliminar, porém os valores cotados estão relacionados aos solventes novos. Em um primeiro momento, a fim de se ter uma economia circular decidiu-se terceirizar o serviço de recuperação do solvente, pois são empresas já especializadas nesse tipo de serviço e que estariam em consonância com as legislações ambientais. Futuramente, pode-se ampliar a indústria instalando um processo de recuperação.

Assim, pensou-se em fazer a aquisição de solventes novos no primeiro mês do processo de extração e nos meses seguintes utilizar o solvente recuperado, o qual já seria devolvido na proporção ideal para o processo. Decidiu-se por um mês para que fosse tempo suficiente para transportes de ida e vinda, além da recuperação em si.

Desta forma, além dos gastos com aquisição das matérias-primas teriam-se os gastos com transporte de material, os quais serão cotados no subitem 14.5.1. Para solventes

recuperados existem diversas empresas no Rio Grande do Sul que prestam o serviço de recuperação, porém não se observaram preços específicos para a mistura que se trabalha nesse processo, para isso resolveu-se considerar a eficiência de 70% e o preço do solvente recuperado de 60% menor (PAINT & PINTURA, 2009), logo nos meses seguintes teria-se a compra de 30% e solventes novos e 70% de recuperados. Desta forma, esses custos constam nas Tabelas 62 e 63 .

Tabela 62 - Custos com matéria-prima primeiro mês sem solvente recuperado

Matéria-prima	Quantidade (kg/dia)	Custo (R\$/kg)	Custo mês (R\$/mês)
Folhas	9.512,50	0,50	142.687,50
Solvente	48.548,40	6,79	9.889.309,08
Total			10.031.996,58

Fonte: Autores (2024)

Tabela 63 - Custos com matéria-prima anual

Matéria-prima	Quantidade (kg/dia)	Custo (R\$/kg)	Custo anual (R\$/ano)
Folhas	9.512,50	0,50	1.683.712,50
Solvente	14.564,52	6,79	35.008.154,14
Solvente Recuperado	33.983,88	2,72	32.674.277,20
Total			69.366.143,84

Fonte: Autores (2024)

14.2.2.1 Custos com transporte de matéria-prima

Como a matéria-prima foi estimada que viria de todo o estado do Rio Grande do Sul, foi selecionada a cidade que ficava mais longe, conforme item 6.4, que tem um pomar de oliveira que corresponde aproximadamente à cidade de Pinhal da Serra que fica 668 km de Bagé. Foi selecionada essa cidade, também, pois os preços das transportadoras vão além do previsto em lei, assim seria uma boa aproximação da realidade. Já para o solvente, a empresa cotada na análise econômica preliminar fica em Joinville/SC que fica a 983 km de Bagé. Já o solvente recuperado não foi contabilizado no transporte, pois conforme citado no item 7.4 existem empresas que fazem o processo de recuperação *in loco*.

Referente ao transporte rodoviário, foram considerados gastos com o deslocamento em R\$/km e carga e descarga em reais, de acordo com a Resolução nº 5.949/2021

(MINISTÉRIO DA INFRAESTRUTURA, 2021). Assim, o custo anual estimado ficou em R\$1.169.431,92 (Tabela 64) .

Tabela 64 - Custos com transporte de matéria-prima

	Preço	Custo diário (R\$/dia)	Custo anual (R\$)
Deslocamento folhas	2,26 (R\$/km)	1.509,68	267.213,36
Deslocamento solvente	R\$ 2,26	2.221,58	786.439,32
Carga e Descarga	218,04	436,08	115.779,24
Total			1.169.431,92

Fonte: Autores (2024)

14.2.3 Custos com utilidades e geração de vapor

Os custos ligados às utilidades no processo produtivo abrangem vapor e energia elétrica, já que a água utilizada é proveniente de um poço artesiano. Os custos referentes à energia elétrica incluem equipamentos, iluminação e eletrônicos. Enquanto isso, os gastos relacionados ao vapor estão ligados à aquisição de cavacos de madeira para abastecer a caldeira.

Primeiramente, analisando os gastos com geração de vapor, chegou-se à conclusão de que não terão gastos com essa utilidade, pois como os galhos, resíduos sólidos provenientes da desfolhadora, serão destinados para geração de vapor. A quantidade gerada é suficiente para suprir a demanda de lenha da caldeira que é de 713 kg/h que fecha um total anual de 6.245.880,00 kg, e são gerados 6.734.269,44 kg de galhos durante os 177 dias de operação da desfolhadora. Além do mais, boa parte da caldeira será realimentada pelo condensado e o que será necessário de água fria será proveniente de poços, não tendo a necessidade de pagar para nenhuma companhia de água.

Para as utilidades que envolvem gasto energético, os gastos com energia elétrica envolvem equipamentos, iluminação e eletrônicos, cotou-se a tarifa de R\$0,64 por kWh na Companhia Estadual de Energia Elétrica (CEEE, 2024) como a empresa está localizada no Rio Grande do Sul. Abaixo consta a Tabela 65, que são os gastos energéticos de cada equipamento, e para fins de projeto estimou-se que os gastos com iluminação e equipamentos menores seriam de 50% dos equipamentos abaixo citados.

Tabela 65 - Custos com energia dos equipamentos

Equipamento	Potência por equipamento (kW)	Potência anual (kWh)	Custo anual (R\$/ano)
Desfolhadora	121,36	515.524,54	329.935,70
Lavadora contínua	4,4	18.691,20	11.962,37
Centrífuga	22,5	286.740,00	183.513,60
Secador em esteira	16,62	70.601,76	45.185,13
Moinho de Martelos	29,7	126.165,60	80.745,98
Tanque de Mistura	2,2	11.214,72	7.177,42
Transdutor Ultrassônico	16	163.123,20	104.398,85
Centrífuga pós extração	7,5	63.720,00	40.780,80
Ultrapurificador	26,4	224.294,40	143.548,42
Nanofiltrador	5,6	47.577,60	30.449,66
Secador a vácuo	1,745	14.825,52	9.488,33
Micronizador	1,65	13.983,00	8.949,12
Empacotadora + Seladora	2,385	20.262,96	12.968,29
Buffet	2,65	2.814,30	1.801,15
Compressor de ar baixa vazão	1,5	12.744,00	8.156,16
Chiller	65	552.240,00	353.433,60
Bomba 30HP	7,36	62.530,56	40.019,56
Bomba 30HP	14,71	124.976,16	79.984,74
Bomba 3HP	0,74	6.287,04	4.023,71
Bomba 15HP	11	93.456,00	59.811,84
Bomba 30HP	22,1	187.761,60	120.167,42
Motobomba	1,47	12.497,62	7.998,47
Bombas 1 HP	2,96	25.148,16	16.094,82
Bomba 1,5 HP	1,1	9.345,60	5.981,18
Esteiras	3,43	14.570,64	9.325,21
Elevador caçamba	2,32	9.855,36	6.307,43
Bomba 1 HP	1,1	9.345,60	5.981,18
Compressor de ar alta vazão	136	577.728,00	369.745,92
Total equipamentos		3.278.025,13	2.097.936,08
Total		4.917.037,70	3.146.904,13

Fonte: Autores (2024)

Por fim, os gastos com utilidades foram resumidos na Tabela 66. Sendo um custo anual de R\$ 3.146.904,13.

Tabela 66 - Custos com utilidades e geração de vapor

Utilidade	Preço	Quantidade	Custo anual (R\$)
Vapor	-	52938,576 kg/dia	-
Energia	0,64 R\$/kWh	4.955.577,68 kWh	3.171.569,71
Total			3.146.904,13

Fonte: Autores (2024)

14.2.4 Custos com tratamento de efluentes

O custo com o tratamento de efluentes compreende o valor de aquisição da Estação de Tratamento compacta, que será responsável por tratar os resíduos líquidos industriais, além do custo de manutenção, estabelecido em 5% do valor de compra da estação. Além disso, inclui-se o custo do tratamento de esgoto dos efluentes da planta administrativa, realizado pela CORSAN. Conforme dito no item 9.4 a tarifa da CORSAN é de R\$7,02/m³, com gasto diário de R\$79,10 e anual de R\$28.871,99.

14.2.5 Custos empregatícios

Os custos relacionados ao trabalho englobam os salários dos funcionários, o pagamento do Fundo de Garantia do Tempo de Serviço (FGTS) e o acréscimo salarial de férias. Para chegar a esses valores, foram levados em conta os salários médios praticados no Brasil para cada cargo, os quais foram escolhidos após levantamento daqueles praticados e anunciados nos sites de recrutamento Glassdoor e Vagas. Também considerou-se um adicional noturno de 20% sobre a hora trabalhada para os colaboradores envolvidos nos turnos da noite (2º turno e 3º turno).

Por fim, os salários líquidos são calculados após descontos como a contribuição para o INSS (Instituto Nacional do Seguro Social) e o IRPF (Imposto de Renda sobre Pessoa Física), os quais variam de acordo com a faixa salarial de cada trabalhador. Para tanto, utilizou-se de ferramenta de cálculo do site InvestNews, onde nela insere-se o valor do salário bruto e desconta-se o valor do INSS, do IRPF e outros valores, se aplicáveis (INVESTNEWS, 2024). Vale ressaltar que adicionais de periculosidade e/ou insalubridade, comuns em outras categorias laborais, não foram contabilizados no cálculo.

Quanto ao FGTS, a empresa deve efetuar um depósito mensal em uma conta específica, equivalente a 8% do salário bruto de cada empregado. Foi também calculado o adicional de férias, correspondente a um terço do salário bruto. A Tabela 67 detalha a folha de pagamento, apresentando os salários líquidos individuais, os gastos anuais com salário bruto incluindo o décimo terceiro salário, o montante anual de FGTS, e o acréscimo referente às férias. Totalizando um total de R\$2.046.810,54 anualmente com salários de colaboradores.

Tabela 67 - Custos com folhas de pagamento

Cargo	Nº de funcionários	Turno de trabalho	Salário líquido unitário (R\$)	Salário bruto Unitário (R\$)	Salário bruto anual (R\$)	Salário bruto anual Total (R\$)	FGTS anual (R\$)	Adicional férias (R\$) + 13º
Chão de fábrica	4	1	1.703,30	1.850,00	22.200,00	88.800,00	7.104,00	2.460,50
	6	2 e 3	2.040,00	2.220,00	26.640,00	159.840,00	12.787,20	2.952,60
Carga e Descarga	2	1	1.304,72	1.412,00	16.944,00	33.888,00	2.711,04	1.877,96
	4	2 e 3	1.561,70	1.694,40	20.332,80	81.331,20	6.506,50	2.253,55
Sala de controle	2	1	2.877,07	3.241,00	38.892,00	77.784,00	6.222,72	4.310,53
	4	2 e 3	3.361,37	3.889,20	46.670,40	186.681,60	14.934,53	5.172,64
Estoque	1	1	1.304,72	1.412,00	16.944,00	16.944,00	1.355,52	1.877,96
	1	2	1.561,70	1.694,40	20.332,80	20.332,80	1.626,62	2.253,55
Laboratório	1	1	2.402,73	2.647,00	31.764,00	31.764,00	2.541,12	3.520,51
	1	2	2.828,75	3.176,40	38.116,80	38.116,80	3.049,34	4.224,61
Manutenção	1	1	2.534,60	2.809,00	33.708,00	33.708,00	2.696,64	3.735,97
	1	2	2.974,16	3.370,80	40.449,60	40.449,60	3.235,97	4.483,16
Casa de Máquinas	1	1	1.723,32	1.872,00	22.464,00	22.464,00	1.797,12	2.489,76
	2	2 e 3	2.064,02	2.246,40	26.956,80	53.913,60	4.313,09	2.987,71
Lavanderia	1	1	1.304,72	1.412,00	16.944,00	16.944,00	1.355,52	1.877,96
Cozinha	2	1	1.763,02	1.915,63	22.987,56	45.975,12	3.678,01	2.547,79
	3	2 e 3	2.111,67	2.298,76	27.585,07	82.755,22	6.620,42	3.057,35
Limpeza	3	1	1.304,72	1.412,00	16.944,00	50.832,00	4.066,56	1.877,96
	3	2 e 3	1.561,70	1.694,40	20.332,80	60.998,40	4.879,87	2.253,55
Engenharia	1	1	5.082,00	6.529,00	78.348,00	78.348,00	6.267,84	8.683,57
	1	2	5.929,39	7.834,80	94.017,60	94.017,60	7.521,41	10.420,28
Recursos Humanos	1	1	3.295,95	3.801,00	45.612,00	45.612,00	3.648,96	5.055,33
	1	2	3.826,68	4.561,20	54.734,40	54.734,40	4.378,75	6.066,40
Vendas	1	1	1.888,94	2.054,00	24.648,00	24.648,00	1.971,84	2.731,82
	1	2 e 3	2.251,46	2.464,80	29.577,60	29.577,60	2.366,21	3.278,18
Administração	1	1	2.183,45	2.384,00	28.608,00	28.608,00	2.288,64	3.170,72
	1	2	2.576,76	2.860,80	34.329,60	34.329,60	2.746,37	3.804,86

Cargo	Nº de funcionários	Turno de trabalho	Salário líquido unitário (R\$)	Salário bruto Unitário (R\$)	Salário bruto anual (R\$)	Salário bruto anual Total (R\$)	FGTS anual (R\$)	Adicional férias (R\$) + 13º
Segurança	3	1	1.981,76	2.156,00	25.872,00	77.616,00	6.209,28	2.867,48
	6	2 e 3	2.354,05	2.587,20	31.046,40	186.278,40	14.902,27	3.440,98
Subtotal						1.797.291,94	143.783,35	105.735,25
Total								2.046.810,54

Fonte: Autores (2024)

14.2.5.1 Custos com EPI's

Com o propósito de assegurar uma produção segura em conformidade com as Normas Regulamentadoras, os Equipamentos de Proteção Individual (EPI 's) serão fornecidos a todos os funcionários da empresa. Os valores relativos aos EPIs foram pesquisados e obtidos no site Mercado Livre. A Tabela 68 apresenta todos os equipamentos disponibilizados, juntamente com a quantidade (pensou-se em colocar dois equipamentos por funcionário no intuito de ter um reserva para qualquer eventualidade), o preço por unidade e o custo total de cada item. O investimento total em EPIs é previsto em R\$37.360,80 , com o intuito de garantir a segurança e o conforto de todos os colaboradores.

Tabela 68 - Custos com EPI's

EPI's	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo total (R\$)
Óculos de proteção	120	11,19	1.342,80
Capacete	120	9,47	1.136,40
Uniforme	120	174,90	20.988,00
Protetor auricular	120	1,80	216,00
Botas	120	113,98	13.677,60
Total			37.360,80

Fonte: Autores (2024)

14.2.6 Custos com embalagens

As embalagens que serão utilizadas foram ditas no item 7.7, neste caso precisa-se que possam ser seladas a vácuo, para melhor conservação do produto, além disso será comercializado em embalagens de 1 kg, fechando 132.198 pacotes anualmente. As embalagens foram orçadas na empresa CETRO sendo a mesma da empacotadora. O custo total anual relacionado à embalagem está descrito na Tabela 69, sendo o montante total de R\$395.271,30.

Tabela 69 - Custos com embalagens

Item	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo total (R\$)
Embalagens 1 kg	132.198	0,99	130.875,78
Rótulo	132.198	2,00	264.395,52
Total	-	-	395.271,30

Fonte: Autores (2024)

14.2.7 Custos com serviços operacionais

Os gastos associados aos serviços incluem a manutenção de materiais para os funcionários e demais demandas que surgem em cada setor. Esses valores foram determinados com base em instalações similares, sites que fornecem valores bases e planilhas de cálculos disponibilizados por sites. Totalizando R\$380.100,00 que será para manutenção e reposição de materiais de forma anual, conforme Tabela 70.

Tabela 70 - Custos com serviços

Item	Periodicidade	Custo
Laboratório	Anual	54.000,00
Escritório	Anual	6.500,00
Banheiros	Anual	1.000,00
Alimentação	Anual	318.600,00
Total anual	-	380.100,00

Fonte: Autores (2024)

14.2.8 Somatório custos com operação da planta

Na Tabela 71 é possível observar os valores totais de todos os tópicos relacionados à operação da unidade anualmente fica no valor de R\$88.647.621,99.

Tabela 71 - Somatório custos com montagem industrial

Item	Custo (R\$)
Estocagem	4.091.541,43
Matéria-prima	79.398.140,42
Transporte de matéria-prima	1.169.431,92
Utilidades e Vapor	3.146.904,13
Efluentes	28.871,99
EPI's	37.360,80
Embalagens	395.271,30
Serviços Anuais	380.100,00
Total	78.615.625,41

Fonte: Autores (2024)

14.3 RECEITAS

A receita desta indústria está na base da comercialização do produto que é o extrato de oleuropeína em pó em concentração de 80%. Esses cálculos já estão previamente detalhados no item 5. Desta forma a receita anual é R\$ 260.165.191,68 conforme constatado na Tabela 72.

Tabela 72 - Receita Anual

Produtos	Quantidade (kg/dia)	Preço de venda (R\$/kg)	Valor anual (R\$/ano)
Oleuropeína em pó	373,44	1.968,00	260.165.191,68
Total	-	-	260.165.191,68

Fonte: Autores (2024)

15 VIABILIDADE ECONÔMICA

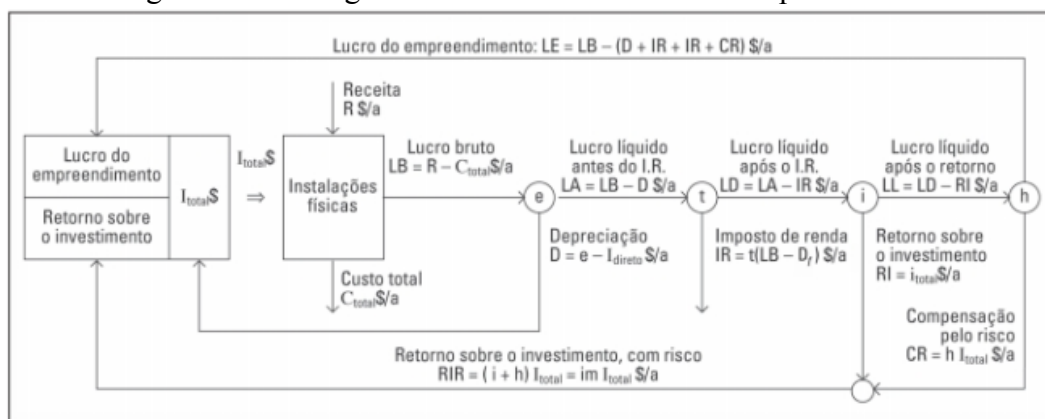
Avaliar a viabilidade econômica de um empreendimento é essencial para determinar se a implementação do projeto é financeiramente possível e se pode gerar lucros positivos ao longo do tempo. Neste contexto, após a análise econômica onde se levantou os principais custos anuais e de início de projeto e a receita da comercialização, será conduzida a análise da viabilidade econômica da instalação de uma indústria de extração de oleuropeína 80% a partir das folhas de oliveira instalada na cidade de Bagé-RS.

Será utilizado o critério de avaliação do Lucro do Empreendimento (LE) baseado no modelo de Venture Profit. Esse lucro relativo avalia o benefício de investir em um processo industrial com riscos comerciais, comparando-o com um investimento mais seguro que oferece um retorno garantido, sem riscos (PERLINGEIRO, 2005). O cálculo do lucro do empreendimento envolve a análise do lucro bruto (LB), depreciação (D), imposto de renda (IR), retorno do investimento alternativo (IA) e a compensação pelo risco (CR). Essas variáveis estão equacionadas na Equação (15.1).

$$LE = LB - (D + IR + IA + CR) \quad (15.1)$$

Assim, os tópicos subsequentes buscam esclarecer as variáveis mencionadas, oferecendo uma análise mais detalhada de sua essência e relevância para o empreendimento. É crucial destacar que as conversões monetárias de real para dólar foram executadas utilizando uma taxa de câmbio de R\$4,96 por dólar americano e, quando necessário, a taxa de câmbio para o euro foi de R\$4,51, tais valores também foram utilizados no tópico anterior. Para ilustrar o que seria essa avaliação da viabilidade econômica, traz-se a Figura 63. Também foi utilizado a tabela no ANEXO F.11.

Figura 63 - Fluxograma ilustrativo do Lucro do Empreendimento



Fonte: Perlingeiro (2005)

15.1 INVESTIMENTO TOTAL

O investimento total (I_{total}) abrange os custos associados à construção da fábrica, bem como os custos relacionados ao início das operações e à produção da empresa. De acordo com Perlingeiro (2005), o cálculo do investimento total é realizado pela Equação 15.2, a qual compreende o investimento fixo (I_{fixo}), o investimento em capital de giro (I_{giro}) e o investimento inicial ($I_{partida}$). Também o I_{total} compreende ao valor do ISLB multiplicado pelo fator 2,34.

$$I_{total} = I_{fixo} + I_{giro} + I_{partida} \quad (15.2)$$

Desta forma, o investimento total calculado é de R\$187.514.670,31, para melhor compreensão será aberto 3 subtópicos para que se entenda o cálculo de cada variável da equação.

15.1.1 Investimento fixo

O investimento fixo é equacionado da forma como está expresso na Equação 15.3. Segundo Perlingeiro (2005) esse tipo de investimento compreende todos os custos relacionados ao investimento direto e indireto que serão equacionados a seguir.

$$I_{fixo} = I_{direto} + I_{indireto} \quad (15.3)$$

O investimento direto (I_{direto}) corresponde à soma dos investimentos em ISBL e OSBL. Para calcular o ISBL, foram considerados os custos com equipamentos do processo, equipamentos auxiliares e instrumentação, juntamente com os fatores de Lang (f_L), depreciação (f_D) e transferência (f_T), que, neste projeto, foram assumidos como 4,1, 1 e 1 (valores obtidos pelas equações e tabela descritos por Perlingeiro (2005)), respectivamente. Por outro lado, o cálculo do OSBL incluiu os custos com construção civil, estocagem, estruturas auxiliares, utilidades e serviços, conforme descrito pelas Equações 15.4 e 15.5.

$$I_{direto} = ISBL + OSBL \quad (15.4)$$

$$ISBL = f_L * f_D * f_T * \Sigma(\text{Custos com equipamentos}) \quad (15.5)$$

O OSBL (Outside Battery Limits) refere-se aos investimentos em itens relacionados ao processo, mas localizados fora da área de processamento. Isso inclui edificações para equipamentos, instalações auxiliares, oficinas de manutenção, serviços gerais, melhorias na

planta, serviços de utilidades, facilidades, e investimentos no terreno onde a planta é construída. Conforme Perlingeiro (2005), pode-se obter multiplicando o ISBL por 0,45

Em relação aos investimentos indiretos (*Iindireto*), que abrangem despesas com projetos e custos eventuais, estimou-se que correspondem a 25% do investimento direto (ANEXO F.11). Portanto, o ISBL foi calculado em R\$80.134.474,49, o OSBL em R\$36.060.513,52, o *Idireto* em R\$116.194.988,01, *Iindireto* em R\$29.048.747,00 e o investimento fixo foi orçado em R\$145.243.735,02.

15.1.2 Capital de giro

O capital de giro compreende os componentes essenciais para a operação da fábrica, como reservas de matéria-prima, armazenamento de produtos, contas a receber, fundos disponíveis para despesas gerais e obrigações financeiras, como contas a pagar e impostos. A quantia reservada para o capital de giro equivale a cerca de 15% (ANEXO F.11) do investimento total (PERLINGEIRO, 2005). Portanto, o valor correspondente ao capital de giro é de R\$28.127.200,55.

15.1.3 Investimento de partida

Conforme citado por Perlingeiro (2005), o investimento de partida compreende os recursos destinados a eventuais modificações e otimizações no processo, além de pessoal adicional para a partida e possíveis perdas ocasionais. No projeto em discussão, o investimento de partida foi estimado em 15% do investimento fixo (ANEXO F.11), resultando em um valor total de R\$14.524.373,50.

15.2 CUSTOS TOTAIS

Conforme descrito por Perlingeiro (2005), os custos totais (C_{totais}) consistem na soma de todos os custos associados ao empreendimento, incluindo os custos de produção (C_{prod}) e os custos gerais (C_{gerais}). Além disso, dentro desses custos estão incluídos vários outros elementos que serão abordados posteriormente, como os custos diretos (C_{dir}), os custos fixos (C_{fixos}), os custos com matéria-prima (C_{matprim}), os custos com utilidades (C_{util}) e outros que incorre ao empreendimento.

Custos de Produção englobam os custos variáveis, fixos e indiretos associados à produção. Os custos diretos de produção consistem nos gastos relacionados à extração em

escala industrial da oleuropeína, incluindo custos com matéria-prima, utilidades de processo, mão-de-obra, e manutenção e reparos de equipamentos.

Os custos relacionados à matéria-prima foram determinados somando todos os gastos associados às matérias-primas utilizadas na produção dos produtos em questão, totalizando R\$69.366.143,84 por ano, não sendo considerado o custo do primeiro mês que será utilizado somente o novo solvente. Quanto aos custos relacionados às utilidades, englobam serviços gerais como telefone, gás, ar comprimido, vapor, eletricidade, entre outros, totalizando R\$3.146.904,13 por ano.

Os custos com mão de obra ($C_{\text{mão de obra}}$) englobam os gastos relativos às folhas de pagamento dos funcionários e são determinados de acordo com a função de cada colaborador, incluindo os direitos trabalhistas como férias, FGTS e 13°. Este montante corresponde a R\$2.046.810,54, anualmente. Além disso, os custos com manutenção e reparo de equipamentos, de acordo com Perlingeiro (2005), podem ser estimados em 4% dos custos de investimento fixo. Portanto, esse valor corresponde a R\$5.809.749,40. Totalizando R\$7.856.559,94.

Custos fixos abrangem os gastos que persistem mesmo quando a produção é interrompida e, portanto, não estão ligados à quantidade produzida, como despesas com impostos e seguro. Conforme Perlingeiro (2005), o custo fixo é estimado em 3% dos investimentos fixos, totalizando R\$4.357.312,05 por ano.

Dessa forma, os custos de produção são calculados em R\$84.751.585,55 por ano. Custos gerais englobam os gastos associados à operação da planta industrial, incluindo custos administrativos, entre outros. Conforme Perlingeiro (2005), estes correspondem a 2,5% da receita da empresa. Portanto, os custos gerais totalizam R\$6.504.129,79 por ano. Conforme indicado por Perlingeiro (2005), o custo total é calculado pela adição dos custos de produção e dos custos gerais. Ao somar esses valores, obtemos um total de R\$91.231.049,75 por ano, em condições máximas de operação.

15.3 LUCRO BRUTO

Conforme destacado por Perlingeiro (2005), é essencial enfatizar que o lucro bruto (LB) não equivale ao lucro final da empresa, mas sim ao lucro antes dos descontos referentes aos investimentos em instalações físicas. Em outras palavras, o lucro bruto não leva em conta

os investimentos diretos, indiretos e o capital de giro. Desta forma, pode ser simplesmente calculado pela Equação 15.6.

$$LB = R - C_{\text{totais}} \quad (15.6)$$

Portanto, ao subtrair os custos totais da receita total obtém-se o valor do lucro bruto. O lucro bruto representa a margem financeira inicial antes de considerar os demais fatores mencionados na equação inicial. É importante ressaltar que o lucro bruto é um indicador significativo para analisar a eficiência operacional de uma empresa, pois mostra a capacidade de gerar receita bruta e cobrir os custos totais envolvidos em seu processo produtivo. Assim, tem-se que o lucro bruto será de R\$168.934.141,93 por ano, em condições máximas de operação.

15.4 DEPRECIAÇÃO

Ao estabelecer e operar um processo químico, é crucial levar em conta a vida útil limitada de seus equipamentos e instalações ao longo do tempo, o que, pode-se dizer, que seria acompanhar o equipamento do berço ao túmulo. Alguns equipamentos sofrem desgaste e exigem substituição antes do término da vida útil planejada, o que é conhecido como depreciação. Segundo Perlingeiro (2005), é fundamental determinar um tempo de vida útil do processo, uma vez que certos equipamentos se deterioram ao longo do tempo. Portanto, para o cálculo da depreciação, foi adotado um tempo de vida útil (n) de 10 anos. A depreciação, conforme Equação 15.7, é calculada pela razão entre o investimento direto do projeto e o tempo de vida útil.

$$D = I_{\text{direto}} / n \quad (15.7)$$

Desta forma, o valor calculado para a depreciação do empreendimento é de R\$11.619.498,80 por ano.

15.5 IMPOSTO DE RENDA

O cálculo do imposto de renda de um empreendimento é determinado pela aplicação da taxa anual de imposto de renda (t) sobre o lucro tributável, definido como a diferença entre o lucro bruto e a depreciação fiscal ($d \cdot I_{\text{direto}}$), em que " d " representa o fator de depreciação fiscal. A Equação 15.8 é empregada para calcular o imposto de renda.

$$IR = t \cdot (LB - d \cdot I_{\text{direto}}) \quad (15.8)$$

Segundo Perlingeiro (2005), para fins de cálculo, adotou-se uma taxa de imposto de renda (t) de 30% e um fator de depreciação fiscal (d) de 0,1. O lucro tributável calculado totalizou R\$157.314.643,13, enquanto a depreciação fiscal foi de R\$11.619.498,80. Portanto, o valor do imposto de renda anual foi determinado como R\$47.194.392,94.

15.6 INVESTIMENTO ALTERNATIVO

O retorno de um investimento alternativo corresponde ao lucro que a empresa obteria se optasse por investir em outro projeto em vez de alocar todos os seus recursos no cenário atual (PERLINGEIRO, 2005). O investimento alternativo é determinado pela Equação 15.9, levando em conta o investimento total calculado previamente e uma taxa de retorno (i) de 0,16 (ANEXO F.12 valor para indústria farmacêutica). Calculando-se o valor de R\$30.002.347,25.

$$IA = i \cdot Itotal \quad (15.9)$$

15.7 COMPENSAÇÃO PELO RISCO

Ao estabelecer uma empresa, há um risco comercial inerente que é assumido ao investir na indústria, e a compensação por esse risco (CR) está diretamente ligada a esse fator (PERLINGEIRO, 2005). A compensação pelo risco é determinada multiplicando-se o investimento total pela taxa de risco (h). Para a indústria deste extrato, determinou-se que ele possui um nível de risco razoável, uma vez que os processos são relativamente novos, principalmente, considerando o Brasil como base. Portanto, a taxa de risco adotada foi de 0,2 (Anexo F.13). A compensação pelo risco é calculada conforme a Equação 15.10. A compensação pelo risco calculado foi de R\$37.502.934,06.

$$CR = h \cdot Itotal \quad (15.10)$$

15.8 LUCRO LÍQUIDO

Por meio da Equação 15.1, é possível calcular o lucro do empreendimento em relação às outras variáveis estimadas, deduzidas do lucro bruto, ou seja, está sendo estimado a variável LE. Assim, determinou-se que o lucro é de R\$42.614.968,88 por ano, considerando condições de operação máximas.

15.9 FINANCIAMENTO

Para viabilizar a construção da planta industrial, é necessário realizar um financiamento para adquirir os recursos destinados à sua construção, instalação e operação, pensou-se em fazer um financiamento para os gastos com a instalação e operação de um ano da empresa, para que a empresa consiga se manter nesse primeiro período. O valor a ser financiado totaliza em R\$110.082.955,83. Nesse contexto, um financiamento será obtido junto ao Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES), direcionado a grandes empresas, cobrindo 90% do investimento necessário, enquanto os 10% restantes serão provenientes de outros investidores (considerou-se esse percentual somente para não financiar o valor total).

O financiamento será estruturado na modalidade SAC (Sistema de amortização constante), com amortizações constantes e juros decrescentes. Conforme as diretrizes estabelecidas pelo BNDES em 2023, será aplicada uma taxa composta de juros de 12,35% ao ano. A projeção do financiamento ao longo dos anos inclui informações sobre os juros, amortização, parcela anual e saldo devedor estão na Tabela 73, ela foi resumida para não ficar a representação dos meses referentes aos 10 anos do financiamento. Assim, o valor total estimado é de R\$157.524.146,69.

Tabela 73 - Simulação financiamento modalidade SAC

Mês	Prestação	Juros	Amortização	Saldo devedor
0	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 0,00	R\$ 99.074.660,24
1	R\$ 1.791.729,39	R\$ 966.107,22	R\$ 825.622,17	R\$ 98.249.038,07
12	R\$ 1.703.169,56	R\$ 877.547,39	R\$ 825.622,17	R\$ 89.167.194,20
24	R\$ 1.606.558,84	R\$ 780.936,67	R\$ 825.622,17	R\$ 79.259.728,16
36	R\$ 1.509.948,11	R\$ 684.325,94	R\$ 825.622,17	R\$ 69.352.262,12
48	R\$ 1.413.337,39	R\$ 587.715,22	R\$ 825.622,17	R\$ 59.444.796,08
60	R\$ 1.316.726,67	R\$ 491.104,50	R\$ 825.622,17	R\$ 49.537.330,04
72	R\$ 1.220.115,95	R\$ 394.493,78	R\$ 825.622,17	R\$ 39.629.864,00
84	R\$ 1.123.505,23	R\$ 297.883,06	R\$ 825.622,17	R\$ 29.722.397,96
96	R\$ 1.026.894,51	R\$ 201.272,34	R\$ 825.622,17	R\$ 19.814.931,92
108	R\$ 930.283,78	R\$ 104.661,61	R\$ 825.622,17	R\$ 9.907.465,88
119	R\$ 841.723,96	R\$ 16.101,79	R\$ 825.622,17	R\$ 825.622,01
120	R\$ 833.673,06	R\$ 8.050,89	R\$ 825.622,17	R\$ 0,00
121	R\$ 825.622,17	-R\$ 0,00	R\$ 825.622,17	R\$ 0,00

Mês	Prestação	Juros	Amortização	Saldo devedor
Totais	R\$ 157.524.146,69	R\$ 58.449.486,45	R\$ 99.074.660,24	-

Fonte: Autores (2024)

15.10 RENTABILIDADE

Com base nos cálculos anteriores, torna-se viável determinar a Taxa Mínima de Atratividade (TMA), o Valor Presente Líquido (VPL) e a Taxa Interna de Retorno (TIR). Considerando o cálculo e o risco inerente ao empreendimento, foi definida uma TMA de 11,25%, representando a taxa SELIC em janeiro de 2024. Além disso, no primeiro ano de operação, a indústria operou a 50% de sua capacidade total, pois nos primeiros seis meses, não se realizou extração da oleuropeína.

O Valor Presente Líquido (VPL) é uma análise que engloba todos os valores de um fluxo de caixa, ajustados para o presente. Os montantes futuros são descontados até a data atual, e a soma desses valores descontados é adicionada ao valor inicial do fluxo de caixa no momento inicial. Quando o VPL resultante é positivo, indica-se a viabilidade do projeto.

Portanto, ao considerar um período de 10 anos, o Valor Presente Líquido (VPL) é de R\$53.187.799,41. Quanto à Taxa Interna de Retorno (TIR), é a taxa na qual os recebimentos futuros igualam os investimentos no projeto, resultando em um VPL de zero. O investimento é considerado atrativo quando a TIR calculada excede a Taxa Mínima de Atratividade (TMA).

O CAUE (Custo Anual Uniforme Equivalente) e o VAUE (Valor Anual Uniforme Equivalente) são conceitos financeiros utilizados para analisar e comparar investimentos ou projetos ao longo de um período de tempo. O CAUE representa o custo anual constante que, se fosse pago uniformemente ao longo da vida útil do projeto, resultaria no mesmo valor presente dos fluxos de caixa do projeto. Ele é calculado considerando o custo inicial do projeto, custos de operação, manutenção e custos de encerramento, descontados para o valor presente.

Por outro lado, o VAUE é o valor anual constante que, se investido a uma determinada taxa de retorno, acumularia ao final do período o mesmo valor presente dos fluxos de caixa do projeto. Em resumo, tanto o CAUE quanto o VAUE são ferramentas cruciais para a análise financeira de projetos, permitindo uma avaliação eficiente de sua viabilidade e rentabilidade

ao longo do tempo. Os resultados das métricas apresentadas anteriormente estão na Tabela 74, enquanto o fluxo de caixa que se encontra na Tabela 75. Na Figura 64 está o gráfico do lucro cumulativo, o qual ilustra em quanto tempo o negócio começa a lucrar e se apresentar viável.

Tabela 74 - Resultados viabilidade econômica

TMA	0,1125	Ao ano
VPL	R\$ 53.187.799,41	-
TIR	18%	Ao ano
VAUE	R\$ 9.126.249,34	Ao ano
CAUE	-R\$ 9.126.249,34	Ao ano
Payback Time	5 anos	-
Payback Time Descontado	7 anos	-

Fonte: Autores (2024)

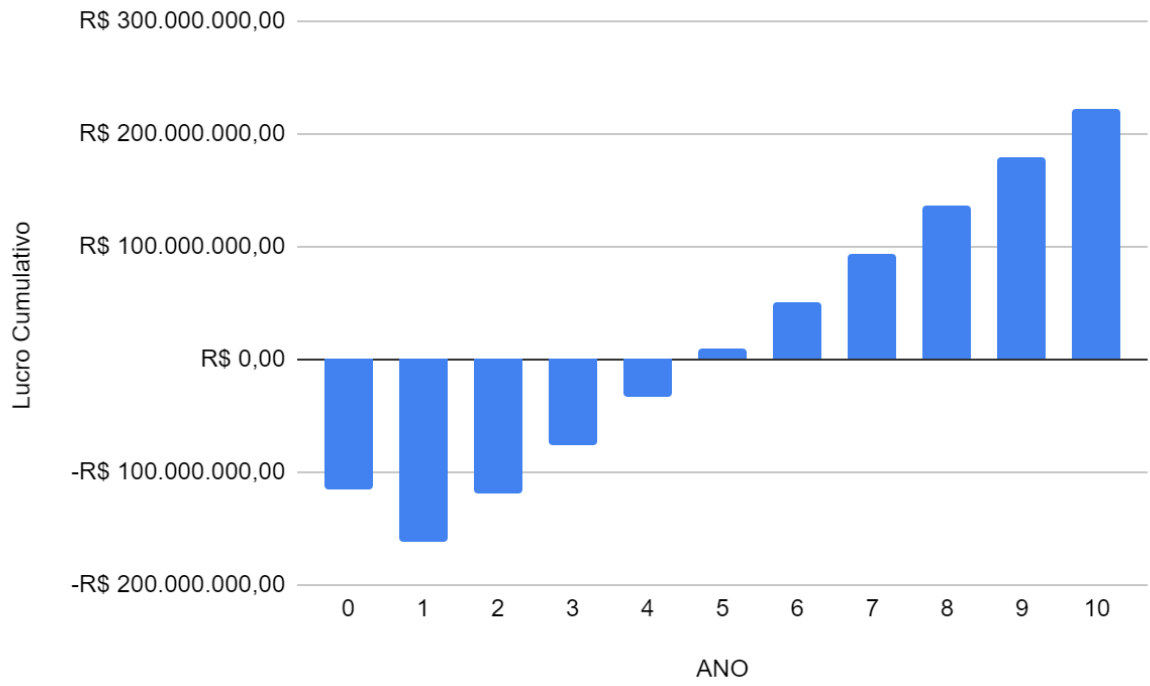
Tabela 75 - Fluxo de caixa (FC)

Ano	Fluxo (R\$)	Lucro acumulativo (R\$)	FC P/ PAYBACK TIME (R\$)	FC P/ PAYBACK TIME descontado (R\$)
0	-R\$ 115.368.844,32	-R\$ 115.368.844,32	-R\$ 115.368.844,32	-R\$ 115.368.844,32
1	-R\$ 46.166.402,78	-R\$ 161.535.247,10	-R\$ 161.535.247,10	-R\$ 156.866.734,46
2	R\$ 42.614.968,88	-R\$ 118.920.278,22	-R\$ 118.920.278,22	-R\$ 122.434.743,45
3	R\$ 42.614.968,88	-R\$ 76.305.309,35	-R\$ 76.305.309,35	-R\$ 91.484.639,17
4	R\$ 42.614.968,88	-R\$ 33.690.340,47	-R\$ 33.690.340,47	-R\$ 63.664.320,71
5	R\$ 42.614.968,88	R\$ 8.924.628,41	R\$ 8.924.628,41	-R\$ 38.657.292,88
6	R\$ 42.614.968,88	R\$ 51.539.597,29	R\$ 51.539.597,29	-R\$ 16.179.065,63
7	R\$ 42.614.968,88	R\$ 94.154.566,17	R\$ 94.154.566,17	R\$ 4.026.082,47
8	R\$ 42.614.968,88	R\$ 136.769.535,05	R\$ 136.769.535,05	R\$ 22.188.013,35
9	R\$ 42.614.968,88	R\$ 179.384.503,92	R\$ 179.384.503,92	R\$ 38.513.344,47
10	R\$ 42.614.968,88	R\$ 221.999.472,80	R\$ 221.999.472,80	R\$ 53.187.799,41

Fonte: Autores (2024)

Ao examinar a Tabela 74, percebe-se o *payback*, uma métrica empregada na avaliação do período necessário para recuperar o investimento inicial de um projeto. O *payback* determinado para a implementação e operação do projeto é de 5 anos, indicando que o investimento inicial nesta indústria de extração e purificação da oleuropeína será recuperado após 5 anos de operação da planta.

Figura 64 - Lucro cumulativo ao longo de 10 anos



Fonte: Autores (2024)

16 CONSIDERAÇÕES FINAIS

16.1 CONCLUSÃO

A indústria construída neste trabalho observou um potencial produto de mercado dado a expansão da cultivar de oliveira no Brasil, em especial no Rio Grande do Sul. As folhas de oliveiras são resíduos tanto na parte de cuidados da planta como do processamento industrial da azeitona, ou seja, é uma matéria-prima de valor de aquisição baixo e que mostra potencial para ser processada.

Ao se analisar a composição química das folhas, observou-se que ela apresenta um composto majoritário, que é a oleuropeína. Na literatura, tal composto é apontado como uma substância que garante manutenção de alimentos com alto teor de gordura insaturada, protegendo-os de microrganismos. Também é um composto à que se atribui muitos benefícios à saúde dos consumidores, apresenta aplicações como nutracêutico, além de poder contribuir com a melhora do valor nutricional dos alimentos e com sua conservação natural.

Com esses levantamentos preliminares a respeito do potencial da oleuropeína na saúde, buscou-se o entendimento do mercado e possível público-alvo deste produto. Verificou-se um potencial para sua comercialização como IFA, podendo ser utilizada como aditivo para medicamentos existentes ou, ainda, para o desenvolvimento de novos medicamentos. Em consonância, observou-se a pequena parcela de produção de IFA em território nacional. Assim, foi possível inferir que o produto poderia atender principalmente o mercado internacional, ao mesmo tempo que serviria como incentivo para o desenvolvimento da indústria nacional.

Assim, buscou-se um local que proporciona condições propícias para a instalação da indústria da oleuropeína. A escolha da cidade de Bagé/RS mostrou-se uma opção viável para instalação de uma indústria de extração e purificação de oleuropeína, dado a sua acentuada produção de oliveira, fonte da matéria-prima, além de ser uma cidade com infraestrutura para construção. Há de se pontuar também o incentivo para instalação industrial oferecido à cidade, caso o projeto apresente viabilidade econômica, situação que de fato ocorreu no presente projeto.

Para definição da rota tecnológica, primeiramente foi construída uma árvore de estado para levantamento das principais etapas e operações aplicadas nos processos de extração de

produtos de origem vegetal. Foi sendo aprofundada essa árvore, conforme foi olhado em outros trabalhos que se referiam ao processo de extração de oleuropeína. Decidida a forma que seria conduzido o coração do processo, a extração, começou o aprofundamento nos parâmetros que envolviam cada etapa. Assim, projetou-se o processo apresentado neste trabalho. A realização deste apanhado, através de revisão bibliográfica detalhada, permitiu otimizar e tornar eficientes cada etapa do processo, selecionando os equipamentos mais adequados para produzir a quantidade diária de 373,44 kg de oleuropeína.

Como base na rota, optou-se por processar a estimativa de folhas produzidas no Rio Grande do Sul com o intuito de possuir relevância no mercado nacional, além de que é demandada grande quantidade de folhas para produzir pouca quantidade do produto. Desta forma, foi possível dimensionar os equipamentos para garantir o processamento da matéria-prima.

A realização da análise econômica ao final do projeto foi de suma importância para atestar sua viabilidade. O estudo levou em conta custos com construção, aquisição de equipamentos e matérias-primas, custos empregatícios, dentre outros. Simultaneamente, verificou-se o tempo de retorno do investimento suficiente para quitar as despesas totais. Com esse intuito, foram calculados as seguintes variáveis: TMA de 11,25% ao ano, TIR de 18% e VPL de R\$53.187.799,41. Assim, foi possível concluir que o projeto possui viabilidade econômica e um *payback* de 5 anos.

Os resultados positivos da viabilidade econômica se dão principalmente pelo fato da matéria-prima utilizada ter um baixo custo, além de ser abundante na região próxima ao empreendimento, o que além de anular altos gastos com transporte de matéria-prima, também proporciona que a empresa tenha uma alta produção de oleuropeína por ano. Não somente, o produto final possui alto valor agregado, com preço de venda de US\$ 400,00 por 1 kg de produto, ou R\$ 1.968,00 por 1 kg (considerando uma taxa de taxa de câmbio de R\$4,92), o que evidencia o alto lucro e o baixo *payback* para a empresa. Ainda, para a escolha da rota tecnológica também foram considerados fatores como alto custo de operação que algumas possibilidades poderiam trazer, optando-se por escolhas que fossem eficientes e, ao mesmo passo, econômicas.

Desta forma, observa-se a aplicação dos conhecimentos adquiridos ao longo do curso de Engenharia Química como a avaliação das rotas tecnológicas, o projeto do processo e da unidade produtiva, a implementação do sistema de controle e instrumentação, e a análise econômica. Concluiu-se que esses conhecimentos forneceram uma base concreta para a elaboração e potencial viabilidade de um processo de extração e purificação de oleuropeína a partir das folhas de oliveira obtendo um concentrado em pó de 80%.

16.2 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Como sugestões para futuros trabalhos, o primeiro ponto de melhoria que o grupo sugere é a possibilidade de estudos com equipamentos alternativos. A exemplo, tem-se a secagem em esteira, que poderia ser trocada por um secador rotativo (embora ambos sejam bastante utilizados na indústria de erva-mate, já consolidada no RS). Também pode-se sugerir gradativamente a substituição do serviço terceirizado para a recuperação de solventes, por meio da aquisição de um destilador, por exemplo. Esta seria uma forma da empresa galgar sua autossuficiência quando já estivesse estabelecida no mercado.

Sugere-se também um estudo em escala piloto para esse processo, para conseguir entender melhor os parâmetros do processo, uma vez que neste trabalho recorreu-se às diversas referências na literatura, porém nenhuma etapa foi realizada experimentalmente. Assim, visto que cada etapa se baseia em um trabalho diferente, o estudo em escala piloto poderia dialogar de forma mais efetiva as etapas.

Por fim, a nível comercial, sugere-se elaborar uma indústria que inclua mais matérias-primas para obter outros produtos, diversificando o catálogo da empresa e que atenda às demandas do mercado, pois não se garante a comercialização total só desse extratos, assim como foi previsto no projeto.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AÇOMAR. **Tabelas Técnicas.** [s.l], 2024. Disponível em: <https://www.acomar.com.br/wp-content/uploads/2017/08/Tabelas-T%C3%A9cnicas-2011-Rev.1.pdf>. Acesso em: 28 fev. 2024

ABIAD. **Pesquisa de mercado - Suplementos Alimentares.** [s.l], 2020. Disponível em: <https://abiad.org.br/pesquisa-de-mercado-suplementos-alimentares/> Acesso em: 13 jan. 2024

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DA INDÚSTRIA DE INSUMOS FARMACÊUTICOS, ABIQUIFI. **O custo do atraso: Brasil produz apenas 5% dos insumos de medicamentos.** [s.l], 2021. Disponível em: <https://abiquifi.org.br/o-custo-do-atraso-brasil-produz-apenas-5-dos-insumos-de-medicamentos/>. Acesso em: 13 jan 2024.

A GERADORA. **Compressores de ar a diesel - de 90 a 1500 PCM.** [s.l], 2024. Disponível em: <https://www.ageradora.com.br/equipamentos/aluguel-de-compressor-de-ar/compressores-diesel/>. Acesso em 30 jan. 2024.

ÁGUAS CLARAS ENGENHARIA. **Caixa de gordura cilíndrica.** [s.l], 2024. Disponível em: <https://loja.aguasclarasengenharia.com.br/solucoes-ecologicas/caixa-de-gordura/caixa-de-gordura-circular-500-litros>. Acesso em: 02 mar. 2024

AKSO. **Espectrofotômetro Digital UV/VIS - UV1720.** [s.l], 2024. Disponível em: <https://loja.akso.com.br/produtos/espectrofotometros/espectrofotometro-digital-uvvis-uv1720>. Acesso em: 13 fev. 2024.

ALBA, José M. F.; FLORES, Carlos A.; WREGGE, Marcos S. **Zoneamento Edafoclimático da Olivicultura para o Rio Grande do Sul.** 1. ed. Brasília: EMBRAPA, 2013. 90 p. Disponível em: <https://www.agricultura.rs.gov.br/upload/arquivos/202107/28143415-zoneamento-edafoclimatico-oliveira-2013.pdf>. Acesso em: 05 mar. 2024.

ALFAMEC. **Catálogo de produtos ALFAMEC soluções ambientais.** [s.l], 2018. Disponível em: <https://alfamec.com.br/wp-content/themes/alfamec/imagens/Catalogo-Alfamec-2017.pdf>. Acesso em: 28 jan. 2024.

ALFA LAVAL. **Como funciona a separação centrífuga.** [s.l], 2017. Disponível em: <https://www.alfalaval.com.br/produtos/separacao/separadoras-centrifugas/separadoras/innovacoes-separadoras/separator-innovator/how-separation-works/>. Acesso em 28 jan. 2024.

ALIBABA. **500 toneladas de capacidade maize os preços do tanque de armazenamento de aço vertical.** [s.l], 2023. Disponível em: https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Silos-60840507963.html?spm=a2700.galleryofferlist.p_offer.d_image.1add3463IrxjWN&s=p. Acesso em: 03 dez. 2023.

ALIBABA. **40 bar Electric Motor Centrifugal High Pressure Horizontal Multistage Booster Water Pump.** [s.l], 2024. Disponível em: https://www.alibaba.com/product-detail/High-Pressure-Centrifugal-Pump-40-Bar_160029178

9685.html?spm=a2700.galleryofferlist.p_offer.d_image.3f01704f1pZ70q&s=p. Acesso em: 10 mar. 2024.

ALIBABA. **air cooled high temperature oil heat pump RY65-40-200**. [s.l], 2024. b. Disponível em: https://www.alibaba.com/product-detail/air-cooled-high-temperature-oil-heat_60836007548.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.3f965fa52B8fNL. Acesso em: 10 mar. 2024.

ALIBABA. **Factory Outlet Automatic Disc Stack Industrial Juice Disc clarifier Centrifuge**. [s.l], 2023. e. Disponível em: https://www.alibaba.com/product-detail/Factory-Outlet-Automatic-Disc-Stack-Industrial_1600475180703.html?spm=a2700.galleryofferlist.p_offer.d_title.583caab3aFcpV5&s=p. Acesso em: 28 jan. 2024.

ALIBABA. **Hot selling oleuropein natural oleuropein powder oleuropein for weight loss**. [s.l], 2023. b. Disponível em: https://www.alibaba.com/product-detail/Oleuropein-Hot-Selling-Oleuropein-Natural-Oleuropein_1600770890078.html?spm=a2700.galleryofferlist.p_offer.d_title.333a2ec9WXGSx8&s=p. Acesso em: 18 abr. 2024.

ALIBABA. **Mandioca Banana Chip Pimenta Preta Carvão Briquete Red Chilli Transportador Mesh Belt Dryer Máquina De Secagem Sri Lanka**. [s.l], 2023. c. Disponível em: https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Cassava-1600929482937.html?spm=a2700.galleryofferlist.p_offer.d_image.5ae844abHnNKPn&s=p. Acesso em: 30 nov. 2023.

ALIBABA. **Sistema Membrana Ultrafiltração Equipamento 10000 Lph Sistema Uf Tratamento De Água Industrial Alta Rendimento De água**. [s.l], 2023. f. Disponível em: https://www.alibaba.com/product-detail/Ultrafiltration-Membrane-System-Ultrafiltration-Equipment-10000_1600938646673.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.7d9b7dbcoSoJqx. Acesso em: 03 dez. 2023.

ALIBABA. **Olive Leaf Extract Oleuropein 20% Hydroxytyrosol 20%**. [s.l], 2023. a. Disponível em: https://www.alibaba.com/product-detail/olive-leaf-extract-oleuropein-20-extract_60786646173.html?spm=a2700.galleryofferlist.p_offer.d_title.333a2ec9WXGSx8&s=p. Acesso em: 18 abr. 2024.

ALIBABA. **Plastic magnet conveyor belt feeder**. [s.l], 2024. a. Disponível em: https://www.alibaba.com/product-detail/Plastic-magnet-conveyor-belt-feeder-with_1600572320926.html. Acesso em: 10 fev. 2024.

ALIBABA. **Sistema de nanofiltração para tratamento de água**. [s.l], 2023. g. Disponível em: https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Nanofiltration-60560038435.html?spm=a2700.shop_p_lgr.41413.17.24672510uBSLO4. Acesso em: 20 jan. 2024.

ALMEIDA, Gabriela T. F. **Mapeamento do cultivo da oliveira no estado do Rio Grande do Sul**. 2018. 42 p. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Agronomia) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, RS, 2018. Disponível em:

<https://www.agricultura.rs.gov.br/upload/arquivos/201901/22113228-tcc-mapeamento-do-cultivo-da-oliveira-no-estado-do-rs.pdf>. Acesso em: 20 ago 2023.

ALVES, Jonathan *et al.* Biomassa de Oliveira: Cenário e atual perspectivas. In: DE OLIVEIRA, Robson José (Org.). **Agricultura em foco: Tópicos em manejo, fertilidade do solo e impactos ambientais**. SP: Editora Científica Digital, 2020. p. 65-79. Disponível em: <https://www.editoracientifica.com.br/artigos/biomassa-de-oliveira-cenario-e-atual-perspectiva>. Acesso em: 16 abr. 2024.

AMBROSINI, Larissa B. *et al.* **Cadastro olivícola do Rio Grande do Sul 2022**. Porto Alegre, v. 13, p. 30, 2022. Disponível em: <https://www.agricultura.rs.gov.br/upload/arquivos/202208/25095747-circular-tecnica-13-cadaastro-olivicola-2022-final.pdf>. Acesso em: 13 abr. 2024.

AMIOT, Marie J.; FLEURIET, Annie.; MACHEIX, Jean J. Importance and evolution of phenolic compounds in olive during growth and maturation. **J. Agric. Food Chem.** [s.l], v. 34, p. 823-826, set. 1986. Disponível em: <https://pubs.acs.org/doi/10.1021/jf00071a014>. Acesso em: 13 abr. 2024.

ANSARI, Mehdi; KAZEMIPOUR, Maryam; FATHI, S. Development of a Simple Green Extraction Procedure and HPLC Method for determination of Oleuropein in Olive Leaf Extract Applied to a Multi-Source Comparative Study. **Journal of the Iranian Chemical Society**, Kerman, v. 8, n. 1, p. 38-47, fev. 2010. Disponível em: <https://link.springer.com/article/10.1007/BF03246200>. Acesso em: 13 abr. 2024.

ANVISA, Agência Nacional de Vigilância Sanitária. **Resolução de Diretoria Colegiada: RDC nº 359 de 27 de março de 2020**. Institui o Dossiê de Insumo Farmacêutico Ativo (DIFA) e a Carta de Adequação de Dossiê de Insumo Farmacêutico Ativo (CADIFA). Diário Oficial da União, Brasília, DF, n. 63, 1 abr. 2020. Disponível em: http://antigo.anvisa.gov.br/documents/10181/2961691/RDC_359_2020_.pdf/f860edb5-8168-48dc-acfd-ce7e8e7344e4. Acesso em: 17 abr. 2024.

ANVISA, Agência Nacional de Vigilância Sanitária. **Resolução nº 725, de 1º de julho de 2022**. Dispõe sobre os aditivos alimentares aromatizantes. Diário Oficial da União, Brasília, DF, n. 126, 6 jul. 2022. Disponível em: http://antigo.anvisa.gov.br/documents/10181/2718376/RDC_725_2022_.pdf/fa9a9a0a-9e30-4c2b-8386-04b5533aa934. Acesso em: 17 abr. 2024.

ARAUTERM. **Tanque de condensado horizontal**. [s.l], 2024. Disponível em: <https://arauterm.com.br/manuais/tanque-de-condensado-horizontal-134356.pdf>. Acesso em: 01 mar. 2024.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **ABNT NBR 5626**: Instalação predial de água fria. Rio de Janeiro: ABNT, 1998.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **ABNT NBR 6493**: Emprego de cores para identificação de tubulações industriais. Rio de Janeiro: ABNT, 1994.

BARÃO, Carlos Eduardo. **Inclusão molecular da oleuropeína e do Butil Hidroxianisol (BHA) em alfa e beta ciclodextrinas**. 2008. 123f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Estadual de Maringá, Maringá, PR, 2008.

BARBOSA, Eduardo José. **Dimensionamento do eixo do impelidor em sistemas de agitação e mistura para processos industriais**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP, 2004. Disponível em: <https://repositorio.unicamp.br/Busca/Download?codigoArquivo=476522&tipoMidia=0>. Acesso em: 15 abr. 2024.

BART, Hans-Jörg; PILZ, Stephan. **Industrial Scale Natural Products Extraction**. 1. ed. Weinheim:Wiley, 2011. 484 p.

BAZINET, Laurent; DOYEN, Alain. Antioxidants, mechanisms, and recovery by membrane processes. **Critical reviews in food science and nutrition**, [s.l.], v. 57, n. 4, p. 677-700, 2017.

BERMO. **Trocadores de calor casco e tubo helicoidais BCTH**. [s.l.], 2024. Disponível em: <https://bermo.com.br/produtos/detalhes/trocadores-de-calor-casco-e-tubo-helicoidais-bcth/>. Acesso em: 07 jan. 2024

BHATTACHARYA, S. **Snack Foods: Processing and Technology**. 1. ed. Academic Press, 2022. 550 p.

BINDES, Marlon Menezes Maciel. **Processamento do extrato de chá verde aplicando filtração por membranas**. 2018. 125f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, MG, 2018.

BIOSYSTEMS. **Micronizador de discos vibratórios**. [s.l.], 2024. Disponível em: <https://www.biosystems.com.br/produtos/moinho-de-disco-vibratorio-granulometria-inicial-20mm-e-final-20um-com-vaso-de-moagem-em-aco-padrao-de-100ml-400v/>. Acesso em: 10 mar. 2024.

BNDES, Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social. **Taxa de juros**. [s.l.], 2024. Disponível em: <https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/financiamento/guia/taxa-de-juros>. Acesso em: 10 mar. 2024.

BÖHMER, Bruna Wendt. **Potencial antimicrobiano e antitumoral de compostos fenólicos extraídos do bagaço oriundo da obtenção de azeite de oliva (Olea europea L.)**. 2018. 77f. Dissertação (Mestrado em Ciência e Tecnologia de Alimentos) - Universidade Federal de Pelotas, Pelotas, RS, 2018.

BRASIL. Agência Nacional de Vigilância Sanitária. **Resolução RDC nº 216, de 15 de setembro de 2004**. Regulamento Técnico de Boas Práticas para Serviços de Alimentação. Diário Oficial da República Federativa do Brasil, Brasília, DF, 16 de setembro de 2004.

BRASIL. Agência Nacional de Vigilância Sanitária. **Farmacopeia Brasileira**. 6. ed. Brasília: Agência Nacional de Vigilância Sanitária, 2019.

BRASIL. **Lei Nº 6.938, de 31 de Agosto de 1981**. Dispõe sobre a Política Nacional do Meio Ambiente, seus fins e mecanismos de formulação e aplicação, e dá outras providências. Diário Oficial da União: Brasília, DF, 2 de setembro de 1981. Disponível em: https://www.planalto.gov.br/ccivil_03/leis/16938.htm. Acesso em: 17 abr. 2024.

ANVISA, Agência Nacional de Vigilância Sanitária. **Resolução nº 725, de 1º de julho de 2022**. Dispõe sobre os aditivos alimentares aromatizantes. Diário Oficial da União: Brasília,

DF, n. 126, 6 jul. 2022. Disponível em: http://antigo.anvisa.gov.br/documents/10181/2718376/RDC_725_2022_.pdf/fa9a9a0a-9e30-4c2b-8386-04b5533aa934. Acesso em: 17 abr. 2024.

BRENNAN, J.G. et al. **Food Processing Handbook**. 1. ed. Wiley-VCH, 2006. 607 p.

BREUNING, Raquel Luísa. **Avaliação da toxicidade crônica e reprodutiva da oleuropeína em ratos Wistar**. 2021. Tese (Mestrado em Medicina Veterinária) – Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, RS, 2021.

BRIGHTSAIL. **Herb Powder Grinding Machine**. [s.l], 2023. Disponível em: <https://www.brightsail-asia.com/Herb-Powder-Grinding-Machine-pd41378531.html>. Acesso em: 30 nov. 2023.

BROECKX, Géraldine et al. Drying techniques of probiotic bacteria as an important step towards the development of novel pharmabiotics. **International Journal of Pharmaceutics**, [s.l], v. 505, n. 1-2, p. 303-318, 2016. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.ijpharm.2016.04.002>. Acesso em: 02 out. 2023.

BRY-AIR. **Como evitar a condensação em silos de armazenamento de alimentos em pó?**. [s.l], 2023. Disponível em: <https://www.bryair.com.br/blog/como-evitar-a-condensacao-de-alimentos-em-po-nos-silos-de-armazenamento/>. Acesso em: 03 dez. 2023.

CALORISOL, **Isolamentos térmicos refratários**. Campo Belo (SP), 2004. Disponível em: <https://www.calorisol.com/hidrossicalato.htm>. Acesso em: 23 fev. 2024.

CANABARRO, Nicholas Islongo. **Secagem convectiva de folhas visando a obtenção de compostos bioativos via extração supercrítica**. 2019. 175f. Tese (Doutorado - Engenharia Química). Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, SP, 2019.

CARVALHO Jr., Roberto de. **Instalações Prediais Hidráulico-Sanitárias: Princípios básicos para elaboração de projetos**. 2.ed, São Paulo: Blucher, 2014. 289 p.

CAVALHEIRO, Caroline V. et al. Composição química de folhas de oliveira (*Olea europaea* L.) da região de Caçapava do Sul, RS. **Ciência Rural**, Santa Maria, v. 44, n. 10, p. 1874-1879, 2014. Disponível em: <https://www.scielo.br/j/cr/a/TVvTnqtrt8Lg6YbNFnJGGTn/?format=pdf&lang=pt#:~:text=Os%20resultados%20encontrados%20mostraram%20que,no%20azeite%2C%20normalmente%20em%20concentra%C3%A7%C3%B5es>. Acesso em: 13 abr. 2024.

CAYMAN CHEMICAL. **Oleuropein**. [s.l], 2024. Disponível em: <https://www.caymanchem.com/product/21220>. Acesso em: 12 abr. 2024.

CEEE, Grupo Equatorial Energia. **Tarifas e Custos dos Serviços**. [s.l], 2023. Disponível em: <https://cee.eequatorialenergia.com.br/tarIFAss-e-custos>. Acesso em: 03 mar. 2024.

ÇENGEL, Yunus A.; BOLES, Michael A. **Termodinâmica** [recurso eletrônico]. 7. ed. Porto Alegre: AMGH, 2013. Tradução: Paulo Maurício Costa Gomes. Revisão técnica: Antonio Pertence Júnior.

CETESB, Companhia Ambiental do Estado de São Paulo. **Ficha de Informação Toxicológica**. [s.l], 2012. Disponível em:

<https://cetesb.sp.gov.br/laboratorios/wp-content/uploads/sites/24/2020/12/Etanol.pdf>. Acesso em: 01 fev. 2024.

CETRO. **Empacotadora Automática Volumétrica para Pós CAPM 1000 VATP**. [s.l], 2024. Disponível em: <https://www.cetro.com.br/empacotadora-automatica-volumetrica-para-pos-capm-1000-vatp/p>. Acesso em: 22 jan. 2024.

CHECALC. **Properties Estimation Joback Method**. [s.l], 2024. Disponível em: https://checal.com/solved/property_joback.html. Acesso em: 24 jan. 2024.

CHEMSPIDER. **Oleuropein**. [s.l], 2024. Disponível em: <https://www.chemspider.com/Chemical-Structure.4444876.html>. Acesso em: 12 abr. 2024.

CHEN, Xiao D.; MUJUMDAR, Arun S. **Drying Technologies in Food Processing**. Wiley-Blackwell, 2008. 352 p. ISBN: 978-1-405-15763-6.

CLIMATE DATA. **Clima Bagé**. Rio Grande do Sul, 2023. Disponível em: <https://pt.climate-data.org/america-do-sul/brasil/rio-grande-do-sul/bage-5944/>. Acesso em: 05 nov. 2023.

COELHO, Suani T.; GOLDEMBERG, José. Alternative Transportation Fuels: Contemporary Case Studies. **Elsevier**. Encyclopedia of Energy: São Paulo, SP: USP, v. 1, p. 67-80. 2004. Disponível em: https://www.researchgate.net/publication/289825683_Alternative_Transportation_Fuels_Contemporary_Case_Studies. Acesso em: 13 abr. 2024.

CONFEDERAÇÃO NACIONAL DA INDÚSTRIA. O que é licenciamento ambiental? - **Portal da indústria**. Brasília, [s. d.]. Disponível em: <https://www.portaldaindustria.com.br/industria-de-a-z/licenciamento-ambiental/#pedir>. Acesso em: 13 jun. 2023.

CONIDI, Carmela; DRIOLI, Enrico; CASSANO, Alfredo. Membrane-based agro-food production processes for polyphenol separation, purification and concentration. **Current Opinion in Food Science**, [s.l], v. 23, p. 149-164, 2018.

CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE. **Resolução Federal CONAMA nº 237/97, de 19 de dezembro de 1997**. Dispõe sobre a revisão e complementação dos procedimentos e critérios utilizados para o licenciamento ambiental. Diário Oficial da União: Brasília, DF, 22 de dezembro de 1997. Disponível em: https://conama.mma.gov.br/?option=com_sisconama&task=arquivo.download&id=237. Acesso em: 17 abr. 2024.

COPPA, Carolina F. S. C. et al. Extraction of oleuropein from olive leaves and applicability in foods. **Quality Assurance and Safety of Crops & Foods**, Pirassununga, SP, v. 12, n. 4, p. 50-62, out. 2020. Disponível em: <https://doi.org/10.15586/qas.v12i4.779>. Acesso em: 20 jul. 2023.

COPPA, Carolina F. S. C., et al. Extração de oleuropeína a partir de folhas de oliveira utilizando solvente hidroalcoólico. **Brazilian J. Food Technol**, Campinas, v. 20, p. 9, jun. 2017. Disponível em:

<https://www.scielo.br/j/bjft/a/gZkHbtmZRjSHfrmLbrtCybD/?format=pdf&lang=pt>. Acesso em: 13 abr. 2024.

COPPA, Carolina F. S. C. **Extração de oleuropeína de folhas de oliva com solvente hidroalcoólico e efeito dos extratos sobre a estabilidade oxidativa de óleos vegetais**. 2016. 95f. Dissertação (Mestrado -Ciências da Engenharia de Alimentos) - Universidade de São Paulo, Pirassununga, 2016.

CORSAN. **Tabela tarifária para tratamento de efluentes 2023-2024**. [s.l], 2024. Disponível em: <https://www.corsan.com.br/upload/arquivos/202308/22140206-agergs-2023-2024-tabela-tarifaria.pdf>. Acesso em: 28 jan. 2024.

COZIL. **Caldeirão Industrial de Vapor**. [s.l], 2024. Disponível em: <https://cozil.com.br/produto/caldeirao-industrial/>. Acesso em: 28 jan. 2024.

CRANE, Valve. **Flow of Fluids Through Valves, Fittings & Pipe**: Technical Paper 410 Metric Version. 23. ed, Nova York:Vervante, 1988. 132 p.

CREMASCO, Marco A. **Operações unitárias em sistemas particulados e fluidomecânicos e outros trabalhos**. Editora Blucher, 2018. E-book. ISBN 9788521208563.

DALBERTO, Bianca T. et al. **Operações unitárias de separação e transporte**. Porto Alegre: SAGAH, 2021. E-book (213 p.). ISBN: 9786556902333.

DA ROSA, Débora Francesch. **Aproveitamento de membranas de osmose inversa descartadas da indústria para o reuso da purga de torres de resfriamento**. 2012. 150f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, RS, 2012.

DHIMAN, Atul; PRABHAKAR, Pramod K. Micronization in food processing: A comprehensive review of mechanistic approach, physicochemical, functional properties and self-stability of micronized food materials. **Journal of Food Engineering**, [s.l], v. 292, p. 21, 2021. ISSN 0260-8774. DOI: 10.1016/j.jfoodeng.2020.110248.

DIDÁTICA. **Agitador para 6 peneiras granulométricas (TAMIS) redondas eletromagnético**. [s.l], 2024. Disponível em: <https://www.didaticasp.com.br/agitador-para-6-peneiras-granulometricas-tamis-redondas-eletr-omagnético>. Acesso em: 14 fev. 2024.

DOMEL. **Caldeira flamotubular modelo VSLH para queima de lenha**. [s.l], 2024. Disponível em: https://domel.com.br/wp-content/uploads/2021/11/VSLH_compressed.pdf. Acesso em: 28 fev. 2024.

DUQUE, José G. **O Nordeste e as lavouras xerófilas**. 4ª ed. Fortaleza: Banco do Nordeste do Brasil, 2004. 330 p.

EMBRAPA, Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária. **Caracterização de azeites de oliva extra virgem brasileiros**. [s.l], 2019. Disponível em: <https://www.embrapa.br/busca-de-projetos/-/projeto/211164/caracterizacao-de-azeites-de-oliva-extra-virgem-brasileiros>. Acesso em: 13 abr. 2024.

ERRAGUED, Rim, et al. Integration of solvent extraction and membrane processes to produce an oleuropein extract from olive leaves. **Separation and Purification Technology**, [s.l.], v. 299, n. 15, p. 13, 2022.

ESCLAPEZ, M. D., et al. Ultrasound-assisted extraction of natural products. **Food Engineering Reviews**, v. 3, p. 108-120, 2011. Disponível em: <https://doi.org/10.1007/s12393-011-9036-6>. Acesso em: 05 set. 2023.

FAOSTAT, Organização das Nações Unidas para Agricultura e Alimentação. **Food and agriculture organization**. [s.l.], 2023. Disponível em: <https://www.fao.org/land-water/databases-and-software/crop-information/olive/es/>. Acesso em: 20 ago. 2023.

FAZFORTE, **Caixa d'água tipo taça**. [s.l.], 2024. a. Disponível em: <https://www.fazforte.com.br/caixa-dagua-tipo-taca.php>. Acesso em: 05 mar. 2024.

FAZFORTE, **Caixa d'água tubular**. [s.l.], 2024. b. Disponível em: <https://www.fazforte.com.br/caixa-dagua-tubular.php>. Acesso em: 05 mar. 2024.

FARRUGIA, Beatriz. **A eficiência das membranas de ultrafiltração**. Revista TAE, [s.l.], 8. ed. ano 2, ago/set 2012. Disponível em: <https://www.revistatae.com.br/Artigo/332/a-eficiencia-das-membranas-de-ultrafiltracao>. Acesso em: 17 abr. 2024.

FFCLRP, Fundação Faculdade de Ciências Farmacêuticas de Ribeirão Preto. **Ficha de Informações de Segurança de Produtos Químicos (FISPQ) - Etanol**. [s.l.], 2024. Disponível em: <https://sites.ffclrp.usp.br/cipa/fispq/etanol.pdf>. Acesso em: 27 fev. 2024.

FOODSERVICE. **Produtos de oxidação do azeite de oliva virgem durante o armazenamento**. Nutrição em pauta, 29 out. 2010. Disponível em: https://nutricaoempauta.com.br/lista_artigo.php?cod=1459. Acesso em: 20 jul. 2023.

FORLAB. **Centrifuga Digital até 4000 RPM, capacidade 8 tubos (10 ou 15 ml) Registro Anvisa 80815670010 Daiki**. [s.l.], 2024. Disponível em: <https://www.forlabexpress.com.br/centrifuga-digital-4-000rpm-ionlab/>. Acesso em: 14 fev. 2024.

FRESH. **Vegetable Centrifugal Dewatering Machine**. [s.l.], 2023. Disponível em: <https://vegetable-machine.com/product/vegetable-centrifugal-dewatering-machine>. Acesso em: 23 dez. 2023.

FUMAGALLI, Fabíola Moriyama. **Estudo da secagem de sementes de brachiária brizantha**. 2007. 149f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Centro de Ciências Exatas e de Tecnologia, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, SP, 2007.

GARCÍA-SALAS, Patricia, et al. Phenolic-compound-extraction systems for fruit and vegetable samples. **Molecules**, v. 15, p. 8813-8826, 2010. Disponível em: <https://doi.org/10.3390/molecules15128813>. Acesso em: 05 set. 2023.

GRAIN SYSTEMS. **SILOS FUNDO CÔNICO EVO 50**. [s.l.], 2023. Disponível em: https://www.grainsystems.com/pt_SA/produtos/armazenagem-de-graos/silos-fundo-conico-evo-50.html. Acesso em: 29 nov. 2023.

GRUNBERG, L.; NISSAN, A. H. **Mixture law for viscosity**. Nature, v. 164, n. 4175, p. 799–800, 1949.

GUIDELINE, ICH Harmonised Tripartite. **Impurities: Guideline for residual solvents Q3C (R5)**. Current Step, [s.l], v. 4, p. 1-25, 2005. Disponível em: <https://www.pmda.go.jp/files/000156308.pdf>. Acesso em: 15 abr. 2024.

GÜMÜŞBULUT, Gülin. **Extração da oleuropeína a partir das folhas de oliveira**. 2020. 80 p. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) - Instituto de Tecnologia de Izmir, Izmir.

HABITISSIMO. **Habitissimo**. Disponível em: <https://www.habitissimo.com.br/>. Acesso em: 19 fev. 2024.

HIELSCHER. **Scale-up of Ultrasonic Extraction Processes**. [s.l], 2023b. Disponível em: <https://www.hielscher.com/scale-up-of-ultrasonic-extraction-processes.htm>. Acesso em: 15 abr. 2024.

HIELSCHER. **UIP2000hdT – 2000 Watts ultrasonicator Powerful industrial para controle do processo global**. [s.l], 2023. a. Disponível em: <https://www.hielscher.com/pt/uiip2000hdt-2000-watts-powerful-industrial-ultrasonicator-for-full-process-control.htm>. Acesso em: 15 abr. 2024.

HIELSCHER. **UIP16000 – Most Powerful Ultrasonic Processor**. [s.l], 2023c. Disponível em: https://www.hielscher.com/i16000_p.htm. Acesso em: 27 nov. 2023.

HOBART. **Catálogo de Lava-Louças**. [s.l], 2012. Disponível em: <http://www.lavaloucahobart.com.br/>. Acesso em: 28 jan. 2024.

HONG, Seong-Gi. et al. Development of Washing and Sterilization System for Leafy Vegetables. **Engineering in Agriculture, Environment and Food**, v. 3, n. 3, p. 87-92, 2010. Disponível em: https://www.researchgate.net/publication/273196721_Development_of_Washing_and_Sterilization_System_for_Leafy_Vegetables. Acesso em: 16 abr. 2024.

HONGHAO HERB. **Product: Olive Leaf Extract Powder**. [s.l], 2023. Disponível em: https://www.honghaoherb.com/products/olive-leaf-extract-20-40-hydroxytyrosol-1?_pos=1&_sid=7485a9fd4&_ss=r. Acesso em: 18 abr. 2024.

HUSSAIN, Chaudery M.; PAULRAJ, Mosae S.; NUZHAT, Samiha. Source reduction, waste minimization, and cleaner technologies. In: HUSSAIN, Chaudery M.; PAULRAJ, Mosae S.; NUZHAT, Samiha. **Source Reduction and Waste Minimization**. [s.l]: Elsevier, 2022. p. 23-59. ISBN 9780128243206. DOI: 10.1016/B978-0-12-824320-6.00002-2.

IBRAOLIVA, Instituto Brasileiro de Olivicultura. **Projeção do mercado oleícola para os próximos anos**. [s.l], 2023. Disponível em: <https://www.ibraoliva.com.br/sobre>. Acesso em: 13 abr. 2024.

IOC. **Brazil Olive Oil Imports**. [s.l], 2020. Disponível em: <https://www.internationaloliveoil.org/wp-content/uploads/2021/02/IOC-Import-profiles-Brazil-2019-20-rev0.html#import-trends-of-virgin-olive-oil-and-olive-oil-in-brazil>. Acesso em: 13 jan 2024.

IMETAL. **Transportadores: Elevador de caçambas.** [s.l], 2024. Disponível em: <https://www.imetal.ind.br/index.php/produtos/imetal/transportadores/elevador-de-ca%C3%A7ambas-detail>. Acesso em: 10 fev. 2024.

INVESTNEWS. **Calculadora de salário líquido.** [s.l], 2024. Disponível em: <https://investnews.com.br/ferramentas/calculadoras/calculadora-de-salario-liquido/>. Acesso em: 26 fev. 2024.

IQS DIRECTORY. **Pros and Cons of Fluidized Beds.** IQS Directory:2023. Disponível em: <https://blog.iqsdirectory.com/fluid-bed-dryers-3/>. Acesso em: 10 out. 2023.

JAPÓN-LUJÁN, Rafael; LUQUE-RODRIGUEZ; José M., LUQUE DE CASTRO, María D. Dynamic ultrasound-assisted extraction of oleuropein and related biophenols from olive leaves. **Journal of Chromatography A**, v. 1108, p. 76-82, 2006. Disponível em: [doi:10.1016/j.chroma.2005.12.106](https://doi.org/10.1016/j.chroma.2005.12.106). Acesso em: 05 set. 2023.

JAPÓN-LUJÁN, Rafael; LUQUE DE CASTRO, María D. Small branches of olive tree: a source of biophenols complementary to olive leaves. **Journal of Agriculture and Food Chemistry**, Córdoba, ES, v. 55, p. 4584-4588, ago. 2007. Disponível em: <https://doi.org/10.1021/jf070215t>. Acesso em: 20 jun. 2023.

JIMENEZ, Paula, et al. Oxidative stability of oils containing olive leaf extracts obtained by pressure, supercritical and solvent-extraction. **European Journal of Lipid Science and Technology**, [S.l], v. 113, p. 497-505, out. 2010. Disponível em: <https://doi.org/10.1002/ejlt.201000445>. Acesso em: 20 jul. 2023.

JUNIOR, Agenor M. **Análise do pré-processamento da erva-mate para chimarrão.** 2005. 199 f. Tese (Doutorado em Engenharia Agrícola) - Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2005. Disponível em: <https://www.ufrgs.br/alimentus1/objetos/ervamate/Arquivos/MaccariJunior,Agenor.pdf>. Acesso em: 13 abr. 2024.

KEENAN, J. H. et al. **Fundamentals of engineering thermodynamics.** 1. ed. Nova york: Wiley, 1969.

KEEY, Roger B. **Drying of Loose and Particulate Materials.** CRC Press, 1ª ed., 1992, p. 1139-1141.

KHAN ACADEMY. **Solvent properties of water.** [s.l], 2024. Disponível em: <https://www.khanacademy.org/science/biology/water-acids-and-bases/hydrogen-bonding-in-water/a/water-as-a-solvent>. Acesso em: 01 fev. 2024.

KHEMAKHEM, I., et al. Oleuropein rich extract from olive leaves by combining microfiltration, ultrafiltration and nanofiltration. **Separation and Purification Technology**, [s.l], v. 172, p. 310-317, 2017.

KINGHERB LIMITED. **Anti-Inflammatory Olive Leaf Extract 6%-80% Oleuropein 10%-50% Hydroxytyrosol.** Made-in-china, [s.l], 2024. Disponível em: <https://kingherbs.en.made-in-china.com/product/rJkUIxhdqAVg/China-Anti-Inflammatory-Olive-Leaf-Extract-6-80-Oleuropein-10-50-Hydroxytyrosol.html>. Acesso em: 13 abr. 2024.

KINGHERB LIMITED. **Olive Leaf Extract 5%-50% Hydroxytyrosol 20%-80% Oleuropein.** Made-in-china, [s.l], 2024. b. Disponível em: https://kingherbs.en.made-in-china.com/product/pebQvscwnTYH/China-Olive-Leaf-Extract-5-50-Hydroxytyrosol-20-80-Oleuropein.html?pv_id=1hrnfe0skb8e&faw_id=1hrnfip5e7a2. Acesso em: 18 abr. 2024.

KLEJDUS, Bořivoj, et al. Solid-phase/supercritical-fluid extraction for liquid chromatography of phenolic compounds in freshwater microalgae and selected cyanobacterial species. **Journal of Chromatography A**, v. 1216, p. 763-771, 2009. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.chroma.2008.11.096>. Acesso em: 05 set. 2023.

KLINGER, Justian. **How Micronization Services Help Pharmaceutical Manufacturers Innovate and Optimize.** CPS, 2022. Disponível em: <https://www.customprocessingservices.com/blog/micronization-techniques-pharmaceuticals>. Acesso em: 16 abr. 2024.

KOUDOUNAS, Konstantinos et al. Transcriptional profiling unravels potential metabolic activities of the olive leaf non-glandular trichome. **Front. Plant Sci.**, [s.l], v. 6, n. 633. p. 1–10, ago. 2015. Disponível em: <https://www.ncbi.nlm.nih.gov/pmc/articles/PMC4534801/>. Acesso em: 15 abr. 2024.

KUCERA, Jane. **Reverse osmosis: Design, Processes, and Applications for Engineers.** 2. ed, [s.l]:Wiley, 2015, 472 p.

LAMA-MUÑOZ, A., et al. Optimization of Oleuropein and Luteolin-7-O-Glucoside Extraction from Olive Leaves by Ultrasound-Assisted Technology. **Energies**, [S.l.], v. 12, n. 13, p. 2486, 2019. Disponível em: <https://doi.org/10.3390/en12132486>. Acesso em: 26 jan. 2024.

LE FLOCH, F., et al. Supercritical fluid extraction of phenol compounds from olive leaves. **Talanta**, [s.l], v. 46, n. 5, p. 1123-1130, 1998.

LE TUTOUR, Bernard; GUEDON, Didier. Antioxidant activities of *Olea Europaea* leaves and related phenolic compounds. **Phytochemistry**, Carros Cedex, FR, v. 31, n. 4, p. 1173-1178, jul. 1991. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/003194229280255D>. Acesso em: 13 abr. 2024.

LEWINE, Howard E. **Is extra-virgin olive oil extra healthy?** Boston: Harvard Health Publishing, 2021. Disponível em: <https://www.health.harvard.edu/nutrition/is-extra-virgin-olive-oil-extra-healthy>. Acesso em: 18 jun. 2023.

LG. **Air cooled scroll chiller.** [s.l], 2024. Disponível em: https://www.lg.com/global/business/download/resources/sac/Catalogue_LG%20Air-Cooled%20Scroll%20Chiller_220.380.460V.pdf. Acesso em: 03 mar. 2024.

LIMA, Rogério B. et al. **Heat stress causes alterations in the cell-wall polymers and anatomy of coffee leaves (*Coffea arabica* L.).** Carbohydrate Polymers, [s. l.], v. 93, n. 1, p. 135–143, 2013. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.carbpol.2012.05.015>.

LORINI, Alexandre. **Perfil metabólico de folhas de cultivares de oliveiras nas diferentes estações do ano**. 2018, 85f. Dissertação (Mestrado em Ciência e Tecnologia de Alimentos) – Universidade Federal de Pelotas, Pelotas, RS, 2018.

LUMILABOR. **Estufa Bacteriológica Digital Com Timer Temperatura De Trabalho +5 Até 70°C Ref Ssb**. [s.l], 2024. Disponível em: https://www.lumilabor.com.br/equipamentos/estufa-bacteriologica-digital-com-timer-temperatura-de-trabalho-5-ate-70-c-ref-ssb?variant_id=5985&parceiro=6858&gclid=Cj0KCCQiAw6yuBhDrARIsACf94RXwO6Hr_3ROnSc8uLzAa-5fE4wtlJn-HdNAR69N60C9FvAOjQXMooaAiTNEALw_wcB. Acesso em: 14 fev. 2024.

LUQUE DE CASTRO, M.D.; PRIEGO-CAPOTE, F. Soxhlet extraction: Past and present panacea. **Journal of Chromatography A: Elsevier**. v. 1217, p. 2383–2389, abr. 2010. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0021967309016884>. Acesso em: 18 abr. 2024.

MABILY, **Tanque de mistura 2000 L**. [s.l], 2024. Disponível em: <https://drive.google.com/file/d/1yWO3njkdZmjGWG8FkfWWftjGYzZAJ-zY/view>. Acesso em: 10 mar. 2024

MACINTYRE, J. **Instalações Hidráulicas Prediais e Industriais**, 4. ed. Grupo GEN, 2010. E-book. ISBN 978-85-216-1964-2. Disponível em: <https://integrada.minhabiblioteca.com.br/#/books/978-85-216-1964-2/>. Acesso em: 03 mar. 2024.

MANCHESTER, University. **Chemical Engineering Plant Cost Index**. [s.l], 2024. Disponível em: <https://www.training.itservices.manchester.ac.uk/public/gced/CEPCI.html?reactors/CEPCI/index.html>. Acesso em: 22 fev. 2024.

MARKETSANDMARKETS. **Market Report: Active Pharmaceutical Ingredient Market Global Forecast to 2027**. [s.l], 2023. Disponível em: <https://www.marketsandmarkets.com/Market-Reports/API-Market-263.html>. Acesso em: 10 jan. 2024.

MARKHALI, Fereshteh S.; TEIXEIRA, José A.; ROCHA, Cristina M. R. Olive Tree Leaves - A Source of Valuable Active Compounds. **Processes**, [S.l.], v. 8, n. 1177, p. 18, set. 2020. Disponível em: <https://doi.org/10.3390/pr8091177>. Acesso em: 13 abr. 2024.

MAROULIS, Zacharias B. **Food process design**. 1. ed, Boca Raton: CRC Press, 2003. 536 p.

MARTÍNEZ-NAVARRO, María E. et al. Oleuropein Degradation Kinetics in Olive Leaf and Its Aqueous Extracts. **Antioxidants**, [s.l], v. 10, n. 12, p. 11, 2021. Disponível em: <https://doi.org/10.3390/antiox10121963>. Acesso em: 16 abr. 2024.

MARTINS, Pedro Diogo Machado. **Manufacturing and experimental validation of an ultrasonic extraction process**. 2019. 97 p. Dissertação (Mestrado Integrado em Engenharia Mecânica) – Universidade do Minho, Braga, Guimarães, 2019.

MARTINY, Thamiris Renata. **Obtenção de extratos de folhas de oliveira para aplicação como agente antimicrobiano em embalagens biodegradáveis ativas**. 2021. Tese

(Doutorado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria, RS, 2021.

MEDINA-TORRES, N., et al. Ultrasound Assisted Extraction for the Recovery of Phenolic Compounds from Vegetable Sources. **Agronomy**, [s.l], v. 47, p. 1-19, 2017.

MELLO, Lucilene D.; PINHEIRO, Marcos F. Aspectos físico-químicos de azeites de oliva e de folhas de oliveira provenientes de cultivares do RS, Brasil. **Alimentos e Nutrição**, [S.l], v. 23, n.4, p. 537-548. dez. 2012. Disponível em: https://www.academia.edu/90535076/Aspectos_f%C3%ADsico_qu%C3%ADmicos_de_azeites_de_oliva_e_de_folhas_de_oliveira_provenientes_de_cultivares_do_RS_Brasil. Acesso em: 13 abr. 2024.

MERCADO LIVRE. **Capela Para Microbiologia 60 Tipo Fluxo Laminar**. [s.l], 2024. Disponível em: https://produto.mercadolivre.com.br/MLB-3296779716-capela-para-microbiologia-60-tipo-fluxo-laminar-_JM. Acesso em: 14 fev. 2024.

MINISTÉRIO DA INFRAESTRUTURA, Agência Nacional de Transportes Terrestres. **Resolução N° 5.949, de 13 de julho de 2021**. Altera o Anexo II da Resolução ANTT n° 5.867, de 14 de janeiro de 2020, em razão do disposto nos parágrafos 1° e 2° do artigo 5° da Lei n° 13.703, de 8 de agosto de 2018. Diário Oficial da União. Brasília, DF, 13 de julho de 2021. Disponível em: <https://www.in.gov.br/en/web/dou/-/resolucao-n-5.949-de-13-de-julho-de-2021-331886614>.

Acesso em: 03 mar. 2024.

MIR-CERDÀ, Aina, et al. An overview of the extraction and characterization of bioactive phenolic compounds from agri-food waste within the framework of circular bioeconomy. **TrAC Trends in Analytical Chemistry**, [s.l], v. 161, p. 1-12, abr. 2023. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.trac.2023.116994>. Acesso em: 13 abr. 2024.

MOLINA, Rojas, et al. Phenolic Compound Recovery from Grape Fruit and By-Products: An Overview of Extraction Methods. In: MORATA, Antonio; LOIRA, Iris. **Grape and Wine Biotechnology**, [s.l]: Intechopen, 2016, p. 103-123. DOI: 10.5772/64821.

MORAES, Diandra da Silva. **Insumos farmacêuticos ativos no Brasil: o novo marco regulatório**. 2020. 65f. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Farmácia) - Centro de Ciências da Saúde - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, SC, 2020. Disponível em: <https://repositorio.ufsc.br/bitstream/handle/123456789/218427/TCC%20II%20-%20Diandra%20da%20Silva%20Moraes.pdf?sequence=1&isAllowed=y>. Acesso em: 18 abr. 2024.

MOREIRA, Daniel A. **Administração da produção e operações**. 2. ed. São Paulo: Cengage Learning, 2006. 640 p.

MUJUMDAR, Arun S. **Drying Fundamentals**. BAKER, C.G.J. (Org.). Industrial Drying of Foods. London: Blackie Academic & Professional, 1997. p. 7-30.

MUJUMDAR, Arun S. **Handbook of Industrial Drying**. [s.l]:CRC Press, 3. ed., 2006, 1312 p. Disponível em: <https://doi.org/10.1201/9781420017618>. Acesso em: 15 abr. 2024.

MUJUMDAR, Arun S. **Handbook of Industrial Drying**. [s.l]:CRC Press, 2. ed. v. 2. 1995. 1423 p.

NATAC GROUP. **Olive leaf extracts**. [s.l], 2018. Disponível em: <https://natacgroup.com/products/olive-extracts/>. Acesso em: 13 abr. 2024.

NOVA, Thaís Boa. **Arbequina é uma das oliveiras mais cultivadas no Brasil**. DF: EMBRAPA, 2019. Disponível em: [https://www.embrapa.br/busca-de-noticias/-/noticia/41939110/arbequina-e-uma-das-oliveiras-mais-cultivadas-no-brasil#:~:text=A%20Embrapa%20Clima%20Temperado%20\(Pelotas,refe%20rência%20em%20produção%20do%20fruto](https://www.embrapa.br/busca-de-noticias/-/noticia/41939110/arbequina-e-uma-das-oliveiras-mais-cultivadas-no-brasil#:~:text=A%20Embrapa%20Clima%20Temperado%20(Pelotas,refe%20rência%20em%20produção%20do%20fruto). Acesso em: 20 ago. 2023.

NUNES, Maria A. et al. Olive by-products for functional and food applications: challenging opportunities to face environmental constraints. **Innovative Food Science and Emerging Technologies**, Porto, PT, v. 35, p. 139-148, abr. 2016. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.ifset.2016.04.016>. Acesso em: 20 jul. 2023.

NURHADI, Bambang et al. Antioxidant Stability of Moringa Leaves Extract Powders Obtained by Cocrystallization, Vacuum Drying, and Plating. **Journal of Food Quality**, [s.l], v. 2022, n. 7, p. 10, 2022.

OMAR, Syed H. Oleuropein in olive and its pharmacological effects. **Scientia Pharmaceutica**, Buraidah, v. 78, n. 2, p. 133-154, abr. 2010. Disponível em: <https://www.ncbi.nlm.nih.gov/pmc/articles/PMC3002804/>. Acesso em: 13 abr. 2024.

ORIKASA, Takahiro et al. Impacts of hot air and vacuum drying on the quality attributes of kiwifruit slices. **Journal of Food Engineering**, [s.l], v. 125, p. 51-58, 2014.

OSTERWALDER, Alexander; PIGNEUR, Yves. **Inovação em modelos de negócios**. Rio de Janeiro: Alta Books, v. 3, p. 300, 2011. Disponível em: https://edisciplinas.usp.br/pluginfile.php/4453284/mod_resource/content/1/Business-Model-Generation.pdf. Acesso em: 13 abr. 2024.

OTERO, Deborah M. et al. Oleuropein: Methods for extraction, purifying and applying. **Revista Ceres**, [S.l], v. 67, n. 4, p. 15, ago. 2020. Disponível em: <https://doi.org/10.1590/0034-737X202067040009>. Acesso em: 13 abr. 2024.

OTERO, Deborah M. et al. Leaves of *Olea europaea* L. as a source of oleuropein: characteristics and biological aspects. **Research, Society and Development**, [S.l], v. 10, n. 13, p. 17, out. 2021. Disponível em: <https://rsdjournal.org/index.php/rsd/article/view/21130>. Acesso em: 18 jun. 2023.

PACETTA, Cosmo F. **Oliveira - A árvore da vida**. 1. ed. Mogi Guaçu: Ed. do Autor, 2007. 240 p.

PAINT & PINTURA. **QuantiQ oferece recuperação de solventes com alta tecnologia e qualidade**. [s.l], 2009. Disponível em: <https://www.paintshow.com.br/paintpintura/noticias/view/576/quantiq-oferece-recuperacao-de-solventes-com-alta-tecnologia-e-qualidade?categoria=1>. Acesso em: 25 fev. 2024.

PALAMATIC. **Moedor Industrial**. [s.l], 2023. Disponível em: <https://www.palamaticprocess.com.br/maquinas-industriais/moedor-industrial>. Acesso em: 8 jun. 2023.

PALMA, M. et al. Extraction of Natural Products: Principles and Fundamental Aspects. In: ROSTAGNO, Mauricio A.; PRADO, Juliana M. **Natural Product Extraction Principles and Applications**. Cambridge:Royal Society of Chemistry Publishing, 2013, p. 58-88.

PANJAGARI, Narender R. **Technology of Processed Foods: Fruits, Vegetables, Bakery and Confectionery**. [s.l]: INFLIBNET Centre, 2018. E-book. Disponível em: <https://ebooks.inflibnet.ac.in/ftp5/>. Acesso em: 17 nov 2023.

PARIKH, Dilip M. Vacuum drying: basics and application: part 1. **Chemical Engineering**, v. 122, n. 4, p. 48-54. abr. 2015. Disponível em: link.gale.com/apps/doc/A409833121/AONE?u=ufsm_br&sid=googleScholar&xid=cd8fee6. Acesso em: 2 out. 2023.

PEREIRA DA SILVA, Danielle F. et al. Determinação do tempo de centrifugação de repolho minimamente processado em dois tipos de centrífugas. **Revista Unimontes Científica**, [S. l.], v. 11, n. 1/2, p. 17–21, 2020. Disponível em: <https://www.periodicos.unimontes.br/index.php/unicientifica/article/view/2271>. Acesso em: 22 jan. 2024.

PERLINGEIRO, Carlos A. G. **Engenharia de Processos: Análise, simulação, otimização e síntese de processos químicos**. 1. ed. São Paulo: Editora Blucher, 2005. 208 p.

PFAUDLER, DIN AE **Reactors**. [s.l], 2023. Disponível em: https://www.gmmpfaudler.com/uploads/files/A_Pfaudler-DIN-AE-Reactors-622-4E.pdf. Acesso em: 15 abr. 2024.

PHARMACY GYAN. **Principle of vacuum Dryer**. [s.l], 2023. Disponível em: https://pharmacygyan.com/vacuum-dryer/#Principle_of_vacuum_Dryer. Acesso em: 10 out. 2023.

PIRES, A. M. M.; MATTIAZZO, M.E. **Avaliação da viabilidade de uso de resíduos na agricultura**. Jaguariúna: Embrapa, 2005. 9 p. (Circular Técnica 19)

PIRES, A. M. M.; MATTIAZZO, M. E. **Efluentes da indústria processadora de batata x preservação do meio ambiente: ênfase no uso agrícola de resíduos**. In: SEMINÁRIO BRASILEIRO SOBRE PROCESSAMENTO DE BATATAS, 2005, Pouso Alegre. Anais [...] Itapetininga: Associação Brasileira da Batata, 2005. 22p. Disponível em: http://www.abbabatabrasileira.com.br/brasil_eventos_minas2005.htm.

POCHTECA COREMAL. **Alcool Etilico-Absoluto 99% (Anidro)**. [s.l], 2024. Disponível em: <https://pochteca.net.br/alcool-etilico-absoluto-99-anidro-n-1.html>. Acesso em: 10 de jan. de 2024.

PROLAB. **Autoclave Vertical Analógica 30 Litros**. [s.l], 2024. d. Disponível em: https://www.lojaprolab.com.br/autoclave-vertical-analogica-30-litros-91502?utm_source=google&utm_medium=feed&utm_campaign=shopping&gad_source=1&gclid=Cj0KCCQiAw6yuBhDrARIsACf94RVJTkOJwKoVjlcaKwgRjFYW5KLRb04bT5CRthh1CEk5JkWJz74R-nsaAkDUEALw_wcB. Acesso em: 14 fev. 2024.

PROLAB. **Forno Mufla Com Rampas e Patamares 6,7 Litros.** [s.l], 2024. a. Disponível em:

https://www.lojaprolab.com.br/forno-mufla-com-rampas-e-patamares-6-7-litros-91114?utm_source=google&utm_medium=feed&utm_campaign=shopping&gad_source=1&gclid=Cj0KCQiAw6yuBhDrARIsACf94RVOHceMxlEzsM2VVjfmXz1jjLPseWlfhEBY1kDZAmDRKKfvHfEUic0aAuTFEALw_wcB. Acesso em: 14 fev. 2024.

PROLAB. **Microscópio Biológico Binocular 1600X Luz de Led.** [s.l], 2024. c. Disponível em:

https://www.lojaprolab.com.br/microscopio-biologico-binocular-1600x-luz-de-led-91161?utm_source=google&utm_medium=feed&utm_campaign=shopping&gad_source=1&gclid=Cj0KCQiAw6yuBhDrARIsACf94RW3MSIdzwwDz7iz8v2iylc9NRrU2oDH0OV7xDNZVTdW0miP_fwWLYaAv7FEALw_wcB. Acesso em: 14 fev. 2024.

PROLAB. **Phmetro de Bancada Faixa 0 a 14 Compensação Automática de Temperatura.** [s.l], 2024. b. Disponível em:

https://www.lojaprolab.com.br/phmetro-de-bancada-faixa-0-a-14-compensacao-automatica-de-temperatura-92833?utm_source=google&utm_medium=feed&utm_campaign=shopping&gad_source=1&gclid=Cj0KCQiAw6yuBhDrARIsACf94RUEaJ9V9EKGD3IuDPMRLwAHuz0r7GZjjBHLi1BH_IAjN6pD0h7zbuoaAgyMEALw_wcB. Acesso em: 14 fev. 2024.

PUBCHEM. **Oleuropein Uses.** 2024. Disponível em: <https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Oleuropein#section=Uses>. Acesso em 22 abr. 2024.

RAVI INTERNATIONAL. **VACUUM TRAY DRYER.** [s.l], 2024. Disponível em: <https://ravipharma.in/vacuum-tray-dryer/>. Acesso em: 17 abr. 2024.

RECEPOĞLU, Yaşar Kemal; GÜMÜŞBULUT, Gülin; ÖZŞEN, Aslı Yüksel. A comparative assessment for efficient oleuropein extraction from olive leaf (*Olea europaea* L. folium). **Turkish Journal of Engineering**, v. 7, n. 2, p. 116-124, 2023. Disponível em: <https://dergipark.org.tr/en/download/article-file/2194797>. Acesso em: 15 abr. 2024.

RETSCREEN. **Clean energy project analysis: RETScreen engineering & cases textbook.** 3. ed, Canadá: RETScreen International, 2005. 456 p. Disponível em <https://natural-resources.canada.ca/maps-tools-and-publications/tools/modelling-tools/retscreen/7465>.

RIBAS, Jessyca C. R. et al. Bioactive compounds and antioxidant activity of olive leaves grown in Paraná, Brazil. **Pesquisa Agropecuária Brasileira**, Brasília: EMBRAPA, v. 58, p. 8, out. 2022. Disponível em: <https://doi.org/10.1590/S1678-3921.pab2023.v58.03025>. Acesso em: 13 abr. 2024.

RIO GRANDE DO SUL (Estado), Secretaria de Saúde do Estado do Rio Grande do Sul. **Portaria nº 358/2016.** Dispõe sobre a documentação necessária para abertura de processos administrativos para solicitação, renovação, alteração e cancelamento de Alvará de Licença de estabelecimentos da cadeia farmacêutica no Estado do Rio Grande do Sul. Porto Alegre, RS, 07 de outubro de 2016. Disponível em: <https://saude.rs.gov.br/upload/arquivos/carga20170439/13053946-1489671764-358-cevs.pdf>. Acesso em: 17 abr. 2024.

RIO GRANDE DO SUL (Estado). Secretaria da Agricultura, Pecuária e Desenvolvimento Rural. **Porque plantar oliveiras?** Porto Alegre: Programa estadual de olivicultura, 2019. Disponível em: <https://www.agricultura.rs.gov.br/upload/arquivos/201909/26115349-folder-oliveiras-mobile.pdf>. Acesso em: 20 ago. 2023.

RISHMAWI Sabreen et al. A Comprehensive Review on the Anti-Cancer Effects of Oleuropein. **Life (Basel)**. [s.l.], v. 12, n. 8, p. 18, jul. 2022. Disponível em: <https://www.mdpi.com/2075-1729/12/8/1140>. Acesso em: 13 abr. 2024.

ROCKWELL, Fulton E.; HOLBROOK, Noel M.; STROOCK, Abraham D. **Leaf hydraulics I: Scaling transport properties from single cells to tissues**. *Journal of Theoretical Biology*, [s. l.], v. 340, p. 251–266, 2014. a. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.jtbi.2013.09.036>.

ROCKWELL, Fulton E.; HOLBROOK, Noel M.; STROOCK, Abraham D. **Leaf hydraulics II: Vascularized tissues**. *Journal of Theoretical Biology*, [s. l.], v. 340, p. 267–146 284, 2014. b. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.jtbi.2013.08.027>.

RODRIGUES, Manuel A.; CORREIA, Carlos M. **Manual da safra e contra safra do olival**. Bragança: Instituto Politécnico, 2009, 113 p.

ROETZEL, W.; SPANG, B. **C3 Typical Values of Overall Heat Transfer Coefficients**. VDI Heat Atlas, 2010, p. 75–78.

ROMERO, Concépcion et al. Quantification of bioactive compounds in Picual and Arbequina olive leaves and fruit. **Journal of the Science of Food and Agriculture**, [S.l.], v. 97, p. 1725-1732, jul. 2016. Disponível em: <https://doi.org/10.1002/jsfa.7920>. Acesso em: 13 abr. 2024.

RONDI, International Freight Forwarding. **Incoterms**. [s.l.], 2024. Disponível em: <https://www.rondi-iff.com/en/incoterms>. Acesso em 14 de Abril 2024.

ROSTAGNO, Mauricio A.; PRADO, Juliana M. **Natural product extraction principles and applications**. 1. ed. Green Chemistry Series: Royal Society of Chemistry Publishing, 2013, 500 p. Disponível em: <https://doi.org/10.1039/9781849737579-FP001>. Acesso em: 05 set. 2023.

ROTH. **Informações de segurança voluntárias em conformidade com o formato da ficha de dados de segurança segundo o regulamento (CE) n.º 1907/2006 (REACH)**. [s.l.], 2019. Disponível em: <https://www.carlroth.com/medias/SDB-7018-PT-PT.pdf?context=bWFzdGVyfHNIY3VyaXR5RGF0YXNoZWV0c3wyMzUzMTN8YXBwbGljYXRpb24vcGRmfHNIY3VyaXR5RGF0YXNoZWV0cy9oNGMvaDRmLzkwODM3Mzg2ODU0NzAucGRmfDYxNDM4MTdmNGQ3NzEyNmJiNTljYWMT1OGY4NzgyNDFlNzY5NTA5NzliYmNhZGNjYWUzMjc3NmRhOVRiNzI5ZA>. Acesso em: 13 abr. 2024.

RR AGRÍCOLA. **TRA – TIRA RAMOS AUTOMÁTICO**. [s.l.], 2023. Disponível em: <https://www.rragricola.com.br/produtos/ERVATEIROS/TRA-TIRA-RAMOS-AUTOMATIC> O. 2023. Acesso em: 29 nov. 2023.

RUFINO. **Equipamento: Calandra Industrial.** [s.l], 2024. c. Disponível em: <https://www.rufinoequipamentos.com.br/wp-content/uploads/2018/03/CALANDRA-INDUSTRIAL-RUFINO-RCI2018.pdf>. Acesso em: 28 jan. 2024

RUFINO. **Equipamento: Lavadora Extratora.** [s.l], 2024. a. Disponível em: <https://www.rufinoequipamentos.com.br/wp-content/uploads/2019/07/RLX.pdf>. Acesso em: 28 jan. 2024.

RUFINO. **Equipamento: Secador Industrial.** [s.l], 2024. b. Disponível em: <https://www.rufinoequipamentos.com.br/wp-content/uploads/2018/03/SECADOR-INDUSTRIAL-RUFINO-RSI2018.pdf>. Acesso em: 28 jan. 2024.

SACRAMENTO, R. C. F. **Transportadores contínuos para granéis sólidos.** Universidade Federal da Bahia, p. 80-101, 2015. Disponível em: http://www.transportedegraneis.ufba.br/Apostila/CAP8_TP.pdf. Acesso em: 17 abr. 2024.

SAHIN, Selin; BILGIN, Mehmet; DRAMUR, Mehmet U. Investigation of Oleuropein Content in Olive Leaf Extract Obtained by Supercritical Fluid Extraction and Soxhlet Methods. **Separation Science and Technology**, [s.l], v. 46, n. 11, p. 1829-1837, jul. 2011. Disponível em: https://www.researchgate.net/publication/238596081_Investigation_of_Oleuropein_Content_in_Olive_Leaf_Extract_Obtained_by_Supercritical_Fluid_Extraction_and_Soxhlet_Methods. Acesso em: 13 abr. 2024.

SAMYLA, Bruna. **Orçamento Terraplenagem.** [s.l], 2024. Disponível em: <https://pt.scribd.com/document/31377450/ORCAMENTO-terraplenagem#>. Acesso em: 19 fev. 2024.

SÃO PAULO. **Lei Estadual 997/76, de 31 de maior de 1976.** Dispõe sobre o controle da poluição do meio ambiente. São Paulo: SP, 1976. Disponível em: <https://www.al.sp.gov.br/repositorio/legislacao/lei/1976/original-lei-997-31.05.1976.html>. Acesso em: 18 abr. 2024.

SCHILLING, Aline; LEONHARDT, Cristina. **Operações Unitárias: Lavagem.** [s.l], 1999. Disponível em: <https://www.ufrgs.br/alimentus1/feira/opprelim/lavagem.htm>. Acesso em: 25 jun. 2023.

SCHNEIDER. **Motobomba BC-22,** [s.l], 2024. d. Disponível em: https://schneidermotobombas.blob.core.windows.net/media/321009/schneider_tabela_selecao_2024_web.pdf. Acesso em: 17 abr. 2024.

SCHNEIDER. **Motobomba BC-23,** [s.l], 2024. e. Disponível em: https://schneidermotobombas.blob.core.windows.net/media/321009/schneider_tabela_selecao_2024_web.pdf. Acesso em: 17 abr. 2024.

SCHNEIDER. **Motobomba BC-92,** [s.l], 2024. b. Disponível em: https://schneidermotobombas.blob.core.windows.net/media/321009/schneider_tabela_selecao_2024_web.pdf. Acesso em: 17 abr. 2024.

SCHNEIDER. **Motobomba SP-12,** [s.l], 2024. c. Disponível em: https://schneidermotobombas.blob.core.windows.net/media/321009/schneider_tabela_selecao_2024_web.pdf. Acesso em: 17 abr. 2024.

SCHNEIDER. **Motobomba SUB40**, [s.l], 2024. a. Disponível em: <https://schneider.ind.br/produtos/motobombas-submersas/submersas-4%E2%80%B3/sub-40/#TabeladeSeleo>. Acesso em: 05 mar. 2024.

SCHNEIDER. **Tabela de perda de carga em tubulações**. [s.l], 2024f. Disponível em: <https://www.gmfmontagens.com.br/assets/content/downloads/223f6a8672d2cc0cf78a2ee416538b4d.pdf>. Acesso em: 05 mar. 2024.

SCHNEIDER, René P.; TSUTIYA, Milton T. **Membranas filtrantes para o tratamento de água, esgoto e água de reúso**. 1. ed, São Paulo: ABES, 2001, 234p.

SCHULTZ. **Catálogo Geral de Produtos**. [s.l], 2024. Disponível em: <https://www.schulz.com.br/wp-content/uploads/2018/11/Catalogo-Motocompressores-de-Pistao-Schulz-Jet-Facil-ago-18-MI.pdf>. Acesso em: 12 fev. 2024.

SD INOX. **Tanque de aço inoxidável 200L com fundo cônico**. [s.l], 2023. Disponível em: <https://tank-inox.bg/en/produkt/250-liters-stainless-steel-wine-tank/>. Acesso em: 29 jan. 2024.

SEBRAE, Serviço Brasileiro de Apoio às Micro e Pequenas Empresas. **Como escolher um bom ponto para comércio ou indústria**. [s.l], 2022. Disponível em: <https://sebrae.com.br/sites/PortalSebrae/artigos/como-escolher-um-bom-ponto-para-comercio-ou-industria,e1d89e665b182410VgnVCM100000b272010aRCRD>. Acesso em: 15 jul. 2023.

SEDETUR, Secretaria de Desenvolvimento Econômico e Turismo do Rio Grande do Sul. **Distritos e Áreas Industriais**. [s.l], 2024. Disponível em: <https://www.rs.gov.br/carta-de-servicos/servicos?servico=1311#:~:text=Os%20terrenos%20e%20%C3%A1reas%20industriais,%C3%A0%20SEDETUR%2FSEADAP%20para%20an%C3%A1lise>. Acesso em: 12 abr. 2024.

SELIM, Samy et al. Valorizing the usage of olive leaves, bioactive compounds, biological activities, and food applications: A comprehensive review. **Frontiers in Nutrition**, [S.l.], v. 9, p. 1-27, nov. 2022. Disponível em: <https://www.frontiersin.org/articles/10.3389/fnut.2022.1008349/full>. Acesso em: 13 abr. 2024.

SEPARATORS Inc. **Centrifuges 101: Everything You Need to Know**. [s.l], 2023. Disponível em: <https://www.separatorsinc.com/everything-you-need-to-know-about-centrifuges>. Acesso em: 15 abr. 2024.

SGB, Serviço Geológico do Brasil. **Mapa Hidrogeológico do Rio Grande do Sul**. [s.l], 2024. Disponível em: <https://www.sgb.gov.br/publique/Sobre/Nossos-Enderecos/SUREG%7CPA---Mapa-Hidrogeologico-do-Rio-Grande-do-Sul---Escala-1:750.000-114.html>. Acesso em: 05 mar. 2024.

SHINTO, Toru et al. **Fine powder of hyaluronic acid or sodium hyaluronate and method of preparing thereof**. Depositante: JNC Corp. DE 3915557 A1. Depósito: 23 nov. 1989. Disponível em: <https://patents.google.com/patent/DE3915557A1/en>. Acesso em: 16 abr. 2024.

SHIRSATH, S. R.; SONAWANE, S. H.; GOGATE, P. R. Intensification of extraction of natural products using ultrasonic irradiations - a review of current status. **Chemical Engineering and Processing**, Amsterdam, v. 53, p.10-23, 2012.

SIGMA-ALDRICH. **Product Especification**. [s.l], 2024. Disponível em: <https://www.sigmaaldrich.com/specification-sheets/754/701/O8889-500MG-PW.pdf>. Acesso em: 12 abr. 2024.

SILVA, João B. C. **Método de Elementos Finitos Aplicado a Fenômeno de Transporte**. Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, Departamento de Engenharia Mecânica. Ilha Solteira, p. 18. 2009. Disponível em: https://www.feis.unesp.br/Home/departamentos/engenhariamecanica/intranet/femft_cap1.pdf. Acesso em: 22 abr. 2024.

SPOLU. **Buffet combinado - 6 e 3 cubas**. [s.l], 2024. Disponível em: <https://spolu.com.br/br/produtos/buffet--rechaud/228/buffet-combinado-6-e-3-cubas/>. Acesso em: 03 mar. 2024.

SPRENGER, Leandro. **Principais documentos de exportação**. Fazcomex, 01 abril 2024. Disponível em: <https://www.fazcomex.com.br/npe/documentos-de-exportacao/>. Acesso em: 17 abr. 2024.

STRINGAL HURNER. **Tanques PRFV**. [s.l], 2024. Disponível em: <https://stringalhurner.com.br/wp-content/pdf/catalogoPRFV.pdf>. Acesso em: 03 mar. 2024.

SÜDLAB. **Colorímetro Automático AC100 - Koehler**. [s.l], 2024. Disponível em: https://sudlab.com.br/index.php?id_product=9&controller=product. Acesso em: 13 fev. 2024.

SUN, Lin. **Polyphenol extraction from black tea by membrane filtration**. 2012. 147 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Universidade de Nova Gales do Sul, Nova Gales do Sul, Austrália, 2012. Disponível em: <https://unsworks.unsw.edu.au/entities/publication/aabe95ca-19ac-46d0-a1a9-248c3948fb58>. Acesso em: 15 abr 2024.

SWAMI, Handa S. et al. **Extraction technologies for medicinal and aromatic plants**. Trieste: United Nations Industrial Development Organization and the International Centre for Science and High Technology, 2008, 266 p. Disponível em: https://www.unido.org/sites/default/files/2009-10/Extraction_technologies_for_medicinal_and_aromatic_plants_0.pdf. Acesso em: 15 abr. 2024.

TADINI, Carmen C. et al. **Operações unitárias na indústria de alimentos**. 1. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2018. ISBN: 978-85-216-3033-3

TAN, Hai-Wei et al. Simultaneous determination of oleuropein and hydroxytyrosol in rat plasma using liquid chromatography with fluorescence detection. **Journal of Chromatography B**, Adelaide, AU, v. 785, p. 187-191, out. 2002. Disponível em: [https://doi.org/10.1016/S1570-0232\(02\)00855-3](https://doi.org/10.1016/S1570-0232(02)00855-3). Acesso em: 20 jul. 2023.

TECFAG. **Seladora Automática Contínua a Vácuo Inox - FRM980ZQS**. [s.l], 2024. Disponível em: <https://www.tecfag.com.br/seladora-automatica-continua-a-vacuoinox---frm980zqs/p>. Acesso em: 22 jan. 2024.

TECMA Tecnologia. **Tratamento por membranas**. [s.l], 2023. Disponível em: <https://www.tecma-tecnologia.com.br/web/solucoes-ambientais/reuso-de-agua/tratamento-por-membranas/>. Acesso em: 28 dez. 2023.

THE ENGINEERING TOOLBOX. **Water - Density, Specific Weight and Thermal Expansion Coefficients.** [s.l], 2024. Disponível em: https://www.engineeringtoolbox.com/water-density-specific-weight-d_595.html. Acesso em: 08 fev. 2024.

THERMOMATIC. **Desumidificadores para Indústria.** [s.l], 2024. Disponível em: <https://www.thermomatic.com.br/desumidificadores-para-industria.html>. Acesso em: 22 jan. 2024.

TOWLER, Gavin; SINNOTT, Ray. **Chemical engineering design: principles, practices and economics of plant and process design.** 1. ed, Burlington: Butterworth-Heinemann, 2008. 1237 p. Disponível em: <https://core.ac.uk/download/pdf/143491361.pdf>. Acesso em: 04 mar. 2024.

TREYBAL, Robert E. **Mass-Transfer Operations.** 3. ed, Nova York: McGraw-Hill Book Company, 1980. 800 p.

TURTON, Richard *et al.* **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Process.** 5. ed. Boston: Pearson Education, Inc., 2018, 1520p.

TZIA, Constantina; LIADAKIS, George. **Extraction optimization in food engineering.** 1. ed, [s.l]: CRC Press, 2003, 464 p. ISBN: 9780824741082.

VALMAQ. **Washmatic 1000.** [s.l], 2023. Disponível em: <https://valmaq.ind.br/equipamentos/vegetais/lavadoras/washmatic-1000/>. 2023. Acesso em: 29 nov. 2023.

VAN WYLEN, Gordon; SONNTAG, Richard; BORGNAKKE, Claus. **Fundamentos da Termodinâmica Clássica.** 1. ed, [s.l]: Edgard Blucher Ltda, 1995, 608p. ISBN: 9788521201359.

VOLZA. **List of top Global Oleuropein exporters, suppliers & manufacturers.** [s.l], 2023. Disponível em: <https://www.volza.com/p/oleuropein/manufacturers/>. Acesso em: 12 abr. 2024

WALTER, W. M.; FLEMING, H. P.; ETCHELLS, J. P. Preparation of antimicrobial compounds by hidrolisis of oleuropein from green olives. **Applied microbiology**, Washington, v. 26, n. 5, p. 773-779, nov. 1973.

WELLENKAMP, Franz-Josef. **Moagens fina e ultrafina de minerais industriais: uma revisão.** v. 75, Rio de Janeiro: CETEM/MCT, 1999. 56 p.

WECO S/A. **Catálogo de produtos: Aquecedores de água a vapor.** [s.l], 2024. Disponível em: https://weco.ind.br/site/files/Weco_Catalogo.pdf. Acesso em: 16 fev. 2024

WICHERS, Harry J.; SOLER-RIVAS, Cristina; ESPI, Juan C. Review Oleuropein and related compounds. **Journal of the Science of Food and Agriculture**, Wageningen, v. 80, n. 7, p. 1013-1023, mai. 2000. Disponível em: https://www.researchgate.net/publication/229802840_Oleuropein_and_related_compounds. Acesso em: 13 abr. 2024.

WREGGE, Marcos S. et al. **Zoneamento agroclimático para oliveira no Estado do Rio Grande do Sul.** Pelotas: EMBRAPA, 2009. 24 p.

XIE, Pu-jun, et al. Optimization of ultrasound-assisted extraction of oleuropein from *Olea europaea* L. leaf using response surface methodology. **Natural Product Research and Development**, v. 7, p. 939-944, 2012. Disponível em: <https://www.trcw.ac.cn/EN/abstract/abstract8860.shtml>. Acesso em: 13 abr. 2024.

XIE, Pu-jun, et al. Reduced pressure extraction of oleuropein from olive leaves (*Olea europaea* L.) with ultrasound assistance. **Food and Bioproducts Processing**, Beijing, v. 93, p. 29-38, jan. 2015, Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.fbp.2013.10.004>. Acesso em: 05 set. 2023.

XU, Peng et al. Study on vacuum drying kinetics and processing of the *Lonicera japonica* Thunb. aqueous extracts. **LWT - Food Science and Technology**, [s.l], v. 167, p. 1-9, 2022. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.lwt.2022.113868>. Acesso em: 30 out. 2023.

YANG, Yi; ZHANG, Fan. Ultrasound-assisted extraction of rutin and quercetin from *Euonymus alatus* (Thunb.) Sieb. **Ultrasonics Sonochemistry**, [s.l], v. 15, p. 308-313, 2008. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.ultsonch.2007.05.001>. Acesso em: 05 set. 2023.

YATEEM, Hib; AFANEH, Ibraheem; AL-RIMAWI, Fuad. Optimum Conditions for Oleuropein Extraction from Olive Leaves. **International Journal of Applied Science and Technology**, v. 4, n. 5, p. 153-157, 2014. Disponível em: <https://core.ac.uk/download/pdf/287332991.pdf>. Acesso em: 05 set. 2023.

ZANOELO, Everton F.; ABITANTE, A.; MELEIRO, Luiz A. C. Dynamic modeling and feedback control for conveyors-belt dryers of mate leaves. **Journal of Food Engineering**, v. 84, n. 3, p. 458-468, 2008. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0260877407003548>. Acesso em: 13 abr. 2024.

APÊNDICE A - MEMORIAL DE CÁLCULO DO PROCESSO

A.1 PROPRIEDADES DE SUBSTÂNCIAS E MISTURAS

A.1.1 Densidade

No artigo de Lama-Muñoz *et al.* (2019), forneceu-se uma mistura de solvente com proporções 60:40 v/v. Isso significa que, supondo uma base de 100 mL, 60 mL seriam etanol e 40 mL água. Converte-se tais volumes para massa por meio do cálculo de densidade para um composto, representado pela Equação A.1, onde m = massa do composto e V = volume do composto:

$$\rho_{\text{composto}} = m/V \quad (\text{A.1})$$

A partir da equação, entre 20 a 25 °C, $\rho_{\text{etanol}} = 0,789 \text{ g/mL}$ e $\rho_{\text{água}} = 0,998 \text{ g/mL}$

De posse da massa correspondente de cada composto, encontra-se a densidade da mistura, dividindo-se as massas pelo volume da mistura, segundo a Equação A.2:

$$\rho_{\text{mistura}} = (m_{\text{etanol}} + m_{\text{água}})/V \quad (\text{A.2})$$

No caso da mistura de solvente, $\rho_{\text{solvente}} = 0,8732 \text{ g/mL}$

Com relação à mistura de solvente com as folhas de oliveira, que ocorre no misturador e no extrator, realiza-se o mesmo cálculo da equação acima, adicionando a massa de folha na mistura. Assim, no caso da mistura de solvente e folhas, $\rho_{\text{mistura}} = 0,94 \text{ g/mL}$. Na Tabela 76 sintetiza-se as principais densidades utilizadas para os cálculos no trabalho.

Tabela 76 - Densidades dos materiais

Materiais	Densidade (g/mL)
Água gelada (10 °C)	Aprox. 0,998
Água fria (20 °C)	
Água morna (40 °C)	
Água quente (90 °C)	0,9653
Etanol (25 °C)	0,789
Solvente (25 °C)	0,8732

Materiais	Densidade (g/mL)
Mistura (folhas + solvente) (20 °C)	0,94
Folhas de oliveira <i>in-natura</i>	0,20*
Folhas de oliveira em pó	0,31*
Oleuropeína	1,50

*densidade aparente

Fonte: Autores (2024)

A.1.2 Viscosidade

O cálculo da viscosidade é muito importante para o dimensionamento de equipamentos agitadores, tais como o misturador. Para o cálculo da viscosidade da mistura de solvente e folhas, utilizou-se equação de Grunberg-Nissan (1949), os quais propuseram um modelo logarítmico Equação A.3:

$$\log \mu = x_1 \log \mu_1 + x_2 2 \log \mu_2 \quad (\text{A.3})$$

Onde:

- μ é a viscosidade da mistura;
- μ_1, μ_2 são as viscosidades dos componentes da mistura, individualmente;
- x_1, x_2 é a fração molar do composto na mistura.

Para o cálculo das viscosidades dinâmicas, utilizou-se informações da ferramenta CheCalc (2024), onde empregou-se o método Joback. Desta ferramenta, obteve-se que $\mu_1 = \mu_{etanol} = 9,56 \times 10^{-4} Pa.s$ e $\mu_2 = \mu_{água} = 8,90 \times 10^{-4} Pa.s$.

Para o cálculo das frações molares, utilizou-se do obtido para a relação fornecida por Lama-Muñoz *et al.* (2019) para o solvente, ou seja, a massa de cada composto encontrada por meio da Equação A.1 de densidade. Através das massas (m) e massas molares (M), obtém-se o número de mols (n) pela Equação A.4:

$$n = m/M \quad (\text{A.4})$$

Onde $M_{etanol} = 46,07 \text{ g/mol}$ e $M_{água} = 18,02 \text{ g/mol}$

Assim, encontra-se que $x_1 = x_{etanol} = 0,32$ e $x_2 = x_{água} = 0,68$. A viscosidade da mistura solvente encontrada, a 25 °C, é $\mu = 9,1 \times 10^{-4} Pa \cdot s$. Embora a mistura, no caso do misturador, seja de solvente e folhas, considera-se para fins de simplificação que a viscosidade da mistura é próxima a da mistura solvente.

A.1.3 Carga térmica em trocadores de calor

Para realizar o balanço de massa e energia dos trocadores de calor, sejam eles o aquecedor ou o resfriador, inicialmente calculou-se a carga térmica necessária para cada equipamento. Nos cálculos, desprezaram-se perdas de calor ao ambiente. Para trocas térmicas em que não há mudança de fases, a carga térmica foi determinada pela Equação A.5:

$$q = \dot{m} C_p \Delta T \quad (A.5)$$

Onde:

- q é a carga térmica (em watts),
- \dot{m} é a vazão mássica (em kg/s),
- C_p é a calor específico da mistura (em J/(kg°C))
- ΔT é a variação entre a temperatura final e inicial (em °C).

Vale observar que, no caso de misturas, a exemplo do solvente hidroalcoólico utilizado na extração, o calor específico da mistura é obtido por meio da Equação A.6, onde calcula-se a média ponderada entre os calores específicos das substâncias puras, sendo o pesos as frações molares de cada composto.

$$C_{p,mistura} = x_1 C_{p1} + x_2 C_{p2} \quad (A.6)$$

Onde:

- C_{p1} = calor específico da substância pura 1;
- C_{p2} = calor específico da substância pura 2;
- x_1 = fração molar da substância pura 1;
- x_2 = fração molar da substância pura 2.

Já para processos onde ocorre mudança de fase, considera-se a Equação A.7:

$$q = \dot{m} \lambda \quad (\text{A.7})$$

Onde:

- q é a carga térmica (em watts);
- \dot{m} é a vazão mássica (em kg/s);
- λ é a entalpia de transição de fase da mistura (em J/kg) para a temperatura e pressão em que ocorre a mudança de fase.

De posse das informações relativas à carga térmica, é possível dimensionar os trocadores de calor determinando-se a área de troca térmica pela Equação A.8:

$$q = UA\Delta T_{ML} \quad (\text{A.8})$$

Onde:

- Q é a carga térmica (em watts);
- U é o coeficiente global de troca térmica (em W/(m² °C));
- A é a área de troca térmica (em m²),
- ΔT_{ML} é a diferença de temperatura logarítmica média (em °C).

Por fim, o cálculo da diferença de temperatura logarítmica média (ΔT_{ML}) é dada realizado pela Equação A.9, onde os subíndices 1 e 2 são definidos conforme o tipo de escoamento (paralelo ou em contracorrente):

$$\Delta T_{ML} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln(\Delta T_2/\Delta T_1)} \quad (\text{A.9})$$

No caso, sendo escoamento em contracorrente, o cálculo das as variações de temperatura (ΔT_1 e ΔT_2) seguem através das Equações A.10 e A.11:

$$\Delta T_1 = T_{q,ent} - T_{f,sai} \quad (\text{A.10})$$

$$\Delta T_2 = T_{q,sai} - T_{f,ent} \quad (\text{A.11})$$

Onde:

- $T_{q,ent}$ = temperatura de entrada do fluido quente;
- $T_{q,sai}$ = temperatura de saída do fluido quente;

- $T_{f,ent}$ = temperatura de entrada do fluido frio;
- $T_{f,sai}$ = temperatura de saída do fluido frio.

A.2 TANQUES E RESERVATÓRIOS

A.2.1 Tanque de armazenamento de solvente (TA-201)

O solvente, uma vez recuperado por empresa terceirizada, retorna à indústria já em condições adequadas ao uso, nas proporções previstas à extração (mistura de etanol e água, nas proporções 60:40 v/v). Supondo que a empresa reabasteça a indústria diariamente, prevê-se a necessidade de um tanque de armazenamento de solvente suficiente para comportar 1 dia de operação. Do balanço global para o misturador, verifica-se a necessidade de 2.022,85 kg/h de solvente, equivalente a 48.548,4 kg (55.598,26 L) de solvente por dia. Com relação ao balanço de energia, este levará em consideração a potência da bomba utilizada para transportar 2.022,85 kg/h para o misturador. O cálculo será abordado em seção posterior de Utilidades.

O cálculo do volume teórico do tanque de mistura solvente segue semelhante ao apresentado pela Equação 10.1 abordada na seção 10.2.1, sendo, neste caso:

- $\dot{m}_i = 2022,85 \text{ kg/h}$;
- $t_{\text{operação}} = 24 \text{ h}$;
- $\rho_{\text{mistura}} = 0,8732 \text{ kg/L}$

O volume necessário de solvente por dia é 55.598,26 L. Pela Equação 10.1, o volume teórico para o tanque de armazenamento de solvente, considerando a margem de segurança de 25% da ocupação, será 74.131,02 L. Assim, optou-se por 1 tanque de armazenamento vertical de fundo plano com tampo fixo Modelo PA, de 80.000 L, da Stringal Hurner, feito de PRFV (fibra de vidro), cujas dimensões são 3.800 mm de diâmetro e 6.440 mm de altura, conforme consta no ANEXO A.21.

A.2.2 Tanque de armazenamento de permeado (TA-202)

A corrente contendo solvente e impurezas que permeia a membrana de nanofiltração é direcionada para o tanque de solvente usado para que possa posteriormente ser coletado por uma empresa terceirizada responsável pela recuperação do solvente.

Deste modo, tem-se do balanço de massa da nanofiltração, que a corrente de permeado que chegará até a unidade de armazenamento é de 2.050,47 kg/h. Sabendo que a densidade da mistura é de 0,8732 kg/L e que o tanque será esvaziado a cada 24 horas, isso corresponde a um volume total a ser armazenado de 56357,4 L/dia.

Ainda, considerando que a unidade de armazenamento irá operar com 75% da sua capacidade, tendo uma margem de segurança de 25%, o tanque precisa ter uma capacidade mínima de 75.143,2 L. Desta forma, optou-se por um tanque idêntico ao tanque de armazenamento TA-201: vertical de fundo plano com tampo fixo Modelo PA, de 80.000 L, da Stringal Hurner, feito de PRFV (fibra de vidro), cujas dimensões são 3.800 mm de diâmetro e 6.440 mm de altura, conforme consta no ANEXO A.21.

A.3 BALANÇO DE MASSA E ENERGIA ÁREA 100

A indústria projetada tem como objetivo a utilização das folhas de oliveira provenientes do cultivo e da indústria de azeite, principais fornecedores do resíduo no Rio Grande do Sul. Desta forma, os cálculos de balanço material para cada equipamento foram realizados no intuito de gerar uma quantidade, ao final do processo, de 15,575 kg/h de oleuropeína em pó, com 80% de pureza, por dia. Para tanto, demandaria-se uma quantidade de matéria-prima que se tem ao longo de todo o ano, cerca de 3.367.125 kg de folhas de oliveira. Assim, a área 100 consiste na área responsável pela preparação da matéria-prima. Dessa área, as operações unitárias que requerem atenção para o balanço de massa e energia são a centrifugação, secagem e aquecimento.

A.3.1 Balanço de massa e energia da centrífuga vertical (CE-101, CE-102 e CE-103)

Balanço de Massa

Para o balanço de massa da etapa de centrifugação, considerou-se que todo o excesso de água proveniente da lavagem é removido nesta fase.

Desta forma, sabendo que a massa de folhas que entra na lavagem pela corrente C5 é de 792,64 kg/h e a massa que sai da lavagem e entra na etapa de centrifugação pela corrente C6 é de 832,27 kg/h, pode-se determinar por um balanço de massa simples, a vazão mássica de água que sai deste estágio pela corrente C7, por meio da equação abaixo:

$$C6 - C5 = C7$$

Realizando o cálculo, determinou-se que a vazão de água que sai da etapa de centrifugação é de 39,63 kg/h.

Balanço de Energia

Através da escolha do equipamento foi possível determinar a potência consumida por cada centrífuga. Assim, para a desidratação de 832,27 kg/h de folhas que chegam na etapa de centrifugação, serão demandados 7,5 kW por hora por centrífuga, ou ainda, 180 kW por dia de trabalho, o que totaliza uma demanda de 540 kW por dia para as três centrífugas.

A.3.2 Balanço de massa e energia da secagem em esteira (SE-101) e aquecedor (H-101)

O método envolve o uso de calor para facilitar a saída das moléculas de água de dentro do material em direção ao ar, reduzindo, assim, a umidade do sólido. Na modelagem desse procedimento, são aplicados princípios de transferência de calor e massa, pois há fornecimento de energia térmica ao material a ser desidratado, juntamente com a extração da umidade do sólido. Para tanto, utilizou-se dados reais de secagem das folhas de oliveira no secador do tipo esteira, conforme trabalho de Canabarro (2019).

Foi construído a Tabela 77 abaixo para se ter um levantamento geral do processo de secagem, na qual constam dados de vazão, temperatura e umidade.

Tabela 77 - Dados para modelagem do secador do tipo esteira

Propriedade	Quantidade	Unidade
Vazão de sólido úmido	792,64	kg/h
Umidade da folha na entrada (Base Úmida)	0,6	kg de água/kg sólido úmido
Massa Sólido Seco	317,055	kg/h
Umidade do sólido na saída (Base Úmida)	0,11	kg de água/kg sólido úmido
Temperatura do ar ambiente (Temperatura de Bulbo Seco)	25	°C
Temperatura do ar saído do aquecedor (Temperatura de Bulbo Seco)	60	°C

Fonte: Autores (2023)

Para a primeira parte do balanço envolvendo a etapa de secagem, olhou-se para o ar que seria utilizado, que neste caso é o ambiente, ele não atinge a temperatura escolhida de

operação então é necessário utilizar um aquecedor para ter a temperatura de 60 °C. Nele terá o fornecimento de calor (q) que fará a elevação da temperatura de 25°C para 60 °C. As condições do ar ambiente estão na Tabela 78, a umidade absoluta e a temperatura de bulbo úmido (TBU) foram obtidas conforme a carta psicrométrica do ANEXO F.1.

Tabela 78 - Propriedades do ar ambiente

Propriedade	Quantidade	Unidade
Umidade Relativa	81	%
Umidade Absoluta	0,0175	kg de água/ kg ar seco
TBS	25	°C
TBU	22,5	°C

Fonte: Autores (2023)

Com esses dados somente é possível calcular a entalpia do ar na saída do aquecedor que será a mesma na entrada do secador. Utilizou-se o calor latente da água (λ), amplamente conhecido, de 2.501,4 kJ/kg de ar seco, na Equação A.12:

$$H2 = ((1,005 + (1,88 * UA) * (T - Tref)) + (UA * \lambda) \quad (A.12)$$

Para determinar a vazão de ar, que será constante em todo o processo, é necessário manipular as equações que estão envolvidas no processo de secagem. Para o secador foram estabelecidas as seguintes propriedades, Tabela 79.

Tabela 79 - Demais propriedades para modelagem do secador

Propriedade	Quantidade	Unidade
Temperatura saída do ar no secador	41,3	°C
Temperatura de entrada do produto	25	°C
Temperatura de saída do produto	31,3	°C
Vazão de entrada (ou saída) (Massa sólido seco)	317,055	kg/h

Fonte: Autores (2023)

A temperatura de saída do produto foi estimada pela mesma carta psicrométrica e a temperatura de saída do ar foi considerada com 10 °C a mais que a do produto. E a vazão de sólido seco foi obtida considerando a vazão de entrada de folhas, 792,4 Kg/h, pela sua umidade em base seca de 1,5 kg de água / kg sólido seco.

Definido todas as propriedades e parâmetros do processo, pode-se começar as modelagens matemáticas. A entalpia de entrada e saída do ar foi considerada a mesma que foi calculada pela Equação A.12.

Começando, finalmente, o balanço de massa do secador foi equacionado da seguinte forma:

$$m_{ia} * UA2 + m_{iss} * X1 = m_{ia} * UA1 + m_{iss} * X2 \quad (A.13)$$

Sendo:

- m_{ia} = Vazão mássica de ar (kg/h);
- m_{iss} = Vazão mássica de sólido seco (kg/h);
- $UA2$ = Umidade absoluta ar de entrada (kg de água/ kg ar seco);
- $UA1$ = Umidade absoluta ar de saída (kg de água/ kg ar seco);
- $X1$ = Umidade folha de entrada em base seca (kg água/kg s.s);
- $X2$ = Umidade folha de saída em base seca (kg água/kg s.s).

Isolando a incógnita da fração mássica de ar percebe-se que existe mais um parâmetro a ser determinado que é umidade absoluta do ar da saída. Assim, como em vários problemas de balanço é necessário o auxílio do balanço de energia para conseguir resolver esse problema. Desta forma, o balanço energético é calculado conforme equação abaixo:

$$m_{iss} * H_{p1} + m_{ia} * H_{a2} = m_{iss} * H_{p2} + m_{ia} * H_{a1} \quad (A.14)$$

Sendo:

- H_{p1} = Entalpia do sólido de entrada (kJ/kg s.s);
- H_{p2} = Entalpia do sólido de saída (kJ/kg s.s);
- H_{a1} = Entalpia do ar de saída (kJ /kg de ar seco);
- H_{a2} = Entalpia do ar de entrada (kJ /kg de ar seco).

As entalpias referente ao ar foram calculadas anteriormente, faltando somente o cálculo das entalpias relacionadas ao sólido (produto), na entrada e saída (H_{pn}), as quais são determinadas conforme Equação A.15. O subíndice n é igual a 1 para entrada e 2 para saída.

$$H_{pn} = C_{p,p} * (T - T_{ref}) + C_{p,água} * X_n * (T - T_{ref}) \quad (A.15)$$

Sendo:

- $C_{p,p}$ = Calor específico do produto (1,5 J/g°C ; média obtida de Canabarro (2019))
- T_{ref} = Temperatura de referência (normalmente se considera igual a 0 °C)
- $C_{p, água}$ = Calor específico da água (4,18 J/g°C)
- X_n = Umidade da folha em base seca (na entrada, 1, ou na saída, 2)

Manipulando as equações do balanço de massa e energia é possível chegar nos resultados expressos na Tabela 80.

Tabela 80 - Principais resultados do secador do tipo esteira

Propriedade	Quantidade	Unidade
Entalpia do ar	106,0485	kJ / kg de ar seco
Umidade absoluta ar de saída	0,02529	kg de água/ kg ar seco
Vazão de ar	56.003,57	kg/h
Vazão de saída do produto	356,370	kg/h
Entalpia produto saída	63,17	kJ/kg s.s

Fonte: Autores (2023)

A.4 BALANÇO DE MASSA E ENERGIA ÁREA 200

A área 200 consiste na área responsável pela extração da oleuropeína. Dessa área, as operações unitárias ou equipamentos que requerem atenção para o balanço de massa e energia seriam o misturador, a extração ultrassônica e a centrifugação.

A.4.1 Balanço de massa e energia do misturador (MS-201)

Balanço de Massa

Do armazenamento de folhas moídas e do tanque de armazenamento de solvente, chega aos misturadores uma corrente total $C_{11} = 178,2$ kg/h de folhas e uma corrente total $C_{13} = 2022,85$ kg/h de solvente, respectivamente. Calcula-se, então, o valor que corresponde à saída dos misturadores, a corrente $C_{mistura}$. O cálculo segue a Equação A.16 a seguir:

$$Entrada - Saída + Geração = Acúmulo \quad (A.16)$$

Como o processo não tem geração nem acúmulo, visto que toda carga dos misturadores segue para a extração, temos que a corrente de saída será dada pela soma das correntes de entrada. Assim, o balanço de massa se resume à Equação A.17.

$$\text{Entrada} = \text{Saída} \quad (\text{A.17})$$

$$(C11 + C13) = C_{\text{mistura}}$$

$$(178,2 \text{ kg/h} - 2.022,85 \text{ kg/h}) = C_{\text{mistura}}$$

$$C_{\text{mistura}} = 2.201,05 \text{ kg/h}$$

Assim, segue para a extração uma corrente de 2.201,05 kg/h composta de solvente e folhas cujo conteúdo tem-se o interesse de extrair. Para completar o balanço de massa, dividiu-se as correntes de entrada e saída pelo número de misturadores e pelo número de bateladas, a fim de se encontrar as quantidades de entrada e saída correspondentes em um único misturador:

- Para a corrente C11:

$$178,2 \text{ kg/h} / 1 \text{ misturador} = 178,2 \text{ kg/h} * \text{misturador}$$

$$178,2 \text{ kg/h} * 0,5 \text{ h/1 batelada} = 89,1 \text{ kg/batelada cada misturador}$$

- Para a corrente C13:

$$2.022,85 \text{ kg/h} / 1 \text{ misturador} = 2.022,85 \text{ kg/h} * \text{misturador}$$

$$2.022,85 \text{ kg/h} * 0,5 \text{ h/1 batelada} = 1.011,425 \text{ kg/batelada cada misturador}$$

Balanço de Energia

Conforme descrito na seção 9.2.1 levou-se em consideração a potência do motor elétrico responsável pela composição e agitação do impelidor. Sendo a potência do motorredutor de 3 cv (ou 2,2 kW), e que se utiliza um motor para o tanque de mistura, seria necessária uma potência de 2,2 kW cada misturador. Sendo o tempo da batelada 18 minutos (0,3 h), chega-se que o misturador irá requerer 0,66 kWh a cada batelada, o que corresponde a 31,68 kWh por dia, uma vez que são 48 bateladas/dia.

$$1 \text{ motores} (2,2 \text{ kW/1 motor})(0,3 \text{ h/1 batelada})(48 \text{ bateladas/1 dia}) =$$

$$= 31,68 \text{ kWh/dia}$$

No caso do trocador de calor utilizado para resfriar a corrente de solvente C13, o balanço de energia consistiu em determinar a área de troca térmica, em m², necessária para a transferência de calor. Para tanto, prosseguiu-se da seguinte forma:

- Calculou-se ΔT_1 e ΔT_2 por meio das Equações A.10 e A.11
- Calculou-se ΔT_{ML} por meio da Equação A.9
- Calculou-se, por fim, a área de troca térmica (A), por meio da Equação A.8. Neste caso do resfriador, o coeficiente global de troca térmica (U) utilizado é referente a uma faixa de valores típicos de coeficientes para trocadores de calor de casco e tubo, de acordo com Roetzel *et al.* (2010). Assim, o valor utilizado para U foi de 700 W/m²°C.

A.4.2 Balanço de massa e energia dos extratores (EXT-201 e EXT-202)

Balanço de Massa

Inicialmente, calcula-se a densidade da mistura solvente por meio da Equação A.2 apresentada no Apêndice A, seção A.1.1, através das densidades do etanol e da água, a 20 °C e 1 atm, informações estas encontradas em tabelas de propriedades físicas e termodinâmicas. Conforme razão líquido para sólido de 26 mL solvente para 2 g de folha, calcula-se a vazão mássica de solvente para extrair a demanda apresentada de folhas, pela Equação A.1, também apresentada no Apêndice A, seção A.1.1:

$$\begin{aligned}
 26 \text{ mL } (0,8732 \text{ g/mL}) &= 22,7032 \text{ g solvente para } 2 \text{ g folha} \\
 11,3516 \text{ g solvente para } 1 \text{ g folha} &= 11,3516 \text{ kg solvente para } 1 \text{ kg folha} \\
 178,2 \text{ kg folha/h } (11,3516 \text{ kg solvente/kg folha}) &= 2.022,85 \text{ kg solvente/h}
 \end{aligned}$$

O valor da corrente $C_{mistura}$ não varia, uma vez que o processo não tem geração nem acúmulo, visto que toda carga dos extratores segue para a filtração. Assim, o balanço de massa se resume à Equação A.17.

$$\begin{aligned}
 \text{Entrada} &= \text{Saída} & (A.17) \\
 C_{mistura,entrada} &= C_{mistura,saída} = 2.201,05 \text{ kg/h}
 \end{aligned}$$

Contudo, sua composição varia: na entrada são 2.201,05 kg/h, dos quais 2.022,85 kg/h seria de solvente e 178,2 kg/h seria de folhas; na saída são 2.201,05 kg/h, dos quais 2075,08 kg/h é extrato, enquanto 125,98 kg/h são os sólidos lixiviados. Isso porque se segue aqueles valores obtidos por Lama-Muñoz *et al.* (2019), onde extrai-se 29,306% dos compostos da folha, dos quais 6,991% é oleuropeína, enquanto 22,315% seriam os demais compostos solúveis (visto que 29,306 - 6,991 = 22,315%). O restante (100% - 22,315% = 77,685%) corresponde aos sólidos.

Assim, o extrato é composto de 2.022,85 kg/h de solvente, 12,457 kg/h de oleuropeína e 39,773 kg/h dos demais compostos, misturados com 125,97 kg/h de sólidos lixiviados e insolúveis. Tais valores de vazão mássica são obtidos simplesmente multiplicando as porcentagens ou frações mássicas anteriores ($x_{X,CY}$) pela vazão total da corrente em questão ($m_{T,CY}$), por meio da Equação A.18:

$$m_{X,CY} = x_{X,CY} m_{T,CY} \quad (\text{A.18})$$

- Onde, dos subíndices:

X = A, B, C ou D (oleuropeína, sólidos, solvente e demais compostos, respectivamente).

- Y = número da corrente;

Para completar o balanço de massa, dividiu-se as correntes de entrada e saída pelo número de extratores e multiplicou-se pelo número de bateladas, a fim de se encontrar as quantidades de entrada e saída correspondentes em um único extrator:

$$2.201,05 \text{ kg/h} / 2 \text{ extratores} = 1.100,525 \text{ kg/h cada extrator}$$

$$1.100,525 \text{ kg/h} * 0,5 \text{ h/1 batelada} = 550,2625 \text{ kg/batelada cada extrator}$$

Balanço de energia

Conforme comentado na seção 9.2.2, levou-se em consideração as informações fornecidas pela Hielscher para o aumento de escala. O fornecedor explicou que para o aumento de escala de um processo ultrassônico é necessário manter a “energia específica de entrada”. Este parâmetro é o insumo energético que deve ser transferido a cada 1 mL de produto para atingir os resultados esperados. Ainda segundo o fornecedor, esse parâmetro geralmente é medido em Ws/mL (= J/mL). Para extração de plantas, a energia específica de entrada é normalmente 25-50 J/mL. O cálculo para a energia específica de entrada é realizado pela Equação A.19:

$$P_1/Q_1 = P_2/Q_2 \quad (\text{A.19})$$

Sendo:

- P = potência líquida, em W;

- Q = capacidade de processamento, ou vazão volumétrica, em mL/s;
- P/Q = entrada de energia específica, em J/mL;
- 1 e 2 referem-se a dois estados diferentes das variáveis anteriores.

Considerando que cada extrator irá processar 1.100,525 kg/h de material (1.170,771 L/h ou 1.170.771 mL/h, utilizando densidade igual a 0,94 g/mL) e supondo uma energia específica de entrada dentro da faixa informada pelo fornecedor (45 J/mL), o cálculo será:

$$45 \text{ J/mL} = P_2 / (1170771 \text{ mL} / 3600 \text{ s})$$

$$P_2 = 14.634,64 \text{ W ou } 14,6 \text{ kW}$$

Assim, uma sonda de 16 kW em cada extrator seria suficiente para atender a essa potência. Sendo o tempo de batelada igual a 18 minutos (0,3 h), cada extrator necessitará de 4,8 kWh a cada batelada, o que corresponde a 230,4 kWh por dia, uma vez que são 48 bateladas/dia. Sendo 2 extratores, o módulo necessitará de 460,8 kWh por dia.

$$\begin{aligned} 2 \text{ sondas } (16 \text{ kW} / 1 \text{ sonda}) (0,3 \text{ h} / 1 \text{ batelada}) (48 \text{ bateladas} / 1 \text{ dia}) &= \\ &= 460,8 \text{ kWh} / \text{dia} \end{aligned}$$

A.4.3 Balanço de massa e energia da centrífuga de discos (CD-201)

Balanço de Massa

A centrífuga funcionará continuamente tendo como corrente de entrada a corrente proveniente do processo de extração, de 2.201,05 kg/h, composta de uma mistura de solvente, produto, sólidos lixiviados e outros compostos. Considerando os sólidos lixiviados como o único composto insolúvel na mistura, esse é separado por um processo de centrifugação.

Tendo em vista a eficiência dessa etapa e as exigências da etapa de purificação, considera-se que o material sólido é completamente removido da corrente de solvente e não ocorrem perdas de produto. Também há a consideração de que não ocorre geração nem perda de massa nessa etapa. O acúmulo é descrito pela massa de sólidos retida no interior da centrífuga. O balanço de massa pode ser apresentado pela equação:

$$\text{Entrada} - \text{Saída} + \text{Geração} = \text{Acúmulo} \quad (\text{A.20})$$

$$\text{Entrada} - \text{Acúmulo} = \text{Saída}$$

$$C_{\text{mistura,saída}} - C_{\text{sólidos}} = C_{\text{produto,saída}}$$

$$2.201,05 \text{ kg/h} - 125,97 \text{ kg/h} = C_{\text{produto,saída}}$$

$$C_{\text{produto,saída}} = 2075,07 \text{ kg/h}$$

Balanço de Energia

Para o balanço de energia, levou-se em consideração a potência do motor elétrico trifásico responsável pela rotação do eixo central da pilha de discos, de 7,5 kW. Com relação ao seu consumo de energia, será considerado que o equipamento funciona de maneira contínua, com um tempo de operação de 24 horas, demandando 180 kWh por dia.

A.5 BALANÇO DE MASSA E ENERGIA AREA 300

A área 300 corresponde à área responsável pela purificação e envase da oleuropeína. Dessa área, as operações unitárias ou equipamentos que requerem atenção para o balanço de massa e energia seriam a ultrafiltração, nanofiltração, secagem à vácuo, micronização e o envasamento.

A.5.1 Balanço de massa e energia da ultrafiltração (UF-301)

Balanço de Massa

Proveniente do processo de extração tem-se uma corrente C14 de 2075,07 kg/h composta de solvente, oleuropeína e compostos fenólicos, podendo ser discretizada como 2022,85 kg/h de solvente, 12,46 kg/h de oleuropeína e 39,77 kg/h de compostos fenólicos. Para o balanço de massa, segundo segundo Erragued *et al.* (2022), 22,3% dos compostos fenólicos ficam retidos na etapa de ultrafiltração, valor que corresponde a 8,87 kg/h de retido. Assim, é possível observar como se darão as correntes de saída do processo.

$$\textit{Entrada} - \textit{Saída} + \textit{Geração} = \textit{Acúmulo} \quad (\text{A.20})$$

Como o processo não tem geração, e considerando que o acúmulo é devido a retenção dos compostos fenólicos, temos que a corrente de saída será dada pela corrente de entrada subtraída da corrente de retido. Ressalta-se a importância do processo de ultrafiltração para garantir qualidade ao produto final. Assim, o balanço de massa se resume a Equação A.21.

$$\textit{Entrada} - \textit{Saída} = \textit{Acúmulo} \quad (\text{A.21})$$

$$C14 - C16 = C15$$

$$2075,07 \text{ kg/h} - 8,88 \text{ kg/h} = C15$$

$$C15 = 2066,12 \text{ kg/h}$$

Assim, segue para a nanofiltração uma corrente de 2066,12 kg/h composta de solvente, oleuropeína e compostos fenólicos de menor massa molecular.

Balanço de Energia

Para o balanço de energia do processo, será considerada uma bomba atrelada ao equipamento que fará a ultrafiltração, tendo a finalidade de fornecer pressão de 4 bar, requerida pelo módulo de ultrafiltração. Para o equipamento de ultrafiltração, com relação ao seu consumo de energia, será considerado um tempo de operação de 24 horas. Através de uma relação linear com as especificações do equipamento escolhido, as quais podem ser consultadas no ANEXO A.14, foi possível determinar que para a vazão necessária no processo de ultrafiltração serão despendidos 1,10 kW, e com o tempo de operação serão então 26,4 kWh diariamente.

A.5.2 Balanço de massa e energia da nanofiltração (NF-301)

Balanço de Massa

Através do estudo realizado por Erragued *et al.* (2022), considerando a remoção de contaminantes como sendo de 89.9% dos compostos fenólicos totais que chegam dessa corrente, tem-se uma corrente C15 proveniente do processo de ultrafiltração de 2066,20 kg/h, composta de oleuropeína, compostos fenólicos e solvente. Após o processo de nanofiltração serão retidos 12,46 kg/h de oleuropeína, 3,11 kg/h de compostos fenólicos e com percentual residual de solvente estimado em 1%, totalizando assim a massa de filtrado de 15,73 kg/h. Assim, pela Equação A.20, pode-se observar a entrada e saída do processo.

$$\text{Entrada} - \text{Saída} + \text{Geração} = \text{Acúmulo} \quad (\text{A.20})$$

Como o processo não tem geração de massa, o balanço é simplificado resultando na Equação A.21.

$$\text{Entrada} - \text{Saída} = \text{Acúmulo} \quad (\text{A.21})$$

$$C15 - C17 = C18$$

$$2066,20 \text{ kg/h} - 15,73 \text{ kg/h} = C18$$

$$C18 = 2050,47 \text{ kg/h}$$

Balanço de Energia

Já em relação ao balanço de energia da nanofiltração, temos uma pressão de operação necessária de 30 bar. Após definir o que poderá ser utilizado para esta operação e a pressão de operação necessária, buscou-se por uma bomba que realizasse a pressão necessária para permear a corrente C15. O cálculo baseou-se em uma interpolação com as especificações disponibilizadas pelo fornecedor.

O range de pressão ao qual a bomba em questão pode operar é de 1 bar até 1230 bar, com potência variando de 1,5 kW até 175 kW. Com a interpolação foi determinado um consumo de 5,6 kW. Ainda, considerando que o processo ocorrerá por 24 horas diárias, chega-se a um consumo de energia de 134,4 kWh.

A.5.3 Balanço de massa e energia da secagem a vácuo (SV-301)

Este método emprega aquecimento para facilitar a transferência de moléculas de água do interior do material para o ambiente, reduzindo assim a umidade presente no sólido. A modelagem deste método envolve princípios de transferência de calor e de massa, considerando tanto o aquecimento do material quanto a eliminação de sua umidade. Como não há disponibilidade de dados sobre a curva de secagem, bem como a cinética do processo para a oleuropeína, estimou-se utilizando materiais similares. Encoraja-se que, ao ser implementado, sejam feitos experimentos a fim de obter-se tais dados.

No que diz respeito às especificações técnicas do processo, incluem-se a taxa de fluxo de massa de entrada, os níveis de umidade inicial e final desejados no material, e a temperatura do ar que entra no sistema. A modelagem foi realizada com o objetivo de cumprir estas especificações, as quais estão detalhadas na Tabela 81.

Umidade do sólido na entrada	0,156 kg/kg sólido seco
Umidade do sólido na saída	0,012 kg/kg sólido seco
Vazão mássica de entrada (base seca)	15,72 kg sólido seco/h
Temperatura de aquecimento	45 °C

Fonte: Autores (2023).

Na elaboração do dimensionamento do equipamento, optou-se por estabelecer condições do material, como a temperatura de 25 °C. Como trabalha-se a pressão de 1 mbar, obtiveram-se os dados termodinâmicos dispostos na Tabela 82 abaixo.

Tabela 82 - Informações termodinâmicas para a secagem à vácuo

Densidade da água	0.85 g/cm ³
Calor específico da água líquida	4,185 kJ/kgK
Calor específico do vapor de água	1,9 kJ/kgK
Calor específico do sólido	3,5 kJ/kgK
Calor latente da água	2,5016 MJ/kg

Fonte: Autores (2023).

A partir de tais dados, segue-se o cálculo do balanço de massa para a secagem. Primeiramente, é calculada a capacidade de evaporação W dada por:

$$W = F(X - X_{entrada}) \quad (\text{A.22})$$

Onde X é umidade do sólido na saída, $X_{entrada}$ é umidade do sólido na entrada. Estes valores são equivalentes a 0,012 kg/kg de sólido seco, 0,156 kg/kg de sólido seco, respectivamente. F é a vazão mássica de entrada, equivalente à saída do processo anterior, igual a 15,72 kg/h.

Com tais informações, pode-se calcular a energia necessária para a operação do equipamento. Para compor a energia total, ou calor total (Q_{total}), calcula-se o calor necessário para evaporação da água ($Q_{evaporação}$) e para aquecimento do sólido ($Q_{aquecimento\ sólido}$), através das Equações A.23 e A.24, respectivamente:

$$Q_{evaporacao} = W[\lambda_{agua} - (C_{p\ liquido} - C_{p\ vapor})T_{bs\ aquecimento}] \quad (\text{A.23})$$

$$Q_{aquecimento\ solido} = F(C_{p\ solido} - X_o C_{p\ liquido})(T_{bs\ aquecimento} - T_{entrada}) \quad (\text{A.24})$$

$$Q = Q_{evaporacao} + Q_{aquecimento\ solido} \quad (\text{A.25})$$

Com isto, pode-se calcular a área de troca térmica (A) das paredes da câmara com seu interior. Estipula-se o coeficiente de transferência de calor global U como 0,1 kW/m²K, e a temperatura de vapor igual a $T_{vapor} = 160$ °C. Logo, têm-se que:

$$A = Q / [U (T_{\text{vapor}} - T)] \quad (\text{A.26})$$

Os resultados para essa operação unitária encontram-se na Tabela 83:

Capacidade de evaporação	2,4366 kg/h
Fluxo de ar	88 kg/h
Calor para evaporação da água	1622 W
Calor para aquecimento do sólido	123 W
Calor total	1745 W
Área de troca térmica	0,13 m ²

Fonte: Autores (2023).

A.5.4 Balanço de massa e energia da micronização (MN-301)

Balanço de Massa

Após o processo de secagem a vácuo, é necessário garantir granulometria homogênea para atrelar qualidade ao produto final. Assim, visando agregar qualidade e também o aumento da área de contato da oleuropeína, será utilizado um micronizador que reduzirá o tamanho das partículas para 20 µm. A corrente proveniente do secador, denominada C19, virá com uma umidade de 0,077%, e será então direcionada para um tanque de armazenamento, TA-302. Deste, 15,56 kg/h serão destinados ao micronizador, que tem capacidade máxima de 2 L. Ainda, como o equipamento não tem acúmulo de material, temos que a corrente de saída será dada pela corrente de entrada, como apresentado pela Equação A.20.

$$\textit{Entrada} - \textit{Saída} + \textit{Geração} = \textit{Acúmulo} \quad (\text{A.20})$$

$$\textit{Entrada} = \textit{Saída}$$

$$15,56 \text{ kg/h} = C21$$

Conforme pontuado no item 10.3.4, o secador realiza um ciclo operacional de 18 horas. Assim, o tanque de armazenamento TA-302 receberá 280,08 kg de material após completado o ciclo. O micronizador escolhido tem capacidade máxima de 2 L. Assim, considerando a densidade da oleuropeína igual a 1,5 g/mL, deverão ser processados 186,73 L de oleuropeína, sendo necessário realizar no micronizador em torno de 98 ciclos por dia, de 11 minutos (0,183 h) cada, para processar todo material oriundo de 1 ciclo da secagem.

Balanço de Energia

Através da escolha do equipamento foi possível determinar a potência consumida pelo módulo de micronização. Assim, para uma corrente de 15,56 kg/h, ou 280,08 kg de material provenientes das 18 h de secagem, serão demandados 2,2 kW por ciclo, ou ainda, 39,5 kWh por dia de trabalho, aproximadamente.

$$186,73 L/18h = 10,38 L/h = 2L \text{ a cada } 11 \text{ minutos, aproximadamente}$$

$$1 \text{ micronizador } (2,2 \text{ kW/micronizador})(0,183h/1 \text{ batelada})(98 \text{ bateladas}/1 \text{ dia}) = \\ = 39,5 \text{ kWh/dia}$$

A.5.5 Balanço de massa e energia do envase

Balanço de Massa

Para o envase, tem-se que a corrente de entrada será igual a corrente de saída, visto que o equipamento não possui acúmulo de massa. Assim, a corrente proveniente do micronizador será direcionada para o equipamento onde será feito o envase. Mais informações acerca do equipamento podem ser obtidas no ANEXO A.19.

Balanço de Energia

Para os gastos com energia, considerando que serão utilizados dois equipamentos, apresentados nos ANEXOS A.19 e A.20, um para empacotar e outro para fazer a selagem a vácuo, respectivamente, a potência dos equipamentos, serão demandados 2,385 kW por hora ou ainda, 57,24 kWh por dia para o processo de envase.

APÊNDICE B - MEMORIAL DE CÁLCULO DAS UTILIDADES

B.1 VAPOR

B.1.1 Trocadores de calor

Os equipamentos da área do pavilhão industrial que apresentam demanda de vapor são o trocador de calor (H-101), que aquece o ar direcionado ao secador em esteiras, e o trocador de calor (H-202), que aquece a água fria para produção de água quente a ser usada em diversas finalidades. No caso do secador à vácuo, a troca térmica entre vapor d'água e a câmara de secagem é semelhante a um encamisamento.

O trocador de calor casco tubo H-101 apresenta uma demanda de 874,74 kg/h de vapor a 160 °C para a elevação da temperatura de 56.003,57 kg/h de ar de 25°C para 60 °C. O trocador de calor H-202 apresenta uma demanda de 156,96 kg/h de vapor a 160 °C para a elevação da temperatura de 1.209,33 kg/h de água fria de 20 °C para 90 °C. O trocador de calor das áreas auxiliares atende uma demanda de 735,56 kg/dia de água quente, necessitando para tanto de 3,98 kg/h de vapor a 160 °C para elevação da temperatura da água fria de 20 °C para 90 °C. Por fim, o secador a vácuo (SV-301) apresenta uma demanda de 0,359 kg/h de vapor. Nas seções a seguir são apresentados os cálculos para obtenção de tais demandas, juntamente à escolha dos equipamentos.

B.1.1.1 Aquecedor (H-101)

O ar atmosférico usado no processo de secagem é aquecido por meio de um trocador de calor do tipo casco e tubo. No equipamento, ele passa de uma temperatura de 25 °C para 60 °C por meio de uma corrente de vapor d'água saturado a 160 °C. Esta corrente de vapor é proveniente da caldeira presente no local. Na Tabela 84 encontram-se as informações a respeito das correntes que entram e deixam o trocador de calor.

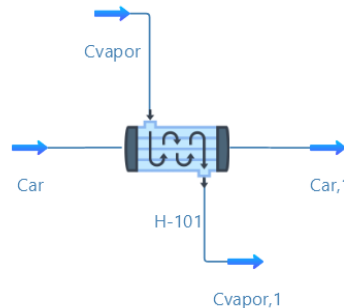
Tabela 84 - Dados das correntes do trocador de calor

Corrente	Conteúdo	Vazão (kg/h)	Temperatura (°C)
C_{ar}	Ar ambiente	56.003,57	25
$C_{ar,l}$	Ar aquecido	56.003,57	60
C_{vapor}	Vapor de entrada	874,74	160
$C_{condensado}$	Condensado	874,74	100

Fonte: Autores (2024)

Na Figura 65 é possível observar um esquema do trocador de calor simulado através do *software* DWSIM.

Figura 65 - Correntes de entrada e saída do aquecedor H-101



Fonte: Autores (2024)

Para determinar a vazão de vapor d'água que entra no equipamento é necessário determinar, inicialmente, o valor do calor fornecido (q) ao ar atmosférico a 25 °C para que ele atingisse a temperatura final de 60 °C. Utilizou-se, para tanto, da Equação A.5, seção A.1.3, cujos dados são os que seguem:

- C_p, ar = Calor específico do ar atmosférico (1,007 kJ/kg.K; obtido de Çengel, Boles (2013))
- ΔT = Diferença de temperatura entre o ar que sai e o que entra no secador (35 °C)

Realizando o cálculo, encontrou-se um valor de 1.973.845,82 kJ/h. Com este resultado, é possível determinar a vazão mássica de vapor d'água necessária, a partir da Equação A.7, isolando a vazão mássica de vapor. Nesse momento, utilizou-se da seguinte informação:

- λ = calor latente da água (2256,5 kJ/kg; obtido de Çengel, Boles (2013))

Desta forma, obteve-se uma vazão mássica de vapor d'água de 874,74 kg/h que entra no trocador de calor. Com relação à área de troca térmica do trocador, é possível determiná-la por meio da Equação A.8, também abordada na seção A.1.3. Neste caso, os dados utilizados foram os seguintes:

- U = Coeficiente global de troca térmica (360 kJ/h.m² .K, obtido de MAROULIS (2003))

- ΔT = Diferença de temperatura entre a entrada do fluido quente e a saída do fluido frio (100 °C)

Por meio desta equação, isolando o termo referente a área e substituindo os dados anteriores, encontrou-se um valor de 54,83 m² de área de troca térmica necessária. Como a área de troca térmica necessária para suprir a alta vazão de ar atmosférico a ser aquecido é de 54,83 m², optou-se pelo trocador de calor casco e tubo da marca BERMO, modelo BCTH 508.10.S610 com uma área de troca térmica de 61 m², comprimento de 2,455 m, largura de 0,68 m e diâmetro de 0,508 m, conforme ANEXO C.1.

B.1.1.2 Aquecedor (H-202)

O aquecedor H-202 é responsável pelo aquecimento da água quente direcionada às demandas de limpeza CIP do pavilhão industrial, totalizando uma demanda de 30,0672 m³/dia de água quente a 90 °C, ou 29.023,87 kg/dia, considerando uma densidade de 965,3 kg/m³ segundo o gráfico apresentado no ANEXO F.5.

Para a produção desta demanda, o aquecedor deve receber 29,082 m³/dia de água fria (que, somada a quantidade de água para o aquecedor das áreas auxiliares, temos o equivalente a 29,819 m³/dia de água fria destinada aos aquecedores H-201 e H-202). Essa demanda para o aquecedor H-202 equivale a uma vazão mássica de 1.209,33 kg/h. Para tanto, deve-se selecionar um equipamento com as dimensões adequadas para suportar a demanda de água quente e, ainda, identificar a quantidade de vapor necessária para aquecê-la.

Para determinar a vazão de vapor d'água que entra no equipamento é necessário determinar, inicialmente, o valor do calor fornecido (Q) para a corrente de água fria a 20 °C para que ele atingisse a temperatura final de 90 °C. Utilizou-se, para tanto, da Equação A.5, apresentada na seção A.1.3, onde:

- $C_p, \text{água}$ = Calor específico da água a 20 °C (4,184 kJ/kg.K)
- m = vazão mássica de água fria em kg/h (1.209,33 kg/h)
- ΔT = Diferença de temperatura entre o ar que sai e o que entra no secador (70 °C)

$$Q_{\text{vapor}} = m C_p_{\text{água}} \Delta T$$

$$Q_{\text{água fria}} = 1.209,33 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 4184 \frac{\text{J}}{\text{kgK}} (90 - 20) \text{ °C} = 354.187,54 \text{ kJ/h}$$

Realizando o cálculo, encontrou-se um valor para a demanda de calor, a ser fornecido pelo vapor, de 354.187,54 kJ/h. A partir desse resultado e utilizando a Equação A.7, considerando o valor do calor latente (λ) da água como 2256,5 kJ/kg, é determinada a demanda de vapor como sendo 156,96 kg/h:

$$Q_{vapor} = m_{vapor} \lambda \rightarrow m_{vapor} = \frac{354.187,54}{2256,5} = 156,96 \text{ kg/h}$$

Assim, se faz a escolha do aquecedor de água da marca Weco Modelo B3000, com capacidade de produção de 1.809 L/h de água quente e consumo de 259 kg/h de vapor, apresentado no ANEXO C.2. As dimensões desse equipamento são: comprimento de 3,194 m, largura de 1,263 m e altura de 1,635 m.

B.1.1.3 Aquecedor (Áreas Auxiliares H-X01)

O equipamento que apresenta demanda de vapor nas áreas auxiliares é o aquecedor de água, que deve direcionar água quente para os chuveiros e para o aquecimento das cubas no refeitório. Esse equipamento deve atender uma demanda diária de 0,762 m³ de água quente a 90 °C, ou 735,56 kg/dia, considerando uma densidade de 965,3 kg/m³ segundo o gráfico no ANEXO F.5.

Para determinar a demanda por vapor nesse equipamento é necessário, primeiramente, determinar a quantidade de calor necessária para aquecer a corrente de água fria a 20 °C. Para isso é utilizada a Equação A.5, descrita no apêndice A.1.3.

$$Q_{\text{água quente}} = \dot{m} C_{p_{\text{água}}} \Delta T$$

$$Q_{\text{água quente}} = 30,65 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 4184 \frac{\text{J}}{\text{kgK}} (90 - 20)^\circ\text{C} = 8.976,27 \text{ kJ/h}$$

A partir do resultado obtido, utilizando a Equação A.7, e considerando o calor latente (λ) da água como 2256,5 kJ/kg, determina-se um valor de 3,98 kg/h para a demanda de vapor.

Para suprir essa demanda de água quente será instalado um aquecedor da marca Weco Modelo B1000, com capacidade de armazenamento de 1000 L água, apresentado no ANEXO C.2. As dimensões desse equipamento são: comprimento de 1,8860 m, largura de 1,010 m e altura de 1,385 m.

B.1.1.4 Secador a vácuo (SV-301)

A secagem a vácuo utiliza tanto do calor fornecido pelo vapor quanto do vácuo para eliminar a umidade (correspondente ao solvente residual) do sólido/retido rico em oleuropeína. Sendo assim, faz-se necessário determinar a demanda de vapor que adentra o secador à vácuo. Como apresentado no ANEXO A.4.3, é necessário o aquecimento do material no interior do equipamento de uma temperatura de 25 °C para 45 °C por meio de uma corrente de vapor d'água a 160 °C. Esta corrente de vapor é proveniente da caldeira presente no local. Também foi calculado neste Anexo a demanda total de calor para esse processo, como sendo 1745 W, ou 6282 kJ/h

Assim, da mesma forma como calculado no item B.1.1.1, por meio da Equação A.7 apresentada no ANEXO A.1.3 pode ser determinado o consumo de vapor para fornecer a quantidade de calor requerida. Dessa forma, obteve-se uma demanda de 0,359 kg/h de vapor a 160 °C.

B.1.2 Lavanderia

Os equipamentos na área da lavanderia que apresentam demanda de vapor são a lavadora de roupas, a secadora e as calandras. Como pode ser observado no catálogo da lavadora de roupas disponível no ANEXO C.7, esse equipamento apresenta um consumo médio de vapor de 33 kg/h, totalizando 66 kg/dia considerando 2 ciclos diários de 1 hora. Segundo informações dos ANEXOS C.8 e C.9, a secadora de roupas apresenta um consumo médio de 40 kg/h, totalizando 80 kg/dia e a calandras apresentam um consumo médio de 10 kg/h, totalizando 24 kg/dia, considerando um ciclo de 2,4 horas.

B.1.3 Cozinha

Os equipamentos que apresentam demanda de vapor na área da cozinha são as panelas industriais e a lava louças. Para atender uma demanda de uma refeição diária por funcionário, serão necessários em média 720 L de água fria por dia, considerando uma demanda de 12 L de água para cada refeição e um tempo de cocção de 2 horas. Para atender essa demanda serão utilizados 4 caldeirões industriais de capacidade 100 L, totalizando uma demanda de vapor de 48 kg/h ou 96 kg/dia, conforme os valores apresentados no catálogo do ANEXO C.10.

Para o lava louças é estimada a necessidade de 4 ciclos diários de 2,5 minutos para lavagem dos talheres, copos e pratos utilizados. Como apresentado no catálogo do ANEXO C.11, esse equipamento apresenta uma demanda de vapor de 80 kg por hora, totalizando um consumo de, aproximadamente, 13 kg/dia, considerando 10 minutos de operação diária.

B.1.4 Geração de vapor

Para a geração de vapor necessária para atender a demanda total das áreas do pavilhão industrial e das áreas auxiliares de 2.205,774 kg/h de vapor saturado a 160 °C, produzido a uma pressão absoluta de 6,1 atm, tem-se a utilização de uma caldeira da marca Domel, modelo VSLH 2500. Tal caldeira possui capacidade de produção de vapor de 2.500 kg/h com água a temperatura ambiente (20 °C), pressão máxima de 8 kgf/cm², apresentando um consumo de lenha de 713 kg/h, conforme apresentado no catálogo da fabricante, disponível no ANEXO C.3. As dimensões desse equipamento são: comprimento de 5,9 m, largura de 3,5 m e altura de 3,7 m.

B.2 AR COMPRIMIDO

B.2.1 Retrolavagem

A fim de se evitar o acúmulo de material sólido nos filtros, ocasionado o *fouling* e uma redução na eficiência e vazão desses equipamentos, é feito um processo de retrolavagem. Nesse processo, o ar comprimido sob alta pressão é aplicado em sentido inverso à direção do fluxo de permeado, por um tempo de 1 minuto.

Como as membranas dos módulos de nanofiltração e ultrafiltração processam uma corrente de 2075 kg/h e 2066 kg/h respectivamente, contando com uma retenção de material orgânico de 8,87 kg/h e 15,75 kg/h respectivamente. Para a limpeza eficaz desses filtros deve-se utilizar ar comprimido sob alta pressão a uma vazão similar à processada pelas membranas. Assim, estima-se que deverá ser utilizado uma vazão de ar comprimido de 2,1 m³/h para cada processo de retrolavagem realizado.

Como descrito na seção 7.2, a ativação do sistema de retrolavagem ocorre quando o fluxo de filtração atinge um valor abaixo do ideal, indicando um acúmulo de sólidos na membrana. Estipulando que essa ativação ocorra a cada 1 hora de operação dos filtros, seriam

realizadas 24 lavagens diárias, totalizando uma demanda diária de 0,84 m³ de ar para cada equipamento e uma demanda nessa área de 0,07 m³/h.

B.2.2 Compressores de ar (C-301 e C-302)

Para a geração de ar comprimido necessária para a oficina e para as membranas é necessário um compressor que suporte a vazão de 12,5 m³/h da área da oficina e a vazão de 2,1 m³/h dos dois sistemas de retrolavagem, totalizando uma demanda máxima de 14,7 m³/h ou 278,33 L/min. Assim, para o compressor C-301 é feita a seleção de um compressor de ar da marca Schultz modelo Pro CSV 10/100, com vazão máxima de 283 L/min, como apresentado no ANEXO C.4. As dimensões desse equipamento são: comprimento de 0,900 m, largura de 0,450 m e altura de 0,810 m.

Ademais, é preciso outro compressor que também ficará localizado na oficina, responsável pelo transporte pneumático das folhas moídas. Para este caso, é necessário que ele atenda a uma demanda de ar comprimido de 950,4 m³/h ou ainda 15.840 L/min. Deste modo, optou-se para o compressor C-302 por um compressor de ar a diesel da marca A Geradora, modelo 6CTA8.3 com capacidade de 640 pcm (pés cúbicos por minuto) o que equivale a 17.920 L/min, com dimensões de 4,71 x 2,10 x 1,91 (comprimento x largura x altura). Mais informações a respeito do modelo encontram-se no ANEXO C.5.

B.3 ÁGUA FRIA, GELADA E QUENTE

B.3.1 Trocadores de calor

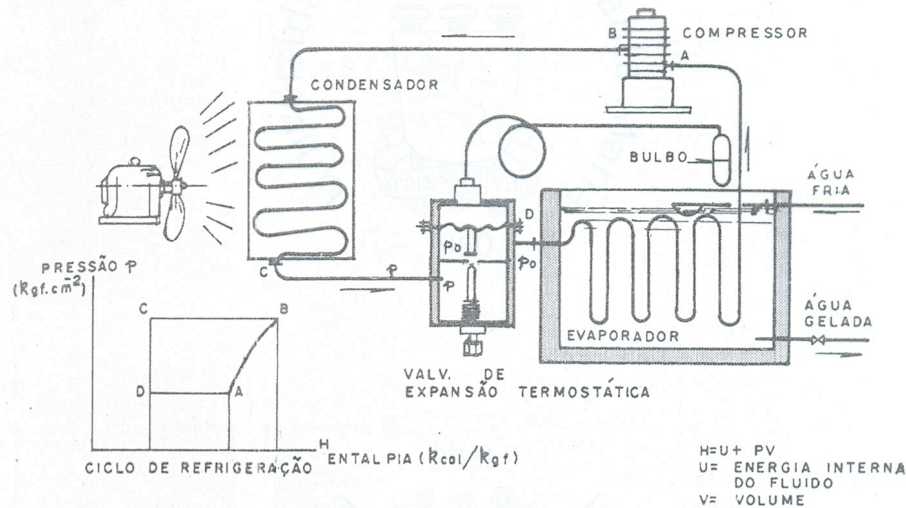
Os equipamentos auxiliares da área do pavilhão industrial que apresentam demanda de água gelada são o resfriador (C-201), o qual diminui a temperatura do solvente até a ideal para operação, e o chiller (H-201), que produz toda água gelada necessária ao resfriador e à indústria. No caso do extrator, a troca térmica entre água gelada e o reator se dá por encamisamento.

B.3.1.1 Chiller (H-201)

Para a produção de água gelada à 10 °C, utiliza-se de um chiller, o qual estará alocado no pavilhão industrial e contará com um evaporador, um compressor, um condensador e uma válvula de expansão. Para que a água seja resfriada, ela deve ceder calor para o sistema

frigorífico, segundo um ciclo termodinâmico clássico. Na Figura 66, pode-se observar um diagrama esquemático da instalação do chiller.

Figura 66 - Instalação de produção de água gelada



Fonte: Macintyre (2010)

O dimensionamento deste se dá, essencialmente, encontrando a necessidade de retirada de calor do sistema para reduzir a temperatura da água fria (20 °C) à temperatura desejada (10 °C). Essa quantidade de calor é obtida por meio da Equação A.5, item A.1.3. Sabendo-se que a demanda de água gelada da indústria é de 113,505 m³/dia, pode-se dizer que esta é a vazão volumétrica de água fria que deve ser proporcionada ao chiller, uma vez que a densidade da água fria e gelada foram consideradas praticamente iguais, não havendo diferença de volume entre entrada e saída de água do chiller. Convertendo-se a vazão mássica de água fria para kg/s e realizando o cálculo, obtém-se uma demanda térmica de 54,856 kW (quantidade de calor retirada da água fria).

$$113,505 \text{ m}^3/\text{dia} \frac{998 \text{ kg}}{1 \text{ m}^3} \frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ h}} \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 1,311 \text{ kg/s}$$

$$Q_{\text{chiller}} = 1,311 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * 4184 \frac{\text{J}}{\text{kgK}} (10 - 20)^\circ\text{C} = - 54,856 \text{ kW}$$

O chiller é selecionado pela quantidade de calor retirada, sendo essa expressa tanto em BTU/h ou kW. Assim, para atender a quantidade de calor calculada, propõe-se a aquisição de um chiller da marca LG Eletronics, modelo ACAH020 (ANEXO C.6) do tipo Scroll de condensação por ar, cujo fluido de refrigeração é R410A. A capacidade de resfriamento do mesmo é de 65 kW, suprimindo a demanda total do processo para resfriamento da água até 10

°C. Além disso, o equipamento possui um coeficiente de performance (COP) de 3. O equipamento possui 765 mm de comprimento, 2.351 mm de altura e 2.154 mm de largura.

B.3.1.2 Resfriador (C-201)

Antes de adentrar os misturadores, o solvente é resfriado até a temperatura ótima necessária ao processo de extração (20 °C), para garantir que a operação ocorra conforme condições propostas no artigo de Lama-Muñoz *et al.* (2019). Supondo que o solvente está armazenado em um tanque a temperatura ambiente (25 °C), este é resfriado até 20 °C por meio de um trocador de calor do tipo casco e tubo, no qual o fluido frio utilizado é água gelada. No equipamento, o solvente passa de uma temperatura de 25 °C para 20 °C graças a uma corrente de água gelada a 10 °C, que ao final estará a 20 °C. Esta corrente de água gelada é proveniente de um chiller presente no local e é reaproveitada posteriormente no processo como água fria.

O balanço de massa do resfriador consistiu em determinar a vazão mássica de água gelada, em kg/h, utilizada como fluido frio para o processo. Para tanto, prosseguiu-se da seguinte forma:

- Calculou-se a carga térmica necessária para resfriar uma vazão mássica de $m_{solvente} = 2.022,85 \text{ kg/h}$ de solvente, por meio da Equação A.5 apresentada no apêndice A.1.3. Utiliza-se, no cálculo, um $C_{p,mistura} = 3.591,1 \text{ J/kgK}$, calculado por meio da Equação A.6. Além disso, $\Delta T = 25 - 20 = 5 \text{ °C}$. A carga térmica encontrada foi de $Q = 10,089 \text{ kW}$.
- Calculou-se a vazão mássica de água gelada pela mesma Equação A.5, utilizando a carga térmica obtida no passo anterior. Neste caso, supõe-se que o calor específico da água gelada a 10 °C seria aproximadamente igual ao calor específico da água fria a 25 °C, ou seja, $C_{p, \text{água } 10^{\circ}\text{C}} = C_{p, \text{água } 25^{\circ}\text{C}} = 4.184 \text{ J/kgK}$. Além disso, $\Delta T = 20 - 10 = 10 \text{ °C}$

Na Tabela 85 encontram-se as informações a respeito das correntes de entrada e saída do trocador de calor.

Tabela 85 - Dados das correntes do resfriador

Corrente	Conteúdo	Vazão (kg/h)	Temperatura (°C)
C13	Solvente à 25°C	2.022,85	25
C13	Solvente à 20°C	2.022,85	20
C _{água gelada}	Água gelada	868,10	10
C _{água fria}	Água fria	868,10	20

Fonte: Autores (2024)

Sendo necessário 868,10 kg/h de água gelada, temos que a demanda diária dessa utilidade, para o resfriador, será:

$$24 h \frac{868,10 \text{ kg}}{1 h} \frac{1 L}{0,998 \text{ kg}} \frac{1 m^3}{10^3 L} = 20,88 m^3 / dia$$

Para o cálculo da área de troca térmica do resfriador, utilizou-se da Equação A.8, apêndice A.1.3. Por meio desta equação e, isolando o termo referente a área, encontrou-se um valor de 2 m² de área de troca térmica necessária. Como a área de troca térmica necessária para suprir a demanda de solvente de 2.022,85 kg/h é de 2 m², optou-se pelo trocador de calor casco e tubo da marca BERMO, modelo BCTH 159.10.S24 (ANEXO C.1) com uma área de troca térmica de 2,4 m², comprimento de 1,246 m, largura de 0,280 m e diâmetro de 0,159 m.

B.3.1.3 Encamisamento de extratores (EXT-201 e EXT-202)

Para a manutenção da temperatura dos extratores em 60 °C, utiliza-se para o resfriamento do extrator uma corrente de água gelada que circula dentro da camisa do reator. Considerou-se, para o cálculo da demanda de água gelada, que o material seria resfriado de 80 °C até 60 °C, uma vez que próximo a 80 °C o solvente hidroalcoólico nas proporções mencionadas (etanol:água 60:40 v/v) começaria a evaporar, conforme se pode verificar em diversos diagramas de fase disponíveis em literatura. Dessa forma, o encamisamento com água gelada, além de manter a temperatura naquela considerada ideal pelo artigo base, evita mudanças de fase do solvente dentro do extrator.

O cálculo da demanda de água gelada (10 °C) para o resfriamento da mistura a ser extraída segue tal qual o de um trocador de calor, ou seja, utiliza-se da Equação A.5, do item A.1.3 para o cálculo da carga térmica e, posteriormente, para o cálculo da vazão mássica de água gelada. Propõe-se que água gelada a 10 °C aqueça até 20 °C com a troca de calor,

podendo ser reaproveitada em outra operação como água fria. Outra consideração para o cálculo foi sobre o calor específico utilizado. Embora no extrator a mistura seja solvente e folhas, considera-se o calor específico de solvente para fins de simplificação, ou seja, $C_{p,mistura} = 3.591,1 J/kgK$. Assim, encontrou-se uma carga térmica de $Q = 43,9122 \text{ kW}$ e a vazão de água gelada necessária para o resfriamento, conforme consta na Tabela 86.

Tabela 86 - Dados de troca térmica nos extratores

Corrente	Conteúdo	Vazão (kg/h)	Temperatura (°C)
$C_{mistura}$	Mistura extrator	2.201,05	80
$C_{mistura}$	Mistura extrator	2.201,05	60
$C_{\text{água gelada}}$	Água gelada	3.778,29	10
$C_{\text{água fria}}$	Água fria	3.778,29	20

Fonte: Autores (2024)

Para 2 extratores são necessários 3.778,29 kg/h de água gelada. Logo, 1.889,15 kg/h de água gelada serão destinados ao encamisamento de cada extrator. Segue-se o cálculo para obtenção da demanda diária de água gelada, para cada extrator:

$$1.889,15 \text{ kg/h} \frac{0,5 \text{ h}}{1 \text{ batelada}} \frac{48 \text{ bateladas}}{1 \text{ dia}} \frac{1 \text{ L}}{0,998 \text{ kg}} \frac{1 \text{ m}^3}{10^3 \text{ L}} = 45,43 \text{ m}^3/\text{dia}$$

B.3.2 Limpeza

Na seleção do sistema de limpeza dos equipamentos do processo, escolheu-se um sistema do tipo CIP (*Cleaning-in-Place*), onde água quente limpa circula por meio de aspersores de água dentro dos equipamentos. O CIP é um sistema muito utilizado em indústrias, uma vez que possibilita a limpeza de equipamentos e tubulações sem a necessidade de desmontá-los e de operadores manualmente realizando a limpeza. Sabe-se que a eficiência da limpeza tem como influência a temperatura da solução utilizada, de modo que, nesse quesito, água quente é um fluido apropriado para a finalidade. Em sistemas com escoamento externo, onde o fluido escoar pelas paredes de um tanque, é necessário garantir uma película de 2 mm na superfície do tanque (FORNI, 2007). Para tanto, utiliza-se a Equação B.1 para o cálculo da vazão volumétrica de água quente requerida para limpeza:

$$Q_{req} = F_s D_t \pi / 60000 \quad (\text{B.1})$$

Onde:

- Q_{req} = vazão volumétrica de água quente para limpeza, em m^3/s ;
- F_s = fator de sujidade do tanque, onde, para baixas condições de sujidade, $F_s = 27$;
- D_t = diâmetro do tanque, em m.

Dentre os equipamentos em que se realizará esse tipo de limpeza, estão: misturador e extratores. Para tais equipamentos considerou-se 2 minutos de limpeza entre cada batelada (sendo 48 bateladas/dia, seriam 48 pausas para limpeza, onde tem-se ao todo 1,6 h do dia apenas para limpeza). A quantidade de água quente total requerida para a limpeza CIP por dia é obtida, então, multiplicando o Q_{req} encontrado pelo tempo de limpeza e, depois, pela quantidade de equipamentos, conforme Equação B.2.

$$m_{quente} = Q_{req} t_{limpeza} N \quad (B.2)$$

Onde:

- m_{quente} = demanda total de água quente para limpeza CIP por dia, m^3/dia ;
- Q_{req} = vazão volumétrica de água quente para limpeza, em m^3/h ;
- $t_{limpeza}$ = tempo de limpeza, em h;
- N = quantidade de equipamentos.

Na Tabela 87 apresenta-se os diâmetros de cada equipamento, bem como os tempos destinados à limpeza, para o cálculo da demanda total de água quente dessa operação:

Tabela 87 - Demanda de água quente para limpeza (CIP)

Equipamentos	Qtd.	Dt (m)	Tempo (h)	Qreq (m^3/s)	Qreq (m^3/h)	Demanda (m^3/dia)
Misturador	1	1,3	1,6	0,00184	6,624	10,5984
Extrator	2	1,2	1,6	0,00338	12,168	19,4688
Total	3	-	4,7	0,00522	18,792	30,0672

Fonte: Autores (2024)

Já para a limpeza geral considerou-se que serão consumidos $1,1 L/m^2$ de água fria. Sendo $742,81 m^2$ de área (área do pavilhão industrial, igual a $498,32 m^2$, somada à área do prédio administrativo, de $244,49 m^2$, uma vez que estes são os principais locais em que

acontecerá a limpeza diária), têm-se, portanto, uma demanda total de 817,091 L/dia ou 0,817 m³/dia de água fria para essa finalidade, dos quais 0,269 m³/dia serão destinados ao prédio administrativo e 0,548 m³/dia ao pavilhão através de pontos de tomada de água.

B.3.3 Lava-roupas

Na lavanderia verifica-se a necessidade de água fria para a lavagem dos uniformes dos funcionários que trabalham no chão de fábrica. Como pode ser observado no catálogo da lavadora de roupas disponível no ANEXO C.7, esse equipamento apresenta um gasto de 90 litros de água por ciclo para o enxágue. Considerando 2 ciclos diários de 1 hora, totaliza-se uma demanda de água fria de 0,18 m³/dia para a lavagem.

B.3.3 Pias e lavatórios

Para o caso das pias/lavatórios, segundo informações do ANEXO F.4, um lavatório tem um consumo de 12 L/min. Considerando que cada colaborador lave a mão 2 vezes ao dia, por no mínimo 1 minuto, o tempo total de utilização da água é de 2 minutos, o que totaliza 24 L de água fria por funcionário, por dia. Multiplicando pelo número total de funcionários tem-se uma demanda total de 1.440 L/dia ou 1,44 m³/dia de água fria, que será distribuída por 10 lavatórios, ou seja, 0,144 m³/dia por lavatório.

$$60 \text{ funcionários} \frac{1 \text{ min}}{1 \text{ func.}} \frac{12 \text{ L}}{1 \text{ min}} \frac{1 \text{ m}^3}{10^3 \text{ L}} \frac{2 \text{ vezes}}{\text{dia}} = 1,44 \text{ m}^3/\text{dia para 10 lavatórios}$$

$$0,144 \text{ m}^3/\text{dia por lavatório}$$

Seguindo o mesmo raciocínio para as pias da cozinha, ainda segundo informações do ANEXO F.4, considera-se uma demanda de água de 15 L/min. Supondo que apenas os colaboradores que trabalham na cozinha utilizam as pias, serão 5 colaboradores no dia. Se cada colaborador, neste ambiente, utilizar a pia por 1h, temos 900 L água usados. Sendo 5 colaboradores, 4.500 L de água fria, a ser disponibilizada pelas 2 pias, ou seja, 2,25 m³/dia por pia.

$$5 \text{ funcionários} \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ func.}} \frac{15 \text{ L}}{1 \text{ min}} \frac{1 \text{ m}^3}{10^3 \text{ L}} = 4,5 \text{ m}^3/\text{dia para 2 pias}$$

$$2,25 \text{ m}^3/\text{dia por pia}$$

Ainda a respeito das pias da cozinha, estas também fornecerão água fria destinada às panelas industriais, para preparo das refeições. Considerando uma demanda de água quente de 12 L para cada refeição e que cada funcionário realiza 1 refeição por dia, serão necessários em média 720 L/dia de água fria, ou 0,720 m³/dia.

$$60 \text{ funcionários} \frac{1 \text{ refeição}}{1 \text{ func.}} \frac{12 \text{ L}}{1 \text{ refeição}} \frac{1 \text{ m}^3}{10^3 \text{ L}} \frac{1 \text{ vez}}{\text{dia}} = 0,72 \text{ m}^3/\text{dia para 2 pias}$$

$$0,36 \text{ m}^3/\text{dia por pia}$$

Essa demanda será somada à obtida anteriormente para o uso da pia, totalizando 2,61 m³/dia de água fria por pia.

B.3.4 Bebedouros

Para o caso dos bebedouros será considerada a informação que consta no ANEXO F.4, onde a demanda de água para bebedouros é de 3 L/min. Considerando que todos os funcionários têm acesso a todos os bebedouros da indústria e façam uso do bebedouro por no máximo 3 minutos, 2 vezes ao dia, isso resulta em uma demanda de água fria de 1,08 m³/dia, que será suprida pelos 2 bebedouros, ou seja, 0,54 m³/dia por bebedouro. O mesmo cálculo se aplicaria para a demanda de água gelada. Na situação limite, onde todos os funcionários apenas peguem água gelada do bebedouro, considera-se a mesma quantidade de água gelada para os bebedouros.

$$60 \text{ funcionários} \frac{3 \text{ min}}{1 \text{ func.}} \frac{3 \text{ L}}{1 \text{ min}} \frac{1 \text{ m}^3}{10^3 \text{ L}} \frac{2 \text{ vezes}}{\text{dia}} = 1,08 \text{ m}^3/\text{dia para 2 bebedouros}$$

$$0,54 \text{ m}^3/\text{dia por bebedouro}$$

B.3.4 Lava-louças

Na cozinha verifica-se a necessidade de água fria para as lava-louças, que será suprida por um ponto de tomada de água fria. Para o lava louças é estimada a necessidade de 4 ciclos diários de 2 minutos para lavagem dos talheres, copos e pratos utilizados, sendo 8 minutos de operação diária. Considerando que esse equipamento apresenta uma demanda de 180 L/hora de água para o enxágue, conforme consta no ANEXO C.11, em 8 minutos de operação totaliza-se uma demanda de água fria de 24 L/dia ou 0,024 m³/dia para essa finalidade.

B.3.5 Buffet

No refeitório verifica-se a necessidade de água quente para manter a temperatura dos alimentos no banho maria do buffet, e água gelada para manter a temperatura dos alimentos frios. A água quente será aquecida por meio de vapor d'água, oriunda da caldeira.

O equipamento escolhido como base para o projeto é um buffet combinado da marca Spolu, com 6 cubas quentes e 3 cubas frias (ANEXO C.12), que será alimentado por essas duas utilidades (água quente e fria, respectivamente). Conforme as especificações do buffet, sua potência é de 2.650 W. Além disso, sabe-se que, durante a distribuição dos alimentos, as preparações quentes devem ser mantidas a temperatura maior que 60°C e as preparações frias devem ser mantidas até 10°C, segundo a RDC 216 de 2004.

Assim, para o caso das cubas de aquecimento, supõe-se que 60 °C seja a temperatura de equilíbrio (ou a temperatura final da água quente e das cubas). Substituindo o valor de 2.650 W para o calor na Equação A.5, seção A.1.3, considerando o calor específico da água quente igual a 4.184 J/kgK e $\Delta T = 90 - 60 = 30$ °C, observa-se a necessidade de 0,2285 m³/dia de água quente, sendo o tempo de funcionamento do buffet de 3 h no dia (1,5 h para turno 1 e 1,5 h para turno 2):

$$2650 \text{ J/s} = m_{\text{quente}} 4184 \text{ J/kgK} (90 - 60)^\circ\text{C} \rightarrow m_{\text{quente}} = 0,021 \text{ kg/s}$$

$$0,021 \text{ kg/s} \frac{1 \text{ L}}{0,9653 \text{ kg}} \frac{1 \text{ m}^3}{10^3 \text{ L}} \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \frac{3 \text{ h}}{1 \text{ dia}} = 0,2349 \text{ m}^3/\text{dia} \text{ ou } 0,23 \text{ m}^3/\text{dia}$$

Para o caso das cubas de resfriamento, procede-se de forma semelhante. Supõe-se que 20 °C seja a temperatura final da água. Substituindo o valor de 2.650 W para o calor na Equação A.5, seção A.1.3, e considerando o calor específico da água fria igual a 4.184 J/kgK e $\Delta T = 20 - 10 = 10$ °C, observa-se a necessidade de 0,685 m³/dia de água gelada.

$$- 2650 \text{ J/s} = m_{\text{gelada}} 4184 \text{ J/kgK} (10 - 20)^\circ\text{C} \rightarrow m_{\text{gelada}} = 0,063 \text{ kg/s}$$

$$0,063 \text{ kg/s} \frac{1 \text{ L}}{0,998 \text{ kg}} \frac{1 \text{ m}^3}{10^3 \text{ L}} \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \frac{3 \text{ h}}{1 \text{ dia}} = 0,685 \text{ m}^3/\text{dia}$$

B.3.6 Vasos sanitários

Para o caso dos sanitários, segundo informações do ANEXO F.4, tem-se um gasto de 9 L/min por cada descarga. Considerando que cada colaborador use o banheiro 2 vezes ao dia e

acione a descarga todas as vezes, por 1 min, o tempo total de utilização da água é de 2 minutos, o que totaliza 36 L de água fria, por colaborador, por dia. Multiplicando pelo número total de funcionários, tem-se um gasto total de água fria de 2.160 L/dia ou 2,16 m³/dia, os quais serão distribuídos pelos 6 vasos sanitários, ou seja, 0,36 m³/dia para cada vaso.

$$60 \text{ funcionários} \frac{2 \text{ min}}{1 \text{ func.}} \frac{9 \text{ L}}{1 \text{ min}} \frac{1 \text{ m}^3}{10^3 \text{ L}} \frac{2 \text{ vezes}}{\text{dia}} = 2,16 \text{ m}^3/\text{dia para 6 vasos}$$

$$0,36 \text{ m}^3/\text{dia por vaso sanitário}$$

B.3.7 Chuveiros

Para o caso dos chuveiros, a água não é alimentada na temperatura convencional para a água fria (20 °C), mas sim deve chegar até o funcionário em uma temperatura de 40 °C, em média. Deve-se, portanto, prever um misturador entre a água quente e a água fria. Para tanto, primeiramente, calcula-se a demanda de água morna. Conforme ANEXO F.4, para um chuveiro de 100 mm a demanda de água morna é 12 L/min. Considerando que todos os funcionários que trabalham em chão de fábrica (10 funcionários) usem dos chuveiros ao final de seus expedientes (1 vez ao dia), e que estes tomem banho por 15 minutos, tem-se um gasto de água de:

$$10 \text{ funcionários} \frac{15 \text{ min}}{1 \text{ func.}} \frac{12 \text{ L}}{1 \text{ min}} \frac{1 \text{ m}^3}{10^3 \text{ L}} \frac{1 \text{ vezes}}{\text{dia}} = 1,8 \text{ m}^3/\text{dia para 4 chuveiros}$$

$$0,45 \text{ m}^3/\text{dia por chuveiro}$$

Tal valor seria o gasto de água morna para banho, ou seja, após ter passado pelo misturador. Assim, em segundo lugar, calcula-se a quantidade de calor fornecida pela água quente à água fria, para que entrem em equilíbrio a 40 °C. Para isso, considerou-se o aquecimento da água fria de 20 a 40 °C com água quente à 90 °C e igualou-se o calor sensível de aquecimento da água fria ao calor sensível cedido pela água quente, ainda no reservatório intermediário.

$$m_{\text{água morna}} = 0,45 \text{ m}^3 \frac{998 \text{ kg}}{1 \text{ m}^3} = 449,1 \text{ kg água morna}$$

Considerando que não há perdas de calor para o ambiente, pode-se escrever as Equações B.3 e B.4:

$$Q_{\text{fria}} + Q_{\text{quente}} = 0 \quad (\text{B.3})$$

$$m_{fria} + m_{quente} = 449,1 \text{ kg} \quad (\text{B.4})$$

Assim, utilizando da Equação A.5, seção A.1.3:

$$Q_{fria} = m_{fria} cp\Delta T = m_{fria} cp(20 - 40)^\circ\text{C}$$

$$Q_{quente} = m_{quente} cp\Delta T = m_{fria} cp(90 - 40)^\circ\text{C}$$

Substituindo tais valores na Eq. B.5:

$$m_{fria} cp(20 - 40) + m_{quente} cp(90 - 40) = 0 \quad (\text{B.5})$$

$$m_{fria} (-20) + m_{quente} (50) = 0$$

Resolvendo o sistema linear cujas equações são B.3 e B.4 temos que:

$$m_{quente} = 128,31 \text{ kg} \text{ e } m_{fria} = 320,79 \text{ kg}$$

Passando novamente para vazão volumétrica:

- Demanda de água quente = 0,133 m³/dia por chuveiro. Sendo 4 chuveiros, 0,532 m³/dia de água quente.
- Demanda de água fria = 0,321 m³/dia por chuveiro. Sendo 4 chuveiros, 1,284 m³/dia de água fria.

B.3.8 Caldeira

Conforme abordado no item 13.3.1, a caldeira deve produzir o suficiente para compensar o condensado gerado nas tubulações e atender às demandas dos equipamentos presentes na indústria. Após o cálculo das demandas de vapor por equipamentos e o cálculo de condensado gerado nas tubulações, efetuados nos itens B.1 e C.1.3, respectivamente, encontrou-se que a caldeira deverá fornecer, ao todo, 2.205,774 kg/h (4.862,9 lb/h) de vapor.

Sabe-se que, no período de *start-up* da empresa, toda quantidade de vapor fornecida pela caldeira será obtida em função da mesma quantidade de água fria a 20 °C. Contudo, após a indústria entrar em regime contínuo, o condensado que retorna será o responsável pela alimentação da caldeira para produção de vapor. Assim, o cálculo da demanda de água fria para caldeira, neste momento, limita-se na determinação da quantidade de água fria usada como reposição para eventuais perdas de vapor livre.

Como parâmetro de projeto, considerou-se que 95% do vapor consumido é reaproveitado na forma de condensado, sendo que 5% será de água fria a 20 °C, na forma de corrente de *make-up*. Portanto, dos 2.205,774 kg/h de condensado calculados para retornar, apenas 2.095,48 kg/h são, de fato, reaproveitados. Então, 110,29 kg/h de água fria devem ser direcionadas à caldeira a fim de suprir esse déficit.

B.4 RESERVATÓRIOS

B.4.4 Tanque de armazenamento de água fria

Para atender a demanda de água fria da indústria, igual a 218,18 m³/dia, o empreendimento realizará a captação de água fria oriunda de poço artesiano, a qual será armazenada no reservatório de água presente na planta baixa. Este reservatório de água será o principal fornecedor de água fria e potável para a fábrica, e definiremos este como um reservatório elevado.

A respeito dos reservatórios presentes, a princípio foram dimensionados 2 reservatórios para suprir as necessidades diárias de água fria. Serão utilizados 1 reservatório superior, que distribui água para os pontos de descarga por meio de barriletes distribuidores, e 1 reservatório inferior, que tem como função receber a água do poço e alimentar o reservatório superior.

Sendo uma indústria que demanda elevados volumes de água, será necessário prever meio turno de fornecimento de água em combinação com reservatório inferior. Assim, o reservatório superior deve prever 2/5 do volume necessário (portanto, 87.272 L) e o reservatório inferior os 3/5 restantes (portanto, 130.908 L), conforme Norma Técnica Brasileira NBR 5626/1998. Para finalizar, todos os reservatórios são acrescidos de 20% de seu volume, para caso haja necessidade de combate à incêndio. Assim, o reservatório superior e inferior deverão suportar, aproximadamente, 105.000 L e 158.000 L de água fria.

Para atuar como reservatório superior, sugere-se a aquisição de um reservatório do tipo taça da marca Fazforte, modelo TCS 13001, de capacidade 130.000 L, sendo suas dimensões as seguintes: 27,4 m de altura total (15,6 m coluna, 10,8 m taça e 1 m cone) e diâmetros iguais à 1,91 m, 3,82 m e 1 m (coluna, taça e cone, respectivamente). Utilizou-se do diâmetro da taça para dimensionado no layout.

Já para o reservatório inferior, sugere-se a aquisição de um reservatório tubular da mesma empresa, modelo TBL 20002, com capacidade para 200.000 L, sendo suas dimensões as seguintes: 17,7 m de altura e 3,82 m de diâmetro. Tais modelos de reservatórios podem ser consultados nos ANEXOS C.14 e C.15, respectivamente.

B.4.5 Tanque de armazenamento de água quente e condensado

Conforme apresentado, a indústria possui uma demanda total de 30,829 m³/dia de água quente. Essa quantidade parte do tanque de armazenamento de água fria e é aquecida em dois aquecedores diferentes, o aquecedor H-202, destinado a fornecer água quente ao pavilhão, e o aquecedor H-X01, destinado a fornecer água quente às áreas auxiliares.

Embora a demanda diária de água quente seja 30,067 m³, o próprio aquecedor H-202 serviria como tanque de armazenamento, uma vez que, segundo suas especificações (ANEXO C.2) ele possui uma capacidade estática de 3.000 L. Como cada limpeza de 2 minutos requer, ao todo, 0,6264 m³ ou 624 L de água quente (0,2208 m³ do misturador e 0,4056 m³ dos extratores), observa-se que um aquecedor desse tipo armazena o suficiente para 4 limpezas completas. Assim, ele apenas teria de ser repostado ao longo do dia para atender as 48 limpezas, por meio de 0,6046 m³ ou 604,6 L de água fria a cada limpeza. Assim, sempre haverá um volume *hold-up* de água em seu interior igual a 1.879,2 L. De forma semelhante se pode pensar para o aquecedor das áreas auxiliares.

Sobre o condensado, este deve ser armazenado em um tanque especial, revestido com isolamento térmico de lã de vidro para manutenção da energia térmica. Para o dimensionamento do tanque de condensado, deve-se levar em consideração seu volume teórico. Para o cálculo do volume total ou teórico do tanque (V_t) levou-se em consideração a vazão mássica de saída do tanque (2.095,48 kg/h), a densidade do condensado igual a 957,85 kg/m³ a 100 °C e 1 atm (VAN WYLEN; SONNTAG; BORGNAKKE, 1995), o tempo que o condensado fica reservado no tanque (considerou-se 1h) e um acréscimo de 25% da sua capacidade, a fim de garantir uma margem de segurança da ocupação. O cálculo é realizado através da Equação 10.1, já apresentada no dimensionamento do misturador e para o tanque de solvente, em seções anteriores.

Encontra-se um volume teórico de $V_t = 2.918$ L, aproximadamente. Portanto, é necessário um tanque de condensado com volume superior ao encontrado. Para tanto,

sugere-se a compra de 1 tanque de condensado horizontal, com volume de 3000 L da Arauterm (ANEXO C.13), modelo TCON-H 3000, de dimensões: comprimento de 3,015 m e diâmetro/largura de 1,360 m.

APÊNDICE C - MEMORIAL DE CÁLCULO DAS TUBULAÇÕES

C.1 DIMENSIONAMENTO DE TUBULAÇÕES

O dimensionamento das tubulações das utilidades consistiu na determinação do diâmetro interno verdadeiro por meio do critério da velocidade recomendada, metodologia descrita por Macintyre (2010). Neste critério, prossegue-se da seguinte forma:

- 1) Calcula-se as demandas de utilidades, passando-as na forma de vazão volumétrica. Essa etapa foi realizada conforme memorial de cálculo das utilidades (APÊNDICE B) e seus resultados podem ser verificados ao longo do Capítulo 13.
- 2) Calcula-se o diâmetro interno da tubulação (D), através da Equação C.1, por meio das demandas calculadas anteriormente (Q) e conhecendo a velocidade recomendada (v) para a tubulação. Vale ressaltar que as velocidades recomendadas variam de acordo com a utilidade em questão.

$$D = \sqrt{\frac{4\gamma Q}{v\pi}} \quad (\text{C.1})$$

Onde:

- γ = volume específico da utilidade, em m^3/kg ;
- Q = vazão volumétrica da utilidade, em m^3/s ;
- v = velocidade recomendada, em m/s .

3) Cada diâmetro calculado será comparado com diâmetros comercialmente disponíveis (também chamados de diâmetro interno verdadeiro ou diâmetro nominal), os quais são apresentados no ANEXO F.7. Ao comparar, opta-se sempre por diâmetros cujos valores sejam o mais próximo possível daqueles calculados, ou seja, um diâmetro maior e menor do que o calculado.

4) Recalcula-se as velocidades por meio da mesma Equação C.1, colocando-se a velocidade em evidência, para o maior e menor diâmetro encontrados comercialmente. Aquela que estiver mais próxima da velocidade recomendada será escolhida e seu diâmetro associado também.

C.1.1 Dimensionamento de tubulações do processo

Para o cálculo do dimensionamento das tubulações do processo é utilizada a metodologia e a equação descrita no item acima. Inicialmente, é definida uma velocidade para a corrente líquida entre 0,6 m/s e 3,5 m/s. Também vale ressaltar que, devido a impossibilidade de acessar experimentalmente as propriedades das correntes utilizadas é necessário a utilização de uma faixa de densidade ou viscosidade cinemática adequada ao dimensionamento correto da tubulação.

Sendo assim, foram calculados os diâmetros requeridos para que a velocidade atendesse às especificações e, com isso, foram definidos os diâmetros nominais, comercialmente disponíveis, considerando tubulações de aço carbono, com Schedule 40, disponíveis no ANEXO F.7.

C.1.2 Dimensionamento de tubulações de vapor

Macintyre (2010) recomenda como velocidade do vapor saturado de 10 a 15 m/s, para ramais secundários, e de 15 a 30 m/s para linhas alimentadoras. Com base nas recomendações, considerou-se a velocidade ideal da corrente como sendo de 15 m/s para toda linha. Utilizou-se, para a definição dos diâmetros nominais, as informações apresentadas no catálogo da tubulação escolhida (aço carbono A106 SCH40), verificada em ANEXO F.7. O cálculo para dimensionamento das tubulações de vapor seguem as etapas apresentadas na seção C.1. Os resultados são apresentados na seção 13.3.

Além disso, tão importante quanto a determinação do tamanho das tubulações é a determinação do revestimento, pintura e isolamento térmico das tubulações, este último especialmente para os casos de tubulações de vapor, condensado, água quente e gelada. Quanto à pintura, a NBR 6493/1994, que trata do emprego de cores para identificação de tubulações, estipula que as tubulações de vapor devem ser cor Branca - B000. Quanto ao isolamento térmico, este será melhor desenvolvido no item C.2 deste mesmo apêndice.

C.1.3 Dimensionamento de tubulações de condensado

Uma vez utilizado nos equipamentos e em contato com as tubulações, o vapor saturado é parcialmente condensado pelas trocas de calor. É conveniente conduzir o condensado em uma temperatura próxima de 100 °C, de modo que possa realimentar a caldeira (MACINTYRE, 2010), evitando desperdícios de água fria e proporcionando maior

eficiência do mesmo. Completa-se com água de reposição (*make-up*), ou água fria, à que se perdeu sob a forma de vapor livre. Quanto à pintura, padroniza-se que as tubulações de condensado são da cor Verde Emblema - N541. Quanto ao isolamento térmico, este será melhor desenvolvido no item C.2 deste mesmo apêndice.

Adentrando agora no dimensionamento das tubulações de condensado, primeiramente foi necessário determinar a vazão mássica total de condensado. Para tanto, é necessário determinar a vazão mássica de condensado dos equipamentos e aquela gerada pelas tubulações. Para a determinação da vazão mássica de condensado gerada por cada equipamento, considerou-se que esta é igual a demanda de vapor requerida pelo equipamento. Já para o cálculo da vazão de condensado nas tubulações, seguiu-se da seguinte forma:

1) Calculou-se o peso unitário (w) do tubo vazio, por meio da conversão do peso unitário em kg/m, consultado conforme ANEXO F.7, para peso unitário em lb/ft.

2) Com o comprimento das tubulações (L), medidas trecho a trecho no layout, e o peso unitário do tubo obtido anteriormente, calcula-se a vazão mássica de condensado formado durante o aquecimento da tubulação por meio da Equação C.2:

$$Q_a = \frac{6,84Lw\Delta t}{Q_i N} \quad (C.2)$$

Onde:

- Q_a = vazão mássica de condensado por aquecimento da tubulação, em lb/h;
- L = comprimento da tubulação, em ft;
- w = peso unitário do tubo vazio, em lb/ft;
- Δt = diferença de temperatura entre o vapor e a ambiente, em °F;
 - Considerando temperatura igual a 20 °C (68 °F) e temperatura do vapor igual a 160 °C (320 °F), temos que $\Delta t = 252$ °F.
- Q_i = calor latente do vapor na temperatura final, em Btu/lb;
 - Conforme tabela termodinâmica (ANEXO F.6), $Q_i = 895,3$ Btu/lb para temperatura do vapor igual a 320 °F.
- N = duração do aquecimento, aqui considerado 5 minutos.

3) Calculou-se o condensado formado durante a operação normal (Q_s), por meio da Equação C.3:

$$Q_s = \frac{La\Delta tU}{Q_i} \quad (C.3)$$

Onde:

- Q_s = vazão mássica de condensado por operação normal, em lb/h;
- a = área lateral unitária do tubo, em ft²/ft;
- U = perda unitária de calor pelo isolamento (Btu/ft²°Fh).
 - Adotou-se $U = 0,286$ Btu/ft²°Fh.

4) Por fim, calculou-se a vazão mássica total de condensado gerado da tubulação (Q), por meio da Equação C.4:

$$Q = n(Q_a + 0,5Q_s) \quad (C.4)$$

Onde:

- Q = vazão mássica total de condensado pela tubulação, em lb/h;
- n = coeficiente de segurança (de 2 a 4), aqui considerado igual a 2.

As vazões de condensado total (Q) que retornam ao tanque de condensado, trecho a trecho, serão iguais à soma das vazões mássicas de condensado por equipamento mais aquelas obtidas na etapa 4) do procedimento descrito anteriormente. Finalmente, o diâmetro das tubulações de condensado (d) pode ser calculado através da Equação C.5:

$$d = \sqrt{\frac{3,06Q_t V_c (h_p - h_r)}{vC_1}} \quad (C.5)$$

Onde:

- d = diâmetro da linha de condensado, em in;
- Q_t = carga total de condensado, lb/h;
- h_p = entalpia do condensado na pressão de formação, em BTU/lb;
 - Conforme tabela termodinâmica (ANEXO F.6), $h_p = 290,4$ BTU/lb
- h_r = entalpia do condensado na pressão operacional, em BTU/lb;
 - Conforme tabela termodinâmica (ANEXO F.6), $h_r = 180,2$ BTU/lb
- V_c = volume específico do vapor na pressão operacional (ft³/lb);
 - Conforme tabela termodinâmica (ANEXO F.6), $V_c = 4,919$ ft³/lb

- C_1 = calor latente de vapor na pressão operacional, em ft^3/lb ;
 - Conforme apontado anteriormente, $C_1 = Q_1 = 895,3 \text{ BTU}/\text{lb}$
- v = velocidade do condensado, em ft/min .
 - Adotou-se para a linha de condensado $v = 6 \text{ m/s}$ ou $1.181,1 \text{ ft}/\text{min}$

C.1.4 Dimensionamento de tubulações de ar comprimido

Macintyre (2010) recomenda como velocidade do ar comprimido de 6 a 8 m/s, em tubulações principais, e de 8 a 10 m/s, em tubulações secundárias. Com base nas recomendações, para as tubulações nas quais o ar comprimido não é usado para transporte, considerou-se como velocidades ideais de corrente 7 m/s para ramais principais e 9 m/s para ramais secundários.

Com relação às tubulações de ar comprimido que alimentam as tubulações de processo para realizar o transporte pneumático, a velocidade de 16,48 m/s foi determinada a partir da tabela presente no ANEXO F.14 considerando a densidade das folhas de $200 \text{ kg}/\text{m}^3$.

Utilizou-se, para a definição dos diâmetros nominais, as informações apresentadas no catálogo da tubulação escolhida (aço carbono A106 SCH40), verificada em ANEXO F.7. Os resultados são apresentados na seção 13.3. Quanto à pintura, padroniza-se que as tubulações de ar comprimido são da cor Azul Segurança - X17J.

C.1.5 Dimensionamento de tubulações de água fria

Para água fria e quente as tubulações devem ser dimensionadas de modo que a velocidade da água, em qualquer trecho de tubulação, não atinja valores superiores a 3 m/s (NBR 5626, 1998). Com base nas recomendações, considerou-se como velocidades ideais de corrente de água fria 2,5 m/s para tubulações principais, 1,3 m/s para ramais de distribuição e tubulações direcionadas a equipamentos da área industrial e 0,7 m/s para ramais secundários e tubulações direcionadas a equipamentos de uso comum. Utilizou-se, para a definição dos diâmetros nominais, as informações apresentadas no catálogo da tubulação escolhida (aço carbono A106 SCH40), verificada em ANEXO F.7. Os resultados são apresentados na seção 13.3. Quanto à pintura, padroniza-se que as tubulações de água fria são da cor Verde Emblema - N541, tal qual a tubulação de condensado.

C.1.6 Dimensionamento de tubulações de água gelada

O dimensionamento das tubulações de água gelada é análogo ao dimensionamento da água fria, seguindo a Equação C.1 e tendo como velocidade de escoamento ideal 2,5 m/s para tubulações principais, 1,3 m/s para ramais de distribuição e 0,7 m/s para ramais secundários. Novamente, utilizou-se a tabela disponível no ANEXO F.7 para definir os diâmetros nominais das tubulações de aço carbono. Os resultados são apresentados na seção 13.3. Quanto à pintura, padroniza-se que as tubulações de água gelada são da cor Verde Emblema - N541, tal qual a tubulação de condensado. Quanto ao isolamento térmico, este será melhor desenvolvido no item C.2 deste mesmo apêndice.

O dimensionamento das tubulações de água gelada é feito utilizando o mesmo método das tubulações de água fria. Primeiramente é determinada a vazão total em cada trecho da tubulação a partir das demandas de cada equipamento. Em seguida, utilizando a equação C.1, é determinado o diâmetro de cada trecho, e considerando a velocidade recomendada para cada tipo de tubulação é selecionada a bitola para cada trecho.

C.1.7 Dimensionamento de tubulações de água quente

O dimensionamento das tubulações de água quente é feito utilizando o mesmo método e equações das tubulações de água fria e gelada, seguindo a Equação C.1 e tendo como velocidade de escoamento ideal 2,5 m/s para tubulações principais, 1,3 m/s para ramais de distribuição e 0,7 m/s para ramais secundários. Novamente, utilizou-se a tabela disponível no ANEXO F.7 para definir os diâmetros nominais das tubulações de aço carbono. Os resultados são apresentados na seção 13.3. Quanto à pintura, padroniza-se que as tubulações de água quente são da cor Verde Emblema - N541, tal qual a tubulação de condensado. Quanto ao isolamento térmico, este será melhor desenvolvido no item C.2 deste mesmo apêndice.

C.2 DILATAÇÃO E ISOLAMENTO TÉRMICO

Para as tubulações de vapor, condensado e água quente é necessário levar em consideração a dilatação térmica das mesmas, para que se possa evitar seus efeitos, como tensões ou empuxos no tubo, por meio de juntas de dilatação. O cálculo da dilatação segue de acordo com a Equação C.6, extraída de Macintyre (2010).

$$\Delta L = CL\Delta T \quad (C.6)$$

Onde:

- ΔL = dilatação linear da tubulação, em mm;
- C = constante de dilatação linear da tubulação. Para aço carbono, $C = 0,000012 \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$;
- ΔT = diferença entre a temperatura inicial e final da tubulação.
 - Para vapor, $\Delta T = 160-20 = 140 \text{ } ^\circ\text{C}$;
 - Para condensado, $\Delta T = 100-20 = 80 \text{ } ^\circ\text{C}$;
 - Para água quente, $\Delta T = 90-20 = 70 \text{ } ^\circ\text{C}$.

A quantidade de juntas por trecho foi pensada para atender a dilatação total da linha principal e seus ramais posteriores. Além disso, considerando que foram usadas juntas telescópicas, é possível encontrar o comprimento das juntas utilizadas nas tubulações, por meio da tabela presente no ANEXO F.10. Os resultados para dilatação nos trechos e quais se verificam necessidade de juntas são apresentados nos itens 13.3.4 e 13.5.6, para cada utilidade em questão.

Quanto ao isolamento, sabe-se que este é de suma importância para a prevenção de acidentes laborais relacionados à queimaduras e para se evitar a dissipação de calor, situação diretamente relacionada com perdas desnecessárias de energia. Assim, optou-se por um material isolante à base de silicato hidratado de cálcio, visto que é o material isolante mais empregado para temperaturas até $650 \text{ } ^\circ\text{C}$ (MACINTYRE, 2010).

A espessura do isolamento varia segundo fornecedor. Para a finalidade, escolheu-se o isolamento térmico Modelo 815/Thermo-12 da Calorisol, cujas espessuras podem ser verificadas na tabela de isolamento disponível no ANEXO F.8. Uma vez que a temperatura de operação da água quente, condensado e vapor estão abaixo de $200 \text{ } ^\circ\text{C}$ e seus diâmetros nominais não ultrapassam 6", conclui-se que o isolamento térmico de todas as tubulações, de água quente, condensado e vapor, serão de 1".

C.3 PERDA DE CARGA E BOMBAS

O objetivo do cálculo para perda de carga é proporcionar informações sobre a necessidade de bombas em determinados trechos das tubulações e posteriormente seu correto dimensionamento. São apresentadas, a seguir, as equações empregadas no cálculo da perda para as tubulações de processo e de utilidades. Vale ressaltar que as equações são utilizadas em todas as tubulações de líquidos, ou seja, tubulações de processo, água fria, quente e

gelada. Alguns casos mais específicos para além das Equações a seguir são tratados em subitens neste mesmo Apêndice.

Para estimativa das bombas utilizadas no processo e nas utilidades líquidas (água fria, quente e gelada) prosseguiu-se com a Equação C.7, utilizada para estimar o fator de atrito total (K_{total}). Este se refere ao somatório dos fatores de atrito de cada acessório e das tubulações, cujos cálculos podem ser realizados através das correlações apresentadas abaixo nas Equações C.8 à 13, usadas de Crane (CRANE, 1982). Observa-se que alguns desses fatores de atrito requerem o fator de atrito de Darcy (f_D), o qual foi obtido por meio da tabela no ANEXO F.17, onde esse valor é apresentado em função do tamanho nominal da tubulação. Por fim, N refere-se ao número de vezes que o acessório foi utilizado, L é o comprimento da tubulação, em m, e D_i seu diâmetro interno, em m.

$$K_{total} = N_{válvula esfera} \cdot K_{válvula esfera} + N_{joelho} \cdot K_{joelho} + N_{tê} \cdot K_{tê} + N_{cruzeta} \cdot K_{cruzeta} + K_{tubulação} \quad (C.7)$$

Onde:

$$K_{válvula esfera} = 3 \cdot f_D \quad (C.8)$$

$$K_{válvula globo} = 340 \cdot f_D \quad (C.9)$$

$$K_{joelho} = 30 \cdot f_D \quad (C.10)$$

$$K_{tê} = 20 \cdot f_D \quad (C.11)$$

$$K_{cruzeta} = 60 \cdot f_D \quad (C.12)$$

$$K_{tubulação} = f_D \cdot \left(\frac{L}{D}\right) \quad (C.13)$$

Após determinar o coeficiente de atrito, é feito o cálculo da diferença de pressão (ΔP), em Pa, do fluido ao longo da tubulação. Para isso utiliza-se a Equação C.14, resultante da Equação de Bernoulli.

$$\Delta P = \frac{K_{total} \rho v^2}{2} + \rho g \Delta H \quad (C.14)$$

Onde:

- ρ = densidade do fluido, em kg/m^3 ;
- v = velocidade recalculada da tubulação, em m/s ;

- ΔH = diferença de altura entre o ponto de saída do fluido e chegada, em m;
- g = aceleração da gravidade, igual a $9,81 \text{ m/s}^2$

Na sequência, a potência necessária para a bomba (W), em kW ou cv, é calculada utilizando a Equação C.15, onde o valor para a eficiência da bomba (ϵ) foi assumido como 0,6, um valor comumente utilizado comercialmente. Em casos onde a potência da bomba resultou em valores fracionados, optou-se por arredondar o valor para cima. Para casos em que a potência exigida fosse inferior a 1 cv, optou-se por utilizar bombas de 1 cv.

$$W = \frac{Q \cdot \Delta P}{\epsilon} \quad (\text{C.15})$$

Onde:

- Q = vazão volumétrica, em m^3/s ;

C.3.1 Perda de carga em tubulações de vapor e condensado

Para o cálculo da perda de carga em tubulações de vapor utilizou-se da Equação C.16, conforme Macintyre (2010):

$$J = 0,029 \frac{m^{1,95} \cdot \gamma^{0,95}}{D^{5,1}} \quad (\text{C.16})$$

Onde:

- J = perda de carga, em kgf/cm^2 por 100 m de tubulação;
- m = vazão mássica de vapor, em kg/h ;
- γ = volume específico do vapor na pressão de operação, em m^3/kg ;
- D = diâmetro interno (nominal) da tubulação, em cm.

Em seguida, calcula-se o comprimento equivalente (L_{eq}), o qual, para as tubulações em geral, corresponderá ao comprimento real do trecho em questão (L) acrescido de 35%, conforme Equação C.17. Por fim, calcula-se a queda ou diferença de pressão por meio da Equação C.18, também apresentada por Macintyre (2010).

$$L_{eq} = 1,35L \quad (\text{C.17})$$

$$\Delta P = \frac{J \cdot L_{eq}}{100} \quad (\text{C.18})$$

Quanto ao condensado, uma vez que as tubulações de vapor devem possuir uma inclinação no sentido do escoamento de pelo menos 0,5% (MACINTYRE, 2010), o

condensado tende a descer acompanhando o fluxo do vapor até o tanque de condensado. Portanto, o cálculo da perda de carga para essa utilidade não será necessário, visto que sua movimentação não requer uso de bombas.

C.3.2 Captação de água fria do poço

O sistema de captação de água fria da empresa se baseia no bombeamento de água de um poço tubular artesiano por meio de uma bomba submersa. Sabendo que a demanda total de água fria da indústria é 218,18 m³/dia, ou 9,09 m³/h, é necessário o dimensionamento da bomba que seja capaz de retirar a quantidade adequada de água para suprir tal demanda. Para tanto, utiliza-se de uma técnica comum de dimensionamento de bombas desse tipo para poços artesianos, onde se calcula altura manométrica total com base nas características do poço, da tubulação e do layout da indústria. Tal procedimento será sucintamente apresentado abaixo.

Primeiramente, calcula-se o comprimento total da tubulação (L_t), por meio da Equação C.19, onde L_{prof} é a profundidade da bomba, AR é a altura de recalque e L_{dist} é a distância da bomba até o reservatório.

$$L_t = L_{prof} + AR + L_{dist} \quad (C.19)$$

Em seguida, obtém-se o fator de perda de carga (J). Neste caso, supõe-se que a tubulação será de PVC e que o diâmetro da tubulação é de 1 ½” (visto que o reservatório inferior escolhido tem esse diâmetro de entrada). O fator de perda de carga é encontrado pela tabela apresentada no ANEXO F.16. Considerando a vazão necessária para indústria de 9,09 m³/h, o fator de perda encontrado é de 11,1%. Com o fator de perda de carga, é possível encontrar a perda de carga (hf), em m.c.a, através da Equação C.20:

$$hf = J \times L_t \quad (C.20)$$

Por fim, calcula-se a altura manométrica total (AMT), em m.c.a, através da Equação C.21 somando o nível dinâmico (ND) com a altura do recalque (AR) e com a perda de carga encontrada anteriormente. Adiciona-se um coeficiente de segurança de 5% com o objetivo de garantir que a bomba sempre consiga suprir a demanda industrial.

$$AMT = 1,05(ND + AR + hf) \quad (C.21)$$

Os dados necessários para realização dos cálculos são apresentados nas Tabelas 88 e 89. Vale ressaltar que, para as características do poço, tomou-se como referência as características do poço da empresa Cerealista Coradini, também localizada em Bagé. Tais

informações foram obtidas através do Mapa Hidrogeológico do Rio Grande do Sul, elaborado pelo Serviço Geológico do Brasil (SGB, 2024).

Tabela 88 - Características do poço

Informações	Valor	Unidade
Vazão máxima de água	12	m ³ /h
Diâmetro do poço	4	in
Profundidade do poço (L_{prof})	100	m
Nível estático (NE)	1	m
Nível dinâmico (ND)	48	m

Fonte: Mapa hidrogeológico do Rio Grande do Sul (2024)

Tabela 89 - Disposições industriais relacionadas ao poço

Informações	Valor	Unidade
Demanda de água	9,09	m ³ /h
Altura de recalque (AR)	17,7	m
Distância até o reservatório (L_{dist})	10	m

Fonte: Autores (2024)

Realizado o procedimento descrito anteriormente, encontram-se os seguintes resultados, os quais constam na Tabela 90.

Tabela 90 - Resultados para dimensionamento da bomba submersa

Informações	Valor	Unidade
L_t	127,7	m
hf	14,17	m.c.a
AMT	83,87	m.c.a

Fonte: Autores (2024)

De posse da vazão requerida pela indústria (9,09 m³/h) e da AMT (83,87 m.c.a), escolhe-se a motobomba que mais se aproxima dos requisitos. Sugere-se a aquisição de uma motobomba da Schneider, modelo SUB40-50S4E18, cuja potência é de 5 cv (ANEXO B.3). Esta bomba (a qual chamaremos P-01) estará operando 24 h por dia, o que corresponde a um gasto energético de 88,26 kWh.

APÊNDICE D - LAYOUTS

São apresentados abaixo, em sequência, os seguintes layouts referentes à indústria:

D.1 LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DO PROCESSO

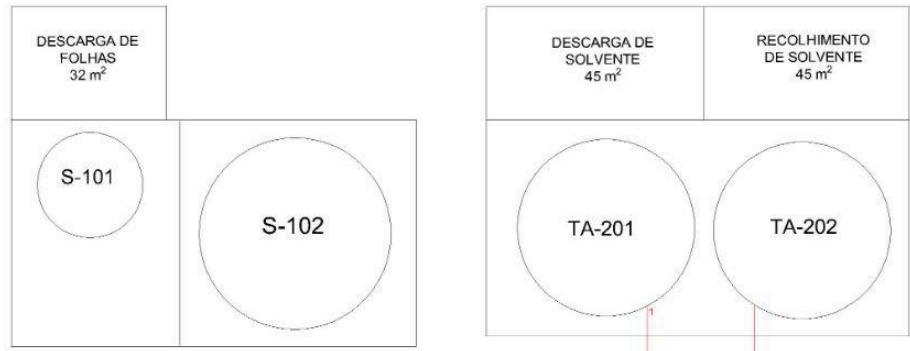
D.2 LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE VAPOR E CONDENSADO

D.3 LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE ÁGUA FRIA

D.4 LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE ÁGUA GELADA

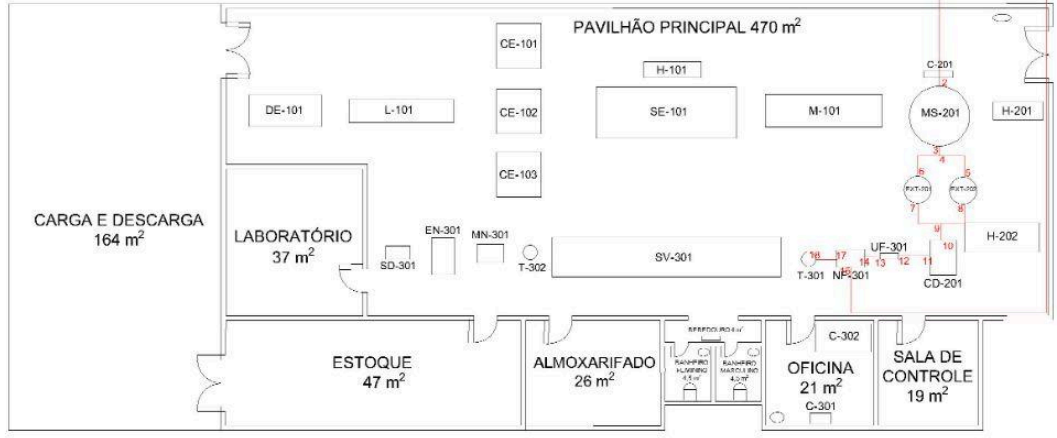
D.5 LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE ÁGUA QUENTE

D.6 LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE AR COMPRIMIDO



LEGENDA:

C-201 - Chiller	MN - Micronizador
C-301 e C-302 - Compressor de ar	MS - Misturador
CD - Centrifuga de pilha de discos	NF - Nanofiltrador
CE - Centrifuga vertical	SD - Seladora
DE - Desfolhadora	S - Secador do tipo esteira
EN - Envasadora	S - Silo
EXT - Extrator	SV - Secador a vácuo
H - Aquecedor	TA - Tanque de armazenamento
L - Lavadora	T - Tanque
M - Moinho de martelos	UF - Ultrafiltrador

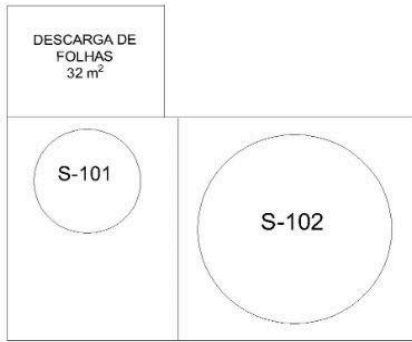


UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

PLANTA INDUSTRIAL DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DA OLEUROPEÍNA

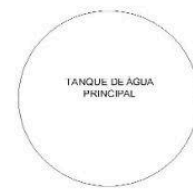
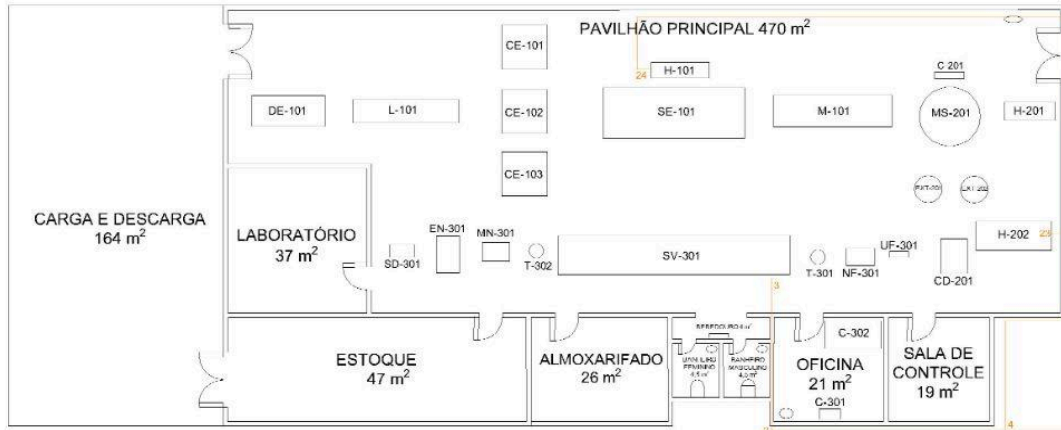
ALUNOS: MONALISA, PEDRO, TATIELI E THIAGO

ESCALA: 1:230 DATA: 30/01/2024



LEGENDA:

C-201 - Chiller	MN - Micronizador
C-301 e C-302 - Compressor de ar	MS - Misturador
CD - Centrifuga de pilha de discos	NF - Nanofiltrador
CE - Centrifuga vertical	SD - Seladora
DE - Desfolhadora	S - Secador do tipo esteira
EN - Envasadora	S - Silo
EXT - Extrator	SV - Secador a vácuo
H - Aquecedor	TA - Tanque de armazenamento
L - Lavadora	T - Tanque
M - Moinho de martelos	UF - Ultrafiltrador

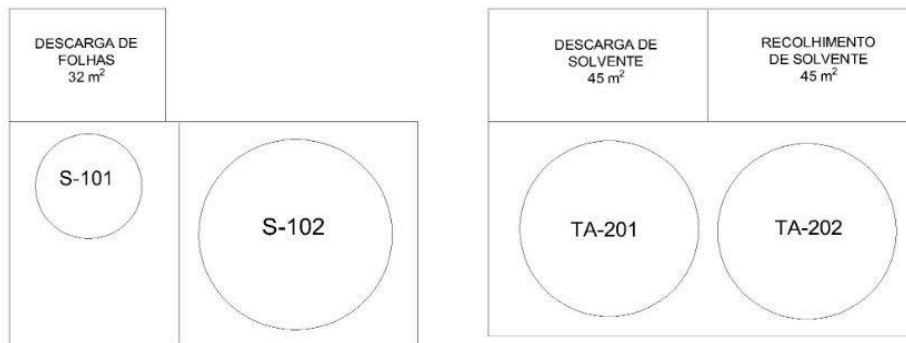


UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

PLANTA INDUSTRIAL DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DA OLEUROPEÍNA

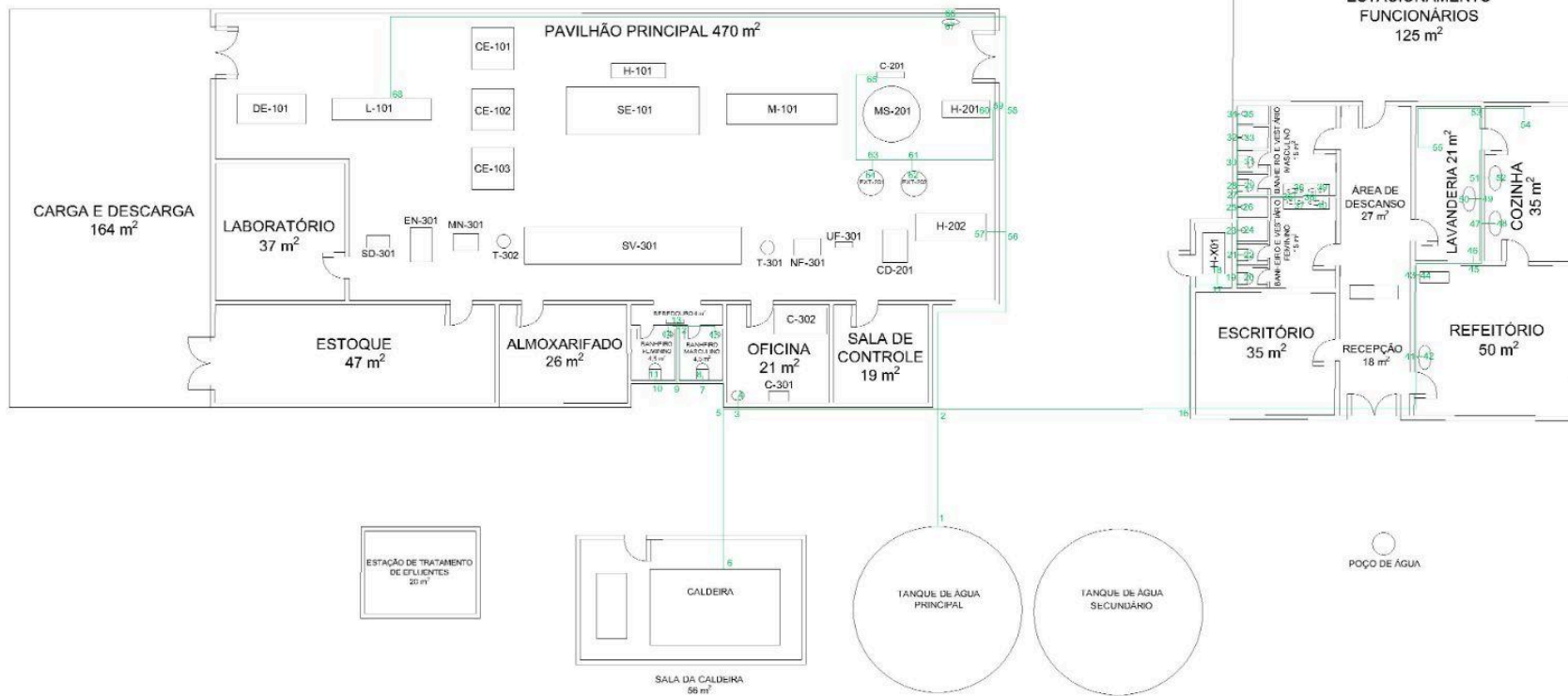
ALUNOS: MONALISA, PEDRO, TATIELI E THIAGO

ESCALA: 1:230 DATA: 30/01/2024



LEGENDA:

C-201 - Chiller	MN - Micronizador
C-301 e C-302 - Compressor de ar	MS - Misturador
CD - Centrifuga de pilha de discos	NF - Nanofiltrador
CE - Centrifuga vertical	SD - Seladora
DE - Desfolhadora	S - Secador do tipo esteira
EN - Envasadora	S - Silo
EXT - Extrator	SV - Secador a vácuo
H - Aquecedor	TA - Tanque de armazenamento
L - Lavadora	T - Tanque
M - Moinho de martelos	UF - Ultrafiltrador



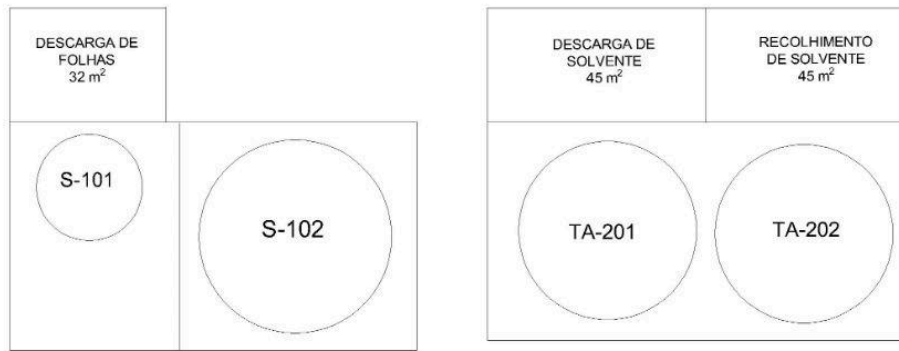
UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

PLANTA INDUSTRIAL DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DA OLEUROPEÍNA

ALUNOS: MONALISA, PEDRO, TATIELI E THIAGO

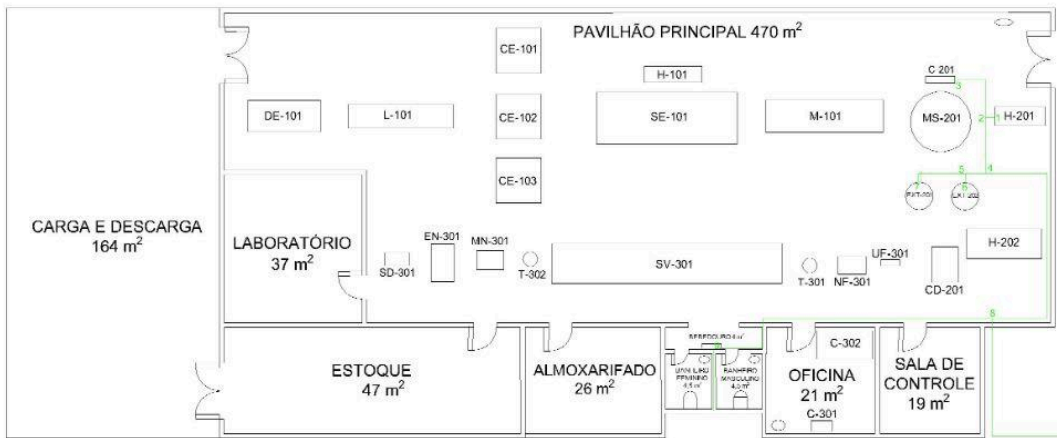
ESCALA: 1:230

DATA: 30/01/2024



LEGENDA:

C-201 - Chiller	MN - Micronizador
C-301 e C-302 - Compressor de ar	MS - Misturador
CD - Centrifuga de pilha de discos	NF - Nanofiltrador
CE - Centrifuga vertical	SD - Seladora
DE - Desfolhadora	S - Secador do tipo esteira
EN - Envasadora	S - Silo
EXT - Extrator	SV - Secador a vácuo
H - Aquecedor	TA - Tanque de armazenamento
L - Lavadora	T - Tanque
M - Moinho de martelos	UF - Ultrafiltrador



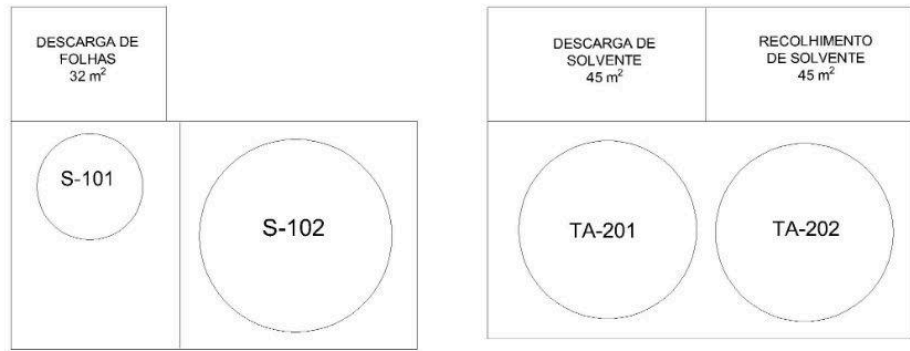
UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

PLANTA INDUSTRIAL DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DA OLEUROPEÍNA

ALUNOS: MONALISA, PEDRO, TATIELI E THIAGO

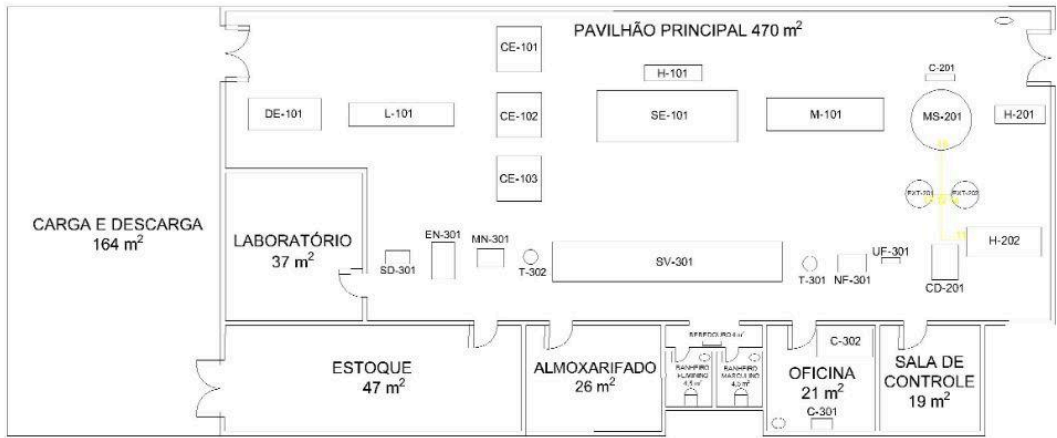
ESCALA: 1:230

DATA: 30/01/2024



LEGENDA:

C-201 - Chiller	MN - Micronizador
C-301 e C-302 - Compressor de ar	MS - Misturador
CD - Centrifuga de pilha de discos	NF - Nanofiltrador
CE - Centrifuga vertical	SD - Seladora
DE - Desfolhadora	S - Secador do tipo esteira
EN - Envasadora	S - Silo
EXT - Extrator	SV - Secador a vácuo
H - Aquecedor	TA - Tanque de armazenamento
L - Lavadora	T - Tanque
M - Moinho de martelos	UF - Ultrafiltrador



UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

PLANTA INDUSTRIAL DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DA OLEUROPEÍNA

ALUNOS: MONALISA, PEDRO, TATIELI E THIAGO

ESCALA: 1:230 **DATA: 30/01/2024**

APÊNDICE E - TABELAS DE VIDRARIAS E EQUIPAMENTOS LABORATÓRIO

E.1 TABELA DE VIDRARIAS

Vidraria	Quantidade	Loja	Preço Total
Béquer	15	Prolab	R\$ 160,65
Erlenmeyer	10	Prolab	R\$ 279,50
Bureta	4	Prolab	R\$ 436,00
Proveta	10	Prolab	R\$ 394,80
Pipeta	20	Prolab	R\$ 508,04
Balão	10	Prolab	R\$ 541,60
Tubos de Ensaio	50	Prolab	R\$ 97,00
Pipeta de Pasteur (pacote)	1	Prolab	R\$ 70,00
Pisseta (500 mL)	5	Prolab	R\$ 44,95
Vidro relógio	10	Prolab	R\$ 156,10
Almofariz com pistilo	2	Prolab	R\$ 61,50
Pêras	4	Prolab	R\$ 103,04
Balão de fundo redondo	4	Prolab	R\$ 192,00
Bastão de vidro	10	Prolab	R\$ 20,00
Barrilete	1	Prolab	R\$ 397,00
Bico de Bunsen	2	Prolab	R\$ 223,20
Cadinho	5	Prolab	R\$ 128,70
Dessecador	2	Prolab	R\$ 1.916,72
Espátulas	5	Prolab	R\$ 270,00
Frascos Reagentes graduados	10	Prolab	R\$ 250,00
Funil de vidro	2	Prolab	R\$ 37,00
Lâmina Microscópio	2	Prolab	R\$ 13,80
Lâminula Microscópio	2	Prolab	R\$ 7,00
Pinça	2	Prolab	R\$ 35,92
Tenaz	2	Prolab	R\$ 239,40
Placas de Petri	20	Prolab	R\$ 719,40
Tubo Falcon	1	Prolab	R\$ 54,00
Ponteira	1	Prolab	R\$ 24,83

Vidraria	Quantidade	Loja	Preço Total
Suporte Universal	2	Prolab	R\$ 336,60
Garras	2	Prolab	R\$ 133,20
Papel Kraft	1	Mercado Livre	R\$ 54,80
Kitassato	3	Prolab	R\$ 144,00
Funil de Bunchen	3	Prolab	R\$ 201,72
Alça de Drigalski	10	Prolab	R\$ 253,80
Alça de Platina	5	Prolab	R\$ 625,00
Chapa Aquecedora com agitador magnético	1	LojasSynth	R\$ 1.870,48
Mufa	2	Prolab	R\$ 72,00
Estante para tubos	2	Prolab	R\$ 41,54
Tripé com tela de amianto	2	Mercado livre	R\$ 146,00
Suporte para pipetas	2	Prolab	R\$ 253,30
Micropipetador	2	Prolab	R\$ 798,00
Microtubo Eppendorf	1	Prolab	R\$ 27,00
Rack ponteira	1	Prolab	R\$ 9,00
Papel Filtro	1	Prolab	R\$ 8,57
Barra magnética lisa	10	Prolab	R\$ 80,60
Pegador de barra magnética	2	Prolab	R\$ 173,32
		Total	R\$ 12.611,08

E.2 TABELA DE EQUIPAMENTOS

Equipamento	Quantidade	Loja	Preço Unitário	Preço Total
Colorímetro	1	Alibaba	R\$ 4.000,00	R\$ 4.000,00
Espectrofotômetro	1	Akso	R\$ 19.735,10	R\$ 19.735,10
Mufla	1	Prolab	R\$ 5.815,43	R\$ 5.815,43
Agitador para peneiras	1	Didática	R\$ 10.266,50	R\$ 10.266,50
Peneiras (Preço médio)	6	Lumilabor	R\$ 161,00	R\$ 966,00
Phmetro	1	Prolab	R\$ 1.590,00	R\$ 1.590,00
Microscópio Óptico	2	Prolab	R\$ 1.897,00	R\$ 3.794,00
Autoclave Vertical	1	Prolab	R\$ 11.728,00	R\$ 11.728,00
Capela de exaustão	1	Prolab	R\$ 2.245,00	R\$ 2.245,00
Capela de Fluxo Laminar	1	Mercado Livre	R\$ 4.398,90	R\$ 4.398,90
Estufa	1	Prolab	R\$ 1.991,68	R\$ 1.991,68
Estufa Bacteriológica	1	Lumilabor	R\$ 2.253,75	R\$ 2.253,75
Centrífuga	1	Forlab	R\$ 1.840,00	R\$ 1.840,00
Armário Reagentes	1	Ótima Distribuidora	R\$ 895,00	R\$ 895,00
Armário Vidraria	1	Ótima Distribuidora	R\$ 895,00	R\$ 895,00
Geladeira	1	Amazon	R\$ 2.069,00	R\$ 2.069,00
Deionizador de água	1	Prolab	R\$ 1.598,50	R\$ 1.598,50
Bomba de vácuo e Compressor	1	Prolab	R\$ 4.042,50	R\$ 4.042,50
Balança Analítica	1	Prolab	R\$ 10.683,75	R\$ 10.683,75
Shaker	1	Newlab	R\$ 16.380,00	R\$ 16.380,00
Banho-Maria	1	Amazon	R\$ 767,96	R\$ 767,96
Contador de colônias	1	Netlab	R\$ 1.320,00	R\$ 1.320,00
Agitador Vortex	1	Prolab	R\$ 480,00	R\$ 480,00
			Total	R\$ 109.756,07

ANEXO A - EQUIPAMENTOS DO PROCESSO

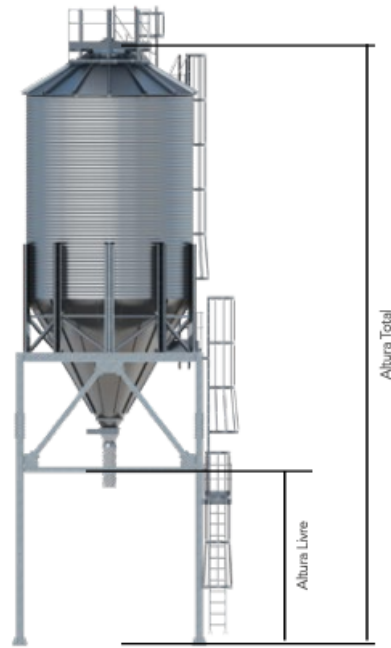
ANEXO A.1 - DESFOLHADORA



- Patente requerida;
- Dimensões (comprimento x largura x altura) 310cm x 135cm x 295cm;
- Capacidade de trabalho aproximada de 600kg/h de folhas;
- Pode ser usado em tratores com no mínimo 55cv;

Fonte: RR AGRÍCOLA (2023)

ANEXO A.2 - SILO DE ARMAZENAMENTO 1



Silo 60°

Diâmetro do Silo	Diâmetro Nominal (m)	Número de Anéis	Ângulo do Funil	Altura do Silo	Altura Total	Altura livre para fluxo de veículos	Capc. (m ³)
15	4,55	2	45°	4,3	12,3	4,5	55
15	4,55	3	45°	5,4	13,4	4,5	73
15	4,55	4	45°	6,5	14,5	4,5	91
15	4,55	5	45°	7,6	15,6	4,5	110
15	4,55	2	60°	5,0	13,0	4,5	64
15	4,55	3	60°	6,1	14,1	4,5	82
15	4,55	4	60°	7,2	15,2	4,5	100
15	4,55	5	60°	8,3	16,3	4,5	118

Fonte: GRAIN SYSTEMS (2023)

ANEXO A.3 - ESTEIRA



Model	Size mm	Thickness	Height mm	Motor Power	Magnetism
LSS-S	4500*360	3	1300	400	3000
LSS-01	6800*360	3	2000	400	3000
LSS-02	8500*360	3	2500	400	3000
LSS-03	10400*460	3	3000	750	3000

Fonte: Alibaba (2024. a)

ANEXO A.4 - ELEVADOR DE CAÇAMBA



Modelo	Parâmetros Técnicos p/ Produtos com Densidades de (250 à 750kg/m ³)								
	A (mm)	B (mm)	C (mm)	D (Ø mm)	Potência motoredutor (cv)	Altura (m)	Correia (pol. lonas)	Nº Canecas (p/m - modelo)	Capacidade m ³ /h 100% enchimento
IM-ELC7	430	150	700	150	1 à 3	4 à 45	5" - 3L	7 à 10 - 100 S	7
IM-ELC24	800	200	1100	200	2 à 7,5	4 à 45	6" - 3L	5 à 8 - 130 S	24
IM-ELC45	820	250	1100	250	3 à 12,5	4 à 45	8" - 3L	5 à 8 - 180 S	45
IM-ELC90	1000	350	1400	350	5 à 20	6 à 45	12" - 4L	5 à 7 - 280 S	90
Capacidades especiais sob consulta.									

Fonte: IMETAL (2024)

ANEXO A.5 - LAVADORA CONTÍNUA



A Washmatic 1000 construída em aço inox Aisi304 esta dotada de Sistema de lavagem hidrodinâmico, combinando borbulhas de ar e caudal controlado de água; Sistema “duplo” captador de insetos para maior eficácia; Peneira estática de ranhura contínua para retenção de pequenas partículas e insetos; Filtro por gravidade para retenção de micro partículas; Sistema de circulação contínua composto por bomba centrífuga, filtro de linha e sistema de jatos superiores; zona calma para decantação de sólidos e esteira de saída.

Dimensões do tanque (mm): 1000 x 4500

Tensão: Trifásico 220/380 V

Potência: 6 cv (4,4 hp)

Capacidade de produção: 1000 até 1500 kg/hora

Capacidade de água: 2800 Litros

Fonte: VALMAQ (2023)

ANEXO A.6 - CENTRÍFUGA DE HORTALIÇAS



Modelo	Potência/tensão	Peso	Tamanho (mm)	Capacidade
AMS-TS500	0,75kw/380v	400kg	940*560*830	8-10kg
AMS-TS600	1,1kw/380v	500kg	1050*660*930	15-20kg
AMS-TS700	1,5kw/380v	600kg	1180*750*930	25-30kg
AMS-TS800	2,2 kW/380 V	700kg	1280*820*1000	35-40kg
AMS-ST5900	4kw/380v	900kg	1400*1400*700	50-55kg
AMS-ST51100	5,5 kW/380 V	1400kg	1620*1620*865	65-80kg
AMS-ST51300	7,5 kW/380 V	2500kg	1920*1920*935	110-140kg

Fonte: FRESH (2023)

ANEXO A.7 - SECADOR EM ESTEIRA



Marca	Gondor
Tensão	380V/Personalizado
Poder (W)	16,5 kW
Dimensão (L*W*H)	6*2,2*2,5m
Evaporação de água	75% a 80% (Personalizado)
Espessura do material	10-70 mm
Temperatura de secagem	40~120°C
Tempo de secagem	0,5-5 horas
Potência do motor principal	1,5 kW
Ventilador de tiragem de ar quente	15 kW
Descarga do transportador	0,12 kW
Fonte de calor	Madeira, carvão, partículas de biomas, vapor, gás natural, óleo diesel, energia elétrica
Material da máquina	Aço colorido, aço com pintura de desaparecimento de fogo, aço inoxidável e outros

Fonte: Alibaba (2023. c)

ANEXO A.8 - MOINHO DE MARTELOS



Modelo	BSP-350	BSP-450	BSP-500	BSP-750
Capacidade (kg/h)	20-200	40-500	60-800	120-1800
Tamanho de entrada (mm)	<15	<15	<15	<15
Finura do pó (malha)	60-2500	60-2500	60-2500	60-2500
Motor de esmagamento (kw)	7,5/11	15/18,5	22/30/37	45/75
Motor de grau (kw)	1.1	2.2	7,5	11
Ventilador (kw)	5.5	7,5	18,5	37
Motor de alimentação (kw)	0,37	0,75	0,75	1.1
Motor de descarga (kw)	0,75	0,75	0,75	1.1
Velocidade do eixo principal (rpm)	-6500	-5600	-4400	-3100
Classificação da velocidade do impulsor (rpm)	4000	4000	3500	3.000
Tamanho total (C*L*A)(mm)	5000×1400×2800	5400×1500×2900	6600×2000×3600	9800×2700×4900
Peso (kg)	1600	1800	2300	3100

Fonte: BRIGHTSAIL (2023)

ANEXO A.9 - SILO DE ARMAZENAMENTO 2



Componentes do núcleo	Steel Plate
Lugar de origem	Henan, China
Peso	15500 KG
Garantia	1 ANO
Circunstância	novo
Material	Aço
Marca	HKB
Dimensão (L*W*H)	8.25m*8.25m*17.04m
Type	500 Tons Capacities Maize Vertical Steel Storage Tank Silos Prices

Fonte: Alibaba (2023. d)

ANEXO A.10 - TANQUE DE MISTURA

TAMPA BASCULANTE E DE INSPEÇÃO TIPO 'HEIA LUA' PARAFUSADA COM 1 PORÇA ALTA TRAVANTE PARA RELOJOARIA E VIABILIZAR A ENTRADA DO PRODUTO A SER MISTURADO

TAMPA COM REFORÇOS PARA RECEBER AGITADOR

LUNGA DE ALINHAMENTO 1/2" G" PLUGADA

QUEBRA ONDAS PARA EVITAR VORTEXE QUANTIDADE DE 3 A 4 CONFORME A CAPACIDADE DO TANQUE (VOLUME)

SAÍDA DO PRODUTO 1/2" G" PLUGADA

SISTEMA DE ROTACÃO DO EQUIPAMENTO ROTÁRIO

SAÍDA DO PRODUTO VALVULA DE ESFERA (EM PVC 1/2")

PÉS PARA SUSTENTAÇÃO DO TANQUE COM BASE PRARA ENCAIXAÇÃO AO REDUTOR COM REFORÇOS EM AMBOS LADOS VER TABELA ABAIXO "H"

ARÇOS PARA TAMPA BASCULANTE E DE INSPEÇÃO

ALÇAS DE ENCAIXAMENTO PARA MOVIMENTAÇÃO DO TANQUE EM VAZIO

PARAFUSO DE SUSTENTAÇÃO DO EQUIPAMENTO COM ARRUELA DE DE PRESSÃO AJUSTADA AO REDUTOR

MOTOR 4/6 POLOS PROTEÇÃO (IP55)

TAMPA COM REFORÇOS PARA RECEBER AGITADOR

BASE DE FIXAÇÃO DO EQUIPAMENTO

QUANTIDADE DAS HÉLICES CONFORME VOLUME TANQUE E DO PRODUTO A MISTURAR

SISTEMA DE ROTACÃO DO EQUIPAMENTO ROTÁRIO

3/8" HÉLICE

DETALHE MONTAGEM AGITADOR

DETALHE S MANCAL DE FUNDO

DETALHE R VISOR NÍVEL

VALVULA DE SEQUENÇA EM PP 1/2" BSP-F

FUNDOS TANQUE COM REFORÇOS

FUROS PARA FIXAÇÃO DO AGITADOR

OBS:
Nossos equipamentos são fabricados em aço INOX: 304 e 316. Os equipamentos tem fabricação padronizadas, com 100% das peças padronizadas, e fabricadas em nossa fábrica, para poder viabilizar as peças para eventuais reposição.

NOTAS:
Os impelidores (hélices) tipo pás retas, inclinadas a 45° são, praticamente, de uso universal pois, de maneira geral possuem uma ação suave que, com frequência, se deseja para a maioria dos produtos.

***IMPORTANTE:**
OS MOTORES SÃO TRIFÁSICOS COM PROTEÇÃO (IP55), E COM FIXAÇÃO POR FLANGE TIPO "FF" PARA VIABILIZAR A MONTAGEM; E DIMINUIÇÃO DO PESO E PARA OS AMBIENTES PERIGOSOS, E UTILIZADOS OS MOTORES A PROVA DE EXPLOÇÃO, QUE DESTINAM-SE A TRABALHAR EM AMBIENTES CLASSIFICADOS COMO ALTO RISCO, POR CONTEREM GASES, VAPORES, POEIRAS, FIBRAS INFLAMÁVEIS, OU EXPLOSIVAS, COM PROTEÇÃO (IPW55) A PROVA DE EXPLOÇÃO E TAMBÉM, PODENDO TRABALHAR COM O INVERSOR DE FREQUENCIA PARA REGULAR A ROTACÃO, DE TRABALHO DO AGITADOR PARA MELHOR ROTACÃO;

CAPACIDADE	A	B	C	D	E	F	G HÉLICE	H	I	MOTORES ELÉTRICOS	VELOCIDADE (RPM)
TQ.2.000 - LTS	Ø1300	1770	600	2370	900	2" - BSP-F	Ø700	4 PÉS FIXAÇÃO	2.1/2" - BSP-F	1,0 Á 3,0 cv - 4 E 6 POLOS 60 Hz	60 Á 200
TQ.2.500 - LTS	Ø1350	1770	600	2370	900	2" - BSP-F	Ø700	4 PÉS FIXAÇÃO	2.1/2" - BSP-F	1,5 Á 4,0 cv - 4 E 6 POLOS 60 Hz	60 Á 250
TQ.3.000 - LTS	Ø1480	1860	650	2450	1000	3" - BSP-F	Ø750	4 PÉS FIXAÇÃO	2.1/2" - BSP-F	2,0 Á 5,0 cv - 4 E 6 POLOS 60 Hz	60 Á 300
TQ.4.000 - LTS	Ø1600	2100	650	2750	1000	3" - BSP-F	Ø800	4 PÉS FIXAÇÃO	3" - BSP-F	3,0 Á 6,0 cv - 4 E 6 POLOS 60 Hz	60 Á 300
TQ.5.000 - LTS	Ø1800	2100	700	2800	1050	3" - BSP-F	Ø900	6 PÉS FIXAÇÃO	3" - BSP-F	4,0 Á 10 cv - 4 E 6 POLOS 60 Hz	60 Á 350
TQ.6.000 - LTS	Ø1900	2200	700	2900	1100	4" - BSP-F	Ø1000	6 PÉS FIXAÇÃO	4" - BSP-F	5,0 Á 15 cv - 4 E 6 POLOS 60 Hz	60 Á 350
TQ.10.000 - LTS	Ø2400	3300	800	3200	1200	4" - BSP-F	Ø1200	8 PÉS FIXAÇÃO	4" - BSP-F	10,0 Á 25 cv - 4 E 6 POLOS 60 Hz	60 Á 400

ITEM	DENOMINAÇÃO	QDE.	MATERIAL	OBS.
DES.:	-	-		
PROJ.:	-	-		
APROV.:	-	-		

CLIENTE: -

TÍTULO: DESENHO TABELA DE MONTAGEM AGITADOR RÁPIDO TANQUE FUNDO CONICO COM PÉS PARA PRODUTOS QUÍMICOS DE ATÉ 2.000 LITROS A 10.000 LITROS E MOTOR ELÉTRICO DIRETO

ESCALA: - REFERÊNCIA:

TOL. GERAL: ±0,1 FOLHA: 01/01 Nº DESENHO: TQ - MT - 2.000 - Á 10.000 LTS-FC - LTS A3

Fonte: Mabilly (2024)

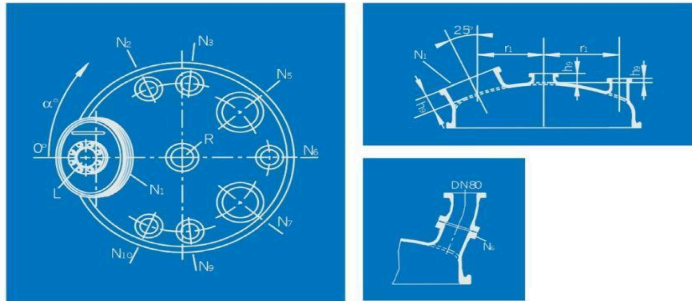
ANEXO A.11 - TRANSDUTOR ULTRASSÔNICO



Volume do lote	Quociente de vazão	Dispositivos recomendados
0,5 a 1,5mL	n / D	VialTweeter
1 a 500mL	10 a 200mL/min	UP100H
10 a 2.000mL	20 a 400mL/min	UP200Ht , UP400St
0,1 a 20L	0,2 a 4L/min	UIP2000hdT
10 a 100L	2 a 10L/min	UIP4000hdT
15 a 150L	3 a 15L/min	UIP6000hdT
n / D	10 a 100L/min	UIP16000
n / D	maior	cluster de UIP16000

Fonte: Hielscher (2023c)

ANEXO A.12 - REATOR PARA EXTRAÇÃO



Reactor Type AE 1000

Technical Information

Reactor specifications

Nominal Volume	1000 l
Overall Capacity	1474 l
Overall Jacket Capacity	213 l
Heat Exchange Surface	4.59 m ²
Total Weight	approx. 2245 kg

Main dimensions [mm]

h_1	h_2	h_3	h_4	h_5
1200	350	1560	90	1726
h_7	h_8	h_9	d_1	d_2
76	1050	507	1200	1300

Nozzles [mm]

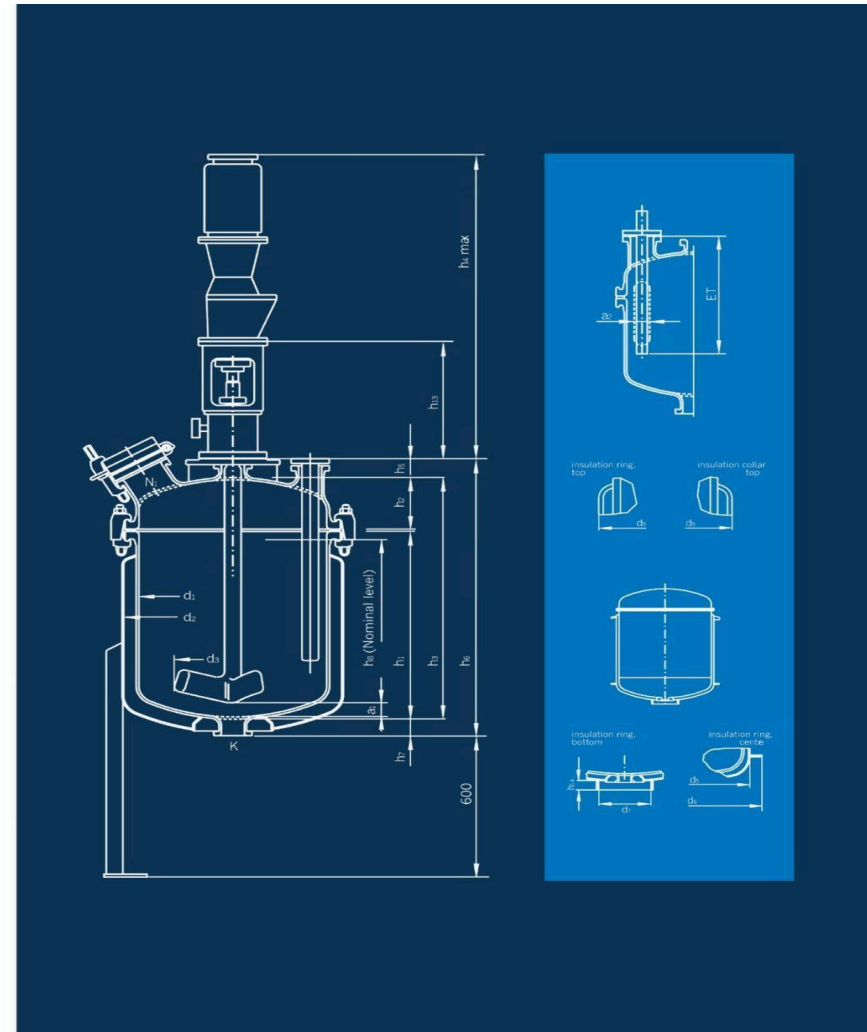
	DN	α°	r_1	h_v
N1	350x450	0	440	125
N2	100	67,5	500	30
N3	100	95	500	30
N5	200	137,5	450	60
N6	100	180	500	30
N7	200	222,5	450	60
N9	100	265	500	30
N10	100	292,5	500	30
K	100	-	0	-
L	100	0	-	-
R	125	-	0	70

Agitator

Impeller-type agitator
 $d_a = 720$, $\alpha = 85^\circ$
 Remaining volume below agitator: 8 l

Baffle/Quatro-Pipe

For nozzle: DN200
 Immersion depth (ID): 1250 mm
 Paddling (a_1): 180 mm
 Volume below baffle: 239 l



Fonte: Pfaudler (2024)

ANEXO A.13 - CENTRÍFUGA DE PILHA DE DISCOS



Technical Data Sheet

Model	DHC250	DHC270	DHC400	DHC500	DHC550
Drum speed(r/min)	11500	8086	7070	6626	6000
Equivalent settlement area(*107cm ²)	10.5	17.2	28.5	67.2	86.5
Separation factor(g)	14600	8860	10785	12293	10500
Water capacity(t/h)	0.5-1	1	3	5	10
Power(kw)	4	4	7.5	15/18.5	22/30
Overall dimension(mm)	920*790*950	810*968*1139	1495*1130*1485	1780*1500*1900	1850*1550*2050

Fonte: Alibaba (2023. e)

ANEXO A.14 - ULTRAPURIFICADOR



Marca	Hua mo
Material	Carton
Peso	500KG
Tamanho	255*80*195cm
Product name	RO Membrane System
Application	Drinking Water, Bottled Water
Type	Pure Water Treatment System
Material	PVDF/PVC
Filter tank	Fiber Glass Reinforced
Pre-treatment	Sand+carbon+water softener+Security filter+RO Supply Ability

Fonte: Alibaba (2023. f.)

ANEXO A.15 - NANOFILTRADOR



Technical parameter

Type	Productivity (T/H)	Power (KW)	Recycle Rate (%)	Water-out Conductivity (US/CM)	Water-in Conductivity (US/CM)
LR0-0.5	0.5	2.2	50	3-8	≤300
LR0-0.5	0.5	2.2	50	3-8	≤300
LR0-1	1.0	2.5	65	3-8	≤300
LR0-2	2.0	4.0	65	3-8	≤300
LR0-3	3.0	4.0	75	3-8	≤300

Fonte: Alibaba (2023. g.)

ANEXO A.16 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO



Especificações de um 250 l. tanque:

- Diâmetro 630 mm.
- Altura 820 mm.
- Peso 12,7kg.
- Garantia 2 anos.

Fonte: SD Inox (2023)

ANEXO A.17 - SECADOR A VÁCUO



TECHNICAL SPECIFICATIONS :							
MODEL	RV-VTD 3TRAY	RV-VTD 6TRAY	RV-VTD 12TRAY	RV-VTD 24TRAY	RV-VTD 36TRAY	RV-VTD 48TRAY	RV-VTD 96TRAY
No. Of Trays	3	6	12	24	36	48	96
Capacity in Kg	3-5	12-18	25-35	50-75	75-100	100-150	200-300
Tray volume in Ltrs	5	10	10	10	10	10	10
Capacity in Kg.	1 – 1.5	2 – 3	2 – 3	2 – 3	2 – 3	2 – 3	2 – 3
Tray size : L W H in mm	406x406 x 32	812x406 x 32	812x406 x 32	812x406 x 32	812x406 x 32	812x406 x 32	812 x 406 x 32
No. of Heating Shelves	4	7	7	9	13	17	17
Shelf size in mm	430x430	430 X835	835x835	835x1259	835x1250	835x1250	1250x1650
Distance between shelves in mm	100	100	100	100	100	100	100
Trays on each self	1	1	2	3	3	3	6
Condenser	0.2m ²	0.5 m ²	0.75m ²	1m ²	1.5m ²	2m ²	3m ²
Receiver	10Ltrs	25 Ltrs	50 Ltrs	75 Ltrs	100 Ltrs	150 Ltrs	250 Ltrs
H.W. Distribution Pipes	1"	1 ½"	1 ½"	1 ½"	1 ½"	1 ½"	2"
Door Gasket (Silicon)	16mmSQ	16mmSQ	16mmSQ	16mmSQ	16mmSQ	16mmSQ	16mmSQ
No. of Door Bolts (Φ40)	4	6	8	10	12	12	14
Design Temperature : 150 deg.°C, TESTING : The vacuum dryer shelves are hydro-tested 5 Kg/Cm ² in Assembled condition. The vacuum chamber is tested for full vacuum.							
OVERALL DIMENSIONS (APPROX.) :							
Width in mm	900	1250	1700	1800	1800	1850	2300
Depth in mm	900	1500	1500	1900	1900	1900	2300
Height in mm	1100	1850	1900	2100	2250	2650	2650
Weight in mm	400	700	1000	1500	2000	2500	5500

Fonte: RAVI INTERNATIONAL (2024)

ANEXO A.18 - MICRONIZADOR



CB0278

MOINHO DE DISCOS VIBRATÓRIO, CÂMARA DE AMOSTRA COM CAPACIDADE PRA 35-2000ML. GRANULOMETRIA INICIAL <20MM, PRODUTO FINAL <20µM (MICRON) – MODELO RS 300 XL

Informações gerais

The Vibratory Disc Mill RS 300 XL is suitable for the extremely quick, loss-free and reproducible grinding of medium-hard, brittle and fibrous materials to analytical fineness. It is possible to process 1, 2, 3 or 4 samples simultaneously. Thanks to the robust universal drive shaft, which sets the grinding jar into a 3-D motion, this mill accepts grinding set weights of up to 30 kg. The closed grinding system guarantees complete processing of the sample.

Just like the RS 200, the RS 300 XL with its robust design has proven to be ideally suitable for applications in geology, mineralogy, metallurgy, as well as in the building materials sector (cement) and in power plants.

Due to the high end fineness and speed the RETSCH Vibratory Disc Mills are the perfect choice when it comes to preparing samples for spectral analysis.



Exemplos de aplicação

Óxidos metálicos, cerâmica, cimento, clínquer de cimento, coal, componentes eletrônicos, concreto, coque, coríndon, escória, minérios, minerais, partes de plantas, silicatos, solos, vidro, etc.

Vantagens dos produtos

- Reproducible results and homogeneous samples thanks to universal drive shaft (3D vibration of grinding sets);
- Speed: 912 min⁻¹;
- Short grinding times;
- Autoreverse function (left/right rotation);
- Programmable interval function (start/ stop automatic);
- Wide range of materials for contamination-free grinding;
- Grinding jar volumes from 100 ml up to 2,000 ml;
- Closed and noise-insulated grinding chamber;
- Pneumatic grinding-jar clamping (with air-pressure) for convenient and safe handling;
- Additional security feature: mill only starts if the pneumatic pressure is correct;
- Optional Autolifter for ergonomic lifting of heavy grinding sets.

Biosystems Comércio, Imp. e Exp. de Equip. para Laboratório
Rua Theodoro Makiolka, 885, Santa Cândida, Curitiba – PR - CEP: 82640-010.
E-commerce: www.biosystems.com.br E-mail: comercial@biosystems.com.br



Pág. 1 - 5

ANEXO A.19 - EMPACOTADORA AUTOMÁTICA VOLUMÉTRICA PARA PÓS



Especificações Técnicas

MODELO	CAPM 1000 VATP
PRODUTIVIDADE	ATÉ 4.200 PACOTES POR HORA (PODE VARIAR CONFORME O TIPO DO PRODUTO)
DOSAGEM	ATÉ 1000 GRAMAS
ALTURA DO PACOTE	ATÉ 300 MM
LARGURA DO PACOTE	ATÉ 200 MM
TENSÃO ELÉTRICA	220 V (MONOFÁSICA)
POTÊNCIA ELÉTRICA	2200 W
PRESSÃO DE TRABALHO	0,4 ~ 0,6 MPA
MATERIAL DA EMBALAGEM	FILMES BILAMINADOS COMO PET/PP, AL/PE, PET/PE, PAPEL/PE
DIMENSÃO DA MÁQUINA (C X L X A)	975 X 1585 X 2470 MM
PESO	200 KG

Fonte: CETRO (2024)

ANEXO A.20 - SELADORA



ALIMENTAÇÃO
220 V



POTÊNCIA
185 W



TAMANHO
C 10,50 x L 550,00 x A 900,00 mm

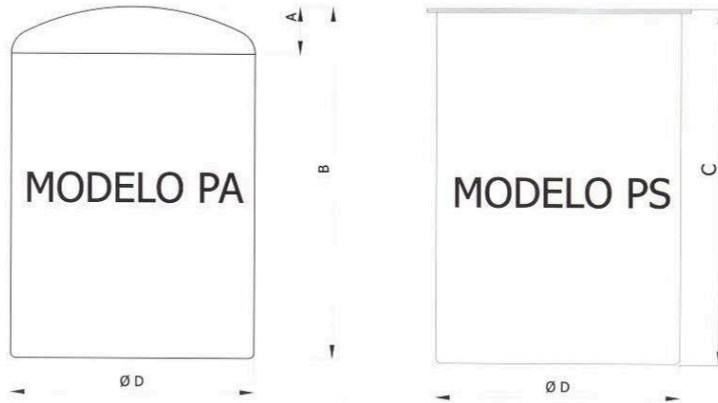


PESO
67,00 Kg

Fonte: TECFAG (2024)

ANEXO A.21 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO TA-201 E TA-202

TANQUE CILÍNDRICO VERTICAL



CAPACIDADE (Litros)	DIÂMETRO (mm)	MODELO PA		MODELO PS
		A	B	C
1.000	1.000	194	1.345	1.280
1.500	1.000	194	1.985	1.910
2.000	1.200	233	1.855	1.770
3.000	1.500	291	1.805	1.700
4.000	1.500	291	2.375	2.270
5.000	1.500	291	2.945	2.830
6.000	1.750	340	2.620	2.500
7.000	1.750	340	3.040	2.910
8.000	1.750	340	3.450	3.330
10.000	2.000	388	3.330	3.190
15.000	2.500	485	3.235	3.060
20.000	2.500	485	4.245	4.075
25.000	2.500	485	5.265	5.100
30.000	2.750	534	5.245	5.060
30.000	3.000	582	4.455	4.250
35.000	3.000	582	5.165	4.960
40.000	3.000	582	5.875	5.660
50.000	3.000	582	7.285	7.080
50.000	3.300	640	6.075	5.850
60.000	3.660	915	6.010	5.705
70.000	3.800	737	7.320	7.055
80.000	3.800	737	6.440	6.180
90.000	3.800	737	8.195	7.940
100.000	3.800	737	9.075	8.820
150.000	4.500	1.125	9.810	9.435
200.000	5.000	1.250	10.810	10.190
250.000	5.000	1.250	13.365	12.735
300.000	7.000	1.358	8.275	7.800
400.000	7.000	1.358	10.875	10.395
500.000	7.000	1.358	13.475	12.995
600.000	7.000	1.358	16.070	15.595
700.000	7.000	1.358	18.670	18.195
800.000	7.000	1.358	21.265	20.790
900.000	7.000	1.358	23.866	23.390
1.000.000	7.000	1.358	26.465	25.990

NOTA 01: Outras capacidades e dimensões sob consulta.

NOTA 02: Dimensões em milímetros.

ANEXO B - EQUIPAMENTOS AUXILIARES

ANEXO B.1 - DESUMIDIFICADOR PARA SILO DE ARMAZENAMENTO 2



INFORMAÇÕES TÉCNICAS

Desumidificador Plus 10.000 - LCD

Alimentação (V): 220V	Ionizador: Não possui
Potência Desumidificador: 2.380W	Umidostato: Sim possui
Dimensões (cm): A 171 x L 78 x P 46 cm	Ruído: 68,5db
Peso bruto: 142,3Kg	Vazão de ar/hora: 1.900 m³/h
Peso líquido: 125,4Kg	Filtro: PVC
Desumidificação (Litros/dia): 180L/D 30°C 80%UR	Rodízio: Ommidirecional (360°)
Capacidade do reservatório de água: Não possui	Portátil: sim
Possui conector de dreno (mangueira não acompanha)	Garantia: 1 Ano
Cor: Branco	Acessórios: Manual de instrução
Corrente (A): 11 A	Mais informações: Limpeza de filtro 1x por semana
Tipo de motor: Compressor	
Capacidade do Compressor: 3Hp	
Gás Refrigerante Compressor: R410	
Temperatura de Trabalho: 17°C a 35°C	
Defrost: Sim possui	

Fonte: Thermomatic (2024)

ANEXO B.2 - CAIXA DE GORDURA



A caixa de gordura é um dispositivo que retém partículas de gorduras que poderiam obstruir tubulações ou prejudicar sistemas de tratamento de efluente. O equipamento funciona acumulando a gordura na superfície da água para facilitar a remoção manual, que deve ser realizada de forma periódica.

É um equipamento bastante utilizado como tratamento preliminar em residências ou estações de tratamento de efluentes sanitários que tenham contribuição de efluentes gerados em cozinhas ou refeitórios. A caixa de gordura será formada por tubo receptor, onde entra o efluente que é direcionado para o reservatório onde a gordura ficará acumulada na superfície da água, para a saída do efluente há uma tubulação que impede a passagem do material sobrenadante (gordura).

Com o decorrer do uso da cozinha ou refeitório haverá a formação de uma película de gordura no interior do equipamento, que deve ser removida manualmente com um recipiente e destinada a locais ambientalmente adequados. Ao remover a gordura faça uso de luva e avental para evitar o contato com o corpo. Recomendamos que essa limpeza seja realizada de forma periodicamente, evitando o acúmulo de gordura por longos períodos, que podem impactar na eficiência do equipamento e interferir no sistema de tratamento de efluentes posteriores

Material: Plástico Reforçado com Fibra de Vidro (PRFV)

Conexões: Tubulação em PVC para esgoto de Ø100mm.

Vantagens:

- Equipamento compacto;
- Material resistente;
- Completamente impermeável;
- Fácil instalação e manuseio.

Fonte: ÁGUAS CLARAS ENGENHARIA (2024)

ANEXO B.3 - MOTOBOMBA PARA POÇO



Modelo	Potência (cv)	Características Hidráulicas																	
		Vazão em m ³ /h																	
		0	2,5	3	3,5	4	4,5	5	5,5	6	6,5	7	7,5	8	8,5	9	9,5	10	11
Altura Manométrica Total (m.c.a.)																			
SUB40-15S4E6	1,5	51	49	48	48	47	46	45	44	43	41	39	37	35	32	30	27	24	18
SUB40-20S4E8	2	68	65	65	64	63	62	60	59	57	55	52	50	47	43	40	36	32	24
SUB40-30S4E11	3	93	90	89	88	87	85	83	81	78	75	72	68	64	60	55	50	44	33
SUB40-50S4E18	5	153	147	146	144	142	140	137	133	129	124	118	112	105	98	90	82	73	55
SUB40-75S4E27	7,5	229	221	219	217	214	210	205	200	193	186	178	168	158	147	135	123	110	82
SUB40-100S4E36	10	306	295	292	289	285	280	274	266	258	248	237	225	211	197	181	164	147	110

Modelo	Potência (cv)	Estágios	Ø Recalque (pol)	Ø Rotor (mm)
SUB40-15S4E6	1,5	6	2	77
SUB40-20S4E8	2	8	2	77
SUB40-30S4E11	3	11	2	77
SUB40-50S4E18	5	18	2	77
SUB40-75S4E27	7,5	27	2	77
SUB40-100S4E36	10	36	2	77

Dados hidráulicos conforme ISO 9906 anexo "A", com motor de linha e frequência indicados. Para condições diferentes, consulte a Fábrica.

Para obter a altura manométrica total em m c.a., não deixe de considerar as perdas de carga por atrito da instalação.

É obrigatório e indispensável o aterramento de todo o sistema (motor elétrico, Control Box - quando for o caso, Quadro de Comando e Proteção, assim como todas as partes metálicas da instalação), conforme NBR 5410.

Fonte: Schneider (2024. a.)

ANEXO B.5 - BOMBA SP-12

SP

+ Silenciosa

Indicada para pressurização da rede hidráulica em aplicações residenciais.

Pode ser utilizada em sistemas com pressurização de cima para baixo ou de baixo para cima devido a seu funcionamento com controlador eletrônico, que liga a motobomba por pressão e desliga por fluxo de água.



ROTOR FECHADO



MODELO	Potência (cv)	Ø Sucção (pol.)	Ø Recalque (pol.)	Pressão liga (m. c.a.)	Altura máxima de sucção (m. c.a.)	Ø Rotor (mm)	CARACTERÍSTICAS HIDRÁULICAS																			
							Altura Manométrica Total (m. c.a.)																			
							2	3	4	5	6	7	8	10	12	14	16	18	20	22	24	26	28			
							Vazão em m ³ /h válida para sucção de 0 m. c.a.																			
SP-12 C	1/2	3/4	1	12	0	107	*	4,3	4,2	4,1	3,9	3,8	3,6	3,3	3	2,6	2,1	1,5								
SP-15 C	3/4	1	1	15	3	128	*	*	5,4	5,3	5,2	5	4,9	4,6	4,3	3,9	3,6	3,2	2,7	2,2	1,6	0,8				
SP-22 C	1	1	1	22	0	128	*	*	5,9	5,8	5,6	5,5	5,4	5,1	4,8	4,4	4,1	3,7	3,3	2,8	2,3	1,7	0,7			

Não utilize a motobomba na faixa com asteriscos (*).
 Modelo SP-12 C: motor WEG IP-21 com flange incorporada, proteção térmica e capacitor permanente, 2 polos, 60 Hz. Modelos SP-15 C e SP-22 C: motor WEG IP-00 com capa de proteção, proteção térmica e capacitor permanente, 2 polos, 60 Hz. Equipamento desenvolvido para uso exclusivamente residencial. Temperatura máxima do líquido bombeado: 55 °C.
 A coluna de água entre a motobomba e o ponto mais alto de consumo deve ser no máximo de 12 metros para a SP-12 C, 15 metros para a SP-15 C e 22 metros para a SP-22 C.

Para verificar os modelos contemplados com o selo Procel, consulte www.eletrabras.com/procel

Fonte: Schneider (2024. c.)

ANEXO B.8 - BOMBA PARA ULTRAFILTRAÇÃO



Horsepower	1-80HP
Cable Length	As request
Outlet Size	20-250MM
Power	0.75-160KW
motor	0.75-160KW
Pump Type	centrifugal pump
Capacity	1- 500 m3/h
Head	10-125m
Material	cast steel and stainless steel
temperature	300-350 degree
Power	0.75-160KW
speed	1450-2900rpm
Seal	Mechanical Seal
Fuel	HOT OIL
Package	Standard Wood Box

Fonte: Alibaba (2024. b.)

ANEXO B.9 - BOMBA PARA NANOFILTRAÇÃO

40 bar Electric Motor Centrifugal High Pressure Horizontal Multistage Booster Water Pump

No reviews yet

Mo Shijiazhuang Modo Pump Co., Ltd. · Verified Multispecialty supplier · 4 yrs · CN



D/DG Water Pump Performance Data							
Model	Capacity		Head (m)	Speed (r/min)	Motor Power (Kw)	Impeller Dia (mm)	Weight (kg)
	m3/h	L/S					
D/DG6-50×2	6.3	1.75	100	2950	11	198	140
D/DG6-50×12	6.3	1.75	600	2950	55	198	340
D/DG25-50×3	25	6.94	150	2950	30	196	220
D/DG25-50×12	25	6.94	600	2950	110	196	409
D/DG46-50×12	46	12.78	600	2950	160	210	475
D/DG85-67×9	85	23.6	603	2950	250	235	1840
D/DG120-50×2	120	33.3	100	2950	55	213	640
D/DG120-50×9	120	33.3	450	2950	220	213	1200
D/DG155-67×9	155	43.1	603	2950	450	235	1800
D/DG360-40X10	360	100	400	1480	630	360	2550
D/DG580-70X10	580	161.1	700	1480	1800	473	4120
D/DG720-60×9	720	200	540	1480	1600	450	3900

Fonte: Alibaba (2024. c.)

ANEXO C - EQUIPAMENTOS DE UTILIDADES

ANEXO C.1 - TROCADOR DE CALOR (H-101 e C-201)

Informações Técnicas

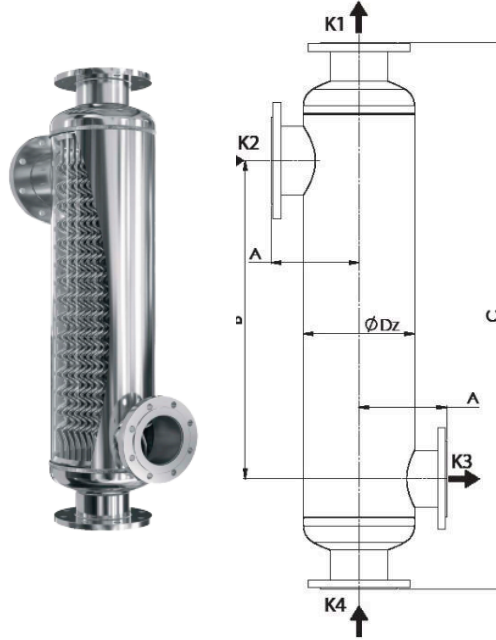
Desenho Técnico

K4/ K1 – entrada / saída lado frio

K2/ K3 – entrada / saída lado quente

Material

Aço Inoxidável AISI316L / 1.4404



Tipo	Área de Troca Térmica		Peso		Volume lado Tubos		Volume lado Casco		Dimensões							
	ft2	m2	lb	kg	gal	l	gal	l	A		B		C		ØDz	
BCTH 159.10.S24	25.8	2,4	88	40,1	2,1	7,8	3,8	14,3	5,5	140	33,5	850	49,1	1246	6,3	159
BCTH 159.10.S37	39.8	3,7	111	50,5	2,3	8,5	5,5	20,8	5,5	140	53,2	1350	68,7	1746	6,3	159
BCTH 159.10.S49	52.7	4,9	134	60,9	2,6	10,0	7,2	27,3	5,5	140	72,8	1850	88,4	2246	6,3	159
BCTH 219.10.S47	50.6	4,7	155	70,1	4,0	15,0	6,8	25,8	7,3	185	32,1	815	50,1	1272	8,6	219
BCTH 219.10.S72	77.5	7,2	201	91,3	4,2	15,9	10,0	38,0	7,3	185	51,8	1315	69,8	1772	8,6	219
BCTH 219.10.S96	103.3	9,6	248	112,4	5,3	19,9	13,3	50,2	7,3	185	71,5	1815	89,5	2272	8,6	219
BCTH 273.10.S74	79.7	7,4	221	100,3	6,7	25,5	10,6	40,0	8,5	215	30,9	785	53,0	1345	10,8	273
BCTH 273.10.S114	122.7	11,4	289	130,9	7,1	26,9	15,6	59,1	8,5	215	50,6	1285	52,6	1845	10,8	273
BCTH 273.10.S151	162.5	15,1	358	162,2	8,8	33,3	20,6	78,1	8,5	215	70,3	1785	92,3	2345	10,8	273
BCTH 324.10.S110	118.4	11,0	337	153,0	9,5	36,0	14,0	53,1	9,3	235	30,9	785	52,9	1345	12,8	324
BCTH 324.10.S168	180.8	16,8	452	205,0	10,7	40,4	21,0	79,6	9,3	235	50,6	1285	72,6	1845	12,8	324
BCTH 324.10.S224	241.1	22,4	569	258,0	13,1	49,7	28,0	106,0	9,3	235	70,3	1785	92,3	2345	12,8	324
BCTH 406.10.S181	194.8	18,1	619	280,8	17,5	66,2	21,9	82,7	10,6	270	28,4	720	54,4	1381	16,0	406
BCTH 406.10.S277	298.2	27,7	791	359,0	18,8	71,0	32,7	123,7	10,6	270	48,0	1220	74,1	1881	16,0	406
BCTH 406.10.S369	397.2	36,9	958	434,5	22,8	86,4	43,5	164,7	10,6	270	67,7	1720	93,7	2381	16,0	406
BCTH 508.10.S296	318.6	29,6	855	388,0	26,8	101,3	33,5	126,8	13,4	340	26,0	660	57,3	1455	20,0	508
BCTH 508.10.S446	480.1	44,6	1133	514,0	31,5	119,4	50,0	189,3	13,4	340	45,7	1160	77,0	1955	20,0	508
BCTH 508.10.S610	656.6	61,0	1411	640,0	38,2	144,6	66,5	251,8	13,4	340	65,4	1660	96,7	2455	20,0	508
BCTH 550.10.S770	828.8	77,0	1852	840,0	50,6	191,5	89,9	340,3	15,0	380	63,0	1600	100,8	2560	21,7	550

Parâmetros Técnicos

Temperatura:

Máx. temp.: 200 °C

Min. temp.: -20 °C

Máx. pressão:

Lado casco: 10 bar

Lado tubos: 16 bar

Fluido

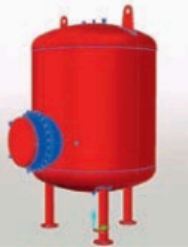
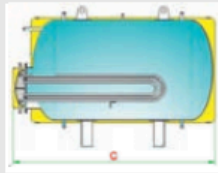
Água, vapor, glicol, gases de combustão, ar, amônia, acetona, tolueno, óleos, hidrogênio entre outros fluidos.

Fabricado em conformidade com PED, ASME, EAC.

Fonte: BERMO (2024)

ANEXO C.2 - TROCADOR DE CALOR (H-202)

Aquecedor de Água



Aquecedores de água com serpentinas para água ou vapor;
Serpentinas de aço inoxidável AISI 304L, removíveis;
Pintados internamente com tinta epóxi;
Construção horizontal ou vertical;
Projeto norma ASME e NR13.

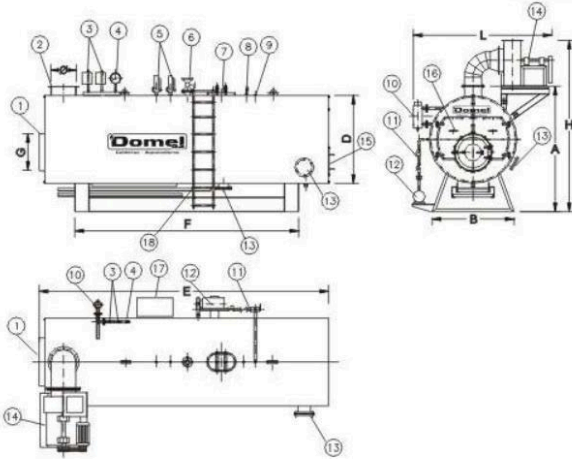
Tamanho	B300	B500	B1000	B1500	B2000	B3000	B4000	B5000	B6000	B7500	B10000
Capacidade estática (l)	300	500	1.000	1.500	2.000	3.000	4.000	5.000	6.000	7.500	10.000
Capacidade dinâmica (kcal/h)	6.400	20.000	39.200	59.200	78.400	117.600	156.800	196.000	235.242	354.750	476.280
Produção de água quente (l/h)	98	308	603	911	1.206	1.809	2.412	3.015	3.619	5.457	7.327
Consumo de vapor (kg/h)	14	44	86	130	173	259	346	432	518	704	945
Altura (A) (mm)	1.035	1.185	1.385	1.535	1.635	1.635	1.685	1.835	1.835	1.835	1.935
Comprimento (C) (mm)	1.450	1.550	1.886	2.254	2.294	3.194	3.814	3.886	4.486	5.386	8.135
Largura (L) (mm)	660	810	1.010	1.160	1.260	1.263	1.313	1.463	1.463	1.463	1.566

Fonte: Weco S/A (2024)

ANEXO C.3 - MODELO DE CALDEIRA



Caldeira flamotubular modelo VSLH para queima de LENHA



- 01 – Boca da fomalha a Lenha.
- 02 – Conexão para o exaustor (saída dos gases).
- 03 – Dois Pressostatos.
- 04 – Manômetro.
- 05 – Duas Válvulas de Segurança com alavanca.
- 06 – Válvula Globo flangeada – Saída de Vapor.
- 07 – Vigia de Inspeção superior.
- 08 – Válvula de Respiro (VENT).
- 09 – Saída de vapor para a válvula injetora de água.
- 10 – Garrafa de controle e indicação de Nível.
- 11 – Alimentação através de Válvula Injetora de água.
- 12 – Bomba de Alimentação de Água.
- 13 – Vigias de Inspeção inferiores.
- 14 – Exaustor para exaustão forçada.
- 15 – Porta traseira para limpeza.
- 16 – Portas dianteiras para limpeza.
- 17 – Painel Elétrico de Comando.
- 18 – Escada marinheiro.

- TRASEIRA ÚMIDA "WET BACK" (ATÉ 1.000 KG/H) OU PAREDE REFRATÁRIA.
- GRELHA REFRIGERADA À ÁGUA COM GAVETA PARA REMOÇÃO DE CINZAS.
- DUAS PASSAGENS DE GASES.
- RENDIMENTO TÉRMICO 75% (±2%).
- UNIDADE COMPACTA E COMPLETA, FACILITANDO SUA INSTALAÇÃO.
- PORTAS DE ACESSO FRONTAL, TRASEIRA E SUPERIOR PARA FACILIDADES DE MANUTENÇÃO.
- DUAS VÁLVULAS DE DESCARGA DE FUNDO.
- FABRICADAS EM AÇO ASTM A-516/60.
- ISOLAMENTO TÉRMICO ADEQUADO, MINIMIZANDO AS PERDAS DE CALOR PARA O AMBIENTE.
- REVESTIMENTO EXTERNO EM CHAPA DE AÇO VERMELHA, ALUMÍNIO OU AÇO INOXIDÁVEL.
- PRESSÕES DE TRABALHO: 8,0 KGF/CM² - 10 KGF/CM² - 12 KGF/CM².
- COM CHAMINÉ DE ATÉ 6,0 METROS DE ALTURA, PODENDO SER MONTADA DIRETAMENTE NA SAÍDA DE GASES.
- CONFIABILIDADE OPERACIONAL, DEVIDO AOS SISTEMAS DE CONTROLE E OPERAÇÃO INCORPORADOS.
- PROJETADAS, FABRICADAS E TESTADAS CONFORME CÓDIGO ASME I E NORMAS ABNT.

Modelos	Kg vapor/h com água de alimentação à:		Potência Térmica Kcal/hora	Consumo Lenha		Dimensões										Peso (ton)		KW Carga Elétrica
	20° C	80° C		Kg/h	m³/h	A	B	D	E	F	G	H	L	Ø	Vazia	Cheia		
VSLH 300	300	330	192.600	86	0,21	2200	1450	1550	3400	2400	650	2800	2500	300	2,5	5,0	3,7	
VSLH 500	500	551	321.000	143	0,36	2200	1450	1550	3850	2850	650	2800	2500	300	3,5	6,5	3,7	
VSLH 800	800	882	513.600	228	0,57	2200	1450	1550	4100	3100	650	2800	2500	300	4,6	8,1	4,5	
VSLH 1000	1.000	1.103	642.000	285	0,71	2300	1550	1650	4100	3100	650	2900	2550	300	5,8	10,0	4,5	
VSLH 1500	1.500	1.654	963.000	428	1,07	2500	1700	1882	5000	4000	750	3500	3300	450	7,5	12,5	4,5	
VSLH 2000	2.000	2.206	1.284.000	571	1,43	2500	1700	1882	5500	4500	750	3500	3300	450	9,4	14,9	6,0	
VSLH 2500	2.500	2.757	1.605.000	713	1,78	2600	1800	1976	5900	4900	850	3700	3500	450	11,3	17,3	7,5	
VSLH 3000	3.000	3.309	1.926.000	856	2,14	2750	1820	1990	6300	5300	900	3850	3650	500	13,2	19,9	8,1	

- Notas:
- 1 Dados técnicos baseados nos modelos com pressão de trabalho de 8,0 Kgf/cm² (174,5°C).
 - 2 PCI considerado: Lenha de Eucalipto com até 30% de umidade = 3.000 Kcal/Kg ou 1.200.000 Kcal/m³
 - 3 O consumo poderá variar, dependendo do valor do PCI e da umidade do combustível utilizado.
 - 4 Reservamo-nos o direito de alterar as dimensões dos equipamentos, sem prévio aviso e sem prejuízo em seus desempenhos.

Vendas Piracicaba/SP: Tel/Fax: (19) 3423 3300
Vendas São Paulo/SP: Tel/Fax: (11) 5561-5200
Fábrica Piracicaba/SP: Tel/Fax: (19) 3423-3496
 vendas@domel.com.br
 www.domel.com.br
SAC: 0800 770 2462

ANEXO C.4 - MODELO DE COMPRESSOR DE AR (C-301)

PRO CSV 10/100

921.7735-0 127/220V

Pressão de Operação	Vazão Máxima	10 pcm
		283 l/min
	Máxima	140 lbf/pol ²
		9,7 bar
Unidade Compressora	Mínima	100 lbf/pol ²
		6,9 bar
	Nº de Estágios	1
	Nº de Faltões	2-V
Potência do Motor	2 hp	
	1,5 kW	
Nº de Polos	2	
Volume do Reservatório	93 L	
Peso Líquido	64,8 kg	
Peso Bruto	80 kg	
Largura x Altura x Profundidade	450 x 810 x 900 mm	

Fonte: Schultz (2024)

ANEXO C.5 - MODELO DE COMPRESSOR DE AR (C-302)

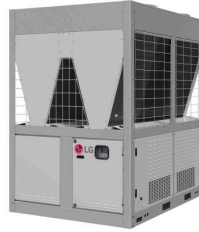


Especificações	Und.	300 PCM	350 PCM	400 PCM	640 PCM	750 PCM	900 PCM
Descarga Livre Efetiva	PCM	295 – 300	350 – 365	400	640	750	900
Pressão de Trabalho	Bar	8,00	8,00	8,00	14,00	8-12	8,00
Peso	Kg	1.760	1.620	1.760	3.400	3.400	3.400
Capacidade Tanque de Combustível	L	150,00	120,00	150,00	330,00	330,00	330,00
Consumo de Diesel	L/h	14,20	21,60	21,20	45,54	45	42,50
Autonomia	h	10,6	5,6	7,1	7,2	7,9	7,8
Motor		MWM	MWM	MWM	CUMMINS	CUMMINS	CUMMINS
Modelo		4.10 T	4.10 T	4.10 T	6CTA8.3	6CTA8.3	6CTA8.3
Dimensões (A X B X C)	M	3,85 x 1,82 x 1,88	3,69 x 1,73 x 1,70	4,07 x 1,82 x 1,78	4,71 x 2,10 x 1,95	4,71 x 2,10 x 1,94	4,71 x 2,10 x 1,94
Ruído a 7 MTS	DB	72,00	85,00	81,00	78,00	78,00	78,00

Fonte: A Geradora (2024)

ANEXO C.6 - CHILLER

Specification



Model		Units	ACAH020	ACAH040	ACAH060
Standard Condition	Cooling capacity	kW	65	130	195
		RT	18	37	55
	Input Power	kW	21.7	43.3	65.0
	COP	W/W	3		
Compressors	Type	-	Hermetically sealed DC scroll (VSD)		
	No	EA	2	4	6
	Oil	-	PVE		
	Oil Charging	cc	1,400 x 2	1,400 x 4	1,400 x 6
	Sump Heater	W	60 x 2	60 x 4	60 x 6
Refrigerant	Refrigerant Name	m ²	R410A		
	Weight	EA	14 x 1	14 x 2	14 x 3
Condenser	Type	-	Fin & Tube		
	Material	-	Al / Cu		
	Fin Type	-	Wide Lower PLUS		
	Tube Diameter	mm	Ø 7		
Evaporator	Type	-	Shell & Tube		
	Pressure Drop	kPa	114		
	Operating Max Pressure (Refrigerant/Water)	kg/cm ²	42 / 10		
	Flow Rate	LPM	187	373	560
	Inlet/Outlet Diameter	mm	40A / 40A	65A / 65A	65A / 65A
Fan Motor	Type	-	BLDC		
	No	EA	2	4	6
	Blade	EA	4	4	4
	Air Flow	CMM	210 x 2 @1,000rpm	210 x 4 @1,000rpm	210 x 6 @1,000rpm
	Motor Output	W	900 x 2	900 x 4	900 x 6
Expasion Device		-	EEV		
Weight		kg	590	1,150	1,710
Dimension	W x H x D	mm	765 x 2,351 x 2,154	1,528 x 2,351 x 2,154	2,291 x 2,351 x 2,154
	Footprint	m ² /RT	0.089		
Safety Device	High/Low Protection	-	O		
	Anti-Freezing	-	O		
	Anti-Phase Sensor	-	O		
	Flow Switch	-	O		
Remote Control		-	Modbus		
Outlet Water Temperature Range		°C	5-15		
Operating Outdoor Temperature Range		°C	-10-48		

Note:
 1. Standard conditions:
 Ambient temperature is 35°C.
 Chilled water temperature outlet is 7°C. Temperature difference is 5°C.
 2. Due to our policy of innovation some specifications may be changed without prior notification.

ANEXO C.7 - MODELO DE LAVADORA DE ROUPAS

RUFINO
LAVANDERIA

RLX
LAVADORA EXTRATORA



Lavadora Extratora Rufino, desenvolvida para lavagem e centrifugação de roupas por carregamento frontal, com alto desempenho e baixo custo operacional.

Forma construtiva do cesto que favorecem a ação de lavagem nos tecidos e a distribuição da carga na extração de água dos tecidos. Tem-se uma redução de tempo no processo e um volume maior do cesto.

Painel de comando automatizado, com CLP interligado ao inversor de frequência que coordena as ações do motor, como aceleração, desaceleração, sentido de giro, torque e sobrecargas.

Pode-se fazer o reuso da água fazendo assim uma média de 25% na economia de água (opcional).

Estrutura montada de maneira fixa e compacta, com baixo índice de manutenção e não se faz necessária instalação de ar comprimido.

Equipamento de fácil instalação e manuseio. Com uma estrutura dimensionada e calculada de forma que suporte os esforços mecânicos e centro de gravidade equilibrado para que não haja excesso de vibrações. Centrifugação com fator G de 126.

Modelo	RLX-15	RLX-20	RLX-30	RLX-50	
Capacidade de Carga (1:10)	15 Kg	25 Kg	31 Kg	51 Kg	
Volume do Cesto	144 dm ³	251 dm ³	318 dm ³	520 dm ³	
Diâmetro do Cesto	600 mm	800 mm	900 mm	1050 mm	
Profundidade do Cesto	510 mm	500 mm	500 mm	600 mm	
Rotação Média de Lavagem	40 RPM	38 RPM	35 RPM	35 RPM	
Rotação Média de Centrifugação	600 RPM	550 RPM	500 RPM	450 RPM	
2 Entrada de Água	Opcional	Opcional	Opcional	Opcional	
2 Saída de Água (Dreno)	Opcional	Opcional	Opcional	Opcional	
Dimensões da Porta	Ø300	Ø450	Ø450	Ø450	
Potência do Motor	1,47 KW	3,67 KW	5,51 KW	7,35 KW	
Potência de Lavagem	0,65 KW	1,62 KW	2,42 KW	3,25 KW	
Potência de Centrifugação	0,6 KW	1,4 KW	0,9 KW	1,21 KW	
Consumo Elétrico Médio	2,2 KW/h	3,0 KW/h	2,2 KW/h	3,0 KW/h	
Nível de Água Mínimo	45 litros	60 litros	90 litros	150 litros	
Nível de Água Máximo	70 litros	100 litros	120 litros	200 litros	
Entrada de Água	3/4"	1"	1"	1,1/2"	
Entrada de Produtos Químicos	1/2"	1/2"	1/2"	1/2"	
Pressão Máxima de Vapor	7 Kgf/cm ²	7 Kgf/cm ²	7 Kgf/cm ²	7 Kgf/cm ²	
Consumo Médio de Vapor	33 Kg/h	68 Kg/h	33 Kg/h	68 Kg/h	
Diâmetro do Dreno	2"	2"	2"	3"	
Dimensões Externas Aproximadas	Largura	780 mm	1100 mm	1100 mm	1250 mm
	Altura	1090 mm	1300 mm	1500 mm	1600 mm
	Profundidade	1130 mm	1100 mm	1100 mm	1100 mm

Fonte: Rufino (2024. a)

ANEXO C.8 - MODELO DE SECADORA DE ROUPAS

RUFINO
LAVANDERIA

RSI-15 / 30 / 50 / 100
SECADOR INDUSTRIAL RUFINO

APLICAÇÃO Equipamento Rotativo para secagem, pré secagem ou condicionamento de roupas. Controle de tempo e de temperatura automático.

Modelo:	RSI-15	RSI-30	RSI-50	RSI-100
Capacidade	15 kg	30 kg	50kg	100kg
Volume do Cesto	353 dm ³	785 dm ³	1300 dm ³	2714 dm ³
Diâmetro do Cesto	750 mm	1000 mm	1230 mm	1600 mm
Profundidade do cesto	800 mm	1000 mm	1100 mm	1350 mm
Fator de carga	1:23	1:26	1:26	1: 27
Rotação	29 rpm	28 rpm	30 rpm	32 rpm
Potencia do motor do cesto	1 cv	1,5 cv	1,5 cv	3,0 cv
Potencia do Motor do exaustor	0,75 cv	0,75 cv	2x 0,75 cv	2x 2 cv

AQUECIMENTO

Elétrico (potência)	18 kw	33,6 kw	50,4 kw	75,6 kw
Vapor (consumo)	20 kg/h	40 kg/h	60 kg/h	120 kg/h
Gás (consumo)	1,2 kg/h	2,5 kg/h	4 kg/h	6 kg/h
Peso	360 kg	450 Kg	600 Kg	1400 kg
Frente	915 mm	1100 mm	1350 mm	2000 mm
Profundidade	1430 mm	1560 mm	1700 mm	2050 mm
Altura	1630 mm	1950 mm	2020 mm	2500 mm



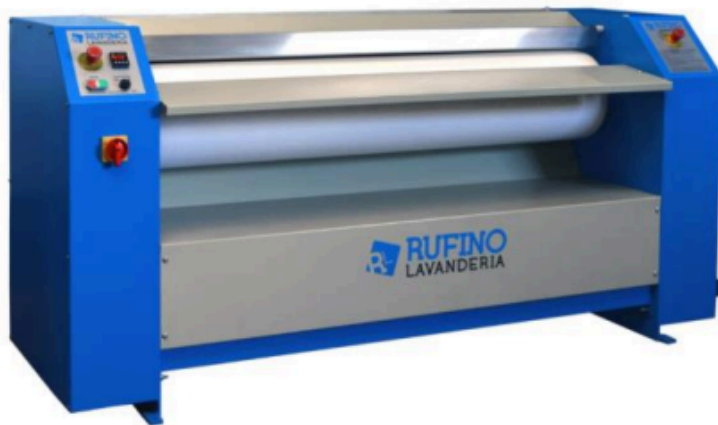
Fonte: Rufino (2024. b)

ANEXO C.9 - MODELO DE CALANDRA

RUFINO
LAVANDERIA

RCI -16 / 20
CALANDRA INDUSTRIAL RUFINO

APLICAÇÃO Lavadora Extratora Industrial de pequeno e médio porte, com capacidade de lavar e centrifugar, com cesto frontal que faz as duas funções na mesma unidade, reduzindo mão de obra, otimizando espaço e reduzindo a manutenção.



Modelo:	RCI-16	RCI-20
Capacidade:	20 kg/h	25 kg/h
Diâmetro do cilindro	300 mm	300 mm
Comprimento útil	1600 mm	2000 mm
Potência do motor	0,75 cv	0,75 cv
Velocidade:	8 RPM	8 RPM
Aquecimentos:	Consumo	Consumo
Elétrico	7, 2kWh	9 kWh
Vapor	7 kg/g	10 kg/h
Gás	0,5 kg/h	0,7 kg/h
Peso:	300Kg	80Kg
Frente:	2200mm	2600mm
Profundidade:	700mm	700mm
Altura:	1050mm	1050mm

Fonte: Rufino (2024. c)

ANEXO C.10 - MODELO DE PANELA INDUSTRIAL



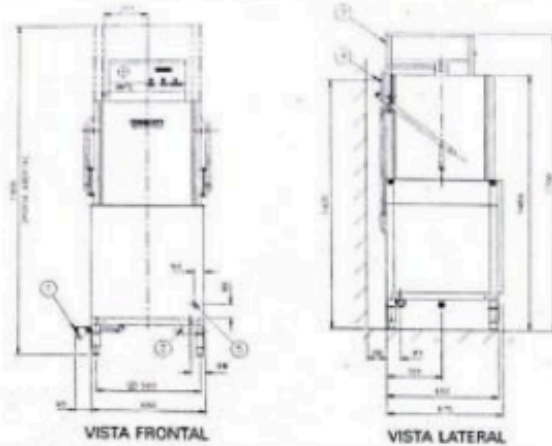
Modelos	Dimensões (mm)	Capacidade	Consumo Vapor (Kg/h)
Tampa americana			
CVIL-100	Ø 785x910mm	100L	12,0
CVIL-200	Ø 985x910mm	200L	24,0
CVIL-300	Ø 1180x910mm	300L	36,0
CVIL-500	Ø 1405x910mm	500L	48,0
Tampa autoclavada			
CVIL-100A	Ø 785x910mm	100L	12,0
CVIL -200A	Ø 985x910mm	200L	24,0
CVIL-300A	Ø 1180x910mm	300L	36,0
CVIL-500A	Ø 1405x910mm	500L	48,0

Fonte: Cozil (2024)

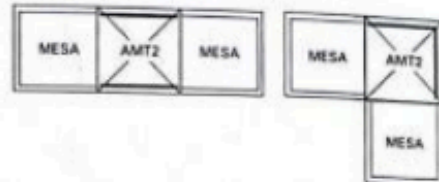
ANEXO C.11 - MODELO DE LAVA-LOUÇAS

LAVADORA DE LOUÇA AMT2

DESENHO PARA INSTALAÇÃO



INSTALAÇÃO EM LINHA OU DE CANTO



- 1 - ENTRADA DE ÁGUA 3/4" BSP (h=143 mm)
- 2 - SAÍDA DE ÁGUA 1/4" NPT (h=150 mm)
- 3 - ALIMENTAÇÃO ELÉTRICA CONECTOR 3x4" (h=1645 mm)
220V = 4 x 16 mm² (3 FASES + TERRA)
380V/440V = 5 x 10 mm²
(3 FASES + NEUTRO + TERRA)
- 4 - ENTRADA DE TENSIVOATIVO (SECANTE)
1/8" - 27 NPT (h=1425 mm)
- 5 - SUGESTÃO DO PONTO PARA SENSOR DE DETERGENTE NO TANQUE DE LAVAGEM

Para instalação deverá ser considerado o desenho específico de acordo com a versão de aquecimento e opções. Existe variação de ± 25mm de acordo com ajuste dos pés.

Especificações dos Motores

Motores	CV	Fases	Hz	Voltagem	Amperagem
Bomba de Lavagem	0,75	3	60	220/380/440	2,8/1,62/1,4
Bomba de Enxague	0,25	1	60	110/220	4,0/2,0

Temperatura, Pressão e Consumo de Água

Descrição	Temperatura	Pressão (min-máx)	Consumo
Lavagem	55°C-65°C	—	—
Enxague	80°C-90°C	0,5 bar - 1,0 bar	180 litros/hora

Opções para Aquecimento do Tanque de Lavagem (sem booster de enxague)

Tipo	kW	kg/h	Voltagem	Amperagem	Pressão (min-máx)
Elétrico	5*	—	220/380/440	13/8/7	—
Vapor**	—	20	—	—	1,0 - 3,0 bar

* elemento elétrico de imersão / ** injetor direto

Opções para Aquecimento do Booster de Enxague

Tipo	kW	kg/h	Voltagem	Amperagem	Pressão (min-máx)
Elétrico (embutido)	2 x 9 kW	—	220/380/440	48/28/24	—
Vapor (ext. a maq.)	—	80	—	—	2,0 - 3,5 bar

Nota: com entrada de água na temperatura ambiente (-20°C)

Nota: Como a Hobart está sempre desenvolvendo novos avanços tecnológicos, as especificações para as produções podem ser modificadas sem prévio aviso. Neste caso, validar as especificações com o representante da próxima comercialização.

HOBART

Qualidade é apenas o começo.

Hobart do Brasil

São Paulo - Tel.: (011) 6962-9292 - Fax: (011) 6962-6091
 TELE-HOBART: 0800.556091
 Curitiba - Telefax: (041) 275-5039
 Porto Alegre - Tel.: (051) 346-6357 - Fax: (051) 395-2265
 Recife - Tel.: (081) 471-1622 - Fax: (081) 471-9095

Fonte: Hobart (2012)

ANEXO C.12 - MODELO DE BUFFET



Referência	SPL-506CO (220 V) SPL-507CO (127 V)
Mesa Térmico	210 X 1035 X 600 mm
Mesa Salada	145 X 1035 X 315 mm
Tensão	220 V ou 127 V
Frequência	60 Hz
Potência	2.650W
Consumo	1,9 kW/h
Temperatura	30 a 120 °C
Material da Cuba	Aço Inox
Capacidade da Cuba Quente	6L - 1/2
Capacidade da Cuba Fria	4,5L - 1/2
Altura	1.350 mm
Altura até a mesa	850 mm
Peso	24,6 Kg

Fonte: Spolu (2024)

TCON-H

ARAUTERM

EXCELÊNCIA EM CALDEIRAS E AQUECEDORES

TCON-H

TANQUE DE CONDENSADO
HORIZONTAL

O tanque de condensado tipo **TCON-H** é um acessório complementar nas instalações de caldeiras de vapor, próprio para armazenar água para alimentação do equipamento. Permite receber o condensado gerado no processo, aproveitando a energia deste fluido, pré aquecendo a água.

RENDIMENTO: A mistura da água e condensado possibilita a alimentação da água pré aquecida, aumentando o rendimento da caldeira. Para efeito de cálculo teórico, considera-se que a cada 60 graus Celsius a mais na temperatura de entrada da água, há uma economia de 10% de combustível.

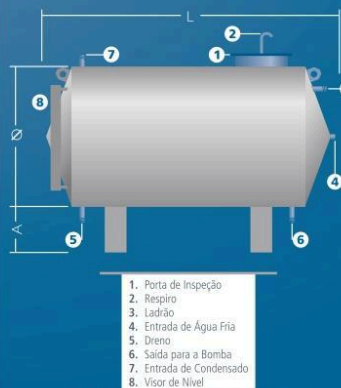
FABRICAÇÃO: fabricado em chapa de aço ASTM A-36, com todas conexões necessárias como: ligação do retorno de condensado, alimentação de água fria, para bomba da caldeira, conexão de respiro, assim como seu prolongador.

ACESSÓRIOS:

O tanque de condensado horizontal é fornecido com:

- Válvula bóia para reposição de água fria (backup);
- Boca de visita para inspeção interna;
- Isolamento térmico feito em mantas de lã de vidro;
- Capa de acabamento feita em chapa fina tipo ALUZINC;
- Termômetro indicador da temperatura da água;
- Visor do nível da água no reservatório.

TCON-H - Tanque de Condensado Horizontal



Os itens 5 e 6 podem ser invertidos de acordo com a necessidade do cliente

*Imagens meramente ilustrativas.

www.arauterm.com.br

PERIFÉRICO

CARACTERÍSTICAS

- Fácil instalação e manutenção
- Não necessita energia elétrica

APLICAÇÕES

- Alimentação de caldeiras
- Armazenamento de água quente
- Aumento do rendimento de caldeiras



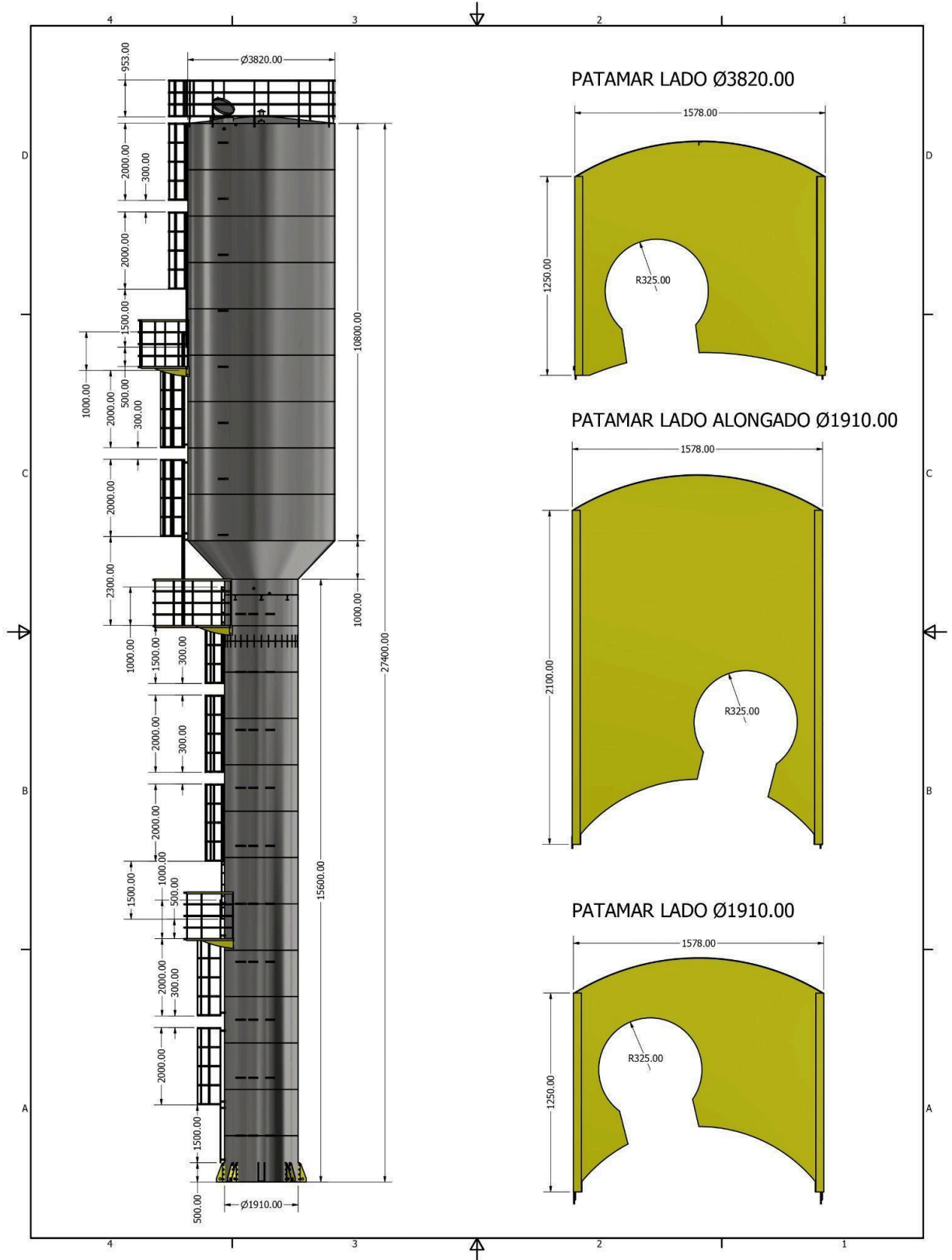
Modelo TCON-H	Volume litros	Dimensões (mm)			Conexões (Pol)					Peso Apr. (kg)*
		L	A	Diâmetro	3	4	5	6	7	
1000	1000	1715	288	1235	1 1/2	1	1	1	1 1/2	360
1500	1500	2160	288	1235	1 1/2	1	1	1	1 1/2	410
2400	2400	2650	330	1360	1 1/2	2	1 1/2	1 1/2	2	730
3000	3000	3015	330	1360	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	2	800
5000	5000	3800	330	1550	1 1/2	1 1/2	2	2	3	1000
8000	8000	3600	355	1775	1 1/2	1 1/2	2	2	3	1300
10000	10000	4500	355	1775	1 1/2	1 1/2	2	2	3	1600
13000	13000	5450	340	1990	1 1/2	1 1/2	2	2	3	1800
17000	17000	6500	340	1990	2	2	2	2	3	2100
23000	23000	6700	340	1990	2	3	2	2	3	3500

Dimensões aproximadas, sujeitas a alterações sem prejuízo ao desempenho. * Peso do equipamento vazio.

Para dados de equipamentos maiores, consulte Dep. de Comercial da Arauterm.

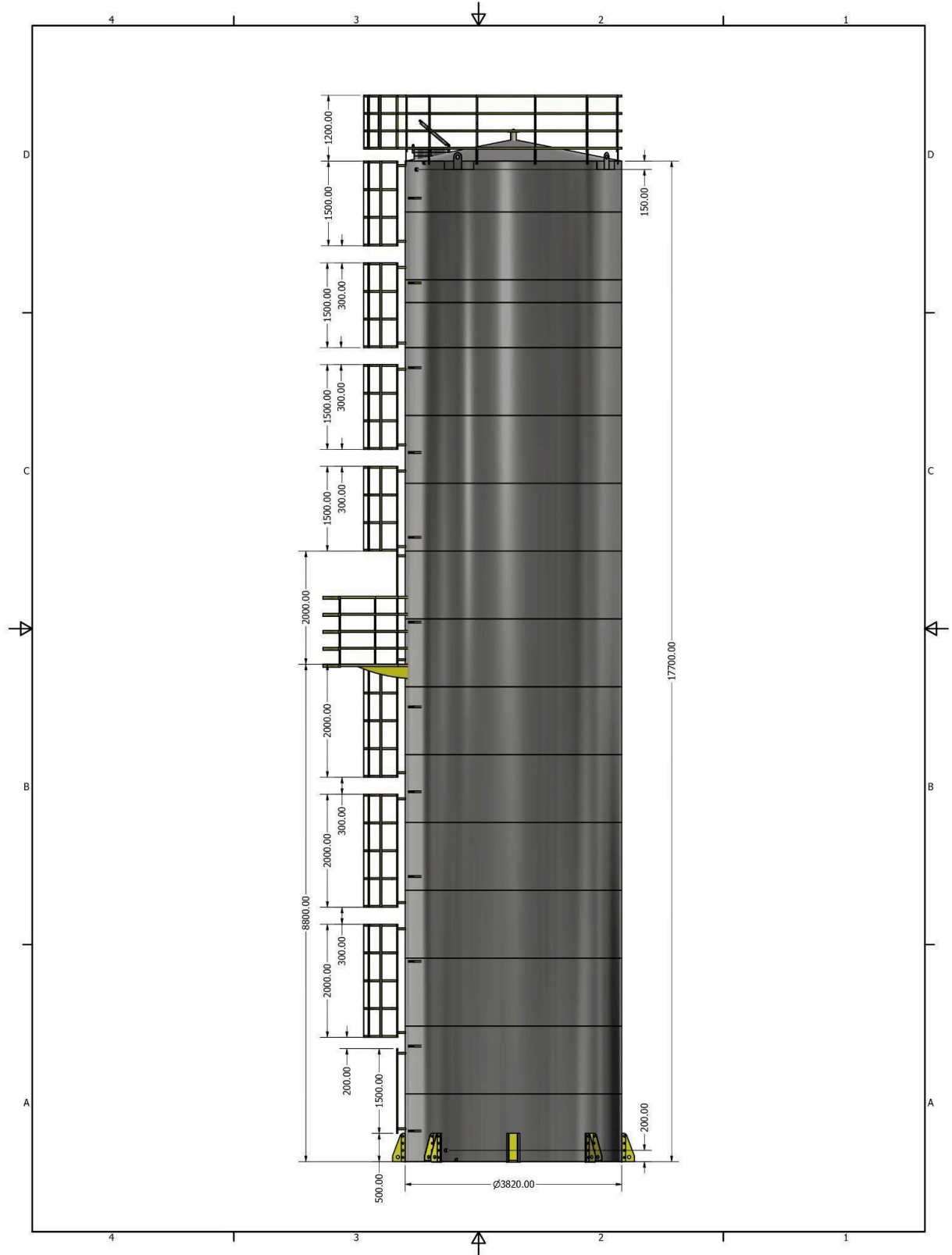
Fone 51 3406 6979

ANEXO C.14 - TANQUE SUPERIOR DE ÁGUA FRIA



Fonte: FazForte (2024. a.)

ANEXO C.15 - TANQUE INFERIOR DE ÁGUA FRIA



Fonte: FazForte (2024. b.)

ANEXO D - EQUIPAMENTOS DE LABORATÓRIO

ANEXO D.1 - COLORÍMETRO



Fonte: SÜDLAB (2024)

ANEXO D.2 - ESPECTROFOTÔMETRO



Fonte: AKSO (2024)

ANEXO D.3 - MUFLA



Fonte: PROLAB (2024. a)

ANEXO D.4 - AGITADOR PARA PENEIRAS



Fonte: DIDÁTICA (2024)

ANEXO D.5 - PHMETRO



Fonte: PROLAB (2024. b)

ANEXO D.6 - MICROSCÓPIO ÓPTICO



Fonte: PROLAB (2024. c)

ANEXO D.7 - AUTOCLAVE VERTICAL



Fonte: PROLAB (2024. d)

ANEXO D.8 - CAPELA DE FLUXO LAMINAR



Fonte: MERCADO LIVRE (2024)

ANEXO D.9 - ESTUFA BACTERIOLÓGICA



Fonte: LUMILABOR (2024)

ANEXO D.10 - CENTRÍFUGA LABORATORIAL



Fonte: FORLAB (2024)

ANEXO E - ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE EFLUENTES

ANEXO E.1 - ETE PARA REUSO DE ÁGUA

Estação para Tratamento e Reuso de Água

Tipo Compacta

01 Aplicação

Sistema para tratamento de efluentes provenientes de indústrias, agronegócios, condomínios, hotéis (águas cinzas), construtoras, marmorarias, mineradoras, lavadores de veículos e diversos outros segmentos.

Redução de até 90% dos custos com água.

A água de reuso é apropriada para utilização em processos industriais, lavagem de peças, motores, pisos, veículos, jardinagem, descarga de banheiros e outros fins, exceto consumo humano e animal.

02 Vantagens e Benefícios

- . Economia na conta de água
- . Adequação às leis ambientais
- . Eficiência garantida por laudo
- . Baixo consumo produtos químicos
- . Baixo consumo energético
- . Produto compacto
- . Fácil instalação e operação
- . Preservação ambiental

03 Normas atendidas

Este equipamento foi projetado de acordo com requisitos da norma ABNT NBR 12.216, CETESB (Art.18 e 19A) e as exigências do CONAMA 430/2011 (Art.16).

04 Acessórios Opcionais

- . Plataforma de Observação
- . Analisadores
- . Misturadores de químicos
- . Automações
- . Ultra Violeta
- . Operação assistida



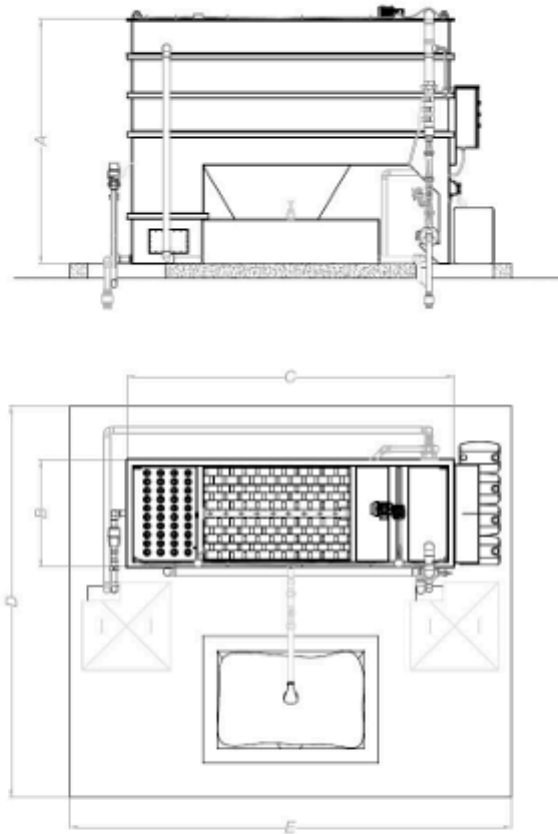
Video ilustrativo de funcionamento



Estação para Tratamento e Reuso de Água

Tipo Compacta

07 Layout



***Nota:** Layout pode ser ajustado de forma a otimizar o espaço no projeto do cliente.

Estações Compactas

Vazão (litros/hora)	Medidas do Equipamento			Área Ocupada / Reservatórios enterrados (m ²)	Potência total consumida (KW)
	Altura (m)	Largura (m)	Comprimento (m)		
800	2,50	0,61	1,90	13	1,20
2.000	2,50	0,81	2,60	15	1,50
5.000	2,50	1,10	3,60	20	3,00
7.500	2,50	1,60	3,60	35	3,30
10.000	2,30	1,53	3,84	45	3,30

Fonte: ALFAMEC (2018)

ANEXO E.2 - TABELA TARIFÁRIA TRATAMENTO DE EFLUENTES CORSAN

TABELA I

TARIFA	CATEGORIA	ÁGUA			ESGOTO		DISPONIBILIDADE DO ESGOTO	
		PREÇO BASE	SERVIÇO BÁSICO	TARIFA MÍNIMA SEM HD.	COLETADO PREÇO m³	TRATADO PREÇO m³	COLETADO PREÇO m³	TRATADO PREÇO m³
SOCIAL	BICA PÚBLICA	3,72	14,77	51,97	1,86	2,60	3,72	5,20
	RESID. SOCIAL	3,12	14,77	45,97	1,56	2,18	3,12	4,36
	m ³ excedente	7,76			3,88	5,43	7,76	10,86
BÁSICA	RESIDENCIAL B	7,76	36,82	114,42	3,88	5,43	7,76	10,86
EMPRESARIAL	COMERCIAL C1	7,76	36,82	114,42	3,88	5,43	7,76	10,86
	m ³ excedente	8,83			4,41	6,18	8,82	12,36
	COMERCIAL	8,83	65,68	242,28	4,41	6,18	8,82	12,36
	PÚBLICA	8,83	131,21	307,81	4,41	6,18	8,82	12,36
	INDUSTRIAL	10,04	131,21	464,76	5,02	7,02	10,04	14,04

Fonte: CORSAN (2024)

ANEXO F - GRÁFICOS, TABELAS E INFORMAÇÕES TÉCNICAS PARA INSTALAÇÕES

ANEXO F.1 - CARTA PSICROMÉTRICA

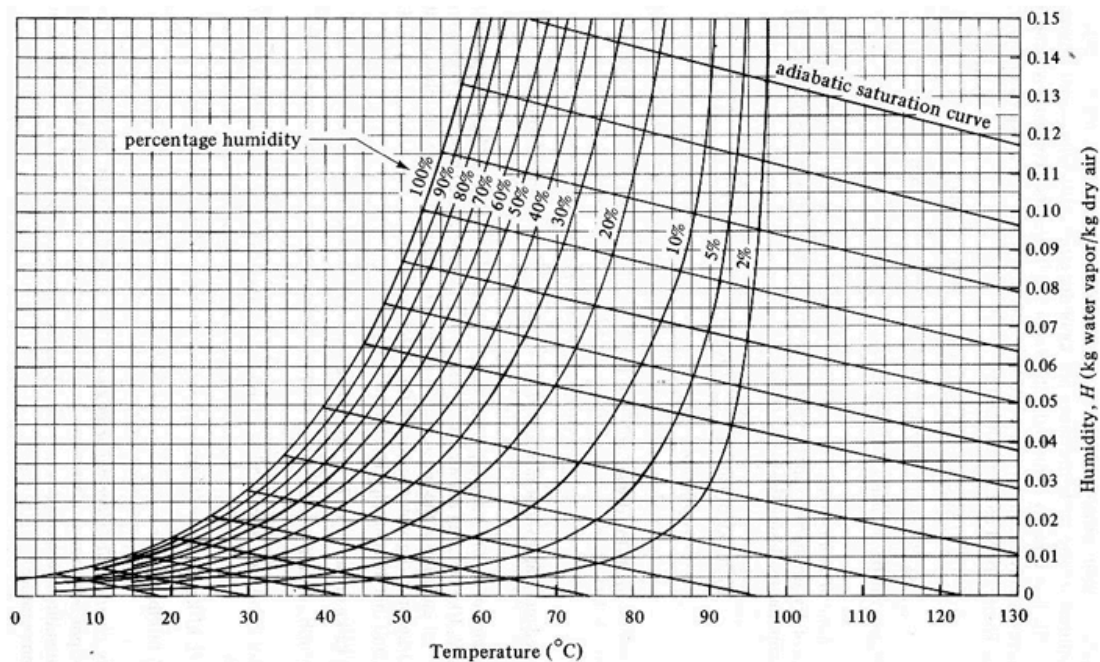
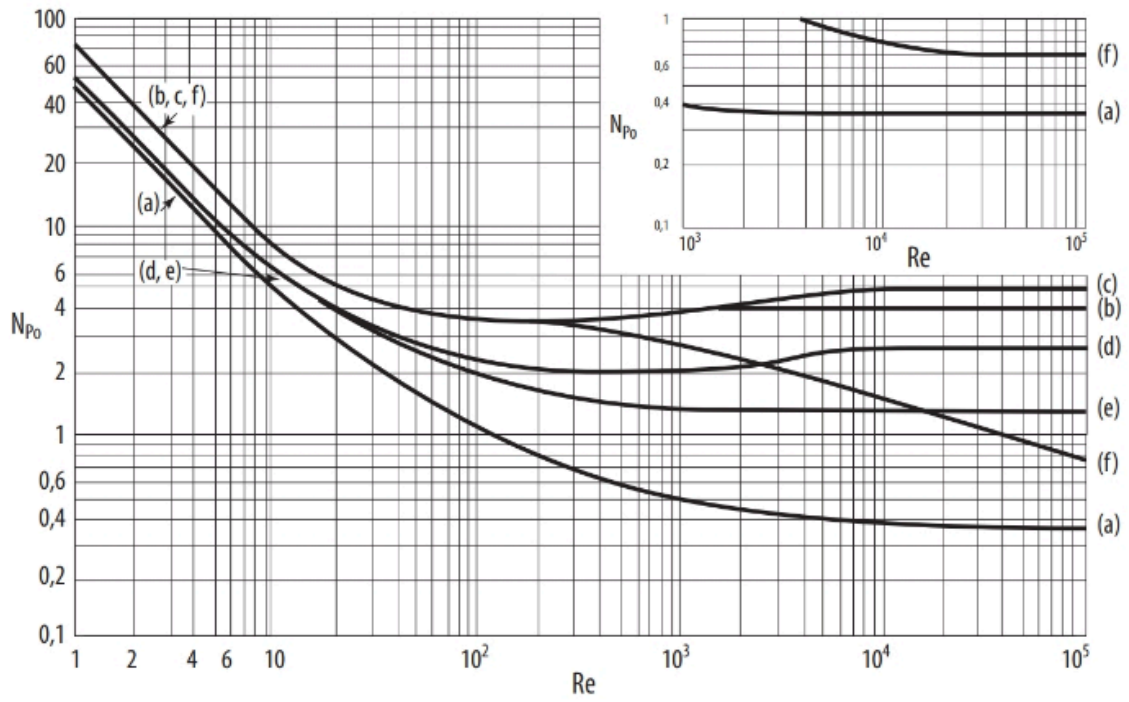


Figura 2 Carta psicrométrica para mistura ar-vapor d'água a pressão total de 101,325 kPa (760 mmHg)

Fonte: Treybal (1980)

ANEXO F.2 - NPO PARA MISTURADOR



Fonte: Cremasco (2018)

ANEXO F.3 - QUANTIDADE MÍNIMA DE ITENS PARA DIVERSAS SERVENTIAS

Tipo de edifício ou de ocupação	Bacias sanitárias	Mictórios	Lavatórios	Banheiras ou chuveiros	Bebedouros*
Residência ou apartamento**	1 para cada residência ou apartamento + 1 para serviço		1 para cada residência	1 para cada residência ou apartamento + 1 chuveiro para serviço	
Escolas primárias	Meninos: 1 para cada 100; meninas: 1 para cada 35	1 para cada 30 meninos	1 para cada 60 pessoas		1 para cada 75 pessoas
Escolas secundárias	Meninos: 1 para cada 100; meninas: 1 para cada 45	1 para cada 30 meninos	1 para cada 100 pessoas	1 para cada 20 alunos (havendo educação física)	
Edifícios públicos ou de escritórios	Nº de pessoas	Havendo mictórios, instalar 1 WC menos para cada um, desde que o número de WC não seja reduzido a menos de 2/3 do especificado	Nº de pessoas	Nº de aparelhos	1 para cada 75 pessoas
	Nº de aparelhos		Nº de pessoas	Nº de aparelhos	
	1-15 16-35 36-55 56-80 81-110 111-150		1-15 16-35 36-60 61-90 91-125,	1 2 3 4 5	
	Acima de 150, adicionar 1 aparelho para cada 40 pessoas		Acima de 125, adicionar 1 aparelho para cada 45 pessoas		

Tipo de edifício ou de ocupação	Bacias sanitárias		Mictórios		Lavatórios		Banheiras ou chuveiros	Bebedouros*
Indústrias	Nº de pessoas	Nº de aparelhos	Havendo mictórios, instalar 1 WC menos para cada mictório, desde que o número de WC não seja reduzido a menos de 2/3 do previsto		Nº de pessoas	Nº de aparelhos	1 chuveiro para cada 15 pessoas expostas a calor excessivo ou contaminação de pele com substâncias venenosas ou irritantes	1 para cada 75 pessoas
	1-9 10-24 25-29 30-74 75-100	1 2 3 4 5			1-100	1 para cada 10 pessoas		
	Acima de 100, adicionar 1 aparelho para cada 30 empregados				Acima de 100 1 para cada 15 pessoas ***			
Teatros, auditórios e locais de reunião	Nº de pessoas	Nº de aparelhos homem/mulher	Nº de pessoas homens	Nº de aparelhos	Nº de pessoas	Nº de aparelhos		1 para cada 100 pessoas
	1-100 101-200 201-400	1/1 2/2 3/3	1-100 101-200 201-600	1 2 3	1-200 201-400 401-750	1 2 3		
	Mais de 400: 1 aparelho para cada 500 homens ou 300 mulheres		Acima de 600, 1 aparelho para cada 300 homens adicionais		Acima de 750, 1 para cada 500 pessoas			
Dormitórios	Nº de pessoas	Nº de aparelhos homem/mulher	1 para cada 25 homens		1 para cada 12 pessoas (prever lavatórios para higiene dental, na razão 1 para cada 50 pessoas). Adicionar 1 lavatório para cada 20 homens, 1 para cada 15 mulheres		1 para cada 8 pessoas. No caso de dormitório de mulheres, adicionar banheiras, 1 para cada 30 pessoas	1 para cada 75 pessoas
	1-10 1-8	1/0 0/1	Acima de 150, adicionar 1 aparelho para cada 50 homens					
	Acima de 10: 1 para cada 25 homens adicionais							
	Acima de 8: 1 para cada 20 mulheres adicionais							

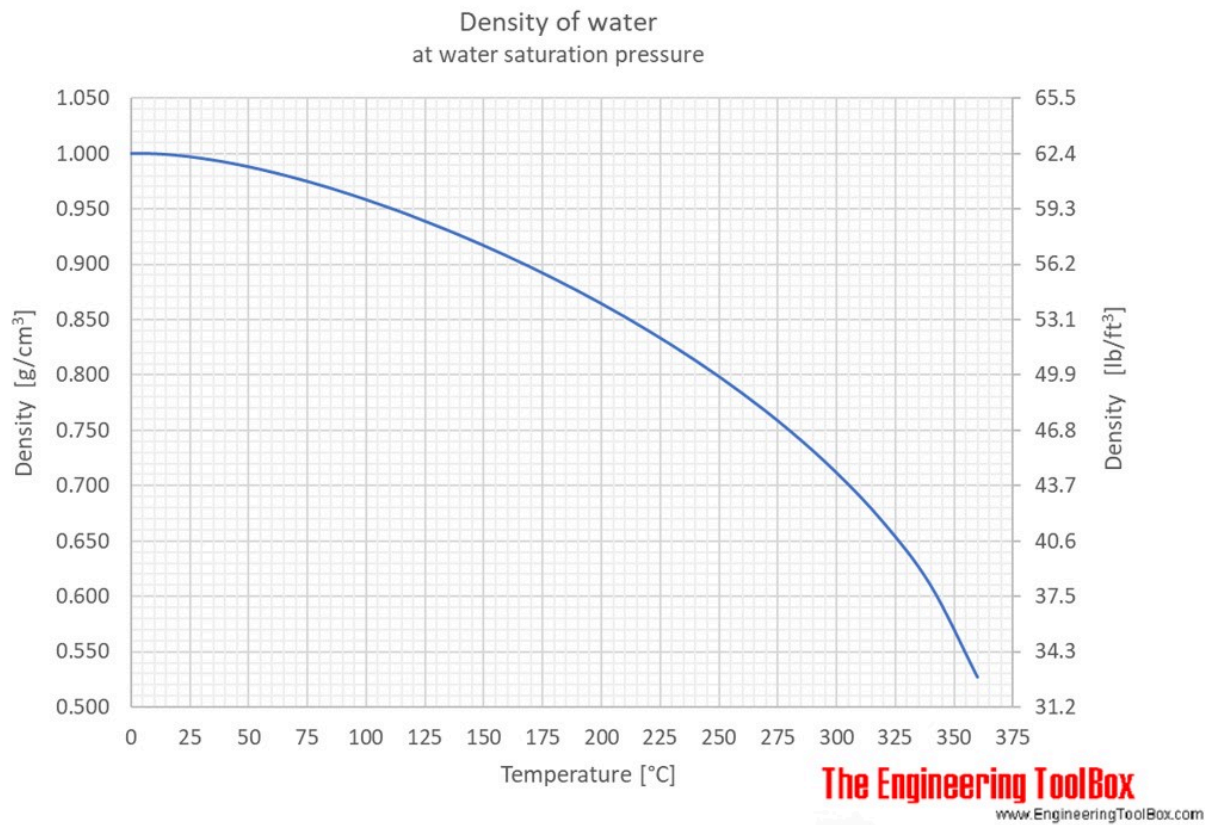
Fonte: Adaptado de Carvalho Jr. (2014)

ANEXO F.4 - ESTIMATIVA DO CONSUMO DE ÁGUA FRIA SEGUNDO TIPO DE APARELHO

Aparelho ou peça	Diâmetro do sub-ramal (pol.)	Descarga em l/min	Pressão mínima de serviço nos aparelhos (m)
Lavatório	1/2	12	1
Bidê	1/2	16	1
Banheira	3/4	18	1
Aquecedor alta pressão	1 1/2	18	1
Aquecedor baixa pressão	1	18	0,5
Chuveiro de 100 mm	1/2	12	0,5
Chuveiro de 200 mm	3/4	18	0,5
Pia de despejo	3/4	18	0,5
Mictório com descarga contínua (por m ou aparelho)	1/2	4,5	0,5
Mictório de caixa automática	1/2	9	0,5
Pia de cozinha	1/2	15	0,5
Pia de despejo	3/4	18	1,90
Tanque de lavar	1/2	18	1,80
Máquina de lavar prato	3/4	18	3
Bebedouro	1/2	3	2
Vaso sanitário c/caixa de descarga	1/2	9	0,5
C/válvula de descarga	1	114	20
C/válvula de descarga	1 1/4	114	8
C/válvula de descarga	1 1/2	114	3,5
C/válvula de baixa pressão	1 1/2	114	2 a 2,5
Máquina de lavar roupa	3/4	18	0,5

Fonte: Macintyre (2010)

ANEXO F.5 - GRÁFICO DE DENSIDADE DA ÁGUA PARA TEMPERATURA



Fonte: The Engineering ToolBox (2024)

ANEXO F.6 - TABELA TERMODINÂMICA PARA ÁGUA SATURADA, EM SISTEMA IMPERIAL

Table T-2E (Continued)

Temp. °F	Press. lbf/in. ²	Specific Volume ft ³ /lb		Internal Energy Btu/lb		Enthalpy Btu/lb			Entropy Btu/lb · °R		Temp. °F
		Sat. Liquid v_f	Sat. Vapor v_g	Sat. Liquid u_f	Sat. Vapor u_g	Sat. Liquid h_f	Evap. h_{fg}	Sat. Vapor h_g	Sat. Liquid s_f	Sat. Vapor s_g	
210	14.13	0.01670	27.82	178.1	1077.0	178.1	971.6	1149.7	0.3091	1.7599	210
212	14.70	0.01672	26.80	180.1	1077.6	180.2	970.3	1150.5	0.3121	1.7567	212
220	17.19	0.01677	23.15	188.2	1079.8	188.2	965.3	1153.5	0.3241	1.7441	220
230	20.78	0.01685	19.39	198.3	1082.6	198.3	958.8	1157.1	0.3388	1.7289	230
240	24.97	0.01692	16.33	208.4	1085.3	208.4	952.3	1160.7	0.3534	1.7143	240
250	29.82	0.01700	13.83	218.5	1087.9	218.6	945.6	1164.2	0.3677	1.7001	250
260	35.42	0.01708	11.77	228.6	1090.5	228.8	938.8	1167.6	0.3819	1.6864	260
270	41.85	0.01717	10.07	238.8	1093.0	239.0	932.0	1170.9	0.3960	1.6731	270
280	49.18	0.01726	8.65	249.0	1095.4	249.2	924.9	1174.1	0.4099	1.6602	280
290	57.53	0.01735	7.47	259.3	1097.7	259.4	917.8	1177.2	0.4236	1.6477	290
300	66.98	0.01745	6.472	269.5	1100.0	269.7	910.4	1180.2	0.4372	1.6356	300
310	77.64	0.01755	5.632	279.8	1102.1	280.1	903.0	1183.0	0.4507	1.6238	310
320	89.60	0.01765	4.919	290.1	1104.2	290.4	895.3	1185.8	0.4640	1.6123	320
330	103.00	0.01776	4.312	300.5	1106.2	300.8	887.5	1188.4	0.4772	1.6010	330
340	117.93	0.01787	3.792	310.9	1108.0	311.3	879.5	1190.8	0.4903	1.5901	340
350	134.53	0.01799	3.346	321.4	1109.8	321.8	871.3	1193.1	0.5033	1.5793	350
360	152.92	0.01811	2.961	331.8	1111.4	332.4	862.9	1195.2	0.5162	1.5688	360
370	173.23	0.01823	2.628	342.4	1112.9	343.0	854.2	1197.2	0.5289	1.5585	370
380	195.60	0.01836	2.339	353.0	1114.3	353.6	845.4	1199.0	0.5416	1.5483	380
390	220.2	0.01850	2.087	363.6	1115.6	364.3	836.2	1200.6	0.5542	1.5383	390
400	247.1	0.01864	1.866	374.3	1116.6	375.1	826.8	1202.0	0.5667	1.5284	400
410	276.5	0.01878	1.673	385.0	1117.6	386.0	817.2	1203.1	0.5792	1.5187	410
420	308.5	0.01894	1.502	395.8	1118.3	396.9	807.2	1204.1	0.5915	1.5091	420
430	343.3	0.01909	1.352	406.7	1118.9	407.9	796.9	1204.8	0.6038	1.4995	430
440	381.2	0.01926	1.219	417.6	1119.3	419.0	786.3	1205.3	0.6161	1.4900	440
450	422.1	0.01943	1.1011	428.6	1119.5	430.2	775.4	1205.6	0.6282	1.4806	450
460	466.3	0.01961	0.9961	439.7	1119.6	441.4	764.1	1205.5	0.6404	1.4712	460
470	514.1	0.01980	0.9025	450.9	1119.4	452.8	752.4	1205.2	0.6525	1.4618	470
480	565.5	0.02000	0.8187	462.2	1118.9	464.3	740.3	1204.6	0.6646	1.4524	480
490	620.7	0.02021	0.7436	473.6	1118.3	475.9	727.8	1203.7	0.6767	1.4430	490
500	680.0	0.02043	0.6761	485.1	1117.4	487.7	714.8	1202.5	0.6888	1.4335	500
520	811.4	0.02091	0.5605	508.5	1114.8	511.7	687.3	1198.9	0.7130	1.4145	520
540	961.5	0.02145	0.4658	532.6	1111.0	536.4	657.5	1193.8	0.7374	1.3950	540
560	1131.8	0.02207	0.3877	548.4	1105.8	562.0	625.0	1187.0	0.7620	1.3749	560
580	1324.3	0.02278	0.3225	583.1	1098.9	588.6	589.3	1178.0	0.7872	1.3540	580
600	1541.0	0.02363	0.2677	609.9	1090.0	616.7	549.7	1166.4	0.8130	1.3317	600
620	1784.4	0.02465	0.2209	638.3	1078.5	646.4	505.0	1151.4	0.8398	1.3075	620
640	2057.1	0.02593	0.1805	668.7	1063.2	678.6	453.4	1131.9	0.8681	1.2803	640
660	2362	0.02767	0.1446	702.3	1042.3	714.4	391.1	1105.5	0.8990	1.2483	660
680	2705	0.03032	0.1113	741.7	1011.0	756.9	309.8	1066.7	0.9350	1.2068	680
700	3090	0.03666	0.0744	801.7	947.7	822.7	167.5	990.2	0.9902	1.1346	700
705.4	3204	0.05053	0.05053	872.6	872.6	902.5	0	902.5	1.0580	1.0580	705.4

Source: Tables T-2E through T-5E are extracted from J. H. Keenan, F. G. Keyes, P. G. Hill, and J. G. Moore, *Steam Tables*, Wiley, New York, 1969.

Fonte: KEENAN, J.H. *et al.* (1969)

ANEXO F.7 - DIÂMETRO NOMINAL DAS TUBULAÇÕES



ASTM A 106 - SCH 40 E SCH 80

Tubos de Aço sem Costura
para Serviços a Altas Temperaturas

NPS Pol.	Diâmetro Externo (mm)	Espessura de Parede (mm)	Peso Nominal Ponta Lisa Kg/m	Schedule N°
1/2	21,3	2,77	1,27	40
		3,73	1,62	80
3/4	26,7	2,87	1,69	40
		3,91	2,20	80
1	33,4	3,38	2,50	40
		4,55	3,24	80
1.1/4	42,2	3,56	3,39	40
		4,85	4,47	80
1.1/2	48,3	3,68	4,05	40
		5,08	5,41	80
2	60,3	3,91	5,44	40
		5,54	7,48	80
2.1/2	73,0	5,16	8,63	40
		7,01	11,41	80
3	88,9	5,49	11,29	40
		7,62	15,27	80
3.1/2	101,6	5,74	13,57	40
		8,08	18,63	80
4	114,3	6,02	16,07	40
		8,56	22,32	80
5	141,3	6,55	21,77	40
		9,53	30,97	80
6	168,3	7,11	28,26	40
		10,97	42,56	80
8	219,1	8,18	42,55	40
		12,70	64,64	80
10	273,0	9,27	60,31	40
		15,09	96,01	80
12	323,8	10,31	79,73	40
		17,48	132,08	80
14	355,6	11,13	94,55	40
		19,05	158,10	80

ANEXO F.8 - ISOLAMENTO TÉRMICO MARCA CALORISOL MODELO
815/THERMO-12

Diâmetro Nominal		Temperatura de Operação(°C)									
MM	POL <=	200	250	300	350	400	450	500	600	700	800
12	1/2	1	1	1.5	1.5	1.5	2	2	2.5	3	3.5
19	3/4	1	1.5	1.5	1.5	2	2	2	2.5	3	3.5
25	1	1	1.5	1.5	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4
38	1.1/2	1	1.5	1.5	2	2	2	2.5	3	3.5	4
50	2	1	1.5	1.5	2	2	2.5	2.5	3.5	4	4.5
63	2.1/2	1	1.5	1.5	2	2	2.5	2.5	3.5	4	4.5
75	3	1	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	3.5	4	4.5
100	4	1	1.5	1.5	2	2.5	3	3	4	4.5	5
150	6	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	3.5	4	5	5.5
200	8	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	3.5	4	5	6
250	10	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	3.5	4.5	5.5	6
300	12	1.5	1.5	2	2.5	2.5	3	4	4.5	5.5	6.5
350	14	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	5.5	6.5
400	16	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	5.5	6.5
450	18	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
500	20	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
550	22	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
600	24	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
650	26	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
700	28	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7
750	30	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7.5
800	32	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7.5
850	34	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6	7.5
900	36	1.5	2	2	2.5	3	3.5	4	5	6.5	7.5
PLANO	-	1.5	2	2	3	3.5	4	4.5	6	7	9

Fonte: Calorisol (2004)

ANEXO F.9 - SUPORTES DAS TUBULAÇÕES

Tabela 9.12

Diâmetro (polegadas)	1	1½	2	2½	3	4	5	6	8	10	12	14
Espaçamento (metros)	2,1	2,7	3,0	3,3	3,6	4,2	4,8	5,1	6,7	6,7	7,0	7,6

Fonte: Macintyre (2010)

ANEXO F.10 - COMPRIMENTO DAS JUNTAS PARA DILATAÇÃO

Comprimentos da junta para absorver dilatações de 25 até 100 mm

Diâmetro nominal		Comprimento total L em mm para absorver dilatações de mm							Diâmetro nominal		Comprimento total L ₁ em mm para absorver dilatações de mm						
Polegadas	mm	25	38	50	63	75	89	100	Polegadas	mm	25	38	50	63	75	89	100
1/2"	13	185	235	380	430	485	535	585	1/2"	13	175	225	370	420	475	525	575
3/4"	19	190	240	385	435	490	540	590	3/4"	19	180	230	375	425	480	530	580
1"	25	200	250	395	445	500	550	600	1"	25	185	235	380	430	485	535	585
1 1/4"	32	205	255	400	450	505	555	605	1 1/4"	32	190	240	385	435	490	540	590
1 1/2"	38	210	260	405	455	510	560	610	1 1/2"	38	195	245	390	440	495	545	595
2"	50	220	270	410	460	515	565	615	2"	50	205	255	395	445	500	555	600
2 1/2"	63	230	285	415	470	520	575	625	2 1/2"	63	215	270	400	455	505	560	610
3"	75	235	285	415	470	525	575	625	3"	75	215	270	400	455	510	560	610
4"	100	250	305	435	495	550	605	655	4"	100	230	285	415	475	530	585	635
5"	125	280	340	460	520	580	635	695	5"	125	255	315	435	500	555	610	670
6"	150	285	350	475	535	600	660	720	6"	150	265	325	450	515	575	635	695
8"	200	310	365	485	550	615	670	735	8"	200	285	340	465	525	590	650	710
10"	250	320	380	495	560	620	685	745	10"	250	295	360	470	535	600	660	720
12"	300	340	405	510	570	640	705	770	12"	300	315	380	490	550	615	680	745
14"	350	370	425	525	590	660	720	790	14"	350	345	400	505	565	640	695	770
16"	400	375	435	535	595	665	730	805	16"	400	350	410	510	570	645	705	780
18"	450	385	450	545	595	670	735	815	18"	450	360	425	520	570	650	715	795
20"	500	400	470	565	610	700	770	855	20"	500	375	445	540	590	675	745	830

Fonte: Macintyre (2010)

ANEXO F.11 - TABELA VIABILIDADE ECONÔMICA

$$\mathbf{LE} = \mathbf{LB} - (\mathbf{D} + \mathbf{IR} + \mathbf{RIR})$$

$$\mathbf{IR} = t (\mathbf{LB} - \mathbf{D})$$

$$\mathbf{LB} = \mathbf{R} - \mathbf{C}_{\text{total}}$$

$$\mathbf{D} = 0,10 I_{\text{fixo}}, \mathbf{RIR} = 0,10 I_{\text{total}}, t = 0,5$$

$$\mathbf{LE} = 0,5 (\mathbf{R} - \mathbf{C}_{\text{total}} - 0,1 I_{\text{fixo}}) - 0,5 I_{\text{Total}}$$

$$\mathbf{C}_{\text{total}} = \mathbf{C}_{\text{prod}} + \mathbf{C}_{\text{gerais}}$$

$$\mathbf{C}_{\text{prod}} = \mathbf{C}_{\text{diretos}} + \mathbf{C}_{\text{fixos}}$$

$$\mathbf{C}_{\text{diretos}} = (\mathbf{C}_{\text{matprim}} + \mathbf{C}_{\text{util}}) + \mathbf{C}_{\text{manut}} + \mathbf{C}_{\text{supr}} + (\mathbf{C}_{\text{mobra}} + \mathbf{C}_{\text{adm}} + \mathbf{C}_{\text{lab}}) + \mathbf{C}_{\text{roy}}$$

$$\mathbf{C}_{\text{manut}} = 0,04 I_{\text{fixo}}$$

$$\mathbf{C}_{\text{supr}} = 0,15 \mathbf{C}_{\text{manut}} = 0,006 I_{\text{fixo}}$$

$$\mathbf{C}_{\text{adm}} = 0,20 \mathbf{C}_{\text{mobra}}$$

$$\mathbf{C}_{\text{lab}} = 0,15 \mathbf{C}_{\text{mobra}}$$

$$\mathbf{C}_{\text{mobra}} = 0,20 \mathbf{C}_{\text{total}}$$

$$\mathbf{C}_{\text{diretos}} = (\mathbf{C}_{\text{matprim}} + \mathbf{C}_{\text{util}}) + 0,046 I_{\text{fixo}} + 0,27 \mathbf{C}_{\text{total}}$$

$$\mathbf{C}_{\text{fixos}} = \mathbf{C}_{\text{imp}} + \mathbf{C}_{\text{seg}} + \mathbf{C}_{\text{alug}} + \mathbf{C}_{\text{jur}}$$

$$(\mathbf{C}_{\text{imp}} + \mathbf{C}_{\text{seg}}) = 0,03 I_{\text{fixo}}$$

$$\mathbf{C}_{\text{alug}} = \mathbf{C}_{\text{jur}} = 0$$

$$\mathbf{C}_{\text{fixos}} = 0,03 I_{\text{fixo}}$$

$$\mathbf{C}_{\text{prod}} = (\mathbf{C}_{\text{matprim}} + \mathbf{C}_{\text{util}}) + 0,076 I_{\text{fixo}} + 0,27 \mathbf{C}_{\text{total}}$$

$$\mathbf{C}_{\text{gerais}} = 0,025 \mathbf{R}$$

$$\mathbf{C}_{\text{total}} = (\mathbf{C}_{\text{matprim}} + \mathbf{C}_{\text{util}}) + 0,076 I_{\text{fixo}} + 0,27 \mathbf{C}_{\text{total}} + 0,025 \mathbf{R}$$

$$\mathbf{C}_{\text{total}} = 1,37 (\mathbf{C}_{\text{matprim}} + \mathbf{C}_{\text{util}}) + 0,104 I_{\text{fixo}} + 0,034 \mathbf{R}$$

$$\mathbf{LB} = 0,97 \mathbf{R} - 1,37 (\mathbf{C}_{\text{matprim}} + \mathbf{C}_{\text{util}}) - 0,104 I_{\text{fixo}}$$

$$\mathbf{LE} = 0,5 [0,97 \mathbf{R} - 1,37 (\mathbf{C}_{\text{matprim}} + \mathbf{C}_{\text{util}}) - 0,204 I_{\text{fixo}}] - 0,1 I_{\text{total}}$$

$$\mathbf{I}_{\text{total}} = \mathbf{I}_{\text{fixo}} + \mathbf{I}_{\text{giro}} + \mathbf{I}_{\text{partida}}$$

$$\mathbf{I}_{\text{fixo}} = \mathbf{I}_{\text{direto}} + \mathbf{I}_{\text{indireto}}$$

$$\mathbf{I}_{\text{direto}} = \mathbf{ISBL} + \mathbf{OSBL}$$

$$\mathbf{ISBL} = fT \cdot fD \cdot fL \cdot \Sigma I_{ei}$$

$$\mathbf{OSBL} = 0,45 \mathbf{ISBL}$$

$$\mathbf{I}_{\text{direto}} = 1,45 \mathbf{ISBL}$$

$$\mathbf{I}_{\text{indireto}} = \mathbf{C}_{\text{proprios}} + \mathbf{C}_{\text{eventuais}}$$

$$\mathbf{C}_{\text{proprios}} = 0,05 \mathbf{I}_{\text{direto}}$$

$$\mathbf{C}_{\text{eventuais}} = 0,20 \mathbf{I}_{\text{direto}}$$

$$\mathbf{I}_{\text{indireto}} = 0,25 \mathbf{I}_{\text{direto}}$$

$$\mathbf{I}_{\text{fixo}} = 1,81 \mathbf{ISBL}$$

$$\mathbf{I}_{\text{giro}} = 0,15 \mathbf{I}_{\text{total}}$$

$$\mathbf{I}_{\text{partida}} = 0,10 \mathbf{I}_{\text{fixo}}$$

$$\mathbf{I}_{\text{total}} = 2,34 \mathbf{ISBL}$$

$$\mathbf{LE} = (0,5) [0,97 \mathbf{R} - 1,37 (\mathbf{C}_{\text{matprim}} + \mathbf{C}_{\text{util}}) - (0,204)(1,81) \mathbf{ISBL}] - (0,1)(2,34) \mathbf{ISBL}$$

$$\mathbf{LE} = 0,48 \mathbf{R} - 0,68 (\mathbf{C}_{\text{matprim}} + \mathbf{C}_{\text{util}}) - 0,54 \mathbf{ISBL}$$

Fonte: Perlingeiro (2005)

ANEXO F.12 - VALORES TÍPICOS DA TAXA DE RETORNO SOBRE O INVESTIMENTO

Tipo de Indústria	i [(\$/a)/\$ investido]
Papel e Celulose. Borracha	0,08 - 0,10
Fibras Sintéticas. Produtos Químicos.Petróleo	0,11 - 0,13
Produtos Farmacêuticos. Extração.Mineração	0,16 - 0,18

Fonte: Perlingeiro (2005)

ANEXO F.13 - VALORES TÍPICOS PARA A TAXA DE RISCO

Tipo de risco	h [($\$/a$)/ $\$$ investido]	Tipo de Projeto
Elevado	0,20 - 1,00	projetos que compreendem grande novidade ou baseados em informações incertas sobre vendas, produtos e matérias-primas
Razoável	0,10 - 0,20	projetos um pouco fora do campo de atividade da empresa, ou produtos ou processos relativamente novos ainda não devidamente comprovados
Médio	0,05 - 0,10	projetos dentro do campo da atividade da empresa, porém com algumas novidades ou com informações indefinidas quanto ao mercado
Bom	0,01 - 0,05	expansão de atividades existentes num mercado conhecido
Excelente	0,00 - 0,01	redução de custos em processo existente, num ambiente estável

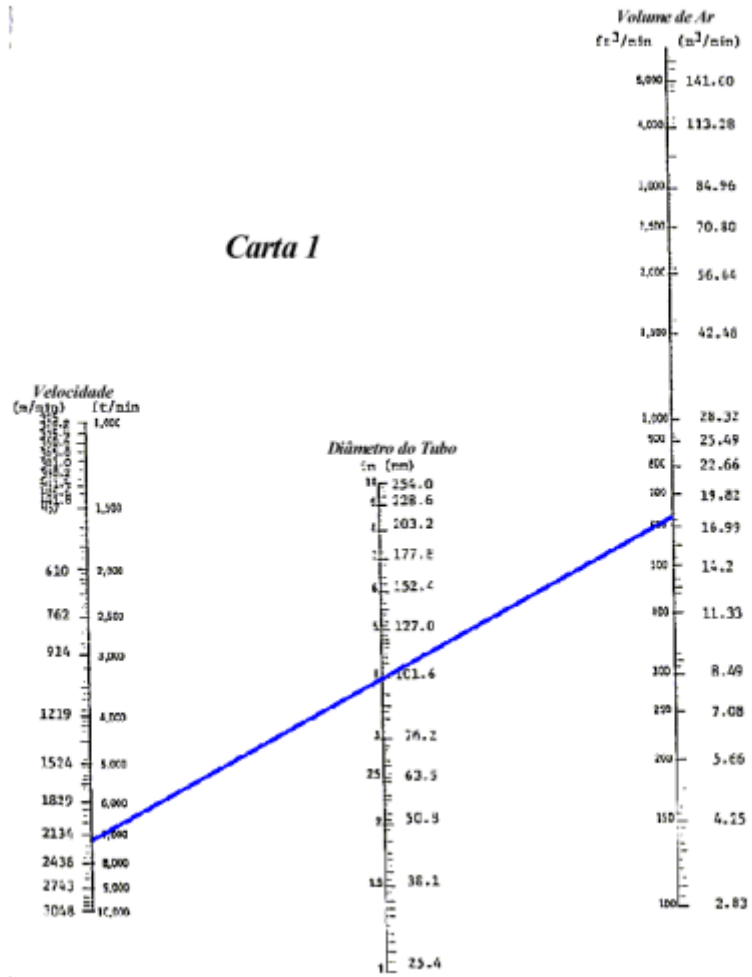
Fonte: Perlingeiro (2005)

ANEXO F.14 - TABELA PARA DETERMINAÇÃO DA VELOCIDADE DO AR

Densidade bulk		Velocidade do Ar	
lb/ft ³	kg/m ³	ft/min	m/min
10	160	2900	884
15	240	3590	1094
20	320	4120	1256
25	400	4600	1402
30	480	5050	1539
35	560	5500	1676
40	640	5840	1780
45	720	6175	1882
50	800	6500	1981
55	880	6800	2072
60	960	7150	2179
65	1040	7450	2270
70	1120	7700	2347
75	1200	8000	2438
80	1280	8250	2515
85	1360	8500	2591
90	1440	8700	2652
95	1520	9000	2743
100	1600	9200	2804
105	1680	9450	2880
110	1760	9700	2957
115	1840	9900	3118
120	1920	10500	3200

Fonte: Sacramento (2015)

ANEXO F.15 - NOMOGRAMA PARA DEMANDA DE AR COMPRIMIDO



Fonte: Sacramento (2015)

ANEXO F.16 - PERDA DE CARGA EM TUBULAÇÕES PVC



MANUAL TÉCNICO

Tabela de perda de carga em tubulações

Percentagem de perda de carga ao longo de 100 metros de tubulação nova de PVC ou tubos de ferro fundido ou galvanizado.
(valores em %)

Vazão m³/h	PVC		FºFº		PVC		FºFº		PVC		FºFº		PVC		FºFº		PVC		FºFº		Vazão m³/h
	3/4"		1"		1 1/4"		1 1/2"		2"		2 1/2"		3"		4"		5"				
0,5	1,5	1,3	0,5	0,4	0,1	0,1	0,1	0,1													0,5
1,0	4,9	4,8	1,6	1,6	0,4	0,4	0,2	0,2	0,1	0,1											1,0
1,5	10,0	10,1	3,3	3,4	0,9	0,9	0,5	0,4	0,1	0,1											1,5
2,0	16,5	17,2	5,4	5,8	1,4	1,5	0,8	0,7	0,2	0,2	0,1	0,1									2,0
2,5	24,4	26,1	8,0	8,8	2,1	2,3	1,2	1,1	0,4	0,3	0,1	0,1									2,5
3,0	33,6	36,5	11,0	12,3	2,9	3,2	1,6	1,5	0,5	0,5	0,1	0,1	0,1	0,1							3,0
3,5	44,0	48,6	14,4	16,4	3,8	4,2	2,1	2,0	0,6	0,6	0,2	0,2	0,1	0,1							3,5
4,0	55,6	62,2	18,2	21,0	4,8	5,4	2,7	2,6	0,8	0,8	0,2	0,2	0,1	0,1							4,0
4,5	68,3	77,3	22,3	26,1	6,0	6,7	3,3	3,2	1,0	1,0	0,3	0,3	0,1	0,1							4,5
5,0	82,2	94,0	26,8	31,7	7,2	8,1	4,0	3,9	1,2	1,2	0,3	0,3	0,1	0,2							5,0
5,5	97,1		31,7	37,8	8,5	9,7	4,7	4,6	1,4	1,4	0,4	0,4	0,2	0,2						0,1	5,5
6,0			36,9	44,4	9,9	11,4	5,4	5,4	1,6	1,7	0,5	0,5	0,2	0,2	0,1	0,1					6,0
6,5			42,5	51,5	11,3	13,2	6,3	6,3	1,9	2,0	0,5	0,5	0,2	0,2	0,1	0,1					6,5
7,0			48,4	59,1	12,9	15,2	7,1	7,2	2,1	2,3	0,6	0,6	0,3	0,3	0,1	0,1					7,0
7,5			54,6	67,1	14,6	17,2	8,0	8,2	2,4	2,6	0,7	0,7	0,3	0,3	0,1	0,1					7,5
8,0			61,1	75,6	16,3	19,4	9,0	9,2	2,7	2,9	0,8	0,8	0,3	0,4	0,1	0,1					8,0
8,5			67,9	84,6	18,1	21,7	10,0	10,3	3,0	3,2	0,8	0,9	0,4	0,4	0,1	0,1					8,5
9,0			75,1	94,0	20,0	24,1	11,1	11,5	3,3	3,6	0,9	1,0	0,4	0,5	0,1	0,1					9,0
9,5			82,5		22,0	26,7	12,2	12,7	3,6	4,0	1,0	1,1	0,4	0,5	0,1	0,1					9,5
10			90,3		24,1	29,3	13,3	13,9	4,0	4,4	1,1	1,2	0,5	0,5	0,1	0,2				0,1	10
12					33,1	41,1	18,3	19,5	5,4	6,1	1,5	1,7	0,7	0,8	0,2	0,2	0,1	0,1			12
14					43,4	54,6	24,0	25,9	7,1	8,1	2,0	2,3	0,9	1,0	0,2	0,3	0,1	0,1			14
16					54,8	69,9	30,3	33,2	9,0	10,4	2,5	2,9	1,1	1,3	0,3	0,4	0,1	0,1			16
18					67,4	87,0	37,2	41,3	11,1	12,9	3,1	3,6	1,4	1,6	0,4	0,4	0,1	0,2			18
20					81,0		44,8	50,2	13,3	15,7	3,7	4,4	1,6	2,0	0,5	0,5	0,2	0,2			20
25							66,2	75,8	19,7	23,7	5,5	6,6	2,4	3,0	0,7	0,8	0,2	0,3			25
30							78,2		27,1	33,3	7,6	9,3	3,3	4,2	0,9	1,2	0,3	0,4			30
35							91,1		35,5	44,3	10,0	12,4	4,4	5,6	1,2	1,5	0,4	0,6			35
40									44,8	56,7	12,6	15,8	5,5	7,1	1,5	2,0	0,5	0,7			40
45									55,1	70,4	15,5	19,7	6,8	8,9	1,9	2,4	0,7	0,9			45
50									66,2	85,6	18,6	23,9	8,1	10,8	2,3	3,0	0,8	1,1			50
55									78,2		22,0	28,5	9,6	12,9	2,7	3,5	0,9	1,3			55
60									91,1		25,6	33,5	11,2	15,1	3,1	4,2	1,1	1,5			60
65											29,5	38,9	12,9	17,5	3,6	4,8	1,3	1,7			65
70											33,5	44,6	14,6	20,1	4,1	5,5	1,4	2,0			70
75											37,8	50,7	16,5	22,8	4,6	6,3	1,6	2,3			75
80											42,4	57,1	18,5	25,7	5,1	7,1	1,8	2,6			80
85											47,1	63,8	20,6	28,8	5,7	7,9	2,0	2,9			85
90											52,1	71,0	22,7	32,0	6,3	8,8	2,2	3,2			90
95											57,2	78,4	25,0	35,3	6,9	9,7	2,5	3,5			95
100											62,6	86,2	27,3	38,9	7,6	10,7	2,7	3,9			100
120											86,1		37,6	54,5	10,4	15,0	3,7	5,4			120
150													55,6	82,3	15,4	22,7	5,5	8,2			150
200													91,9		25,5	38,6	9,0	14,0			200
250															37,7	58,3	13,3	21,1			250
300															51,8	81,7	18,3	29,6			300
350															67,9		24,0	39,4			350
400															85,7		30,3	50,4			400

Observações:

1. Cálculos baseados na equação de Flamant para tubos de PVC e na equação de Hazen-Williams para tubos de ferro fundido ou galvanizado. Os valores apresentados são resultantes de cálculos baseados nas médias dos diâmetros internos usualmente comercializados;
2. Em se tratando de tubos galvanizados ou ferro fundido, deve-se acrescentar 3% aos valores acima para cada ano de uso da tubulação;
3. Considerar que a pressão nominal dos tubos de PVC classe 15 é de 75 m c.a. Conforme aplicação, para pressões acima destes valores, recomenda-se o uso de tubos de ferro fundido ou galvanizados;
4. Evite o uso dos valores abaixo da linha grifada para não ocasionar excesso de perdas de carga, principalmente na tubulação de sucção, onde a velocidade máxima do líquido deve ser inferior a 2 m/s;
5. Para tubulação de irrigação PN 40 (DN 35, DN 50, DN 75, DN 100, DN 125, DN 150), PN 80 (DN 50, DN 75, DN 100), PN 125 (DN 100, DN 150, DN 200, DN 250, DN 300) e PN 60 (DN 250, DN 300) consultar respectiva tabela de perda de carga do fabricante.

ANEXO F.17 - FATORES DE DARCY EM FUNÇÃO DO DIÂMETRO INTERNO DA TUBULAÇÃO

PIPE FRICTION DATA FOR CLEAN COMMERCIAL STEEL PIPE
WITH FLOW IN ZONE OF COMPLETE TURBULENCE

Nominal Size	mm	15	20	25	32	40	50	65, 80	100	125	150	200, 250	300-400	450-600
	in.	½	¾	1	1¼	1½	2	2½, 3	4	5	6	8, 10	12-16	18-24
Friction Factor (f_f)		.027	.025	.023	.022	.021	.019	.018	.017	.016	.015	.014	.013	.012

Fonte: Crane (2024)