



**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
DEQ1023 – ENGENHARIA DE PROCESSOS III**

Carolina Nardello Contin

Eduarda Lauthart Vendruscolo

Eduarda Schimanoski Cossetin

Laura Teixeira Machado

Maryana Soares Pereira

**PRODUÇÃO DE HIDROLISADO PROTEICO A PARTIR
DE FERMENTAÇÃO FÚNGICA**

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

Santa Maria, RS, Brasil

2023

Carolina Nardello Contin
Eduarda Lauthart Vendruscolo
Eduarda Schimanoski Cossetin
Laura Teixeira Machado
Maryana Soares Pereira

PRODUÇÃO DE HIDROLISADO PROTEICO A PARTIR DE
FERMENTAÇÃO FÚNGICA

Trabalho de Conclusão de curso submetido ao Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Maria como parte da avaliação da disciplina de Engenharia de Processos III e requisito para obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química.

Orientador: Márcio Antônio Mazutti

Santa Maria, RS, Brasil

2023

Carolina Nardello Contin
Eduarda Lauthart Vendruscolo
Eduarda Schimanoski Cossetin
Laura Teixeira Machado
Maryana Soares Pereira

PRODUÇÃO DE HIDROLISADO PROTEICO A PARTIR DE
FERMENTAÇÃO FÚNGICA

Como requisito parcial para obtenção do grau
de Bacharel em Engenharia Química

APROVADO EM 27 DE JANEIRO DE 2023

COMISSÃO EXAMINADORA:

Márcio Antônio Mazutti, Dr (UFSM)
(Presidente/Orientador)

Álvaro Luiz Neuenfeldt Júnior, Dr (UFSM)
(Professor convidado)

Evandro Stoffels Mallmann, Dr (UFSM)
(Professor convidado)

Santa Maria, RS, Brasil

2023

RESUMO

PRODUÇÃO DE HIDROLISADO PROTEICO A PARTIR DE FERMENTAÇÃO FÚNGICA

AUTORES: Carolina Nardello Contin, Eduarda Lauthart Vendruscolo, Eduarda Schimanoski Cossetin, Laura Teixeira Machado e Maryana Soares Pereira.

ORIENTADOR: Márcio Antônio Mazutti.

A demanda por alimentos ricos em proteínas é decorrente do aumento populacional e da mudança nos padrões de consumo. Novas iniciativas, além das convencionais, serão indispensáveis para suprir todas as necessidades proteicas. Em alternativa, o uso de fungos para produção de biomassa proteica podem potencialmente levar a processos mais viáveis e ecologicamente corretos quando comparados aos processos físico-químicos, que são caros e intensivos em energia. O presente trabalho tem por objetivo avaliar o uso dos fungos *Aspergillus oryzae*, *Pleurotus sajor-caju* e *Rhizopus oryzae* a fim de produzir hidrolisado proteico rico em aminoácidos livres a partir da biomassa fúngica obtida por fermentação submersa. A projeção de produção será de 25400,35 kg por ano e o valor a ser vendido será de R\$ 1000,00 por kg. O produto será comercializado em pó e em embalagens de 25 kg. A produção apresentará etapas de laboratório, fermentação, centrifugação, hidrólise, re-centrifugação, secagem em spray dryer, embalagem e armazenamento, além da etapa de limpeza. Finalmente, ao realizar a análise econômica do processo, teve-se como resultado um retorno do investimento a partir do quarto ano, demonstrando juntamente com os outros indicadores uma viabilidade econômica positiva para a produção de hidrolisado proteico a partir dos fungos *Aspergillus oryzae*, *Pleurotus sajor-caju* e *Rhizopus oryzae*.

Palavras chave: fermentação; hidrolisado proteico; fungos; proteína.

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Rendimento de proteína para diferentes fontes.....	23
Tabela 2 - Condições do processo.....	40
Tabela 3 - Etapas da CIP.....	45
Tabela 4 - Identificação dos equipamentos.....	47
Tabela 5 - Quantidade diárias de vapor para cada tanque CIP.....	59
Tabela 6 - Quantidades de matéria prima utilizada em um mês.....	61
Tabela 7 - Comparativo do dimensionamento dos equipamentos.....	65
Tabela 8 - Demanda da água fria no processo/equipamentos.....	68
Tabela 9 - Demanda da água fria diária para limpeza dos equipamentos.....	69
Tabela 10 - Demanda total da água fria por dia.....	69
Tabela 11 - Equipamentos e demanda de ar comprimido.....	70
Tabela 12 - Cores das tubulações.....	72
Tabela 13 - Quantidade de água necessária em cada limpeza.....	83
Tabela 14 - Equipamentos para tratamento de efluentes líquidos.....	84
Tabela 15 - Custos de implantação da unidade fabril.....	85
Tabela 16 - Custos com construção civil e terreno.....	86
Tabela 17 - Custos dos equipamentos necessários para o processo produtivo.....	86
Tabela 18 - Custos dos equipamentos necessários para o laboratório.....	88
Tabela 19 - Custos com instrumentação e controle do processo.....	89
Tabela 20 - Custos operacionais anuais.....	89
Tabela 21 - Custo com matérias-primas.....	90
Tabela 22 - Custo com fungos.....	91
Tabela 23 - Custos anuais com embalagens.....	91
Tabela 24 - Custos anuais com trabalhadores.....	92
Tabela 25 - Custos anuais com utilidades.....	93
Tabela 26 - Custos com a limpeza dos equipamentos.....	93
Tabela 27 - Custos adicionais.....	94
Tabela 28 - Custos relacionados aos equipamentos e produtos para segurança contra incêndios.....	95
Tabela 29 - Valor a ser financiado e condições de juros.....	96
Tabela 30 - Parcelas do financiamento.....	96
Tabela 31 - Valor de venda do produto.....	97

Tabela 32 - Dados para o cálculo do VPL.....	101
Tabela 33 - Quantidade de água para as limpezas dos tanques CIP.....	136
Tabela 34 -Dados Para os Cálculos de Esterilização.....	137
Tabela 35 - Relação das áreas que possuem instalações de água fria.....	149
Tabela 36 - Quantidade diária de água para a limpeza dos equipamentos a cada ciclo da CIP.....	151
Tabela 37 - Diâmetros das tubulações de água fria.....	161
Tabela 38 - Determinação do diâmetro dos ramais de baixa pressão.....	166
Tabela 39 - Dimensionamento dos diâmetros das tubulações de condensado.....	169

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Localização da empresa em Gravataí.....	25
Figura 2 - Modelo de Negócios Canvas.....	30
Figura 3 - Diagrama de blocos para produção de hidrolisado proteico.....	37
Figura 4 - Esquema de preparação de inóculo.....	39
Figura 5 - Esquematização do funcionamento do Spray dryer.....	43
Figura 6 - Fluxograma da produção de hidrolisado proteico.....	46
Figura 7 - Esquematização da escala de produção (etapa de fermentação).....	51
Figura 8 - Balanço de massa spray dryer.....	58
Figura 9 - Disposição dos Ramais de água Fria.....	73
Figura 10 - Disposição dos Ramais de Vapor.....	73
Figura 11 - Disposição dos Ramais de Coleta de Condensado.....	74
Figura 12 - Ramais de água gelada.....	75
Figura 13 - Ramais ar comprimido.....	76
Figura 14 - Ramais de GLP.....	76
Figura 15 - Payback do empreendimento.....	102
Figura 16 - Balanço de Massa Centrífuga.....	125
Figura 17 - Balanço de Massa Re-centrífuga.....	131
Figura 18 - Instalações de água fria.....	160
Figura 19 - Ramais de Vapor.....	165

LISTA DE QUADROS

Quadro 1 - Quantidade necessária de substratos e micronutrientes.....	38
Quadro 2 - Cronograma das etapas do processo.....	53
Quadro 3 - Composição do meio para biorreatores de 5, 50 e 500 L.....	54
Quadro 4 - Composição do meio para biorreator de 5000 L.....	55
Quadro 5 - Composição do meio total.....	56
Quadro 6 - Quantidade de biomassa produzida por fungo por batelada.....	56
Quadro 7 - Quantidades no processo de hidrólise.....	57
Quadro 8 - Vazões mássicas por dia de cada corrente do spray dryer.....	58
Quadro 9 - Instrumentação e controle dos equipamentos.....	80
Quadro 10 - Fluxo de caixa por um período de 10 anos.....	98

LISTA DE SÍMBOLOS

A = Área

B = Concentração de biomassa produzida

C = Produto da centrifugação

C_p = Calor específico

d = Densidade

D = Diâmetro

Ea = Energia de ativação de destruição térmica de microrganismos

f = Fator de utilização

F = Vazão mássica da centrífuga

h = Altura

H = Quantidade em massa hidrolisada

j = Perda de carga

k = Constante cinética

M = Massa

m = Vazão mássica

n = Número de equipamentos

N = Número de microrganismos

p = Número de funcionários

P = Peso das tubulações

q = Calor

Q = Vazão volumétrica

R = Vazão residual da centrífuga

T = Temperatura

t = Tempo

U = Coeficiente global de transferência de calor

v = Velocidade

V = Volume

\hat{v} = Volume específico

x = Número de operações

X = Porcentagem

α = Percentual de proteína na biomassa

\mathcal{H} = Entalpia

Δ = Variação

λ = Calor latente

Σ = Somatório

SUMÁRIO

1.INTRODUÇÃO	18
2. JUSTIFICATIVA	19
2.1. DEMANDA DE PROTEÍNAS	19
2.2 FONTE DE PROTEÍNAS EXISTENTES	19
2.2.1 Proteínas de origem animal	19
2.2.2 Proteínas de origem vegetal	21
2.2.3 Inseto	21
2.2.4 Fungos	22
3. DEFINIÇÃO DA EMPRESA	24
3.1 LOCALIZAÇÃO DA UNIDADE INDUSTRIAL	24
3.2 LEGISLAÇÃO	25
3.2.1 Registro e legalização	25
3.2.2 Junta Comercial ou Cartório de Registro de Pessoas Jurídicas	26
3.2.3 Cadastro Nacional de Pessoa Jurídica (CNPJ)	26
3.2.4 Alvará de Localização	26
3.2.5 Inscrição Estadual	27
3.2.6 Previdência social	27
3.2.7 ANVISA	27
3.2.8 Licenciamento ambiental	28
3.3 MODELO DE NEGÓCIOS	29
3.3.1 Proposta de valor	30
3.3.2 Segmento de clientes	30
3.3.3 Relações com os clientes	31
3.3.4 Canais	31
3.3.5 Fontes de receita	31
3.3.6 Principais recursos	31
3.3.7 Principais atividades	32
3.3.8 Principais parcerias	32
3.3.9 Custos	32
4. DEFINIÇÃO DO PRODUTO	33
4.1 PRODUTO COMERCIALIZADO	33
4.2 FUNGOS UTILIZADOS	33
4.2.1 <i>Aspergillus Oryzae</i>	33
4.2.2 <i>Pleurotus sajor-caju</i>	34
4.2.3 <i>Rhizopus Oryzae</i>	34
4.3 ANÁLISE DE MERCADO	35
5. DEFINIÇÃO DE PROJETO	36
5.1 ROTAS TECNOLÓGICAS	36

5.2	DIAGRAMA DE BLOCOS	37
5.2.1	Matéria-Prima	38
5.2.2	Laboratório	38
5.2.3	Fermentação	40
5.2.3.1	<i>Esterilização do meio</i>	40
5.2.4	Centrifugação	41
5.2.5	Hidrólise	41
5.2.6	Re-centrifugação	42
5.2.7	Secagem em Spray Dryer	43
5.2.8	Embalagem	44
5.2.9	Armazenamento	44
5.2.10	Limpeza	44
5.3	FLUXOGRAMA DO PROCESSO	45
5.4	ESTRATÉGIA DE PRODUÇÃO E OPERAÇÃO	49
5.5	BALANÇO DE MASSA	54
5.5.1	Balanço de massa para laboratório	54
5.5.1.1	<i>Biorreatores de 5, 50 e 500 L</i>	54
5.5.1.2	<i>Biorreator de 5000 L</i>	55
5.5.1.3	<i>Quantidade total para composição do meio</i>	55
5.5.1.4	<i>Quantidade de biomassa produzida por fungo por batelada</i>	56
5.5.2	Centrífuga	56
5.5.3	Hidrólise	57
5.5.4	Re-centrifugação	57
5.5.5	Spray Dryer	57
5.5.6	Tanque de armazenamento	59
5.5.7	Embalagem	59
5.6	BALANÇO DE ENERGIA	59
5.6.2	CIP	59
5.6.3	Esterilização	60
5.6.3.1	<i>Tempos de aquecimento, esterilização e resfriamento</i>	60
5.6.4	Hidrólise	60
5.6.5	Quantidade total de vapor e de água fria para produção de vapor	60
5.6.6	Seleção da caldeira	61
5.7	DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS	61
5.7.1	Sala de armazenamento de matéria prima	61
5.7.2	Tanque pulmão	62
5.7.3	Reatores de inóculo	62
5.7.4	Biorreatores de fermentação	62
5.7.5	Centrífuga	62
5.7.6	Tanque de hidrólise	63
5.7.7	Spray dryer	63

5.7.8 Tanque de armazenamento de resíduo sólido	63
5.7.9 Tanque de armazenamento de resíduo líquido	63
5.7.10 Tanque de armazenamento de produto final	64
5.7.11 Tanque reservatório de água a 40°C	64
5.7.12 Tanque reservatório de solução alcalina a 80°C	64
5.7.13 Tanque reservatório de solução ácida 60°C	64
5.7.14 Tanque reservatório de água fria	65
5.7.15 Comparação das dimensões	65
6. REQUERIMENTOS ENERGÉTICOS E PROJETO DE UTILIDADES	67
6.1 INSTALAÇÕES DE ÁGUA FRIA	67
6.2 INSTALAÇÕES DE AR COMPRIMIDO	70
6.3 INSTALAÇÕES DE GLP	71
7. TUBULAÇÕES	72
7.1 PINTURA DAS TUBULAÇÕES	72
7.2 DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES	72
7.2.1 Ramais de água fria	72
7.2.2 Ramais de vapor	73
7.2.3 Ramais de coleta de condensado	74
7.2.4 Ramais de água gelada	75
7.2.5 Ramais de ar comprimido	75
7.2.6 Ramais de GLP	76
7.3 ACESSÓRIOS	77
7.3.1 Válvulas	77
7.3.1.1 Válvulas Gaveta	77
7.3.1.2 Válvulas Globo	77
7.3.2 Juntas de dilatação	78
7.3.3 Purgadores	78
7.3.4 Suportes	78
8. CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO DO PROCESSO	79
9. TRATAMENTO DE EFLUENTES	82
9.1 EFLUENTES GASOSOS	82
9.2 EFLUENTES LÍQUIDOS	82
9.2.1 Equipamentos necessários para tratamento de efluentes líquidos	84
9.3 EFLUENTES SÓLIDOS	84
10. AVALIAÇÃO ECONÔMICA DO PROJETO	85
10.1 CUSTOS DE IMPLANTAÇÃO	85
10.1.1 Custos com construção civil e terreno	85
10.1.2 Custos com equipamentos	86
10.1.3 Custos com equipamentos do laboratório	87

10.1.4 Custos com instrumentação e controle	88
10.2 CUSTOS OPERACIONAIS	89
10.2.1 Custo com matérias-primas	90
<i>10.2.1.1 Substratos</i>	<i>90</i>
<i>10.2.1.2 Fungos</i>	<i>90</i>
10.2.2 Custo com embalagens	91
10.2.3 Custos com trabalhadores	91
10.2.4 Custos com utilidades	92
10.2.5 Custo com limpeza	93
10.3 CUSTOS ADICIONAIS	94
10.3.1 Custos com depreciação	94
10.3.2 Custos com licenciamento ambiental e seguro	94
10.3.3 Custos com segurança contra incêndios	95
10.3.4 Outros custos	95
10.4 FINANCIAMENTO	95
10.5 FLUXO DE CAIXA	96
10.6 INDICADORES DE RETORNO FINANCEIRO	100
10.6.1 Taxa Mínima de Atratividade (TMA)	100
10.6.2 Valor Presente Líquido (VPL)	100
10.6.3 Taxa Interna de Retorno (TIR)	101
10.6.4 Payback	102
10.7 POSSIBILIDADE FUTURA	103
11.CONCLUSÃO	104
REFERÊNCIAS	105
APÊNDICE A - BALANÇO DE MASSA	115
A.1 - LABORATÓRIO	115
A.2 - BIORREATOR DE 5000 L	120
A.3 - REATOR DE 1500 L	122
A.4 - TANQUE PULMÃO	122
A.5 - QUANTIDADE DE BIOMASSA PRODUZIDA POR FUNGO POR BATELADA	124
A.6 - CENTRÍFUGA	125
A.7 - HIDRÓLISE	128
A.8 - RE-CENTRIFUGAÇÃO	131
A.9 - SPRAY DRYER	132
A.9.1 - Balanço De Massa Na Corrente 2 (Entrada Do Líquido)	133
A.9.2 - Balanço De Massa Na Corrente 4 (Saída De Produto)	133
A.9.3 - Balanço De Massa Na Corrente 3 (Saída De Ar)	134
APÊNDICE B - BALANÇO DE ENERGIA	136
B.1 - CIP	136

B.1.1 - Vapor Necessário Para A Solução De 40 °C	136
B.1.2 - Vapor Necessário Para A Solução De 60 °C	136
B.1.3 - Vapor Necessário Para A Solução De 80 °C	137
B.2 - ESTERILIZAÇÃO	137
B.2.1 – Tempo De Espera Esterilização	138
B.2.2 – Tempo De Aquecimento Biorreator De 5000 L	139
B.2.3 – Tempo De Resfriamento Biorreator De 5000 L	139
B.2.4 – Tempo De Aquecimento Tanque Pulmão	140
B.2.5 – Tempo De Resfriamento Tanque Pulmão	140
B.2.6 – Total De Vapor Na Esterilização	140
B.2.7 - Quantidade De Água Fria Para Resfriamento	141
B.3 - VAPOR NECESSÁRIO PARA HIDRÓLISE	141
B.4 - VAPOR TOTAL NECESSÁRIO	141
B.5 - SELEÇÃO DA CALDEIRA	142
B.6 - QUANTIDADE DE ÁGUA FRIA NECESSÁRIA PARA A PRODUÇÃO DE VAPOR	142
APÊNDICE C - DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS	143
C.1 - TANQUE PULMÃO	143
C.2 - REATORES DE INÓCULO	144
C.3 - BIORRETORES DE FERMENTAÇÃO	144
C.4 - TANQUE DE HIDRÓLISE	145
C.5 - SPRAY DRYER	145
C.6 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE RESÍDUO SÓLIDO	146
C.7 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE RESÍDUO LÍQUIDO	146
C.8 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE PRODUTO FINAL	146
C.9 - TANQUE RESERVATÓRIO DE ÁGUA A 40°C	147
C.10 - TANQUE RESERVATÓRIO DE SOLUÇÃO ALCALINA A 80°C E SOLUÇÃO ÁCIDA A 60°C	147
C.11 - TANQUE RESERVATÓRIO DE ÁGUA FRIA	148
APÊNDICE D - CÁLCULO DAS INSTALAÇÕES DE ÁGUA FRIA	149
D.1 - CHUVEIROS	149
D.2 - VASOS SANITÁRIOS E LAVATÓRIOS	149
D.3 - BEBEDOUROS	150
D.4 - TORNEIRA (COZINHA E LABORATÓRIO)	150
D.5 - TORNEIRAS ÁREA INDUSTRIAL	150
D.6 - LIMPEZA DOS EQUIPAMENTOS	151
APÊNDICE E - DEMANDA DE AR COMPRIMIDO	154
E.1 - FERMENTAÇÃO	154
E.2 - SPRAY DRYER	154
E.3 - SELADORA A VÁCUO	155

E.4 - BOMBA DE CISALHAMENTO	156
E.5 - EQUIPAMENTOS DE OFICINA	156
E.6 - DEMANDA TOTAL DE AR COMPRIMIDO	156
APÊNDICE F - DEMANDA DE GLP	158
F.1 - SPRAY DRYER	158
F.2 - DEMANDA TOTAL DE GLP	158
APÊNDICE G - DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES	160
G.1 - DIMENSIONAMENTO DOS RAMAIS DE ÁGUA FRIA	160
G.2 - DIMENSIONAMENTO DOS RAMAIS DE VAPOR	165
G.3 - DIMENSIONAMENTO DA COLETA DE CONDENSADO	167
ANEXO A - SELADORA A VÁCUO	173
ANEXO B - PALLETS DE MADEIRA	174
ANEXO C - DIMENSÕES DA CALDEIRA	175
ANEXO D - ESPECIFICAÇÕES DA CALDEIRA	176
ANEXO F - ESPECIFICAÇÕES DA CENTRÍFUGA	178
ANEXO G - ESPECIFICAÇÕES SPRAY DRYER	179
ANEXO H - BEBEDOURO	180
ANEXO I - COMPRESSOR TIPO PARAFUSO	181
ANEXO J - TORNEIRA INDUSTRIAL	182
ANEXO K - FATORES DE UTILIZAÇÃO E CONSUMO DE AR COMPRIMIDO DE ALGUMAS FERRAMENTAS EM OFICINAS DE PORTE MÉDIO	183
ANEXO L - BOMBA DE CISALHAMENTO	184
ANEXO M - PROPRIEDADES DO VAPOR SATURADO CONFORME A PRESSÃO	185
ANEXO N - PROPRIEDADES DE ALGUNS LÍQUIDOS A 25°C	186
ANEXO O - PROPRIEDADES DO GLP	187
ANEXO P - VÁLVULA AUTOMÁTICA	188
ANEXO Q - PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS DA ÁGUA SATURADA	189
ANEXO R - VELOCIDADES MÁXIMAS PERMITIDAS	190
ANEXO S - VAZÃO PARA DIFERENTES INSTALAÇÕES	191
ANEXO T - PURGADOR IBD-130 MARCA SF INTERNACIONAL	192
ANEXO U - TUBULAÇÕES SCHEDULE 40	193

ANEXO V - PESO DAS TUBULAÇÕES	194
ANEXO W - TANQUE ESTACIONÁRIO DE 60 TONELADAS PARA ARMAZENAMENTO DE GLP	195
ANEXO X - TABELA DE DIMENSIONAMENTO DAS LINHAS DE CONDENSADO	196
ANEXO Y - PLANTA BAIXA DO EMPREENDIMENTO	197

1. INTRODUÇÃO

Dados da Organização das Nações Unidas (ONU) deste ano projetam um crescimento global populacional de 9,7 bilhões até o ano de 2050. Como resultado desta expansão e combinado ao desenvolvimento econômico e a urbanização, aumentará o consumo de todos os recursos disponíveis, principalmente dos mais diversos tipos de alimentos (HENCHION *et al.*, 2017).

A demanda por alimentos ricos em proteínas é decorrente do aumento populacional e da mudança nos padrões de consumo. Novas iniciativas, além das convencionais, serão indispensáveis para suprir todas as necessidades proteicas. Atualmente, diversos estudos são realizados sobre novas fontes de proteínas a respeito da sua funcionalidade, processamento e aplicação industrial (BOLAND *et al.*, 2013; SPIEGEL; NOORDAM; FELLS-KLERX, 2013).

Em alternativa, o uso de fungos para produção de biomassa proteica podem potencialmente levar a processos mais viáveis e ecologicamente corretos quando comparados aos processos físico-químicos, que são caros e intensivos em energia (SAR; FERREIRA; TAHERZADEH, 2020). Além disso, os fungos podem melhorar os valores nutritivos dos substratos, bem como melhorar a bioacessibilidade e a absorção da nutrição no sistema digestivo humano, sintetizando vitaminas, diminuindo compostos antinutricionais e convertendo aminoácidos e lipídios (ROUSTA *et al.*, 2021).

Independentemente do objetivo final da conversão fúngica, a biomassa será um produto constante para todos os processos desenvolvidos. Considerando seus altos níveis de proteína, vitaminas, aminoácidos essenciais e ácidos graxos poliinsaturados, a biomassa fúngica despertou o interesse da comunidade de pesquisa para o seu biorrefinamento (SAR; FERREIRA; TAHERZADEH, 2020).

1.1 OBJETIVO

O objetivo deste trabalho de conclusão de curso é avaliar o uso dos fungos *Aspergillus oryzae*, *Pleurotus sajor-caju* e *Rhizopus oryzae* a fim de produzir hidrolisado proteico rico em aminoácidos livres a partir da biomassa fúngica obtida por fermentação submersa. Além disso, este estudo mostra uma visão geral de fontes de proteínas novas e existentes que fornecem proteína de forma sustentável para o futuro.

2. JUSTIFICATIVA

2.1. DEMANDA DE PROTEÍNAS

As proteínas são essenciais para o corpo humano, onde atuam como catalisadores (enzimas), transportadores (oxigênio, vitaminas, ferro, entre outros), armazenamento (caseína do leite), proteção imune (anticorpos), reguladores (insulina e glucagon), movimento (actina e miosina), estruturais (colágeno), transmissão de impulsos nervosos (neurotransmissores), controle do crescimento e diferenciação celular, entre outras funções vitais para o bom funcionamento do organismo (MOTTA, 2011). Desta forma, devem estar na alimentação em quantidades adequadas, levando-se em conta os aspectos nutricionais, composição, biodisponibilidade e digestibilidade (PIRES *et al.*, 2006).

O aumento da demanda por alimentos ricos em proteínas é associado às mudanças socioeconômicas, como renda, urbanização e envelhecimento da população. Cabe destacar que a oferta futura de proteínas não é apenas uma questão de produzir mais do mesmo em maiores proporções, fatores como implicações ambientais e aceitação dos consumidores devem ser levados em consideração. Diversas opções e outras alternativas destes alimentos se tornam necessárias para suprir as necessidades (HENCHION *et al.*, 2017).

2.2 FONTE DE PROTEÍNAS EXISTENTES

2.2.1 Proteínas de origem animal

As proteínas oriundas de animais são um componente importante na dieta humana. As principais fontes de proteína animal envolvem o consumo de carne, peixe, ovos e leite, e correspondem em torno de 40% de todas as proteínas consumidas mundialmente (BOLAND *et al.*, 2013; DELGADO, 2003).

A carne bovina possui vários aspectos nutricionais importantes, como proteínas de alto valor biológico, lipídios, minerais (ferro, zinco e selênio) e vitaminas. A proteína bovina destaca-se por ser uma excelente fonte de aminoácidos essenciais (PIGHIN *et*

al., 2016; HENCHION *et al.*, 2017). Embora possua diversos benefícios, o consumo de carne pode implicar em alguns riscos na saúde dos seres humanos caso consumido em excesso. E do ponto de vista ambiental, a produção de carne é responsável por mudanças climáticas e mudança do uso da terra (HENCHION *et al.*, 2017).

Outro exemplo de proteína animal é o frango, que é considerado uma ótima alternativa por ser menos gorduroso e calórico. Além da grande quantidade de proteínas, também é uma rica fonte de vitamina B6 e que auxilia a manter a saúde do coração equilibrada. Alguns estudos recentes também associam o consumo dessa carne à melhoria de todo o sistema cerebral. De acordo com pesquisas, a substância niacina, em grande quantidade na composição nutricional da ave, é tida como essencial para a saúde do cérebro, podendo ter efeitos protetores contra doenças que geram a falta de memória, como o Mal de Alzheimer e, até mesmo, os mais diversos distúrbios cognitivos (TAEQ, 2022).

A carne suína, por sua vez, é composta principalmente de proteínas e contém todos os nove aminoácidos essenciais necessários para o crescimento e a manutenção do seu corpo. Assim, é uma das fontes alimentares mais completas de proteínas que existem. Porém, é importante salientar que a carne de porco contém quantidades variáveis de gorduras dependendo do corte (SOLLER, 2020).

Os peixes e outros tipos de pescados se destacam nutricionalmente pela quantidade e qualidade das suas proteínas, juntamente com vitaminas, mineiras e uma fonte de ácidos graxos essenciais. A ingestão destes regularmente traz benefícios para a saúde humana como, por exemplo, a diminuição do risco de doenças cardiovasculares. Além disso, a contaminação por elemento químico é considerada baixa. Ademais, o consumo de peixes e pescados é influenciado por fatores socioeconômicos, padrões alimentares, características pessoas e estado de saúde (SARTORI; AMANCIO, 2012).

Outra alternativa de proteína de origem animal é a produção de carne *in vitro*, em que se baseiam na cultura de células animais que se multiplicam e se diferenciam em células musculares que vão formar novas fibras musculares. As vantagens se concentram na qualidade diferenciada, no bem estar animal, na sustentabilidade, entre outros (CARTÍN-ROJAS; ORTIZ, 2017; VITAL *et al.*, 2017).

2.2.2 Proteínas de origem vegetal

As proteínas a partir de vegetais são as principais fontes de ingestão e são importantes para seres humanos e animais, sendo os alimentos mais consumidos o milho, arroz e trigo (HENCHION *et al.*, 2017).

Entre os cereais, a proteína da aveia é de elevada qualidade, com teor de aminoácidos comparável à da soja. Contudo, as proteínas vegetais à base de plantas não possuem muitas vezes os aminoácidos em concentração satisfatórias para atender a demanda necessária de nutrientes do corpo humano (CAVAZOS; MEJIA, 2013; HENCHION *et al.*, 2017).

Em dietas veganas ou vegetarianas rigorosas convém um arranjo de distintas proteínas ou mistura de cereais, leguminosas e suplementos para auxiliar na necessidade nutricional do organismo humano. As proteínas dos cereais possuem benefícios como efeitos antioxidantes, saciedade, anti-inflamatórios, antidiabéticos, redutores de colesterol, entre outros (HENCHION *et al.*, 2017).

Em comparação às de origem animal, as proteínas à base de plantas são preferíveis na perspectiva da utilização da terra e com menores emissões de gases do efeito estufa. Entretanto, sabe-se que também há malefícios já que grande parte do uso dessa proteína é usada para a alimentação de animais, como é o exemplo da soja, onde 85% do que é produzido destina-se para nutrição de animais e peixes. Isso resulta em uma interdependência na qual necessita-se produzir soja para acompanhar o crescimento da demanda por proteínas animais e interligado a isso está o desmatamento e perda de habitat (HENCHION *et al.*, 2017).

2.2.3 Inseto

Os insetos comestíveis são uma alternativa de proteína para o consumo humano. Estima-se que cerca de 2000 tipos de insetos são usados para alimentação mundialmente, englobando grilos, gafanhotos, formigas, besouros, abelhas, entre outros (KLUNDER *et al.*, 2012; HENCHION *et al.*, 2017). Em países da Ásia, África e América do Sul são utilizados culturalmente como fonte alimentar desde a antiguidade (ROMEIRO; OLIVEIRA; CARVALHO, 2015).

Eles são comparáveis a carnes convencionais como a bovina e peixe em termos nutricionais. Em geral, o teor de proteína dos insetos varia de 40% a 75% em base de peso seco e são uma fonte de qualidade de aminoácidos essenciais, ricos em vitaminas

B1, B2, B3 e minerais como zinco e ferro. Ainda assim, muitos deles são deficientes de certos aminoácidos como triptofano e lisina (KLUNDER *et al.*, 2012; HENCHION *et al.*, 2017).

Além das vantagens nutricionais, os insetos possuem um menor risco de transmissão de doenças zoonóticas para os seres humanos e consomem uma quantidade de água muito reduzida quando comparados aos processos tradicionais de fabricação. Outro fator importante é a diminuição de emissão dos gases de efeito estufa, tornando um consumo mais ecológico (ROMEIRO; OLIVEIRA; CARVALHO, 2015).

2.2.4 Fungos

A indústria de alimentos tem interesse na busca de alternativas sustentáveis para suprir as demandas e necessidades. Os fungos, por serem responsáveis e estarem presentes em diversos processos das atividades humanas, se encontram como uma forte alternativa para o mercado de alimentos no futuro (STEIL, 2021; SILVA; MALTA, 2016).

A biotecnologia é responsável por transformar organismos vivos ou partes deles em processos de transformação e produção de matérias-primas por meio de cultivos e aplicações. Atualmente, os fungos são utilizados na produção de diversos alimentos como produtos fermentados e bebidas alcoólicas. Outras contribuições estão presentes na indústria farmacêutica, processos de biodegradação e tratamento de efluentes. Além do potencial industrial, os fungos podem estar ligados à recuperação ambiental, no aproveitamento de resíduos agroindustriais e agrícolas (SILVA; MALTA, 2016).

Alguns fungos, do tipo *Aspergillus* e *Rhizopus*, são largamente utilizados pela indústria para produção de enzimas, devido ao seu potencial e variedade de aplicações (SILVA; MALTA, 2016).

Os cogumelos, por exemplo, possuem uma quantidade relativamente baixa de calorias e são bastante nutritivos, possuem antioxidantes e no geral vitaminas A, C e do complexo B. Além disso, são ricos em potássio e com baixo teor de gordura. Como uma das suas características principais, os cogumelos possuem um valor proteico significativo para uma fonte não animal. Porém, é importante ressaltar que os cogumelos não são fontes de proteína na versão natural, apenas considerada fonte de carboidrato com alta concentração de proteínas (STEIL, 2021).

A Tabela 1 apresenta uma comparação entre os mais diversos tipos de fontes de proteínas em termos de rendimento.

Tabela 1 - Rendimento de proteína para diferentes fontes.

Fonte	Rendimento (g/100g)
Carne bovina	26,70
Carne suína	28,90
Frango	32,00
Peixe	26,20 - 28,60
Ovos	13,30
Leite, queijos e iogurtes	25,40
Amêndoas	18,60
Amendoim	27,20
Soja (tofu)	6,60
Arroz	2,60
Feijão Carioca	4,80
Fungos	33,00 - 44,38

Fonte: Adaptado de MANTIQUEIRA, 2022.

Existem diversas empresas que investem neste tipo de tecnologia na atualidade. Dentre elas, a Novozymes, a maior fornecedora de tecnologia microbiana e enzimática, acredita que a micoproteína pode ajudar a moldar o futuro dos alimentos sustentáveis. Por isso, criou uma plataforma global (*Myco-protein Innovation Call*) para auxiliar empresas focadas em novas alternativas para trabalhar com as micoproteínas e assim cultivar novas colaborações (NOVOZYMES, 2021).

3. DEFINIÇÃO DA EMPRESA

3.1 LOCALIZAÇÃO DA UNIDADE INDUSTRIAL

A unidade industrial estará situada no município de Gravataí, no estado do Rio Grande do Sul. Sua população é cerca de 285.564 habitantes (IBGE, 2021) e aproximadamente 1100 km separam a cidade da grande São Paulo. A decisão da localização foi baseada, principalmente, porque a cidade possui incentivos fiscais. Poderão ser concedidos, no todo ou em parte, os incentivos que levaram a decidir pela escolha do local.

I) Incentivos fiscais:

- Isenção do Imposto Predial e Territorial Urbano, referente à área do novo empreendimento ou ampliação do mesmo;
- Isenção do Imposto Sobre Serviços de Qualquer Natureza – ISSQN, realizado direta ou indiretamente pela empresa, referente à construção e instalação ou ampliação do empreendimento;
- Isenção da Taxa de Aprovação de Projeto;
- Isenção da Taxa de Execução de Obra e Habite-se;
- Isenção da Taxa de Fiscalização e Vistoria;
- Isenção da Taxa de Licença para localização (Alvará), excluindo-se a fração referente à Taxa de Bombeiro.

II) Incentivos econômicos:

- Execução, no todo ou em parte, dos serviços de terraplenagem, arruamento, saneamento e outras obras de infraestrutura necessárias à instalação ou execução pretendida.

Para a definição da localização da empresa também foram levados em conta alguns critérios, como por exemplo, a localização dos fornecedores de matéria-prima. Outro critério decisivo foi em relação à proximidade com as empresas alvo para que assim haja diminuição com gastos em armazenamento e transporte.

Como a empresa operará em sistema B2B (business-to-business), definiu-se dois parceiros que irão receber o produto, um do ramo alimentício e outro do ramo farmacêutico, ambos situados em São Paulo. O deslocamento será principalmente através da BR-101 e BR-116, que é duplicada e favorece a movimentação. A localização da empresa em Gravataí está mostrada na Figura 1.

Figura 1 - Localização da empresa em Gravataí.



Fonte: Google Earth, 2022.

3.2 LEGISLAÇÃO

3.2.1 Registro e legalização

A formalização da empresa é o processo de obtenção da autorização legal para realização e funcionamento de negócio na jurisdição escolhida, a qual engloba diversas etapas. Dentre os documentos necessários se encontram o registro na Junta Comercial ou Cartório de Registro de Pessoas Jurídicas, CNPJ, Alvará de Localização, Inscrição Estadual, registro do produto na ANVISA, Previdência Social e Licenciamento Ambiental.

3.2.2 Junta Comercial ou Cartório de Registro de Pessoas Jurídicas

O registro legal de uma empresa é realizado na Junta Comercial do estado ou no Cartório de Registro de Pessoas Jurídicas, e é um dos primeiros passos para a formalização do negócio. Os documentos necessários podem variar de acordo com o estado onde será instalada a empresa (LAFS, 2019).

3.2.3 Cadastro Nacional de Pessoa Jurídica (CNPJ)

O CNPJ é o número fornecido pela Receita Federal na abertura de uma empresa, com a finalidade de identificar o negócio nos mais diversos tipos de atividades como a emissão de notas fiscais e pagamento de impostos (GULARTE, 2022; UOL, 2022).

As empresas registradas no Brasil, independente do porte, necessitam de um CNPJ. Este número é importante para assegurar de que a relação com todos os órgãos regulamentadores é legal. Além disso, ele reúne informações como nome empresarial, nome fantasia e contato. Outra função por meio do CNPJ, é conseguir com mais facilidade empréstimos em bancos e abrir uma conta PJ (GULARTE, 2022; UOL, 2022).

3.2.4 Alvará de Localização

Para o funcionamento e estabelecimento de uma unidade industrial é necessário a concessão de um Alvará de Localização, o qual é emitido pela Secretaria Municipal de Desenvolvimento Econômico e Turismo (SMDET). Visando agilizar e simplificar o processo para expedição do alvará de localização, o município protocolou a lei nº 3194 de 2 de abril de 2012 do Alvará de Localização Provisório até que esteja disponível o Definitivo (PACHECO, 2019).

3.2.5 Inscrição Estadual

A Inscrição Estadual (IE) é o número que representa o registro de uma empresa no cadastro do ICMS (Imposto sobre Circulação de Mercadorias e Prestação de Serviços) e a identifica como um estabelecimento regular. Ainda, permite que a empresa possa comercializar produtos e serviços que tenham repasse de mercadorias (RODRIGUES, 2022).

Todas as empresas que comercializam algum tipo de produto são obrigadas a pagar o ICMS, e para o pagamento desse imposto é necessário estar cadastrado junto ao seu estado. No cadastro é calculado quanto será pago de imposto sobre cada uma das vendas realizadas pela empresa (RODRIGUES, 2022).

3.2.6 Previdência social

Para contratar funcionários, é necessário estar de acordo com as diretrizes trabalhistas, mesmo que seja apenas um ou os sócios. A empresa precisa estar cadastrada na previdência social e pagar os respectivos tributos, sendo o prazo para o cadastramento de até 30 dias após o início das atividades (CHIQUETTO, 2020).

3.2.7 ANVISA

A Agência Nacional de Vigilância Sanitária (ANVISA), criada pela lei nº 9.782 de 26 de janeiro de 1999, tem por finalidade promover a proteção da saúde da população, por intermédio do controle sanitário da produção e consumo de produtos e serviços submetidos à vigilância sanitária (ANVISA, 2022).

Na área de alimentos, a ANVISA coordena, supervisiona e controla as atividades de registro, inspeção, fiscalização e controle de risco, sendo responsável por estabelecer normas e padrões de qualidade e identidade a serem observados. O principal objetivo é garantir a segurança e a qualidade dos alimentos (ANVISA, 2022).

O hidrolisado proteico é um novo produto e deve obrigatoriamente ser registrado na ANVISA para consumo e comercialização, conforme estabelecido no

Anexo II da RDC nº 27/2010. Para o registro de novos alimentos e novos ingredientes deve ser seguido a Resolução nº 16/1999 e a Resolução nº 17/1999.

3.2.8 Licenciamento ambiental

O licenciamento ambiental, conferido pela Lei nº 6.938 de 31 de agosto de 1981, é uma ferramenta pela qual o órgão ambiental competente licencia a localização, instalação, ampliação e a operação de empreendimentos e atividades utilizadoras de recursos ambientais. Estas atividades podem ser consideradas efetivas ou potencialmente poluidoras, ou então de algum modo causam algum tipo de impacto ambiental.

A Resolução do CONAMA nº 237 de 19 de dezembro de 1997 discorre sobre as atividades que estão sujeitas ao licenciamento ambiental. A produção do hidrolisado proteico é enquadrada na classe de alimentos e biotecnologia, portanto necessita da licença ambiental para operar.

Existem três tipos de licenças que podem ser concedidas durante o processo de aquisição da licença ambiental por uma empresa. A Licença Prévia (LP) é concedida na fase preliminar do planejamento do empreendimento ou atividade, aprovando a localização e concepção, atestando a viabilidade ambiental e estabelecendo os requisitos básicos e importantes que devem ser atendidos nas fases de sua implementação. A Licença de Instalação (LI) é a autorização da instalação do empreendimento ou atividade de acordo com as especificações que constam nos planos, programas e projetos aprovados, incluem medidas de controle ambiental e demais condicionantes. E a Licença de Operação (LO) é a autorização de operação do empreendimento ou atividade, posterior à verificação do cumprimento do que consta nas licenças anteriores.

No procedimento de licenciamento ambiental deverá constar, obrigatoriamente, a certidão da Prefeitura Municipal, declarando que o local e o tipo de empreendimento ou atividade estão em conformidade com a legislação aplicável ao uso e ocupação do solo e, quando for o caso, a autorização para supressão de vegetação e a outorga para o uso da água, emitidas pelos órgãos competentes.

O município de Gravataí protocolou Lei nº 1.528 de 23 de maio de 2000 que propõe o código municipal do meio ambiente. Por meio desta, controla-se a produção, extração, comercialização, transporte e o emprego de materiais, bens e serviços,

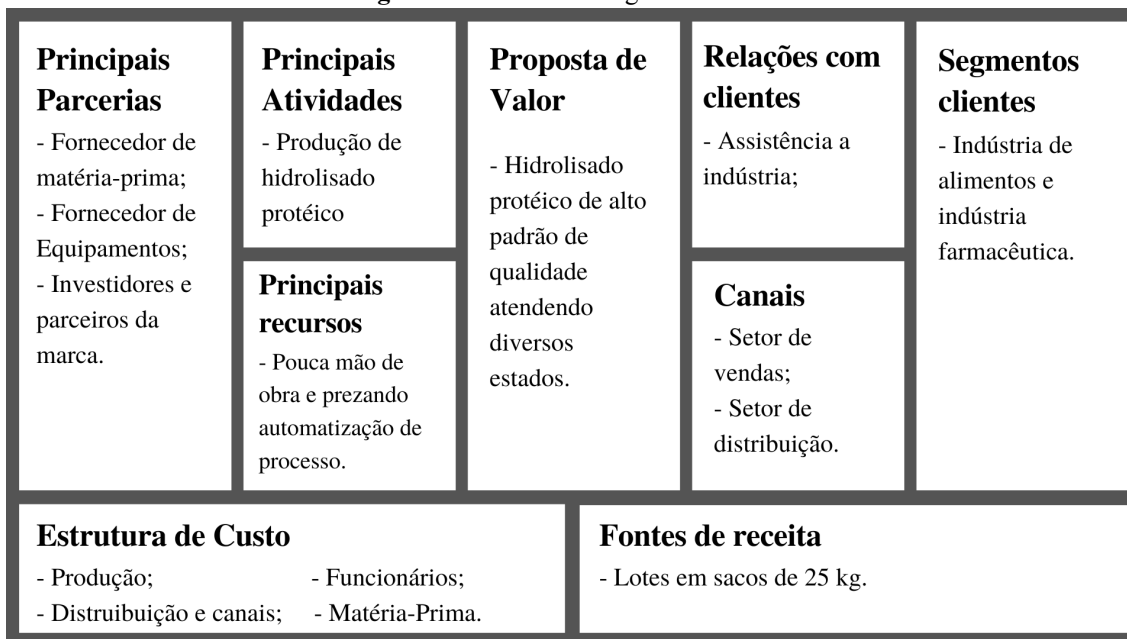
métodos e técnicas que comportem risco para a vida ou comprometam a qualidade de vida e o meio ambiente. Para o cumprimento da lei na esfera municipal, a Fundação Municipal de Meio Ambiente expedirá as licenças ambientais prévias, de Instalação e Operação. Durante a vigência das licenças poderá ser solicitado auditoria técnica no empreendimento.

A Lei nº 12.305 de 2 de agosto de 2010, que institui a Política Nacional de Resíduos Sólidos, estabelece as diretrizes de resíduos sólidos e a destinação final ambientalmente correta para os rejeitos. A NBR 10.004/2004 determina os aspectos físicos, químicos e biológicos dos resíduos, por meio destes podemos observar os principais impactos ambientais que os materiais podem causar. Esta classificação é de suma importância para o planejamento e execução do Plano de Gerenciamento de Resíduos Sólidos, uma vez que fornece as informações corretas para a destinação dos resíduos sólidos. São divididos em Classe I (Perigosos) e Classe II (Não perigosos).

3.3 MODELO DE NEGÓCIOS

O Modelo de Negócios ou Canvas é um instrumento utilizado para auxiliar ao iniciar um empreendimento, em que foi desenvolvido para facilitar o entendimento completo de um negócio. Os componentes centrais de um empreendimento são: segmento de clientes, proposta de valor, canais de distribuição, relacionamento com clientes, fontes de receita, recursos principais, atividades chave, principais parcerias e custos (SEBRAE, 2022). Na Figura 2 está apresentado o Modelo de Negócios Canvas para o produto a ser comercializado.

Figura 2 - Modelo de Negócios Canvas.



Fonte: Autores, 2023.

3.3.1 Proposta de valor

Este tópico aborda o que a empresa vai oferecer aos clientes e o motivo da escolha do produto comercializado (PINHO, 2018). Neste caso, será ofertado a produção de hidrolisado proteico a partir de fungos, que é considerada mais viável e ecologicamente correta quando comparados aos processos convencionais, que são caros e geram alto gasto de energia. Além disso, os fungos podem melhorar os valores nutritivos, a bioacessibilidade e a absorção da nutrição no sistema digestivo.

3.3.2 Segmento de clientes

Este bloco define quais pessoas ou organizações serão o público-alvo da empresa (PINHO, 2018). A produção de hidrolisado proteico é destinada para ser comercializada para outras indústrias como a alimentícia e farmacêutica, ou seja, venda B2B.

3.3.3 Relações com os clientes

Para manter o relacionamento entre cliente e empresa, é necessário manter um contato direto para o esclarecimento de dúvidas. Neste caso, a empresa irá se relacionar de diferentes maneiras com seus clientes, ou seja, de diferentes formas através das diversas plataformas e meios de comunicação que temos hoje em dia. Uma delas será através do contato por e-mail e site da empresa, e também com representantes da indústria.

3.3.4 Canais

É referente às ferramentas e formas de comunicação, distribuição e canais de venda para o seu segmento de clientes. Por ser uma empresa B2B a forma de comunicação (pré-venda, venda e pós-venda) será realizada pelo setor de vendas. Já as encomendas e a logística do produto serão de responsabilidade do setor de distribuição.

3.3.5 Fontes de receita

As fontes de receita são, resumidamente, as diferentes formas de se obter receita por meio da(s) proposta(as) de valor (SEBRAE, 2017). Neste caso, a principal fonte da empresa será o hidrolisado proteico em pó comercializado em sacos de 25 kg para as indústrias.

3.3.6 Principais recursos

São os recursos necessários para realizar a proposta de valor, como recursos físicos, intelectuais, humanos e financeiros (PINHO, 2018). O modelo empregado para o processo de produção é semelhante ao de indústria 4.0, ou seja, poucas atividades manuais e a maior parte das operações automatizadas. Porém, para o funcionamento adequado da empresa serão contratados profissionais experientes na área e serão

fornecidos cursos e atividades complementares. Outros recursos financeiros provêm de investidores externos.

3.3.7 Principais atividades

São as atividades que fazem com que o processo funcione de forma adequada, ou seja, são as atividades essenciais para o bom funcionamento da empresa (PINHO, 2018). Elas estão compreendidas, principalmente, na produção do hidrolisado proteico. E também no gerenciamento das plataformas/redes sociais da empresa.

3.3.8 Principais parcerias

As parcerias principais são usualmente representadas por atividades-chave que são desenvolvidas de maneira terceirizada ou referente a um grande fornecedor dos recursos principais que são adquiridos de maneira externa à empresa (SEBRAE, 2017).

Os fornecedores de matéria prima e de equipamentos serão os principais provedores de recursos adquiridos fora da empresa. Ainda, investidores e parceiros da marca.

3.3.9 Custos

Tópico referente a todos os custos relevantes do empreendimento, são de suma importância para que toda a estrutura proposta para a organização possa funcionar de maneira viável. Os custos são divididos em fixos e variáveis.

Os custos fixos englobam o preço de depreciação dos equipamentos, o salário da equipe de funcionários e outros gastos como de implementação dos equipamentos para o desenvolvimento correto do processo produtivo. E, os custos variáveis que são os gastos com luz, água, matérias-primas e combustível, entre outros.

4. DEFINIÇÃO DO PRODUTO

4.1 PRODUTO COMERCIALIZADO

Propõe-se o desenvolvimento de um produto contendo hidrolisado proteico rico em aminoácidos livres e peptídeos de cadeia curta por meio dos fungos *Aspergillus oryzae*, *Pleurotus sajor-caju* e *Rhizopus oryzae*. O produto será comercializado em forma de pó para indústrias alimentícias e farmacêuticas.

4.2 FUNGOS UTILIZADOS

4.2.1 *Aspergillus Oryzae*

O Koji é o nome popular do *Aspergillus oryzae*, um fungo filamentosos, bastante conhecido e utilizado por diversas culturas asiáticas. Usado tradicionalmente na indústria de alimentos, é geralmente empregado na produção de shōyu (produto obtido pela fermentação da soja e de cereais), sake (produto obtido pela fermentação alcoólica do arroz), miso (produto obtido da fermentação da pasta de soja) e na produção de vinagres. Na indústria cosmética e farmacêutica, o *Aspergillus oryzae* aparece como referência para o tratamento de doenças de pele a partir de seu metabólito, o ácido kójico (FERREIRA, 2022).

Uma grande vantagem do *A. oryzae* é a ausência de patogenicidade ao homem (ELBASHITI *et al*, 2010). Essa condição é primordial para um microrganismo ser selecionado para o consumo humano. Além disso, por ter um metabolismo tão complexo e uma grande adaptabilidade, possui muita aplicabilidade em diversas áreas industriais. Ademais, sua porcentagem de proteína é de aproximadamente 37% e a sua produção de biomassa é de 30 g/L.

4.2.2 *Pleurotus sajor-caju*

Os fungos do gênero *Pleurotus* juntamente com outros, formam um grupo denominado de “fungos de podridão branca”, por produzirem um micélio branco e degradar tanto a lignina como a celulose. São caracterizados como decompositores primários de substratos, conferindo-lhes um grande potencial para a degradação de resíduos. Ao executarem esta tarefa, produzem biomassa microbiana, que representa alimento saboroso e de elevado valor nutricional (BONATTI, 2001; DEMENJOUR, 2013).

Estes fungos se adaptam a temperaturas entre 20 e 25 °C, consideradas ideais para o cultivo no sul do país, e também contém uma eficiência biológica de cerca de 18% superior a outras espécies (BONATI *et al.*, 2003; DEMENJOUR, 2013).

Os cogumelos são essencialmente constituídos por água (80-90%), ricos em proteínas (aproximadamente 40%) e de baixo valor calórico (30 cal por 100 g de matéria seca) e a sua produção de biomassa é de 15 g/L. Também, são ricos em vitaminas (B1 e C), riboflavina, niacina e biotina, em aminoácidos essenciais e em sais minerais (sódio, potássio e fósforo), além de possuírem valores consideráveis de fibras. Esta composição varia com a espécie e com a técnica cultural (TAM *et al.*, 1986; MIZUNO; ZHUANG, 1995; DEMENJOUR, 2013).

4.2.3 *Rhizopus Oryzae*

O *Rhizopus oryzae* também destaca-se entre os fungos filamentosos seguros, isso devido à sua grande atividade metabólica. Por esse motivo tem sido explorado comercialmente a fim de produzir enzimas e outros compostos cuja síntese pode ser induzida ao longo do cultivo (DENARDI-SOUZA *et al.*, 2017).

Esse microrganismo tem sido muito utilizado na culinária, com o objetivo de melhorar as características de textura e sabor. Sendo assim, é uma opção instigante para melhorar as propriedades funcionais e nutricionais de resíduos lignocelulósicos cuja produção tem aumentado em todo o mundo. Ademais, sua porcentagem de proteína varia entre 30-33% e a sua produção de biomassa é de 30 g/L (DENARDI-SOUZA *et al.*, 2017).

4.3 ANÁLISE DE MERCADO

A análise de mercado se destina ao levantamento de dados e informações a respeito do ramo ou segmento no qual a empresa pretende atuar ou se encontra inserida. Por meio de pesquisas e consultas é possível identificar necessidades dos clientes, concorrentes, se o produto é consumido e viável (SILVA, 2021).

O consumo de proteínas alternativas às convencionais, como a carne, vem sendo discutido e estudado há décadas, mas as crescentes preocupações com o desenvolvimento sustentável, bem-estar animal e saúde humana o tornaram, nos últimos anos, um dos tópicos mais recorrentes na indústria de alimentos e comunidade científica. Dados apresentados pela agência Euromonitor, nos últimos 5 anos o país registrou um crescimento anual de 11,1% nas vendas de produtos substitutos da carne animal. E, as projeções apontam um crescimento de 40% ao ano pelos próximos anos (EMBRAPA, 2021; HE *et al.*, 2020; MENGUE, 2018; TURBIANI, 2020).

Outra questão importante a ser analisada está relacionada ao valor biológico das proteínas. Informações sobre a digestibilidade e a bioacessibilidade de ingredientes e produtos são importantes para direcionar o desenvolvimento de novos produtos (EMBRAPA, 2021).

5. DEFINIÇÃO DE PROJETO

5.1 ROTAS TECNOLÓGICAS

Neste tópico, abordam-se as etapas existentes para a produção de biomassa e também de hidrolisado proteico encontrados na literatura. Existem algumas formas de se obter biomassa através de diferentes tipos de fermentação. Os processos fermentativos podem ocorrer de duas maneiras: em estado sólido e submerso .

Na fermentação em estado sólido o crescimento microbiano e a geração de produto processa-se na superfície de substratos sólidos, na ausência ou presença de pequena quantidade de água. As principais vantagens desse tipo de fermentação podem ser citadas como simplicidade do meio de cultivo, dispensa o uso de equipamentos sofisticados e por consequência apresenta menores custos com equipamentos e energia. Por outro lado, os fatores limitantes desse processo estão na dificuldade do monitoramento e controle das variáveis físico-químicas, complicações no aumento de escala e adversidades devido ao contato superficial do microrganismo e substrato (PEREIRA, 2008).

A fermentação submersa é aquela em que os microrganismos são cultivados em meio de cultura líquida, a qual contém nutrientes necessários para o seu crescimento. Esse processo tem como vantagens a facilidade de manipulação do meio, microrganismos totalmente submersos de maneira uniforme no meio e maior eficiência na absorção de nutrientes e excreção de metabólitos, resultando em menor tempo de operação e conseqüentemente melhor produtividade. Industrialmente, no momento atual, a maioria das fermentações são efetuadas por processos submersos (PEREIRA, 2008).

De modo geral, os processos fermentativos podem operar das seguintes formas: descontínuo, semicontínuo, descontínuo alimentado e contínuo. No modo de operação descontínuo, são adicionados no instante inicial o meio de cultura e o inóculo ao biorreator, e apenas ao final da fermentação descarrega-se o meio fermentado, isso garante menores riscos de contaminação, melhores condições de controle e flexibilidade

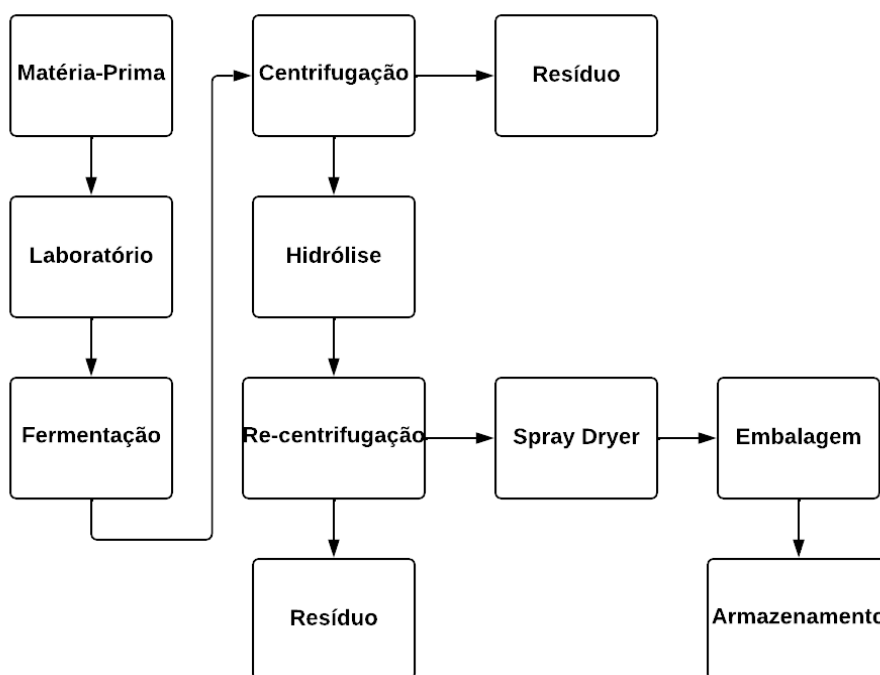
de operação. Processos semicontínuos assemelham-se aos descontínuos, entretanto ao final da fermentação retira-se parte do meio fermentado mantendo-se parte do mosto fermentado e adiciona-se um volume de meio equivalente ao retirado. A fermentação descontínua alimentada, opera com um ou mais nutrientes sendo adicionados ao fermentador durante o processo e os produtos permanecem até o final da fermentação. Diferencialmente, no modo contínuo a alimentação do meio de cultura ocorre de maneira ininterrupta a uma vazão constante, mantendo-se o volume de reação retirando-se continuamente o caldo fermentado (SCHMIDELL *et al*, 2001).

Dispostas as considerações, definiu-se que para a produção de hidrolisado proteico fúngico de *Aspergillus oryzae*, *Pleurotus sajor-caju* e *Rhizopus oryzae*, será empregado o processo de fermentação submersa vinculado ao modo de operação descontínuo devido a resultados com menores tempos de execução, possibilidade de maior flexibilidade e limpeza, bem como melhor controle das variáveis físico-químicas do processo.

5.2 DIAGRAMA DE BLOCOS

O diagrama de blocos estabelecido para o processo proposto para a produção de hidrolisado proteico em escala industrial utilizando fungos é apresentado na Figura 3.

Figura 3 - Diagrama de blocos para produção de hidrolisado proteico.



Fonte: Autores, 2023.

5.2.1 Matéria-Prima

As matérias-primas, incluindo substratos e micronutrientes, utilizadas no processo para a produção de hidrolisado proteico estão dispostas no Quadro 1.

O recebimento das matérias-primas acontecerá por meio de transporte rodoviário, e os fungos responsáveis pela fermentação e produção de proteína serão adquiridos em cepas de empresas autorizadas.

Em relação à estocagem, os substratos serão armazenados em salas em local próprio no pavilhão industrial juntamente com os micronutrientes, facilitando a logística para o processo de produção. Enquanto os fungos são acondicionados em ambiente controlado localizado no laboratório.

Quadro 1 - Quantidade necessária de substratos e micronutrientes.

Composição do Meio Líquido		Quantidade (g/L)
Glicose		20
Hidrolisado Proteico		20
M _i	(NH ₄) ₂ SO ₄	2,0

c r o n u t r i e n t e s	$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	0,05
	$\text{MnSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$	0,02
	MgSO_4	0,5
	$\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	0,4
	KH_2PO_4	2,0

Fonte: Adaptado de OGRODOWSKI, 2006.

5.2.2 Laboratório

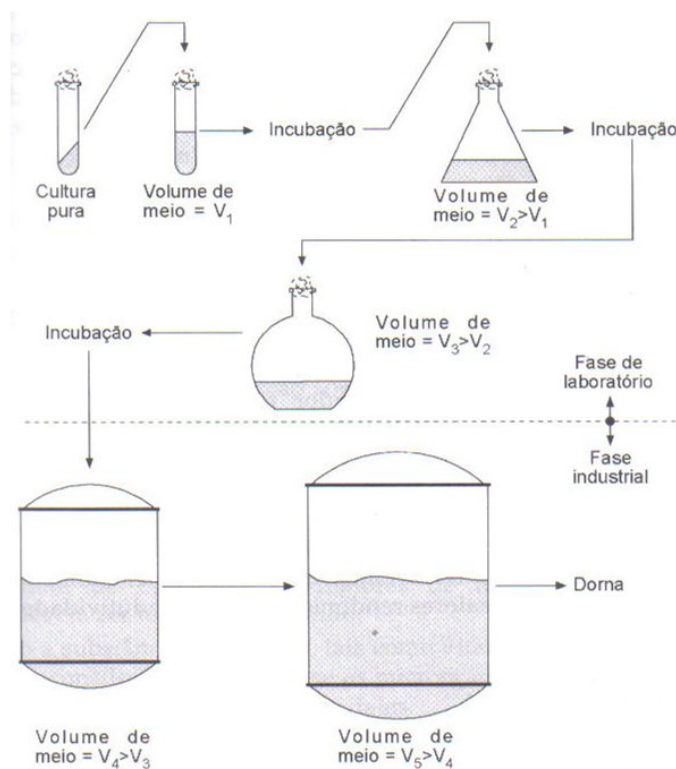
As operações de preparação, repliques e armazenamento de inóculo são estritamente realizadas em laboratório. Refere-se a inóculo toda substância com uma certa quantidade de microrganismos que auxiliam na parte inicial da fermentação tanto na síntese de alimentos quanto na de bebidas fermentadas (INÓCULO, 2022).

A inoculação, ou seja, cultivo dos microrganismos, ocorrerá sobre as espécies de microrganismos selecionadas. Esta, por sua vez, será objetiva a adaptação do microrganismo às condições ideais da fermentação, como pH, concentração do meio de cultura, temperatura, aeração, entre outras. Além disso, é em escala laboratorial que são estudadas possíveis melhorias da fermentação.

Neste projeto, optou-se pelo meio líquido para inoculação, com os nutrientes dissolvidos pelo meio, apesar de existir também a possibilidade de manter os nutrientes em suspensão como partículas sólidas.

Na Figura 4, apresenta-se um esquema contendo todas as etapas necessárias da preparação do inóculo.

Figura 4 - Esquema de preparação de inóculo.



Fonte: AQUARONE, 2001.

Na primeira etapa, condiciona-se uma cultura pura submersa em um volume de meio, previamente esterilizado, contendo os nutrientes necessários para o crescimento do microrganismo. Em seguida, ocorre o transporte desta mistura para um volume de meio levemente maior do que o volume anterior, sempre realizando o controle das concentrações de nutrientes. O volume é aumentado sucessivamente até que o inóculo possua cerca de 5 a 15% do volume de meio do fermentador industrial (AQUARONE, 2001).

Ademais, é no laboratório que o microrganismo fica armazenado. A própria técnica de replique permite a produção de diversas unidades de culturas em meio laboratorial, sendo o método mais tradicional para a manutenção dos microrganismos. Após os repliques, é recomendado o armazenamento em temperaturas de 5 a 8 °C para que ocorra a redução do metabolismo do microrganismo. A conservação nessas condições pode durar de um a três meses no caso de leveduras e até doze meses no caso de bactérias (COSTA, 1991).

5.2.3 Fermentação

Para a produção do hidrolisado proteico é necessário a obtenção da biomassa fúngica a partir de *Aspergillus oryzae*, *Pleurotus sajor-caju* e *Rhizopus oryzae*, a qual ocorrerá por meio da fermentação submersa vinculado ao modo de operação descontínuo.

No processo de produção de hidrolisado proteico estabeleceu-se algumas condições ideais, dispostas na Tabela 2.

Tabela 2 - Condições do processo.

Parâmetro	
Temperatura	25 °C
Aeração	1 vvm
Agitação	-
pH	5,5 - 6,5

Fonte: Autores, 2023.

Para manter um controle sanitário dos microorganismos presentes no meio, será realizada uma etapa prévia de esterilização.

5.2.3.1 Esterilização do meio

A esterilização de um equipamento significa eliminar todas as formas de vida de seu interior ou superfície (SCHIMIDELL, 2001). Os reatores bioquímicos e tubulações geralmente, são esterilizados através de calor úmido ou também chamado vapor saturado.

Neste projeto, será utilizado calor úmido como método de esterilização, que possui três etapas básicas. O aquecimento, que consiste em aquecer o meio através de vapor saturado até uma temperatura de 122°C, a esterilização, que consiste em manter o meio à 122°C em um período de tempo adequado e o resfriamento, que consiste em resfriar o meio até a temperatura de fermentação para cessar o processo de esterilização (SCHIMIDELL,2001).

5.2.4 Centrifugação

A etapa de centrifugação tem como objetivo a separação de misturas de sistemas líquido-sólido ou de dois líquidos imiscíveis. É um método semelhante ao da

decantação, onde o sólido ou o líquido com maior densidade vai para o fundo do recipiente, porém é muito mais rápido e eficiente. 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. Em decorrência do movimento de rotação, as partículas de maior densidade, por inércia, são arremessadas para o fundo no processo de centrifugação (ROSA; GAUTO; GONÇALVES, 2013).

No presente trabalho, a centrifugação é realizada após a fermentação, com o objetivo de remover o líquido da biomassa produzida na etapa anterior. O resíduo líquido resultante do processo de centrifugação é armazenado em um tanque para posteriormente passar pelo tratamento de efluentes, enquanto que a biomassa resultante da operação é passada para a etapa de hidrólise.

5.2.5 Hidrólise

Os hidrolisados podem ser caracterizados como proteínas resultantes de uma clivagem química ou enzimaticamente em peptídeos de vários tamanhos (MARTINS, 2008). Refere-se à hidrólise, toda reação em que a molécula de água é responsável pela quebra de outra molécula. Esta reação pode ser catalisada por uma enzima ou ainda por substâncias químicas. Sendo chamadas de hidrólise enzimática e a hidrólise química, respectivamente. A hidrólise química é mais utilizada para atividades industriais, porém existe uma grande vantagem em utilizar a hidrólise enzimática pois este método resulta em um produto de alta funcionalidade e alto valor nutritivo (MARTINS, 2008).

No presente trabalho, optou-se pela hidrólise enzimática, pois se tratando de um produto direcionado ao consumo humano, é recomendável o uso de enzimas por serem catalisadores biológicos semelhante aos encontrados no organismo humano, como por exemplo: amilase, lactase, proteases e outras.

A hidrólise enzimática em alimentos, como no caso de proteínas, é um processo muito utilizado para melhorar as propriedades físicas e químicas do alimento sem prejudicar a qualidade. Os hidrolisados proteicos vem sendo utilizados para fins nutricionais por possuírem características desejáveis, como por exemplo, ser osmoticamente equilibrado, hipoalergênicos, apresentarem sabor consideravelmente

aceitável pelo consumidor e possuem valor nutricional próximo das proteínas comumente utilizadas na dieta humana (PACHECO, 2004).

Além disso, hidrolisados proteicos são também utilizados para tratar condições clínicas que exigem o uso de fármacos com fórmulas especiais para tratar a deficiência de proteína ou a baixa absorção dela. É o caso da doença de Crohn, colite ulcerativa, síndrome de intestino curto, síndrome da imunodeficiência, alergias alimentares e outras (PACHECO, 2004).

No processo de obtenção de hidrolisado proteico através da fermentação fúngica, utiliza-se a hidrólise enzimática para clivar as moléculas de proteínas presentes na biomassa formada. A temperatura ideal para o processo é de aproximadamente 55 °C, que será mantida através de vapor saturado (SICUPIRA, 2020). Tem-se como resultado a formação de duas fases: uma insolúvel e outra solúvel contendo a proteína hidrolisada, geralmente com um baixo teor de lipídios (KUROZAWA, 2008).

5.2.6 Re-centrifugação

A re-centrifugação é realizada nos mesmos moldes da centrifugação, porém nesta etapa, a parte de interesse é a parte líquida. Deseja-se descartar a fase sólida que será armazenada em um tanque de armazenamento para ser destinada a terceiros para a alimentação animal.

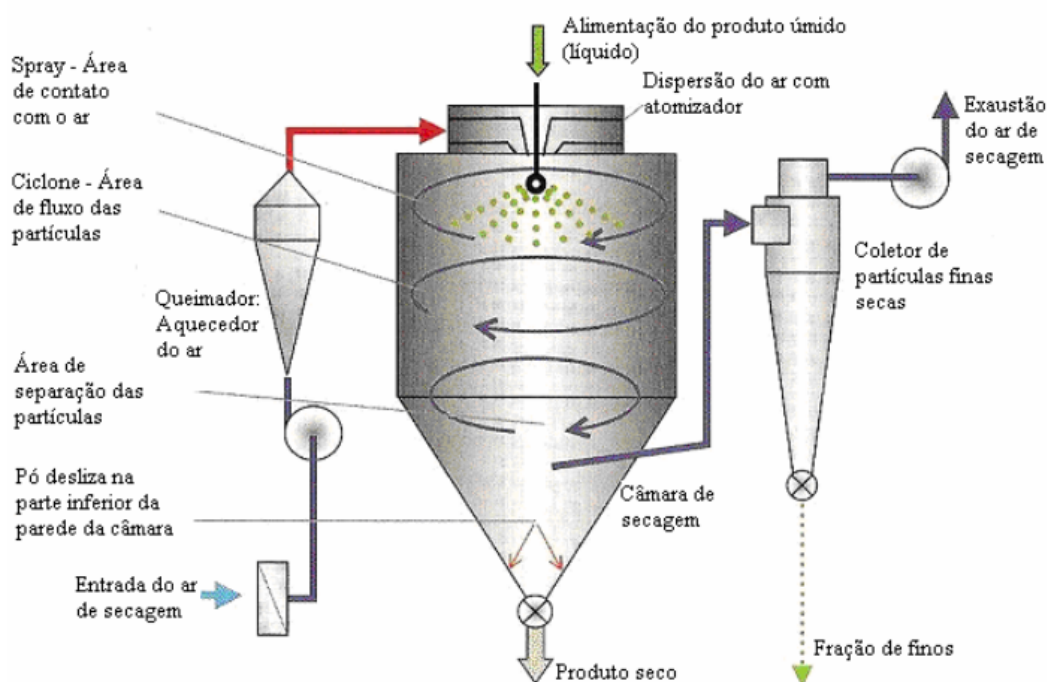
5.2.7 Secagem em Spray Dryer

Após a etapa de re-centrifugação, uma secagem é necessária para transformar o produto na forma de pó, proporcionando assim maior vida útil e protegendo a atividade de componentes bioativos. Dentre os métodos convectivos disponíveis atualmente para secagem utilizando o ar, destaca-se o Spray Dryer, técnica que demanda curto tempo de secagem e temperaturas relativamente baixas de exposição ao produto, o que diminui a sua degradação e perdas nutricionais (ENGEL *et al*, 2017).

O Spray Dryer tem como princípio um processo de atomização que transforma o líquido em um material com características sólidas, fragmentando-o na forma de pequenas gotas. Por meio da secagem quente, aproximadamente 90% da matéria que entra no equipamento é convertida em pó (GLOBE SYSTEMS, 2021).

É um processo contínuo, na qual a alimentação é requerida para uma atomização efetiva, sendo que as gotas normalmente tem uma variação de tamanho de partícula entre 0,005 a 0,6 mm. Ao sair do atomizador, entram em contato com o ar de secagem e secam as partículas enquanto se movem pela câmara de secagem (MADEIRA, 2009). O esquema do funcionamento do Spray Dryer está apresentado na Figura 5.

Figura 5 - Esquemática do funcionamento do Spray dryer.



Fonte: MADEIRA, 2009 apud MASTERS, 2002.

No esquema acontece a atomização das partículas adicionando ar quente entre 170 e 230°C em contato com um líquido, onde rapidamente há a evaporação da água presente e o deslize do pó (produto seco) para a parte inferior da câmara de secagem. O ar de secagem sai pela lateral da máquina a uma temperatura de 60 a 100°C. Através da força centrífuga causada pelos ciclones do Spray Dryer recupera-se as partículas finas que por ventura se dispersam (MADEIRA, 2009). Ao final, os resíduos provenientes do processo de spray dryer devem ser armazenados em tanques para posteriormente serem tratados.

5.2.8 Embalagem

O produto em pó do hidrolisado proteico será armazenado em embalagens de 25 kg. Primeiramente em um saco de plástico e posteriormente em um saco de papel, a fim

de reduzir os custos de embalagem e na intenção do produto estar bem conservado e não correr o risco de captar umidade. Para isso, utilizou-se uma seladora e embaladora a vácuo, disposta no Anexo A.

5.2.9 Armazenamento

O armazenamento das embalagens contendo hidrolisado proteico será realizado na área industrial, na sala de armazenamento de produtos e em local arejado e seco. Os sacos de 25 kg serão empilhados em pallets de madeira, disposto no Anexo B, envoltos em papel plástico. A distribuição dos produtos será realizada pelo transporte rodoviário.

5.2.10 Limpeza

Ao final do processo, será feita em cada etapa a limpeza dos equipamentos. O procedimento ocorrerá por meio do método CIP ou *Cleaning in Place* (limpeza no local), o qual limpa e desinfecta as máquinas sem a necessidade de montagem e desmontagem das peças. O sistema funciona circulando e re-circulando automaticamente detergentes e soluções de enxágue até a limpeza total e sanitização em circuito fechado.

O método CIP possui diversas vantagens como por exemplo, diminui o impacto ambiental e os custos de operação com redução de água, tem a possibilidade de regular a concentração do reagente a qualquer momento sem parar a operação, e garante segurança operacional porque os operadores não precisam entrar nos tanques para prosseguir a limpeza e manusear os produtos de limpeza altamente potentes (HIGTOP, 2022).

O tempo médio para a limpeza pelo método é de aproximadamente 1 hora. Na Tabela 3 são apresentadas as etapas da CIP, bem como a função de cada uma delas e suas condições.

Tabela 3 - Etapas da CIP.

Etapa	Função da etapa	Temperatura	Reagente	Concentração
Pré-enxágue	Remoção de sujidades grosseiras.	40 a 45°C	Água	-

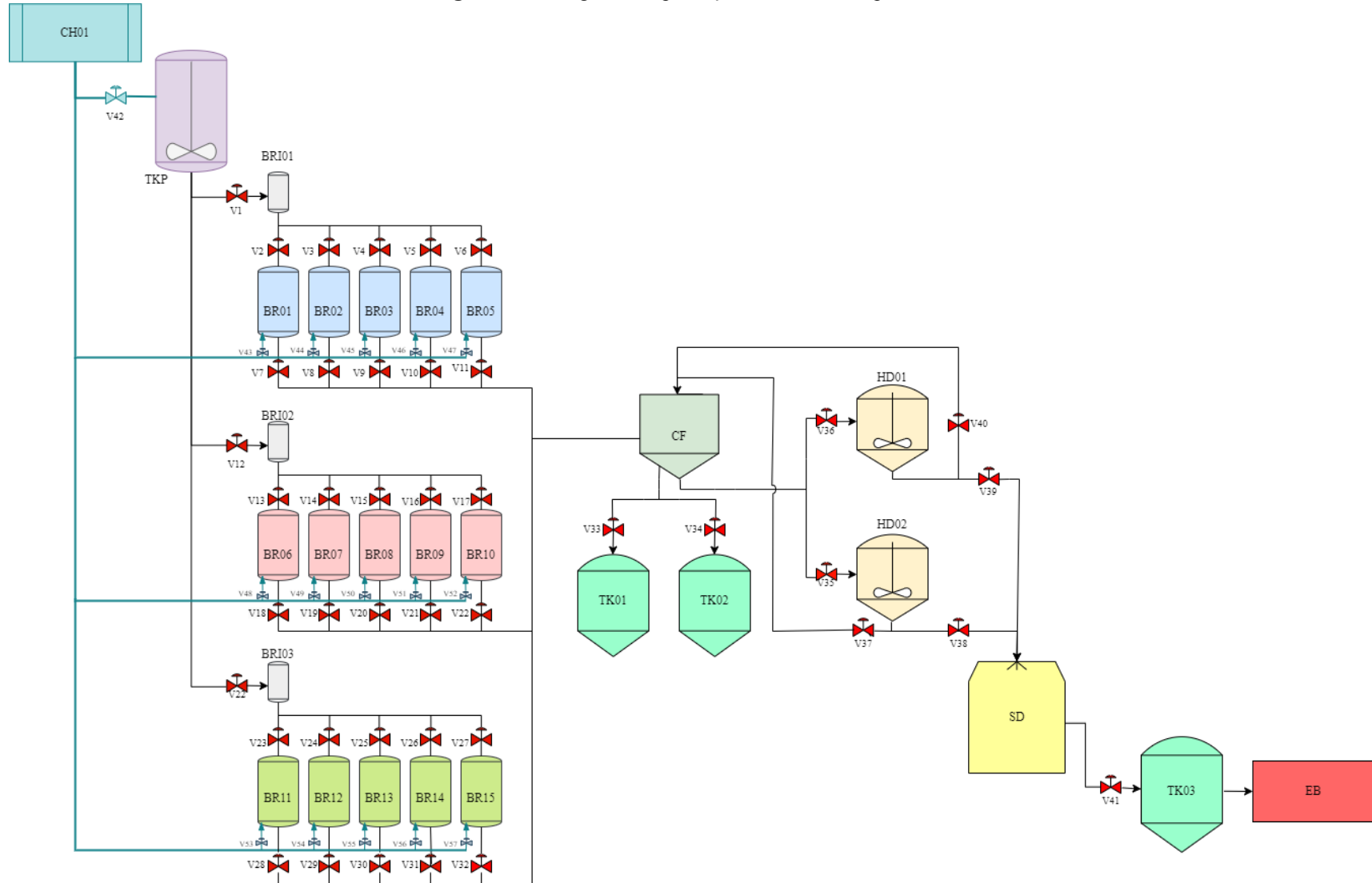
Limpeza alcalina	Saponificar as gorduras e dissolver as proteínas.	até 80°C	Hidróxido de sódio (NaOH)	2%
Enxágue intermediário	Extrair a maior parte do produto residual oriundo da etapa de limpeza alcalina.	até 40°C	Água	-
Limpeza ácida	Remoção de possíveis resíduos minerais.	60 a 65°C	Ácido nítrico (HNO ₃)	2%
Enxágue final	Remover todo e qualquer indício dos produtos utilizados nos ciclos anteriores.	Ambiente	Água	-

Fonte: Autores, 2023.

5.3 FLUXOGRAMA DO PROCESSO

A Figura 6 apresenta o fluxograma da produção de pó de hidrolisado proteico.

Figura 6 - Fluxograma da produção de hidrolisado proteico.



Fonte: Autores, 2023.

Na Tabela 4, é mostrada a legenda que foi utilizada para identificar os equipamentos do processo.

Tabela 4 - Identificação dos equipamentos.

Identificação	Significado	Identificação	Significado
TKP	Tanque pulmão	V16	Válvula 16
BRI01	Biorreator de inóculo 01	V17	Válvula 17
BRI02	Biorreator de inóculo 02	V18	Válvula 18
BRI03	Biorreator de inóculo 03	V19	Válvula 19
BR01	Biorreator de Fermentação 01	V20	Válvula 20
BR02	Biorreator de Fermentação 02	V21	Válvula 21
BR03	Biorreator de Fermentação 03	V22	Válvula 22
BR04	Biorreator de Fermentação 04	V23	Válvula 23
BR05	Biorreator de Fermentação 05	V24	Válvula 24
BR06	Biorreator de Fermentação 06	V25	Válvula 25
BR07	Biorreator de Fermentação 07	V26	Válvula 26
BR08	Biorreator de Fermentação 08	V27	Válvula 27
BR09	Biorreator de Fermentação 09	V28	Válvula 28
BR10	Biorreator de Fermentação 10	V29	Válvula 29
BR11	Biorreator de Fermentação 10	V30	Válvula 30
BR12	Biorreator de Fermentação 12	V31	Válvula 31
BR13	Biorreator de Fermentação 13	V32	Válvula 32

Continua

Continuação

Identificação	Significado	Identificação	Significado
BR14	Biorreator de Fermentação 14	V33	Válvula 33
BR15	Biorreator de Fermentação 15	V34	Válvula 34
CF	Centrífuga	V35	Válvula 35
TK01	Tanque de armazenamento 01	V36	Válvula 36
HD01	Tanque de hidrólise 01	V37	Válvula 37
HD02	Tanque de hidrólise 02	V38	Válvula 38
TK02	Tanque de armazenamento 02	V39	Válvula 39
SD	Spray Dryer	V40	Válvula 40
TK03	Tanque de armazenamento 03	V41	Válvula 41
EB	Embaladora	V42	Válvula 42
CH01	Chiller	V43	Válvula 43
V01	Válvula 01	V44	Válvula 44
V02	Válvula 02	V45	Válvula 45
V03	Válvula 03	V46	Válvula 46
V04	Válvula 04	V47	Válvula 47
V05	Válvula 05	V48	Válvula 48
V06	Válvula 06	V49	Válvula 49
V07	Válvula 07	V50	Válvula 50
V08	Válvula 08	V51	Válvula 51
V09	Válvula 09	V52	Válvula 52
V10	Válvula 10	V53	Válvula 53
V11	Válvula 11	V54	Válvula 54
V12	Válvula 12	V55	Válvula 55

Continua

Conclusão			
Identificação	Significado	Identificação	Significado
V13	Válvula 13	V56	Válvula 56
V14	Válvula 14	V57	Válvula 57
V15	Válvula 15	-	-

Fonte: Autores, 2023.

Primeiramente, as matérias primas para produção do meio de fermentação são misturadas em um tanque pulmão, este tanque irá alimentar três biorreatores de inóculo que irá possuir volume suficiente para alimentar 5% do volume de fermentação dos quinze biorreatores. Tanto o tanque pulmão quanto os quinze biorreatores serão esterilizados por calor úmido e retornarão à temperatura de fermentação através do resfriamento por água gelada proveniente de um chiller. Após isso, o fermentado segue para uma centrífuga que irá remover grande parte do líquido presente na mistura, o resíduo desta operação é armazenado em um tanque e será direcionado posteriormente para o devido tratamento.

Na sequência, o lodo proveniente da centrifugação segue para um tanque de hidrólise, onde a biomassa será quebrada para se obter o hidrolisado proteico. Depois, a mistura é submetida a uma re-centrifugação para desta vez, remover a parte sólida. A parte líquida segue para um Spray Dryer, que fará a atomização do produto removendo a umidade e contribuindo na conservação. Por fim, o pó resultante é embalado e fica pronto para ser distribuído.

5.4 ESTRATÉGIA DE PRODUÇÃO E OPERAÇÃO

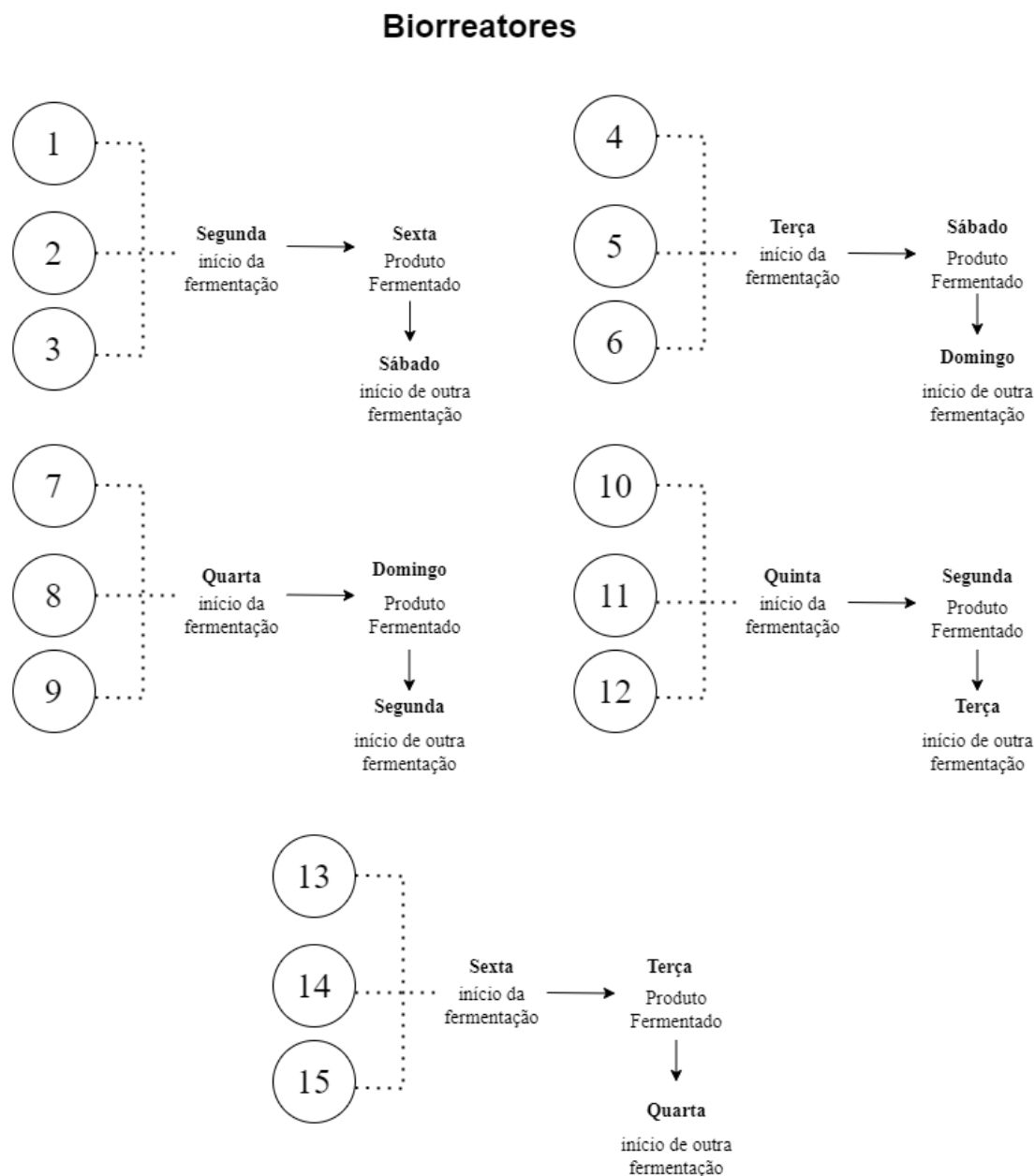
Realizou-se um planejamento da produção considerando os tempos necessários em cada etapa do processo, e tendo em vista a retirada do produto todos os dias. O processo utilizará de equipamentos operando de forma descontínua, o qual inicialmente carrega-se as matérias-primas, e decorridas as transformações, o equipamento é descarregado, como é o caso da etapa de fermentação, por exemplo. Entretanto, utiliza-se também equipamentos com operação contínua, a exemplo da centrifugação e

da seladora embaladora à vácuo, onde a alimentação efetua-se a um volume constante e há retirada do produto continuamente.

Devido às etapas ininterruptas do processo, a indústria funcionará 24 horas por dia, sendo divididas em turnos para que não exceda às 8 horas máximas diárias ou as 44 horas máximas semanais previstas pela CLT (BRASIL, 1943). O primeiro turno se inicia às 7:00 e encerra às 15:00, enquanto que o segundo será das 15:00 às 23:00 e o terceiro turno das 23:00 às 7:00. Prevê-se um intervalo de uma hora em cada escala. Já definidos os horários de funcionamento, parte-se para o planejamento da produção.

Considerando que a etapa de fermentação é a que demanda maior tempo, sendo necessárias 96 horas por batelada, e estimando um intervalo de um dia para o descarregamento e limpeza do biorreator, montou-se um cronograma para início e retirada do produto fermentado, visando retirada de uma batelada de cada microrganismo por dia. A Figura 7 apresenta o esquema do planejamento da produção, sendo os biorreatores 1, 4, 7, 10 e 13 destinados a fermentação de *Aspergillus oryzae*, enquanto que o 2, 5, 8, 11 e 14 atribuídos a fermentação de *Pleurotus sajor-caju* e os biorreatores 3, 6, 9, 12 e 15 empregados para a fermentação de *Rhizopus oryzae*.

Figura 7 - Esquematização da escala de produção (etapa de fermentação).



Fonte: Autores, 2022.

Na Figura 7, mostra-se os biorreatores já descritos anteriormente, bem como o cronograma com os respectivos dias de início da fermentação e entrega do produto fermentado. Ressalta-se que anterior ao início da fermentação, existe um etapa de esterilização para que o meio esteja adequado. Entretanto, considera-se no cronograma juntamente com a fermentação, então por exemplo, para os reatores 1, 2 e 3 que iniciarão sua fermentação na segunda-feira, decorridas as 96 horas, terminarão o processo na sexta-feira. Além disso, considera-se um dia para descarregamento e limpeza do equipamento, que estará pronto para nova batelada no sábado. Salienta-se que o produto fermentado pronto na sexta-feira já será encaminhado neste dia para o

processo de centrifugação. Assim ocorre com cada biorreator, que a cada ciclo terminado, passa pela limpeza e no dia seguinte já inicia outra fermentação. Com esse planejamento, tem-se a estimativa que após a continuidade dos ciclos tem-se entrega de produto fermentado todos os dias.

Estima-se que o processo de limpeza juntamente com a centrifugação dure em torno de um dia, enquanto que a etapa de hidrólise tenha duração de 2 dias e em decorrência disso é previsto a instalação de dois equipamentos de hidrólise para suprir a demanda. Na sequência, pressupõe-se que o processo de re-centrifugação e Spray Dryer sejam ambas feitas em um único dia. Dessa forma, o processo da fermentação até o produto pronto para sair da empresa, leva oito dias ao total. Destaca-se que a etapa de embalagem será feita uma vez por mês, ou seja, todo o produto final produzido durante o mês será embalado em um único dia ao final do mesmo.

O Quadro 2 apresenta o cronograma geral do processo com a sequência das etapas e os equipamentos utilizados nos respectivos dias. Para melhor visualização utilizou-se as diferentes cores para diferenciar as bateladas provindas da fermentação: cor amarela utilizada para os biorreatores 1,2,3; cor laranja para 4,5,6; cor azul para 7,8,9; cor verde para 10,11,12; cor rosa para 13,14,15.

Quadro 2 - Cronograma das etapas do processo.

		Dias do mês																
Processo		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
Fermentação biorreatores 1,2,3		Amarelo	Amarelo	Amarelo	Amarelo		Amarelo	Amarelo	Amarelo	Amarelo								
Fermentação biorreatores 4,5,6			Laranja	Laranja	Laranja	Laranja		Laranja	Laranja	Laranja	Laranja							
Fermentação biorreatores 7,8,9				Azul	Azul	Azul	Azul		Azul	Azul	Azul	Azul						
Fermentação biorreatores 10,11,12					Verde	Verde	Verde	Verde		Verde	Verde	Verde	Verde					
Fermentação biorreatores 13,14,15						Magenta	Magenta	Magenta	Magenta		Magenta	Magenta	Magenta	Magenta				
Limpeza dos biorreatores						Amarelo	Laranja	Azul	Verde	Magenta	Amarelo	Laranja	Azul	Verde	Magenta			
Centrifugação						Amarelo	Laranja	Azul	Verde	Magenta	Amarelo	Laranja	Azul	Verde	Magenta			
Equipamento de Hidrólise 1							Amarelo	Amarelo	Azul	Azul	Magenta	Magenta	Laranja	Laranja	Verde	Verde		
Equipamento de Hidrólise 2								Laranja	Laranja	Verde	Verde	Amarelo	Amarelo	Azul	Azul	Magenta	Magenta	
Re-centrifugação									Amarelo	Laranja	Azul	Verde	Magenta	Amarelo	Laranja	Azul	Verde	Magenta
Spray Dryer									Amarelo	Laranja	Azul	Verde	Magenta	Amarelo	Laranja	Azul	Verde	Magenta

Fonte: Autores, 2022.

Nota-se que no Quadro 2 foi exemplificado o que ocorreria em dois ciclos do processo, no entanto, pode-se visualizar que havendo a continuidade há todos os dias saída de produto.

5.5 BALANÇO DE MASSA

Para os cálculos do balanço de massa, todas as hipóteses adotadas, bem como as considerações tomadas para a realização e obtenção dos resultados apresentados na sequência, estão devidamente descritos no Apêndice A deste documento.

5.5.1 Balanço de massa para laboratório

Para dar início ao processo desejado, começa-se com um volume laboratorial de 5 L e em seguida realizam-se os repliques, sempre aumentando em 10 vezes o volume. Desse modo, realizou-se o balanço de massa para os biorreatores de 5, 50, 500 e finalmente, 5000 L. Definiu-se as quantidades de matéria prima em cada caso.

5.5.1.1 Biorreatores de 5, 50 e 500 L

Definido no Apêndice A.1, para o biorreator de 5, 50 e 500 L o volume do meio será de 3,562, 35,62 e 356,20 L, respectivamente. No Quadro 3 estão dispostas as quantidades necessárias para as composições do meio.

Quadro 3 - Composição do meio para biorreatores de 5, 50 e 500 L.

Composição	Quantidade (kg)	Quantidade (kg)	Quantidade (kg)
Glicose	0,07125	0,7125	7,125
Hidrolisado proteico	0,07125	0,7125	7,125
(NH ₄) ₂ SO ₄	0,007125	0,07125	0,7125
FeSO ₄ .7H ₂ O	0,000178	0,00178	0,0178
MnSO ₄ .H ₂ O	0,00007125	0,0007125	0,007125
MgSO ₄	0,00178	0,0178	0,178
CaCl ₂ .2H ₂ O	0,001425	0,01425	0,1425
KH ₂ PO ₄	0,007125	0,07125	0,7125

Fonte: Autores, 2022.

Dessa forma, a composição do meio do reator de 5 L será de 0,160 kg e o total de água necessário para o biorreator de 5 L será de 3,4 L. Já a composição do meio do

reator de 50 L será de 1,602 kg e o total de água necessário será de 34 L. E para o biorreator de 500 L, a composição do meio será de 16,02 kg e o total de água será de 340,1 L.

5.5.1.2 Biorreator de 5000 L

Definido no Apêndice A.2, para o biorreator de 5000 L o volume do meio será de 3562,5 L. No Quadro 4 estão dispostas as quantidades necessárias para a composição do meio.

Quadro 4 - Composição do meio para biorreator de 5000 L.

Composição	Quantidade (kg)
Glicose	71,25
Hidrolisado proteico	71,25
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	7,125
$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	0,178
$\text{MnSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$	0,07125
MgSO_4	1,78
$\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	1,425
KH_2PO_4	7,125

Fonte: Autores, 2022.

Dessa forma, a composição do meio será de 160,20 kg e o total de água necessário para o biorreator de 5000 L será de 3401,8 L.

5.5.1.3 Quantidade total para composição do meio

Após a ampliação de escala, fez-se um somatório das composições totais para produção do meio. Os resultados estão apresentados no Quadro 5.

Quadro 5 - Composição do meio total.

Composição	Quantidade (kg)
Glicose	79,158
Hidrolisado proteico	79,158
(NH ₄) ₂ SO ₄	7,915
FeSO ₄ .7H ₂ O	0,198
MnSO ₄ .H ₂ O	0,0797
MgSO ₄	1,987
CaCl ₂ .2H ₂ O	1,583
KH ₂ PO ₄	7,916

Fonte: Autores, 2022.

5.5.1.4 Quantidade de biomassa produzida por fungo por batelada

Para o cálculo da quantidade de biomassa produzida por batelada para cada fungo, considerou-se que o reator de 5000 L possui um volume reacional de 75% e que os fungos *Aspergillus oryzae*, *Pleurotus sajor-caju* e *Rhizopus oryzae* possuem uma produção de biomassa de 30, 15 e 31 g/L, respectivamente. Os resultados encontrados estão dispostos no Quadro 6 e os cálculos estão no Apêndice A.5.

Quadro 6 - Quantidade de biomassa produzida por fungo por batelada.

<i>Aspergillus Oryzae</i>	<i>Pleurotus Sajor-Caju</i>	<i>Rhizopus Oryzae</i>
112,5 kg	56,25 kg	116,25 kg

Fonte: Autores, 2022.

5.5.2 Centrifuga

A centrífuga será usada para separar as fases sólida e líquida. Nessa parte do processo, a parte de interesse é a sólida na qual contém a biomassa formada. Considerando que a fase líquida resultante corresponde a 85%, tem-se como resíduo um volume de 9562,5 L, enquanto na fase sólida tem-se 1687,5 L. Os cálculos estão dispostos no Apêndice A.6.

5.5.3 Hidrólise

Após a centrifuga, as biomassas dos 3 fungos passam para a etapa de hidrólise. Neste ponto é necessário adicionar uma enzima, que fará papel de catalisador e também água o suficiente para atingir 85% de umidade. No Quadro 7 estão descritos a quantidade de sólidos totais, quantidade de água, quantidade de enzima, quantidade final de produto hidrolisado bem como o resíduo do processo de hidrólise. Os cálculos estão dispostos no Apêndice A.7.

Quadro 7 - Quantidades no processo de hidrólise.

Quantidade de sólidos totais (kg)	285
Quantidade de água a ser adicionada (L)	212,5
Alcalase (kg)	1,425
Quantidade final de produto hidrolisado (kg)	73,46
Quantidade de produto não hidrolisado (kg)	211,54

Fonte: Autores, 2022.

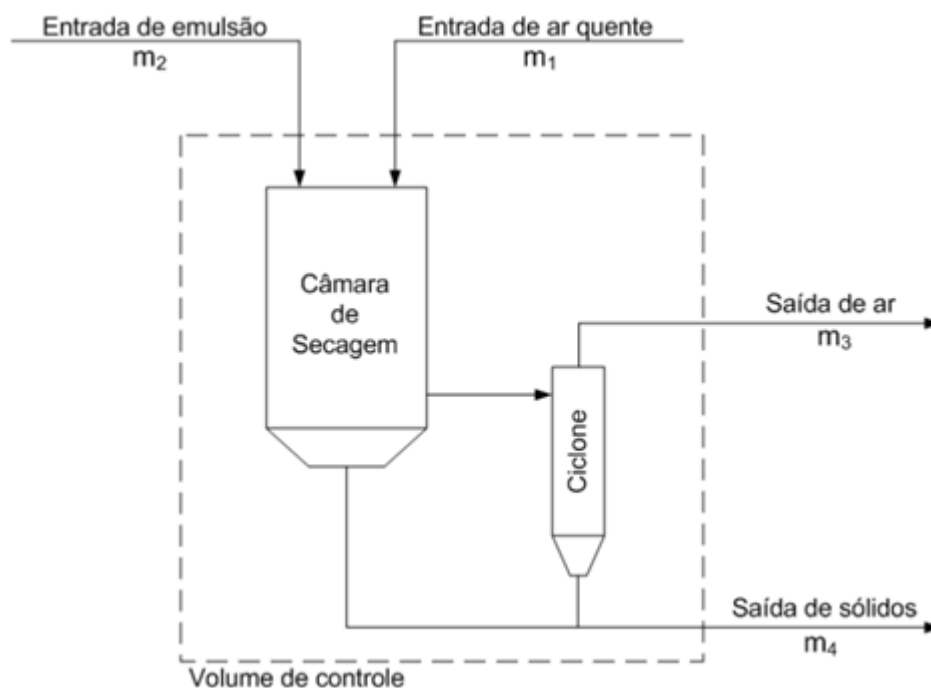
5.5.4 Re-centrifugação

Nesta etapa, realiza-se uma centrifugação na qual a parte de interesse é a parte líquida já que a proteína após hidrolisada fica contida no meio líquido. Dessa forma, obteve-se o valor de resíduo de 285 L/dia, enquanto para a fase líquida 1615 L/dia. Os cálculos estão disponíveis no Apêndice A.8.

5.5.5 Spray Dryer

Para o cálculo do spray dryer, disposto no Apêndice A.9, foi considerado que este opera 24h por dia e assim estimou-se a capacidade de processamento de 67,29 kg/h. E, apenas 90% do produto da hidrólise será atomizado. No apêndice citado calculou-se as vazões mássicas da corrente e a composição de cada uma delas, através do volume de controle apresentado na Figura 8.

Figura 8 - Balanço de massa spray dryer.



Fonte: Adaptado de OLIVEIRA, 2018.

Em suma, os valores calculados para cada corrente estão apresentados no Quadro 8. Vale ressaltar que o valor de ar que entra na corrente 1, foi determinado no Apêndice E.2 e para completar o cálculo da vazão mássica total da corrente 3 considera-se que todo ar na corrente de entrada (corrente 1), sai na corrente 3.

Quadro 8 - Vazões mássicas por dia de cada corrente do spray dryer.

Corrente	Vazão mássica		
	Total (kg/dia)	Água (kg/dia)	Sólido Seco (kg/dia)
Entrada do produto (corrente 2)	1615,000	1541,540	73,460
Saída de ar (corrente 3)	53309,717	1538,061	7,346
Saída de produto (corrente 4)	69,590	3,479	66,114

Fonte: Autores, 2023.

Dessa forma, teremos uma massa de produto por dia de 69,59 kg e sabendo que a empresa trabalha 365 dias no ano, uma quantidade anual de 25400,35 kg.

5.5.6 Tanque de armazenamento

Como o spray dryer opera 24h, optou-se por armazenar o produto final em um tanque. Este tanque será esvaziado a cada 30 dias, correspondendo a 2087,7 kg.

5.5.7 Embalagem

Como mencionado no item 5.3.7, a empresa armazenará seu produto em embalagens de 25 kg e sabe-se que teremos uma massa de produto anual de 25400,35 kg. Dessa forma, serão embalados aproximadamente 1016 pacotes contendo hidrolisado proteico.

5.6 BALANÇO DE ENERGIA

Para os cálculos do balanço de energia, realizou-se algumas considerações que estão devidamente descritas no Apêndice B deste documento.

5.6.2 CIP

Para limpeza dos equipamentos necessita-se de algumas soluções em diferentes temperaturas, o cálculo da demanda de vapor para aquecer os tanques de soluções constam no Apêndice B.1. Reuniu-se os resultados na Tabela 5.

Tabela 5 - Quantidade diárias de vapor para cada tanque CIP.

Temperatura da água	Água 40°C	Solução Básica 60°C	Solução ácida 80°C
Quantidade de água (L)	9715,12	4468,95	4468,95
Quantidade de Vapor (kg)	219,48	235,58	370,19

Fonte: Autores, 2022.

5.6.3 Esterilização

Na esterilização, é utilizado vapor à 8 kgf/cm² para aquecer o meio até 122 °C e um chiller modelo URW-75, disposto no Anexo E, que produz uma vazão de 20 m³/h de água à 20°C, responsável por cessar o processo de esterilização e retornar a temperatura de fermentação à 25°C.

5.6.3.1 Tempos de aquecimento, esterilização e resfriamento

O balanço de energia deste item trata-se de um cálculo que retorna o tempo necessário para cada parte do processo de esterilização. A esterilização será realizada nos biorreatores de 5000 L e também no tanque Pulmão. Todas as considerações estão listadas no Apêndice B.2. Chega-se ao tempo de espera para esterilização de 10,22 minutos. Para o biorreator de 5000 L o tempo de aquecimento à vapor é de 20,17 minutos, enquanto o tempo para resfriamento é de 1 hora e 15 minutos. Já para o tanque pulmão, os tempos são de 15,12 minutos e 1 hora e 13 minutos, respectivamente.

5.6.3.2 Quantidades de água de resfriamento e vapor

A quantidade total de água para o resfriamento à 20°C calculada no Apêndice B.2 para esses tempos foi de 79,92 m³ diários, enquanto a demanda total de vapor para o processo de esterilização foi de 2118,04 kg diários.

5.6.4 Hidrólise

A temperatura de 55°C necessária para a hidrólise é mantida através de vapor a 8 kgf/cm². No Apêndice B.3, consta todas as considerações que resultaram em uma demanda de vapor diária de 172,21 kg.

5.6.5 Quantidade total de vapor e de água fria para produção de vapor

Somando-se toda a demanda de vapor anteriormente, chega-se a uma quantidade de vapor diária de 3115,5 kg. E realizando o balanço de energia (Apêndice B.6),

chega-se a uma quantidade de 13793,05 kg diários de água à 25°C para a produção de vapor.

5.6.6 Seleção da caldeira

Através do cálculo contido no Apêndice B.5, selecionou-se o modelo de caldeira VRI-300, conforme Anexo C. As especificações da caldeira selecionada encontram-se no Anexo D.

5.7 DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS

5.7.1 Sala de armazenamento de matéria prima

Para o cálculo de dimensionamento da sala de armazenamento de matéria prima, levou-se em conta a quantidade utilizada em um mês de produção. Tais quantias estão dispostas na Tabela 6.

Tabela 6 - Quantidades de matéria prima utilizada em um mês.

Composição	Quantidade (kg)
Glicose	2374,76
Hidrolisado proteico	2374,76
(NH ₄) ₂ SO ₄	237,47
FeSO ₄ .7H ₂ O	5,933
MnSO ₄ .H ₂ O	2,375
MgSO ₄	59,327
CaCl ₂ .2H ₂ O	47,495
KH ₂ PO ₄	237,47

Fonte: Autores, 2022.

Dessa forma, definiu-se que a glicose e o hidrolisado proteico seriam comprados a cada mês, visto que, é utilizado uma grande quantia destes no processo. Estipulou-se construir uma sala com 6 metros de comprimento e 8 metros de largura. Vale ressaltar que os micronutrientes, citados na Tabela 6, não necessitam de grandes doses, por essa razão, optou-se pela compra destes em frascos. Logo, não há a necessidade de tanque de armazenamento.

5.7.2 Tanque pulmão

Considerando-se que o volume ocupado pela solução do tanque pulmão é igual a $2,8125 \text{ m}^3$, conforme Apêndice A.4, e que o tanque deve estar com 25% do seu volume vazio, determinou-se que o volume mínimo do tanque deve ser de $3,75 \text{ m}^3$. Dessa forma, optou-se por utilizar um tanque com volume igual a 4 m^3 . A partir do volume do tanque calculou-se as dimensões de altura e diâmetro para o mesmo, considerando uma relação de 3/1. Assim, os valores obtidos através dos cálculos do Apêndice C.1 foram de 1,2 m para o diâmetro e 3,6 m para a altura.

5.7.3 Reatores de inóculo

Definiu-se que o volume de solução para cada um dos três reatores de inóculo é igual a $0,9375 \text{ m}^3$, conforme disposto no Apêndice A.3. Assim, considerando 75% do volume do reator ocupado, concluiu-se que o volume do reator deve ser de ao menos $1,25 \text{ m}^3$. Dessa forma, optou-se pela utilização de um reator de $1,50 \text{ m}^3$ com altura de 2,58 m e diâmetro de 0,86 m, considerando-se a relação 5/1, conforme Apêndice C.2.

5.7.4 Biorreatores de fermentação

O dimensionamento dos 15 biorreatores de fermentação foi feito levando-se em consideração a demanda de mercado. Assim, visando a produção de 2 toneladas por ano, determinou-se que o volume dos biorreatores deve ser de 5 m^3 , tendo em vista um volume reacional de $3,75 \text{ m}^3$, conforme apêndice A.2. Com a relação de 5/1 calculou-se a altura e diâmetro necessária para cada biorreator, como apresentado no Apêndice C.3. Assim tem-se altura de 5,420 m e diâmetro 1,084 m.

5.7.5 Centrífuga

Para a seleção da centrífuga, calculou-se no Apêndice A.6 a capacidade equivalente a $2812,5 \text{ L/h}$ e volume de $2,0 \text{ m}^3$. Com isso definiu-se que será utilizada a centrífuga de modelo DHZ470 apresentada no Anexo F.

5.7.6 Tanque de hidrólise

Considerando que o volume ocupado pela solução é de $1,9 \text{ m}^3$ e este deve corresponder a 75% do volume total do tanque, calculou-se que o volume do tanque deve ser de $2,53 \text{ m}^3$. Com isso, optou-se por um tanque de $2,55 \text{ m}^3$ e a partir da relação 3/1, encontrou-se que a altura deve ser de 3,25 m e diâmetro de 1,08 m, conforme os cálculos presentes no Apêndice C.4.

5.7.7 Spray dryer

Como calculado no Apêndice A.9, a capacidade do spray dryer deve ser de aproximadamente 67 kg/h, com isso definiu-se o equipamento modelo S 6.3 N2 exibido no Anexo G. A partir das dimensões do anexo referido, encontrou-se que o volume da câmara de secagem deve ser igual a $16,2 \text{ m}^3$, conforme os cálculos apresentados no Apêndice C.5.

5.7.8 Tanque de armazenamento de resíduo sólido

Sendo o volume de resíduo sólido que o tanque precisa armazenar igual a $0,285 \text{ m}^3$, e considerando que 25% do volume total precisa estar vazio, tem-se que o volume do tanque deve ser de pelo menos $0,38 \text{ m}^3$. A partir disso, calculou-se as dimensões de altura e diâmetro para o tanque, considerando uma relação de 3/1. Assim, os valores obtidos foram de 0,55 m para o diâmetro e 1,65 m para a altura, conforme os cálculos apresentados no Apêndice C.6.

5.7.9 Tanque de armazenamento de resíduo líquido

Considerando-se o volume de solução residual líquida equivalente a $9,5625 \text{ m}^3$, que corresponde a 75% do volume total, encontra-se que o volume do tanque deve ser de $12,75 \text{ m}^3$. Com isso, utilizando a relação 3/1, tem-se uma altura e diâmetro de 5,30 m e 1,77 m, respectivamente, conforme os cálculos apresentados no Apêndice C.7.

5.7.10 Tanque de armazenamento de produto final

A fim de armazenar o produto final referente a 30 dias, ou seja 2087,7 kg, considerando que a densidade é equivalente ao leite em pó (1022 kg/m^3), o volume de produto será igual a $2,042 \text{ m}^3$. Considerando que 25% do volume total deve estar vazio, encontra-se o volume para o tanque de $2,723 \text{ m}^3$. Com isso, definiu-se o volume do tanque de $2,8 \text{ m}^3$ e a partir da relação 3/1, calculou-se que a altura deve ser de 3,17 m e diâmetro de 1,059 m, conforme os cálculos apresentados no Apêndice C.8.

5.7.11 Tanque reservatório de água a 40°C

Levando em consideração que o volume de água necessário que o tanque precisa suportar é 9715,12 L e este é relativo a 75% do volume total, calculou-se que o volume do tanque deve ter no mínimo $12,95 \text{ m}^3$. Com a relação de 3/1, determinou-se 5,29 m e 1,76 m para altura e diâmetro, respectivamente, conforme os cálculos apresentados no Apêndice C.9.

5.7.12 Tanque reservatório de solução alcalina a 80°C

Definiu-se que o volume da solução alcalina ocupado pelo tanque é de $4,468 \text{ m}^3$. Considerando que 25% do espaço do tanque precisa estar vazio, o volume do tanque deve ser de pelo menos $5,96 \text{ m}^3$. Dessa forma, o tanque deve ter altura de 4,08 m e diâmetro de 1,36 m, atendendo a relação 3/1, conforme os cálculos apresentados no Apêndice C.10.

5.7.13 Tanque reservatório de solução ácida 60°C

O tanque reservatório de solução ácida precisa ter as mesmas especificações do tanque reservatório de solução alcalina, portanto, segue os mesmos valores do item 5.8.12.

5.7.14 Tanque reservatório de água fria

Considerando que o volume de água diária para o empreendimento é de 154116,51 L, e que 25% do espaço do tanque precisa estar vazio, o volume do tanque deve ser de pelo menos 205,488 m³. Dessa forma, o tanque deve ter altura de 13,303 m e diâmetro de 4,434 m, considerando a relação 3/1, conforme Apêndice C.11.

5.7.15 Comparação das dimensões

A fim de comparação montou-se a Tabela 7 com as dimensões calculadas de cada equipamento.

Tabela 7 - Comparativo do dimensionamento dos equipamentos.

Equipamento	Volume (m³)	Diâmetro (m)	Altura (m)
Tanque pulmão	4,00	1,200	3,600
Reatores de inóculo	1,50	0,618	3,090
Biorreatores de fermentação	5,00	1,084	5,420
Centrífuga	2,00	-	-
Tanque de hidrólise	2,55	1,082	3,250
Spray Dryer	16,20	2,500	4,300
Tanque de armazenamento de resíduo sólido	0,38	0,550	1,650
Tanque de armazenamento de resíduo líquido	12,75	1,770	5,300
Tanque de armazenamento de produto final	2,80	1,059	3,170
Tanque reservatório de água a 40°C	12,95	1,760	5,290
Tanque reservatório de solução alcalina a 80°C	5,96	1,360	4,080

Continua

			Conclusão
Equipamento	Volume (m³)	Diâmetro (m)	Altura (m)
Tanque reservatório de solução ácida 60°C	5,96	1,360	4,080
Tanque reservatório de água fria	205,49	4,434	13,303

Fonte: Autores, 2022.

6. REQUERIMENTOS ENERGÉTICOS E PROJETO DE UTILIDADES

A partir do conhecimento de todo o processo produtivo do hidrolisado proteico, foi possível realizar o layout da planta da empresa e projetar as instalações industriais necessárias. Com base no consumo e na demanda de equipamentos, dimensionou-se as tubulações de água quente, água fria, água gelada, vapor e ar comprimido, que estão expostas no Apêndice G.

6.1 INSTALAÇÕES DE ÁGUA FRIA

As instalações de água na temperatura ambiente (25°C), foram projetadas considerando os gastos diários em todas as instalações que demandam água nessa condição. Para tal, respeitou-se a NBR-5626, a qual informa que o acúmulo de água nos reservatórios não pode ser inferior ao consumo diário da empresa e que não ultrapasse três vezes este consumo.

A água será utilizada nos processos de preparação dos meios de cultura no tanque pulmão, nos biorreatores de fermentação, hidrolisadores, esterilização e limpeza dos equipamentos. Além disso, a água fria também é utilizada nas necessidades de água para o dia a dia dos funcionários como bebedouros, vasos sanitários, lavatórios, chuveiros, torneiras tanto para cozinha, como na área industrial. Ademais, a água fria é também utilizada como resfriamento na esterilização dos meios, e na caldeira para geração de vapor e posterior aplicação nos demais processos,

Em relação aos bebedouros, segue-se a NR-24, a qual diz que é obrigatório o fornecimento de água potável, filtrada e fresca para os trabalhadores. Segundo a OMS, o consumo ideal de água por indivíduo é de 2 litros por dia. De acordo com MACINTYRE, se faz necessário um bebedouro para cada 75 funcionários ou em cada pavimento, porém visando o conforto dos colaboradores a empresa optou pela utilização de 3 bebedouros, 1 na área industrial, 1 na recepção e 1 na sala de reuniões. O modelo de bebedouro a ser utilizado é da marca Cânovas, modelo 200L RESIST com 4 torneiras, disposto no Anexo H, com reservatório de água de 200 litros de aço inox, com serpentina interna estanhada evitando a contaminação da água e o gás refrigerante é ecológico, ou seja, não agride o ambiente. Como a água é resfriada no intervalo de

temperaturas de 4 a 14°C pelo próprio bebedouro a demanda de água será contabilizada juntamente com a água fria.

Atendendo as especificações, tem-se que de acordo com a NR-24, se faz necessário a instalação de um chuveiro a cada 10 funcionários. Neste caso a empresa conta com 19 funcionários, necessitando de 2 chuveiros, um no banheiro masculino e outro no banheiro feminino.

Dessa forma, os gastos de Apêndice D considerando todas as especificações ditas anteriormente. A estimativa é que sejam utilizados 950 L/dia, o equivalente a 38 L/dia por trabalhador. No Apêndice D.4 calculou-se a quantidade que as torneiras da cozinha e laboratório necessitam de água fria por dia, igual a 3240 L/dia.

Para a limpeza da área industrial há necessidade de instalação de torneiras industriais, modelo disponível no Anexo J, com dimensões de largura 3 cm, altura 8 cm e comprimento 13,5 cm. O cálculo da quantidade de água fria diária necessária para as torneiras na área industrial estão dispostos no Apêndice D.5, e a estimativa é que sejam utilizados 2777,2 L/dia.

Para a contabilização da demanda de água fria no processo, admite-se que essa será utilizada no tanque pulmão, fermentadores e hidrólise. Considera-se que cada equipamento vai operar por um determinado tempo, sendo recarregado de água a cada ciclo, com isso sabe-se que o tanque pulmão e os biorreatores serão abastecidos a cada 5 dias e os hidrolisadores a cada 2 dias. Ainda destaca-se que serão utilizados 1 tanque pulmão, 15 biorreatores onde apenas 3 serão carregados a cada dia, e 2 hidrolisadores. Os cálculos estão dispostos no Apêndice A, e os valores apresentados de água fria que deve-se adicionar a cada etapa estão apresentados na Tabela 8.

Tabela 8 - Demanda da água fria no processo/equipamentos.

Equipamento	Quantidade de água fria para a etapa	Quantidade de água fria por dia (L)
Tanque pulmão	2694,11	538,83
Biorreatores de fermentação	3401,8	10205,4
Hidrolisador	212,5	212,5
	Total	10956,73

Fonte: Autores, 2022.

As considerações e cálculos da quantidade de água fria diária destinada à limpeza dos equipamentos estão dispostos no Apêndice D.6. Com isso, reuniu-se todos os resultados na Tabela 9.

Tabela 9 - Demanda da água fria diária para limpeza dos equipamentos.

Equipamento	Quantidade de água fria por dia (L)
Tanque pulmão	968,0
Reatores de inóculo	1089,0
Biorreatores de fermentação	18150,0
Centrífuga	2420,0
Hidrolisadores (2550 L)	3085,5
Spray Dryer	653,4
Tanque (Resíduo Sólido) 3000 L	518,6
Tanque (Resíduo Líquido) 13000 L	15730,0
Tanque de armazenamento	112,94
Total	42719,3

Fonte: Autores, 2022.

A quantidade de água fria necessária para geração de vapor pela caldeira é de 13793,04 L/dia, como apresentado no Apêndice B.6. Já a quantidade de água fria destinada ao resfriamento equivale a 79680,24 L/dia conforme calculado no Apêndice B.2.7.

Considerados e contabilizados todos os gastos diários de água fria, construiu-se a Tabela 10, onde estão apresentados o consumo total de água fria por dia nas dependências da empresa.

Tabela 10 - Demanda total da água fria por dia.

Local/finalidade	Quantidade de água fria por dia (L)
Necessidades pessoais (vaso sanitário, lavatório, chuveiro, bebedouro)	950,0
Torneiras (cozinha e área industrial)	6017,2
Equipamentos/processo	10956,73
Limpeza dos equipamentos	42719,3
Caldeira/produção de vapor	13793,04

Continua

Conclusão	
Local/finalidade	Quantidade de água fria por dia (L)
Esterilização/água fria para resfriamento	79680,24
Total	154116,51

Fonte: Autores, 2022.

O total de água fria diária necessária para o empreendimento corresponde a 154116,51 L.

6.2 INSTALAÇÕES DE AR COMPRIMIDO

O ar comprimido será empregado nos reatores de fermentação, no spray dryer, na seladora a vácuo e na bomba de cisalhamento acoplada ao tanque pulmão. Ademais, a empresa contará com algumas ferramentas essenciais. Os cálculos das demandas de ar comprimido estão mostrados no Apêndice E, e podem ser vistos resumidamente na Tabela 11.

Tabela 11 - Equipamentos e demanda de ar comprimido.

Equipamento	Demanda (m³/h)
Fermentação	3870
Seladora a vácuo	0,028
Equipamentos de oficina	49,2
Bomba de cisalhamento	116
Spray Dryer	1821,81
Total	5857,038

Fonte: Autores, 2022.

Pelas descrições do compressor tipo parafuso, dispostas no Anexo I, sabe-se que tem uma vazão máxima de 12601 L/min ou 765,06 m³/h. Sendo assim, deverão ser instalados oito compressores do tipo parafuso para equivaler a 6048,48 m³/h de ar comprimido para o funcionamento da fábrica.

6.3 INSTALAÇÕES DE GLP

O Gás Liquefeito de Petróleo (GLP) será utilizado tanto para o funcionamento da caldeira quanto para o spray dryer. Dessa forma, como apresentado no Anexo C, a demanda necessária de GLP da caldeira utilizada no processo (VRI - 300) é de 19,50 kg/h e para o funcionamento do spray dryer é de 302,06 kg/h, conforme mostrado no Apêndice F.1. Logo, sabendo que a indústria opera 24 horas, serão necessários 7.717,44 kg de GLP por dia, conforme o Apêndice F. Assim, conhecendo-se a demanda diária de GLP da indústria, optou-se pelo armazenamento do gás em tanques estacionários de 60 toneladas conforme Anexo W.

Vale ressaltar que o GLP é constituído de butano e propano, e por esse motivo foram utilizadas as propriedades desses gases para fins de cálculo.

7. TUBULAÇÕES

7.1 PINTURA DAS TUBULAÇÕES

As tubulações da empresa são identificadas por cores conforme o fluido que passa dentro dela e estão expostas na Tabela 12.

Tabela 12 - Cores das tubulações.

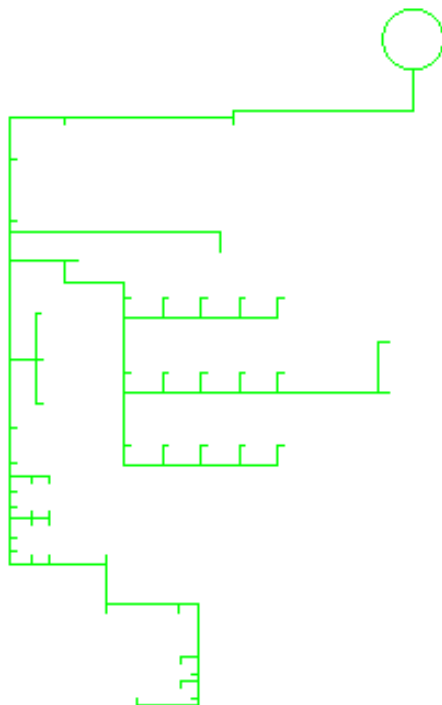
Tubulação	Cor
Água fria	Verde
Água gelada	Amarelo
Ar comprimido	Vermelho
Condensado	Azul
GLP	Laranja
Vapor	Rosa

Fonte: Autores, 2023.

7.2 DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES

7.2.1 Ramais de água fria

Os ramais de água fria estão dispostos na planta (Anexo Y) conforme a Figura 9. O diâmetro das tubulações foram definidos com base no critério da velocidade máxima permitida (MACINTYRE, 2021), que estão dispostas no Anexo R.

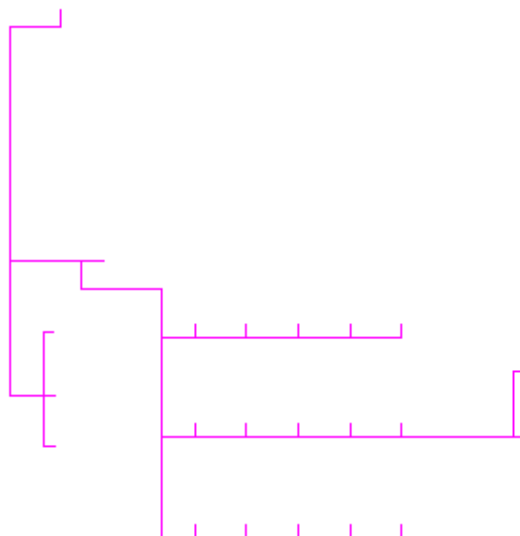
Figura 9 - Disposição dos Ramais de água Fria

Fonte: Autores, 2023.

Os valores encontrados de diâmetros nominais encontrados variam desde $\frac{3}{8}$ " até $2 \frac{1}{2}$ " do schedule 40 aço carbono, conforme o Apêndice G.1.

7.2.2 Ramais de vapor

Os ramais de vapor estão dispostos na planta (Anexo Y) conforme a Figura 10.

Figura 10 - Disposição dos Ramais de Vapor.

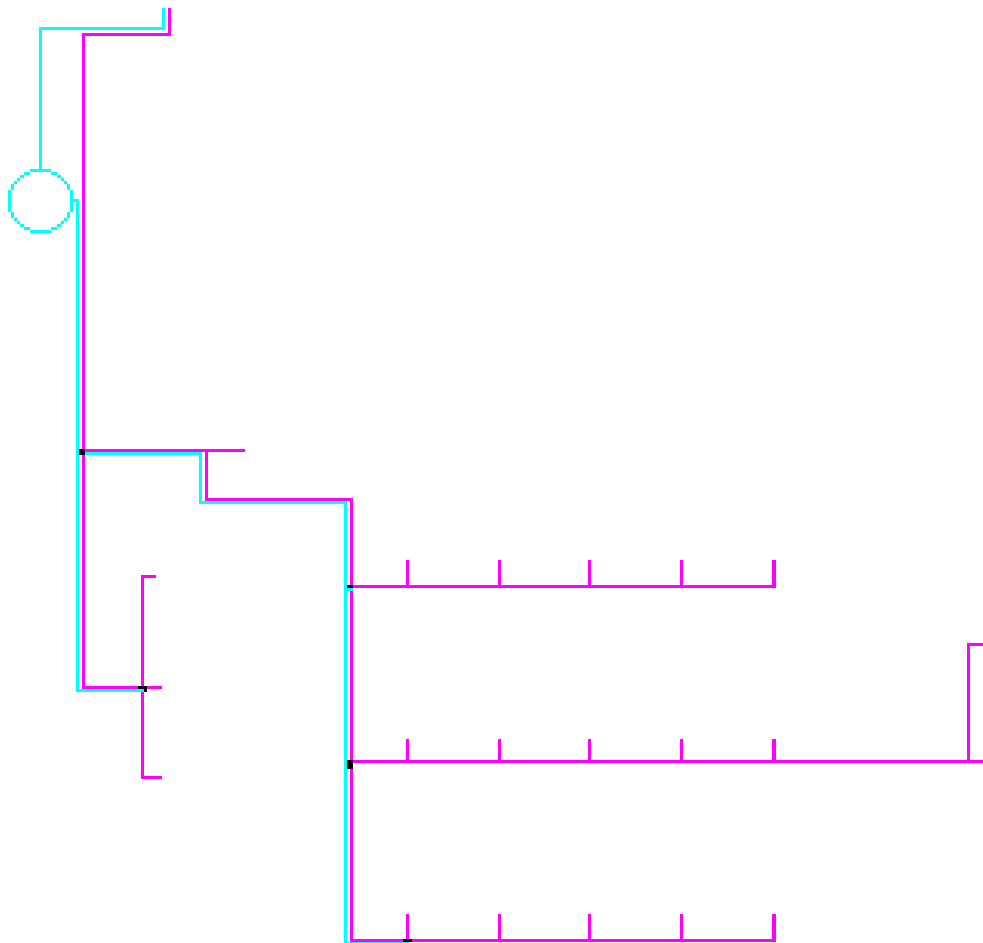
Fonte: Autores, 2023.

Os cálculos estão dispostos no Apêndice G.2 e foram realizados com base no cálculo da perda de carga aceitável (MACINTYRE, 2021). Os valores encontrados variam de 1” até 6” do schedule 40 Anexo U.

7.2.3 Ramais de coleta de condensado

Os ramais de coleta de condensado estão dispostos na planta (Anexo Y) conforme a Figura 11.

Figura 11 - Disposição dos Ramais de Coleta de Condensado.



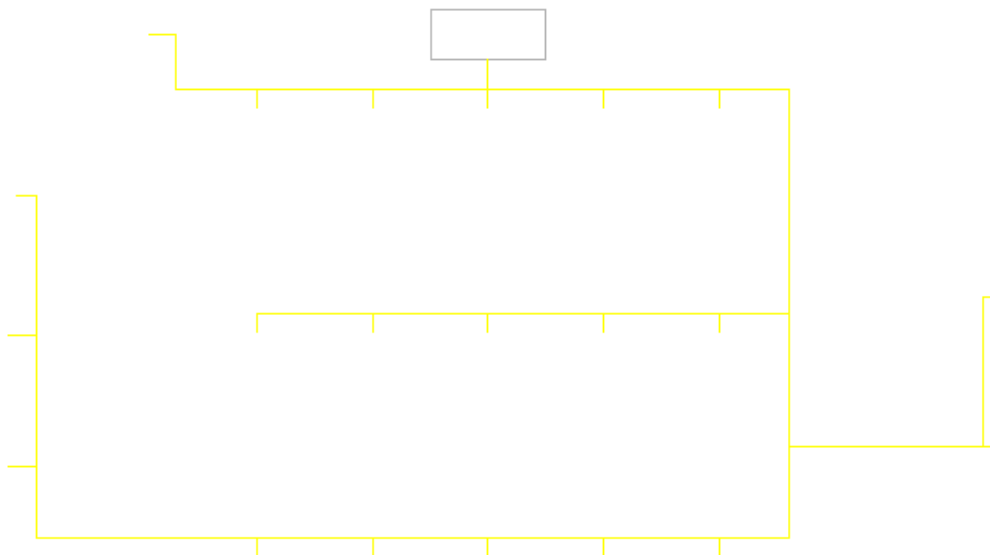
Fonte: Autores, 2023.

Para determinar os diâmetros dos ramais de coleta de condensado necessita-se saber a quantidade de condensado que terá de ser coletada, esses valores foram calculados no Apêndice G.3 e através do Anexo X determinou-se os diâmetros. Os valores variam de ½ ” até 1” do schedule 40 aço carbono.

7.2.4 Ramais de água gelada

Os ramais de água gelada estão dispostos na planta (Anexo Y) conforme a Figura 12.

Figura 12 - Ramais de água gelada.



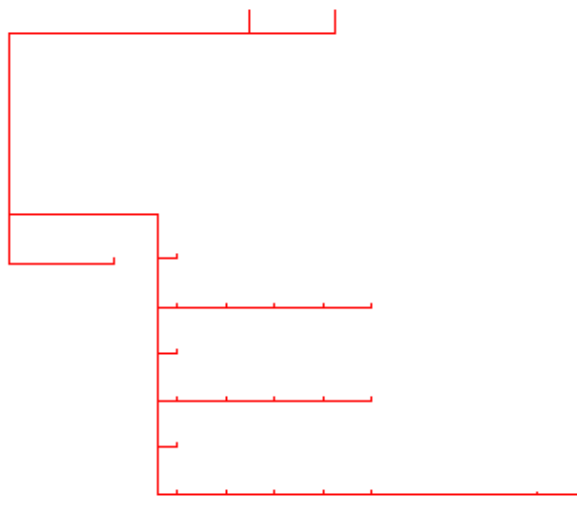
Fonte: Autores, 2023.

Esta tubulação provém do chiller presente no Anexo E, neste anexo consta ainda o diâmetro nominal das conexões. Sendo assim, define-se que o diâmetro das tubulações de água gelada será de 2”.

7.2.5 Ramais de ar comprimido

Os ramais de ar comprimido estão dispostos na planta (Anexo Y) conforme a Figura 13.

Figura 13 - Ramais ar comprimido.



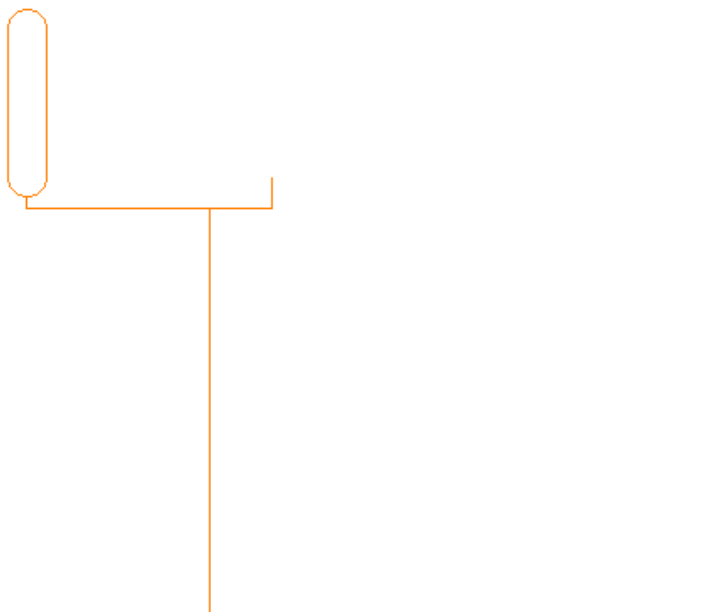
Fonte: Autores, 2023.

Estes ramais saem da sala de compressores, o compressor responsável por suprir a demanda está apresentado no Anexo I. Neste anexo, consta ainda, o diâmetro nominal necessário. Logo, define-se que o diâmetro das tubulações de ar comprimido será igual a 1 ½”.

7.2.6 Ramais de GLP

Os ramais de GLP estão dispostos na planta (Anexo Y) conforme Figura 14.

Figura 14 - Ramais de GLP.



Fonte: Autores, 2023.

O Anexo W apresenta as especificações do tanque responsável pelo abastecimento de GLP da planta. Neste mesmo anexo, consta o diâmetro nominal necessário. Logo, definiu-se que o diâmetro dos ramais de GLP terá 50 mm o que equivale a 2”.

7.3 ACESSÓRIOS

7.3.1 Válvulas

Recomenda-se a instalação de válvulas de bloqueio e controle nas linhas de vapor, água (fria e gelada) e ar comprimido, pois assim é possível isolar determinadas partes da tubulação, acessórios ou equipamentos específicos. Para tanto, essas válvulas foram pensadas de modo que fosse possível fechar a alimentação de qualquer equipamento.

7.3.1.1 Válvulas Gaveta

As válvulas gaveta foram utilizadas nas tubulações de vapor, por serem as mais recomendadas neste caso por conta da sua maior capacidade de vedação.

7.3.1.2 Válvulas Globo

A utilização das válvulas globo é indicada em locais onde necessita-se realizar operações que demandem o fechamento ou regulagem da vazão de operação, elas possuem formato globular que permite controlar o fluxo de fluido que percorre a tubulação. Dessa forma decidiu-se utilizar válvulas globo nas tubulações de água fria, água gelada, ar comprimido e GLP.

7.3.2 Juntas de dilatação

Serão utilizadas juntas de dilatação nas tubulações que carregam fluido quente, pois, em temperaturas mais altas, o material das tubulações tende a dilatar. As juntas de dilatação permitem que essas dilatações ocorram sem causar prejuízos às tubulações. Dessa forma, as juntas de dilatação estarão presentes nas tubulações de vapor.

7.3.3 Purgadores

Os purgadores servem como coletores de condensado presente nas tubulações de vapor, retornando o condensado para a caldeira, dessa forma evita-se a degradação dos equipamentos. Para os purgadores instalados ao longo da tubulação e para as saídas de condensado de cada equipamento, optou-se pela utilização do modelo IBD130 da SF Internacional, presente no Anexo T, de aço inoxidável e conexão do tipo flangeada, por conta das dimensões das tubulações de condensado.

7.3.4 Suportes

Os suportes de tubulações são peças utilizadas nas tubulações para apoiar seus pesos e para compensar os esforços exercidos pelos tubos. Os suportes permitem um direcionamento mais limitador de movimentos térmicos das tubulações, pois transmitem estes esforços diretamente ao solo.

8. CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO DO PROCESSO

O controle e a instrumentação de processos são imprescindíveis em uma indústria. Por meio deles é realizada as leituras necessárias e obtenção de informações para a manutenção da qualidade de toda a operação (FUJISAWA *et al.*, 2021).

O controle e medição de nível é necessário no tanque pulmão, nos reatores de inóculo, nos biorreatores de fermentação e no tanque de hidrólise. O transmissor de nível (LT) do tipo radar é adicionado aos biorreatores de fermentação, reatores de inóculo e tanque pulmão por eliminar todas as informações irrelevantes contidas no ambiente em que é instalado, apenas identificando a medição. Para o tanque de hidrólise, o transmissor de nível (LT) do tipo DP (pressão diferencial) é suficiente.

Caso o nível máximo seja atingido nos equipamentos, um alarme de nível (LA) é acionado para que não ocorram vazamentos, e conseqüentemente perdas. O valor será mostrado em um painel e controlado através de painéis automáticos, na sala de controle. Ao alcançar o limite máximo, o painel enviará um comando à válvula de controle e ela realizará o fechamento automático. Para esta função, definiu-se a válvula de bloqueio automático disposta no Anexo P. Elas possuem corpo de aço soldado, elementos de vedação de Perbun/Viton/Teflon e eixo livre com vedação sem manutenção, por possuírem elementos de aço inoxidável.

A temperatura é uma das variáveis de controle mais importantes quando se trata de processos fermentativos. Para isso é necessário sensores que tenham a capacidade de captar pequenas variações na temperatura. No tanque pulmão, reatores de inóculo e biorreatores de fermentação são instalados transmissores de temperatura (TT) do tipo termoresistência PT100. Cabe destacar que no tanque pulmão, é utilizado uma serpentina para controle de temperatura que deverá permanecer na faixa dos 25°C, após as esterilizações. Em condições onde a temperatura esteja acima disso, o controlador irá acionar a entrada de água em temperatura ambiente, ao mesmo tempo que abre uma válvula para saída da água mais quente, concomitantemente com o auxílio do transmissor de nível. No tanque de hidrólise, um transmissor de temperatura (TT) do tipo termopar é instalado para controle.

Também será controlado a temperatura no Spray Dryer. Porém, neste instrumento é necessário um transmissor de temperatura (TT) do tipo termoresistência

PT100, que suporta temperaturas mais altas e gera medições mais confiáveis. A temperatura correta para o processo de transformação do pó é em torno de 170 °C.

A caldeira responsável por gerar o vapor saturado para o processo demanda do controle de algumas variáveis (pressão, temperatura e nível). Em relação à pressão na caldeira, é apropriado adicionar um indicador local, neste caso um manômetro, para que o operador obtenha informações no momento exato. E, para medir e controlar a pressão um pressostato também é adicionado juntamente com a caldeira. A temperatura é mostrada por um indicador local do tipo termômetro por dilatação de líquido e o sinal é gerado por um transmissor de temperatura (TT) do tipo termopar para garantir a eficiência no processo. Por fim, o nível é medido e controlado por meio de um transmissor de nível (LT) do tipo DP (pressão diferencial), requerendo todos os cuidados necessários por se tratar de uma caldeira.

Todos os instrumentos podem ser encontrados de forma resumida no Quadro 9, identificando funções e quantidades.

Quadro 9 - Instrumentação e controle dos equipamentos.

Instrumento	Quantidade	Função
Transmissor de nível do tipo radar	1	Medir o nível no tanque pulmão
Transmissor de nível do tipo radar	3	Medir o nível no reator de inóculo
Transmissor de nível tipo radar	15	Medir o nível no biorreator de fermentação
Transmissor de nível do tipo DP (pressão diferencial)	1	Medir o nível no tanque de hidrólise
Transmissor de temperatura do tipo PT100	1	Medir a temperatura no tanque pulmão
Transmissor de temperatura do tipo PT100	3	Medir a temperatura no reator de inóculo
Transmissor de temperatura do tipo PT100	15	Medir a temperatura no biorreator de fermentação
Transmissor de temperatura do tipo termopar	1	Medir a temperatura no tanque de hidrólise
Transmissor de temperatura do tipo PT100	2	Medir a temperatura do sistema de aquecimento do Spray Dryer

Continua

Conclusão

Instrumento	Quantidade	Função
Indicador de pressão do tipo manômetro	2	Indicador local de pressão na caldeira
Controlador de pressão do tipo pressostato	1	Medir e controlar a pressão na caldeira
Indicador de temperatura do tipo termômetro por dilatação de líquido	2	Indicador local de temperatura na caldeira
Transmissor de temperatura do tipo termopar	1	Medir a temperatura na caldeira
Transmissor de nível do tipo DP (pressão diferencial)	1	Medir o nível na caldeira

Fonte: Autores, 2023.

9. TRATAMENTO DE EFLUENTES

O tratamento de efluentes é de suma importância para a manutenção da relação ecológica e equilibrada entre natureza e empresa. Todavia, a forma de tratamento varia conforme a natureza dos poluentes a serem removidos (TERA, 2021).

9.1 EFLUENTES GASOSOS

O efluente gasoso gerado do processo tem origem da caldeira, ele é formado majoritariamente por vapor de água, proveniente do aquecimento da água que será utilizado nos equipamentos. Sendo assim, não será necessário um tratamento específico.

9.2 EFLUENTES LÍQUIDOS

Por se tratar de uma empresa produtora de alimentos, gera efluentes que possuem concentrações de matéria orgânica, sendo eles água, glicose, micronutrientes e hidrolisado proteico. Esses efluentes, se não tratados, podem interferir na penetração da luz solar e no teor de oxigênio dissolvido, desequilibrando os ecossistemas que compõem os corpos receptores, onde estes efluentes serão diretamente lançados.

Os resíduos líquidos são provenientes do que sobra depois do processo de centrifugação (resíduo líquido) e também das limpezas dos equipamentos. O volume de resíduo líquido que deixa a centrífuga diariamente é de 9562,50 L, ou seja, 286.875,00 L/mês, enquanto para a limpeza dos equipamentos será utilizado 873.946,43 L/mês como apresentado na Tabela 13, resultando em aproximadamente 1.160,80 m³/mês a quantidade gerada de efluentes líquidos.

Tabela 13 - Quantidade de água necessária em cada limpeza.

Equipamento	Quantidade de todos os equipamentos (L/mês)
Tanque Pulmão	30.000,00
Reator de inóculo	33.750,00
Biorreatores de fermentação	112.500,00
Centrífuga	75.000,00
Hidrolisadores (2550 L)	95.625,00
Spray Dryer	20.250,00
Tanque (Resíduo sólido) 3000 L	16.071,43
Tanque (Resíduo líquido) 13000 L	487.500,00
Tanque de Armazenamento (2600 L)	3.250,00
Total	873.946,43

Fonte: Autores, 2022.

O tratamento será da seguinte forma: primeiramente, os efluentes serão misturados em um tanque equalizador. Será dosado o agente coagulante cloreto férrico (FeCl_3), de acordo com o volume de efluente bruto e a carga poluidora do mesmo, para desestabilização e aglutinação das partículas presentes no meio da solução aquosa. Os flocos formados sedimentam-se no fundo do tanque, passando o efluente líquido por uma filtração e consequente biodigestão anaeróbia. Procede-se com a correção do pH quando necessário. O lodo das etapas do tratamento é seco com o auxílio de uma centrífuga e destinado a um aterro industrial.

Ressalta-se que a carga poluidora do efluente tratado deve estar abaixo da máxima permitida pelo órgão ambiental competente. Ainda, o efluente deve estar nas condições que seguem: pH entre 5 e 9; temperatura inferior a 40°C ; materiais sedimentáveis até 1 mL/L, em teste de 1 hora em cone Imhoff; regime de lançamento com vazão máxima de até 1,5 vez a vazão média do período de atividade diária; óleos minerais até 20 mg/L; óleos vegetais até 50 mg/L; ausência de materiais flutuantes e remoção mínima de 60% de DBO.

O efluente deve possuir também parâmetros inorgânicos e orgânicos abaixo do valor máximo permitido, tendo em vista os materiais mais recorrentemente encontrados nos despejos e de acordo com o potencial poluidor da atividade desempenhada pela

empresa. Deve ser realizado o acompanhamento e controle periódico, com base em amostragem representativa e em laboratórios reconhecidos pelo INMETRO.

9.2.1 Equipamentos necessários para tratamento de efluentes líquidos

Na Tabela 14, está mostrado resumidamente os equipamentos que são necessários para a estação de tratamento de efluentes líquidos, juntamente com seus valores.

Tabela 14 - Equipamentos para tratamento de efluentes líquidos.

Equipamento	Valor (R\$)
Tanque equalizador 30 m ³	45.000,00
Mini centrífuga	54.000,00
Filtro	1.000,00
Total	100.000,00

Fonte: Autores, 2022.

9.3 EFLUENTES SÓLIDOS

O efluente sólido do processo será proveniente da biomassa não hidrolisada, retirada na etapa de re-centrifugação, que conforme o Apêndice A.8 o volume de resíduo sólido é equivalente a 285 L/dia , ou seja 8550 L/mês. O efluente será armazenado em tanques e destinado a produção de ração animal por possuir porcentagem significativa de proteína residual.

10. AVALIAÇÃO ECONÔMICA DO PROJETO

A análise econômica preliminar é de suma importância para definir a necessidade de produto a ser produzida e as condições de operação de forma a tornar o processo viável. A fase de projeto deve-se atentar, também, ao desempenho econômico para que a indústria projetada seja atraente aos olhos dos investidores. Os critérios estabelecidos nesta fase exibem possíveis problemas econômicos antes do dimensionamento da indústria. O desempenho econômico é, então, medido através de funções que expressam o lucro e o custo. Na sequência, discute-se sobre a avaliação da viabilidade econômica para a implementação da indústria de produção hidrolisado proteico a partir de fungos.

10.1 CUSTOS DE IMPLANTAÇÃO

Os custos de implantação de uma unidade fabril estão relacionados à montagem de toda a planta industrial, como construção civil, terreno, equipamentos necessários para o processo, instrumentação e controle e área laboratorial. De forma resumida, estão mostrados na Tabela 15.

Tabela 15 - Custos de implantação da unidade fabril.

Tipo de custo	Valor (R\$)
Construção civil e terreno	3.039.012,24
Equipamentos	8.870.000,00
Laboratório	34.503,98
Instrumentação e controle	129.709,70
Total	12.073.225,92

Fonte: Autores, 2023.

10.1.1 Custos com construção civil e terreno

Os custos relativos à construção civil são calculados com base no Custo Unitário Básico (CUB) por m² do estado do Rio Grande do Sul, localização da unidade industrial, referente ao mês de novembro/2022. O CUB é calculado com base na NBR 12.721/2006 (SINDUSCON-RS, 2022). O valor de aquisição do terreno é baseado nos

disponíveis no município de Gravataí. A empresa contará com um terreno de 5.382 m² ao total, os gastos referentes estão mostrados na Tabela 16.

Tabela 16 - Custos com construção civil e terreno.

Local	Área (m²)	CUB (R\$/m²)	R\$
Área industrial	1.400	1.220,57	1.708.798,00
Sala de caldeira	100	1.220,57	122.057,00
Prédio administrativo	120	3.023,66	362.839,20
Sala de compressores e manutenção de máquinas	72	1.220,57	87.881,04
Estação de tratamento de efluentes (ETE)	100	1.220,57	122.057,00
Terreno	5.382	-	635.380,00
		Total	R\$ 3.039.012,24

Fonte: Autores, 2023.

10.1.2 Custos com equipamentos

Os custos com equipamentos engloba todos aqueles que são utilizados na planta industrial. A cotação dos equipamentos foi feita por meio de pesquisas com fabricantes. São apresentados na Tabela 17 os custos de aquisição unitário e a quantidade necessária de cada um.

Tabela 17 - Custos dos equipamentos necessários para o processo produtivo.

Equipamento	Quantidade	Custo de aquisição unitário (R\$)	Custo de aquisição (R\$)
Biorreator (5000 L)	15	300.000,00	4.500.000,00
Reator de inóculo (1500 L)	3	100.000,00	300.000,00
Centrífuga	1	400.000,00	400.000,00
Spray Dryer	1	1.000.000,00	1.000.000,00
Embaladora a vácuo	1	40.000,00	40.000,00
Reator de hidrólise enzimática	2	100.000,00	200.000,00

Continua

Equipamento	Quantidade	Custo de aquisição unitário (R\$)	Custo de aquisição (R\$)
Tanque pulmão (4000 L)	1	130.000,00	130.000,00
Compressor tipo parafuso 100 HP	8	250.000,00	2.000.000,00
Caldeira	1	300.000,00	300.000,00
Estação de Tratamento de efluentes	1	100.000,00	100.000,00
Total R\$			8.870.000,00

Fonte: Autores, 2023.

Vale ressaltar que os gastos relativos às instalações dos equipamentos, tubulações e acessórios estão incluídos no processo. Dessa forma, considerou-se um investimento de 10% do valor total dos equipamentos. Sendo assim, será necessário um investimento de R\$ 887.000,00 para os custos de instalações dos equipamentos do processo.

10.1.3 Custos com equipamentos do laboratório

Para a produção do hidrolisado proteico, a área laboratorial é de suma importância. Desta forma, estimou-se os custos com equipamentos e utilidades demandados para o laboratório, que está localizado no projeto na planta juntamente com a indústria. Na Tabela 18 está demonstrado todos os valores necessários para a aquisição. Vale ressaltar que no laboratório são realizadas todas as análises físico-químicas e preparo dos microorganismos. Outras análises como solubilidade, digestibilidade, umidade e aminograma serão contratadas por outras empresas.

Tabela 18 - Custos dos equipamentos necessários para o laboratório.

Equipamento	Custo de aquisição (R\$)
Ar condicionado 12000 BTU	1699,00
Vidrarias e Reagentes	1600,00
Desumidificador	1.335,00
Lava-olhos de emergência	711,71
Refrigerador	3014,10
pHmetro	2.694,45
Destilador de água	980,10
Autoclave	7.049,90
Balança analítica	7.200,00
Capela de exaustão de gases	1833,00
Utensílios de uso geral	500,00
EPI's	2.750,00
Total	31.367,26

Fonte: Autores, 2023.

Cabe realçar que os gastos relativos com aqueles equipamentos que necessitam de instalações, tubulações ou algum tipo de acessório são custos inclusos no processo. Sendo assim, estimou-se um investimento de 10% do valor total destes equipamentos de uso laboratorial, totalizando R\$ 3.136,72.

10.1.4 Custos com instrumentação e controle

A instrumentação e controle dos equipamentos são essenciais para o processo produtivo do hidrolisado proteico. Os custos relacionados à aquisição dos itens necessários são mostrados na Tabela 19.

Tabela 19 - Custos com instrumentação e controle do processo.

Instrumento	Quantidade	Valor Unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
Transmissor tipo radar	19	6.600,00	125.400,00
Transmissor tipo DP	2	1.280,00	2.560,00
Transmissor tipo PT100	21	49,90	1.047,90
Termopar	2	66,00	132,00
Manômetro	2	51,50	103,00
Pressostato	1	403,00	403,00
Termômetro	2	31,90	63,80
Total R\$			129.709,70

Fonte: Autores, 2023.

10.2 CUSTOS OPERACIONAIS

Os custos operacionais são todos aqueles relacionados à operação da fábrica, ou seja, referentes às matérias-primas e embalagens, bem como os valores destinados à mão de obra empregada e também os valores referentes às utilidades necessárias para produção do produto. Os valores estão agrupados na Tabela 20.

Tabela 20 - Custos operacionais anuais.

Tipo de custo	Valor (R\$)
Custo com matéria-prima	1.950.766,79
Custo com embalagens	1.580,00
Custo com trabalhadores	915.425,30
Custo com utilidades	6.777.866,62
Custos com limpeza	1.000.407,00
Total	10.646.045,71

Fonte: Autores, 2023.

10.2.1 Custo com matérias-primas

10.2.1.1 Substratos

Os custos relacionados aos substratos necessários para a produção do meio de cultura estão mostrados na Tabela 21. Os valores para cada produto são obtidos por meio de pesquisas.

Tabela 21 - Custo com matérias-primas.

Matéria-prima	Custo (R\$/kg)	Quantidade total (kg/ano)	Quantidade comprada (kg)	Custo total (R\$)
Glicose	10,00	28.892,944	28.893	288.930,00
Proteína hidrolisada	30,00	28.892,944	28.893	866.790,00
(NH ₄) ₂ SO ₄	52,12	2889,294	2890	150.626,80
FeSO ₄ .7H ₂ O	36,57	72,182	73	2.669,61
MnSO ₄ .H ₂ O	68,58	28,893	29	1.988,61
MgSO ₄ .7H ₂ O	30,52	721,817	722	22.035,44
CaCl ₂ .2H ₂ O	63,54	577,859	578	36.726,12
KH ₂ PO ₄	200,00	2889,294	2890	578.000,00
		Total	R\$	1.947.766,79

Fonte: Autores, 2023.

10.2.1.2 Fungos

Os custos relacionados aos fungos necessários para a fermentação estão mostrados na Tabela 22. Vale ressaltar que o valor indicado é para cada cepa, e podendo ser reutilizada para mais de uma fermentação.

Tabela 22 - Custo com fungos.

Matéria-prima	Custo (R\$/kg)
<i>Aspergillus Oryzae</i>	1.000,00
<i>Pleurotus Sajor-caju</i>	1.000,00
<i>Rhizopus Oryzae</i>	1.000,00
Total	R\$ 3.000,00

Fonte: Autores, 2023.

10.2.2 Custo com embalagens

O produto deverá ser embalado em dois tipos de embalagem. Primeiro em sacos de plástico e posteriormente em sacos de papel pardo, ambos 25 kg. Estima-se um valor unitário de R\$0,78 para o plástico e R\$0,80 de papel. Serão produzidos, por mês, aproximadamente 2 toneladas de produto, e conseqüentemente, 25 toneladas por ano. Dessa forma, os gastos com embalagens estão apresentados na Tabela 23.

Tabela 23 - Custos anuais com embalagens.

Tipo de embalagem	Valor (R\$)	Unidades
Embalagem de plástico de 25 kg	780,00	1000
Embalagem de papel de 25 kg	800,00	1000
Total	R\$ 1580,00	2000

Fonte: Autores, 2023.

10.2.3 Custos com trabalhadores

A produção irá operar em 3 turnos de 8 horas por dia, o primeiro turno iniciando às 7h, o segundo com início às 15h e o terceiro às 23h, contando com 1 hora de intervalo para almoço/jantar/lanche ou descanso. A empresa conta com um total de 19 funcionários. Os custos relacionados ao quadro de funcionários estão apresentados na Tabela 24, sendo considerado o piso bruto salarial de cada cargo segundo a Tabela de Salários e Cargos de 2022 ou a Média Nacional. Ademais, estão inclusos nestes custos o pagamento do INSS (Instituto Nacional do Seguro Social), correspondente a 10% do salário bruto e do FGTS (Fundo de Garantia do Tempo de Serviço), correspondente a 8% do salário bruto, e também adicional de 20% aos trabalhadores noturnos. O valor do

décimo terceiro salário, previsto em lei para todos trabalhadores CLT (Consolidação das Leis do Trabalho), é considerado no salário total.

Tabela 24 - Custos anuais com trabalhadores.

Cargo	Quantidade	Salário individual (R\$)	Salário total (R\$)
Sócios Proprietários/ Supervisor	5	8.000,00	520.000,00
Analista de Laboratório	1	2.563,00	33.319,00
Analista Financeiro	1	2.700,00	35.100,00
Assistente Administrativo	1	1.968,62	25.592,06
Auxiliar de limpeza	1	1.411,95	18.355,35
Engenheiro Químico	1	4.681,68	60.861,84
Operador	2	1.555,90	40.453,40
Operador de Caldeiras	1	2.102,00	27.326,00
Operador de Caldeiras Noturno	1	2.522,40	32.791,20
Operador Noturno	1	1.867,08	24.272,04
Porteiro/Segurança	2	1.934,00	50.284,00
Porteiro/Segurança Noturno	1	2.320,80	30.170,40
Estagiário	1	1.300,00	16.900,00
Total: 19 trabalhadores			R\$ 915.425,30

Fonte: Autores, 2023.

10.2.4 Custos com utilidades

A empresa terá gastos com algumas utilidades durante a produção do hidrolisado proteico, como água e esgoto, energia elétrica e GLP. Os equipamentos do processo funcionam a base de vapor proveniente de uma caldeira, mostrada no Anexo D, que será alimentada com GLP. Segundo a cotação da Petrobrás para a indústria, o

GLP custa 2.053,90 por tonelada. Considerando que serão necessários 7717,44 kg por dia e 2.816.865,60 por ano, ou então 2.816,87 toneladas, custando R\$ 5.785.560,26.

A água utilizada na indústria será adquirida da Companhia de Água e Saneamento do estado do Rio Grande do Sul (CORSAN), distribuída na cidade de Gravataí. Além disso, o tratamento de esgoto também é advindo do sistema de abastecimento da cidade. O valor médio é de R\$ 10,00 por m³ de água e esgoto tratado. Como descrito no item 6.1, a empresa terá um gasto de 154.116,51 L/dia de água, ou 154,12 m³/dia, resultando em R\$ 1541,20 por dia e R\$ 562.538,00 por ano.

Para o cálculo da energia elétrica, considerou-se 5% do valor dos equipamentos do processo e do laboratório, resultando em R\$ 445.225,20 por ano. Todos os custos com as utilidades necessárias durante o processo de fabricação do hidrolisado proteico estão apresentados na Tabela 25.

Tabela 25 - Custos anuais com utilidades.

Utilidade	Valor Total (R\$)
Água e esgoto	562.238,00
Energia elétrica	445.225,20
GLP	5.785.560,26
Total	R\$ 6.793.023,46

Fonte: Autores, 2023.

10.2.5 Custo com limpeza

Para a limpeza dos equipamentos, citada no item 5.3.9, é necessário a aquisição dos reagentes ácido nítrico (HNO₃) e hidróxido de sódio (NaOH). Os custos relacionados à compra dos reagentes para limpeza estão mostrados na Tabela 26.

Tabela 26 - Custos com a limpeza dos equipamentos.

Reagente	Custo (R\$)	Quantidade anual necessária	Quantidade comprada	Custo total (R\$)
HNO ₃	49,90/L	13218,14 L	13220 L	659.678,00
NaOH	26,00/kg	13218,14 kg	13220 kg	343.729,00
		Total	R\$	1.000.407,00

Fonte: Autores, 2023.

10.3 CUSTOS ADICIONAIS

Os custos adicionais são todos aqueles que não constam nos custos de instalação da planta e nos custos de operação anual. Estes incluem gastos com acabamento das instalações, itens de escritório, taxa de depreciação, licenciamento ambiental e seguro. Esses custos estão mostrados na Tabela 27.

Tabela 27 - Custos adicionais.

Tipo de custo	Valor (R\$)
Depreciação de equipamentos do processo	887.000,00
Depreciação de equipamentos do laboratório	3.136,72
Licenciamento e seguro	135.672,87
Segurança contra incêndios	12.537,30
Outros custos	119.090,12

Fonte: Autores, 2023.

10.3.1 Custos com depreciação

Os custos relacionados com a depreciação devem ser registrados na balança da empresa seguindo as regras e os limites estabelecidos na legislação fiscal, para fins tributários. Segundo a Instrução Normativa RFB nº 1942 de 27 de abril de 2020, a Receita Federal considera um valor anual de 10% do custo total em equipamentos para ser considerado como taxa de depreciação e manutenção (RECEITA FEDERAL, 2022). Desta forma, pode-se calcular o valor de depreciação e manutenção dos equipamentos do laboratório e do processo igual a R\$ 890.136,72.

10.3.2 Custos com licenciamento ambiental e seguro

Os custos referentes à documentação de licenciamento prévio de operação, questões ambientais e implementação, assim como o seguro da empresa, será equivalente ao valor de 1% do investimento fixo inicial. Dessa forma, o valor gasto para licenciamento e seguro no valor de R\$ 135.672,87.

10.3.3 Custos com segurança contra incêndios

Existem normas na legislação brasileira para prevenção e combate contra incêndios. As indústrias devem apresentar um plano seguindo estas normas, estão ainda incluídos a aquisição de materiais e equipamentos de segurança. Os materiais necessários para o plano contra incêndios estão mostrados na Tabela 28.

Tabela 28 - Custos relacionados aos equipamentos e produtos para segurança contra incêndios.

Produto de segurança	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo total (R\$)
Extintor classe ABC	16	149,90	2.398,40
Lâmpada de emergência	28	15,90	445,50
Placas de sinalização	46	5,90	271,40
Hidrante	6	807,00	4.842,00
Porta corta fogo	1	3.780,00	3.780,00
Equipamentos em geral	-	800,00	800,00
		Total	R\$ 12.537,30

Fonte: Autores, 2022.

10.3.4 Outros custos

Os outros custos referem-se aos valores gastos com pintura, sistemas de ventilação, estacionamento, mobília, aparelhos eletrônicos e internet. Serão considerados 1% do valor correspondente a equipamentos e construção civil e terreno, então R\$ 119.090,12.

10.4 FINANCIAMENTO

O valor do investimento a ser feito no financiamento corresponde a 70% do investimento fixo inicial, R\$ 13.567.287,63, totalizando R\$ 9.497.101,40, sendo que os 30% restantes serão advindos de diferentes rodadas de investimentos com diferentes investidores. O financiamento será feito pelo Banco Nacional do Desenvolvimento (BNDES), com taxa de juros de 11,03 % a.a. e pagamento em 5 anos, como apresentado na Tabela 29.

Tabela 29 - Valor a ser financiado e condições de juros.

Valor financiado	Período de pagamento (anos)	Taxa de juros (anual)
9.497.101,40	5	11,03 %

Fonte: Autores, 2022.

As parcelas foram calculadas segundo o Sistema de Amortização Constante (SAC), como mostrado na Tabela 30.

Tabela 30 - Parcelas do financiamento.

Ano	Parcelas (R\$)	Amortizações (R\$)	Juros (R\$)	Saldo Devedor (R\$)
0	-	-	-	12.027.177,75
1	2.803.611,44	1.899.420,24	904.191,17	7.597.681,11
2	2.604.523,47	1.899.420,24	705.103,19	5.698.260,83
3	2.405.435,49	1.899.420,24	506.015,22	3.798.840,55
4	2.206.347,52	1.899.420,24	306.927,24	1.899.420,27
5	2.007.259,54	1.899.420,24	107.839,26	0
Total	12.027.177,46	9.497.101,20	2.530.076,08	-

Fonte: Autores, 2023.

10.5 FLUXO DE CAIXA

O cálculo do faturamento bruto foi realizado a partir do valor de venda do produto embalado, ou seja, da mistura do hidrolisado proteico gerado pelos 3 fungos. A empresa venderá em pacotes de 25 kg e o custo do produto por quilograma é de R\$ 1.000,00, num total de R\$ 25.000,00 cada embalagem. O valor é baseado em pesquisas de mercado de produtos semelhantes como whey protein hidrolisado e colágeno. Além disso, para o valor considera-se os custos relacionados à produção. A Tabela 31 mostra o valor de venda do produto com seu respectivo valor de receita bruta anual.

Tabela 31 - Valor de venda do produto.

Produto	Produtos por ano	Valor unitário (R\$)	Receita total (R\$)
Hidrolisado Proteico	1016	25.000,00	25.400.000,00
Total			R\$ 25.400.000,00

Fonte: Autores, 2023.

Para o cálculo do fluxo de caixa, considerou-se como custos anuais os gastos com a operação da fábrica (utilidades, matéria-prima, salários, entre outros), depreciação e manutenção dos equipamentos. O desconto do pagamento das prestações do financiamento pelo BNDES e de todas as taxas também estão inclusos. O fluxo de caixa completo é apresentado no Quadro 10, compreendendo um período de 10 anos, sendo que se alcança um lucro líquido de R\$ 4.322.108,33 referente ao primeiro ano de operação e, um lucro líquido constante de R\$ 6.172.491,85 após cessar-se os pagamentos das prestações referentes ao financiamento.

Quadro 10 - Fluxo de caixa por um período de 10 anos.

Ano	Receita bruta (R\$)	Custos anuais (R\$)	Impostos (R\$)	Financiamento (R\$)	CSLL+IRPJ (R\$)	Lucro líquido (R\$)
0	0,00	11.818.639,57	0,00	-	0,0	-11.818.639,57
1	25.400.000,00	11.818.639,57	4.229.100,00	2.803.611,44	2.226.540,66	4.322.108,33
2	25.400.000,00	11.818.639,58	4.229.100,00	2.604.523,47	2.294.230,56	4.453.506,39
3	25.400.000,00	11.818.639,59	4.229.100,00	2.405.435,49	2.361.920,47	4.584.904,45
4	25.400.000,00	11.818.639,60	4.229.100,00	2.206.347,52	2.429.610,38	4.716.302,50
5	25.400.000,00	11.818.639,61	4.229.100,00	2.007.259,54	2.497.300,29	4.847.700,56
6	25.400.000,00	11.818.639,62	4.229.100,00	0,0	3.179.768,53	6.172.491,85
7	25.400.000,00	11.818.639,63	4.229.100,00	0,0	3.179.768,53	6.172.491,84
8	25.400.000,00	11.818.639,64	4.229.100,00	0,0	3.179.768,52	6.172.491,84

Continua

Conclusão

Ano	Receita bruta (R\$)	Custos anuais (R\$)	Impostos (R\$)	Financiamento (R\$)	CSLL+IRPJ (R\$)	Lucro líquido (R\$)
9	25.400.000,00	11.818.639,65	4.229.100,00	0,0	3.179.768,52	6.172.491,83
10	25.400.000,00	11.818.639,66	4.229.100,00	0,0	3.179.768,52	6.172.491,82

Fonte: Autores, 2023.

É válido ressaltar que, foi considerado o impacto direto de algumas taxações em cima do fluxo de caixa da empresa. Dentre elas, tem-se primeiramente o impacto negativo dos impostos sobre circulação de mercadorias e serviços (ICMS) a uma taxa de 13% ao ano. Inclui-se o Programa de Integração Social (PIS) a uma taxa de 0,65% ao ano e, também considera-se a contribuição para financiamento da seguridade social (COFINS) a uma taxa de 3% ao ano. Além do financiamento, que estará sendo pago em parcelas nos primeiros 05 anos da empresa, também existe a taxa do Imposto de Renda de 25% em cima do lucro operacional da empresa. E ainda, a Contribuição Social sobre o Lucro Líquido (CSLL) que tem um valor de 9%.

10.6 INDICADORES DE RETORNO FINANCEIRO

Os indicadores financeiros são uma métrica muito importante na implementação de um projeto ou negócio. Por meio deles analisamos a viabilidade e a rentabilidade econômica. Existem diversos métodos que podem ser empregados como a Taxa Mínima de Atratividade (TMA), Valor Presente Líquido (VPL), Taxa Interna de Retorno (TIR) e Payback.

10.6.1 Taxa Mínima de Atratividade (TMA)

A TMA é a taxa de juros mínima que o investidor se propõe a ganhar ao aplicar seus recursos, ou então é o máximo que uma organização está disposta a pagar quando realiza um financiamento (FINANCEIRO, 2022).

Para o empreendimento da produção do hidrolisado proteico considerou-se a TMA igual ao valor da taxa SELIC referente ao ano de 2022, 13,75% ao ano. Este valor é posteriormente usado para o cálculo do Valor Presente Líquido (VPL).

10.6.2 Valor Presente Líquido (VPL)

O VPL é um indicador que representa o cálculo do fluxo de caixa no futuro enquanto o empreendimento está no presente, ou seja, por meio de cálculos se obtém a

diferença entre o que se receberá futuramente e o que se investiu agora. Por meio dele é possível avaliar economicamente um projeto, sendo um dos métodos mais confiáveis e utilizados para este fim (COUTINHO, 2020).

Para o cálculo do valor de VPL construiu-se a Tabela 32, onde constam todas as informações necessárias e os respectivos anos.

Tabela 32 - Dados para o cálculo do VPL.

Ano	Fluxo de caixa projetado (R\$)	Valor presente (R\$)	VPL acumulado (R\$)
0	-11.818.639,57	-11.818.639,57	-11.818.639,57
1	4.322.108,33	3.799.655,67	-R\$ 8.018.983,90
2	4.453.506,39	3.441.908,09	-R\$ 4.577.075,80
3	4.584.904,45	3.115.129,27	-R\$ 1.461.946,54
4	4.716.302,50	2.817.059,57	R\$ 1.355.113,04
5	4.847.700,56	2.545.533,16	R\$ 3.900.646,20
6	6.172.491,85	2.849.391,29	R\$ 6.750.037,49
7	6.172.491,84	2.504.959,38	R\$ 9.254.996,87
8	6.172.491,84	2.202.162,09	R\$ 11.457.158,96
9	6.172.491,83	1.935.966,67	R\$ 13.393.125,62
10	6.172.491,82	1.701.948,72	R\$ 15.095.074,34

Fonte: Autores, 2023.

Ao final, o VPL acumulado apresenta um valor de R\$ 35.329.506,71. Sendo este positivo, indica que o investimento no negócio é economicamente viável.

10.6.3 Taxa Interna de Retorno (TIR)

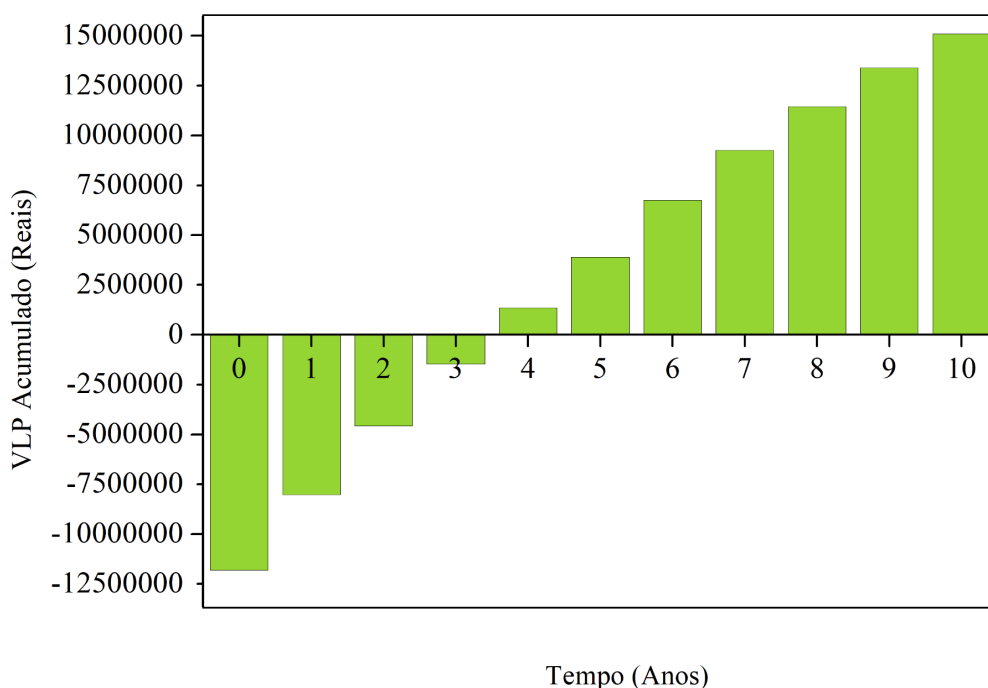
A TIR é um indicador de viabilidade econômica utilizada para analisar a rentabilidade do investimento no projeto ou negócio, ou seja, uma métrica usada para avaliar qual o percentual de retorno de um projeto para a empresa (COUTINHO, 2018). Para tornar-se economicamente viável, o valor da TIR deve ser maior que o da TMA. O valor para a TIR encontrado é de 39% para a produção do hidrolisado proteico.

10.6.4 Payback

O payback é uma maneira de saber em quanto tempo um investimento consegue se pagar, ou seja, em a partir de que momento os lucros cobrirão os valores investidos. Este indicador é muito importante para compreender a viabilidade de um projeto ou negócio, auxiliando nas futuras tomadas de decisões (DIGITAIS, 2022).

O gráfico que representa o indicador com os respectivos retornos financeiros para cada ano é mostrado pela Figura 15.

Figura 15 - Payback do empreendimento



Fonte: Autores, 2023.

Com o payback é possível verificar que o investimento do negócio é pago entre 3 e 4 anos. E, considerando que quanto menor o tempo para a quitação dos investimentos melhor, o prazo obtido é um indicativo positivo para a empresa.

Avaliando os parâmetros de viabilidade econômica para a produção do hidrolisado proteico, temos que é um empreendimento economicamente viável e atrativo para os investidores. O valor da TIR encontrado, 39%, é maior que o valor da TMA, 13,75%. Outro fator importante apresentado é o VPL, que para o processo é um valor positivo.

10.7 POSSIBILIDADE FUTURA

Ao longo do desenvolvimento e da construção do empreendimento, mapeou-se algumas possíveis melhorias futuras como na área industrial, equipamentos e no produto. Uma delas compreende o aumento de equipamentos do processo, que acarretaria em uma maior produção do hidrolisado proteico. Na disposição atual da empresa, se produz apenas 2 toneladas de produto por mês e atende poucas empresas. Esse crescimento do número de equipamentos direciona automaticamente para a expansão da unidade industrial, um dos planos futuros do negócio.

Em relação ao produto, a ideia é fazer mais de uma combinação da composição dos fungos, conforme a demanda solicitada pelos clientes. Neste momento, o produto é comercializado somente com uma proporção de fungos, 39,67% *Aspergillus oryzae*, 23,78% *Pleurotus sajor-caju* e 36,55% *Rhizopus oryzae*.

CONCLUSÃO

A demanda por alimentos ricos em proteínas é decorrente do aumento populacional e da mudança nos padrões de consumo. Novas iniciativas, além das convencionais, serão indispensáveis para suprir todas as necessidades proteicas. Visto isso, a proposta de valor da empresa era de avaliar o uso dos fungos *Aspergillus oryzae*, *Pleurotus sajor-caju* e *Rhizopus oryzae* a fim de produzir hidrolisado proteico rico em aminoácidos livres e peptídeos de cadeia curta.

Em relação a definição do projeto, o modo de operação da fábrica será descontínuo e engloba os processos de preparação de inóculo, fermentação, centrifugação, hidrólise, re-centrifugação, secagem, embalagem, armazenamento e limpeza dos equipamentos. O produto será vendido aos clientes do ramo farmacêutico e alimentício com preço de R\$ 1.000,00 o quilograma.

A empresa pensa em oportunidades futuras, como aumento de equipamentos, que acarretaria em uma maior produção de hidrolisado proteico. Além de testar novas combinações da composição dos fungos, conforme a demanda solicitada pelos clientes.

Por fim, ao realizar a análise econômica do processo, é possível verificar que o investimento no negócio é pago entre 3 e 4 anos, sendo este prazo um indicativo positivo para a empresa. Ademais, os outros quesitos analisados se mostram atrativos aos investidores. Logo, há viabilidade técnica e econômica no projeto de produção do hidrolisado proteico, sendo essa uma excelente oportunidade de empreendimento.

REFERÊNCIAS

AGROTAMA. **Seladora a Vácuo Industrial**. Disponível em: https://www.agrotama.com.br/produtos/seladora-a-vacuio-industrial-duas-barras-40-cm/nagano-102052081,57,885/?gclid=CjwKCAjwo_KXBhAaEiwA2RZ8hADj_ZJVJc1lw8HKoc3xB_EfelQ53mXV3IB_SxnAuWtOT5s4fw0UgBoC_IQQAxD_BwE. Acesso em: 10 ago. 2022.

AMERICAN SOCIETY OF MECHANICAL ENGINEERS. ASME B31.1-2018: Code for Pressure Piping. New York: The American Society Of Mechanical Engineersthe American Society Of Mechanical Engineers, 2018.

ANVISA. **Alimentos**. Disponível em: <https://www.gov.br/anvisa/pt-br/assuntos/alimentos>. Acesso em: 26 out. 2022.

ANVISA. **Institucional**. Disponível em: <https://www.gov.br/anvisa/pt-br/acessoainformacao/institucional>. Acesso em: 26 out. 2022.

ANVISA. **Registro**. Disponível em: <https://www.gov.br/anvisa/pt-br/setorregulado/regularizacao/alimentos/registro-unico>. Acesso em: 26 out. 2022.

AQUARONE, Eugênio. et al. **Biotecnologia industrial**. Editora Blucher, 2001.

ASSEF, Júlia. **Quorn: a proteína derivada de fungos**. Disponível em: <https://www.ecycle.com.br/quorn/>. Acesso em: 28 out. 2022.

BOLAND, Mike J. *et al.* The future supply of animal-derived protein for human consumption. **Trends In Food Science & Technology**, Wageningen, v. 29, n. 1, p. 62-73, jan. 2013.

BONATTI, M. **Estudo do potencial nutricional de cogumelos do gênero Pleurotus cultivados em resíduos agroindustriais**. 148f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química e de Alimentos) - Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 2001.

BONATTI, M.; KARNOPP, P.; SOARES, H. M.; **Estudos da composição de cogumelos das espécies Pleurotus ostreatus e Pleurotus sajor-caju cultivados em palha de bananeira**. Revista Saúde e Ambiente, Joinville, v. 4, n. 1, p. 31-35, jun. 2003.

BRASIL. Decreto-lei nº 5.452, de 1º de maio de 1943. **Aprova a consolidação das leis do trabalho**. Lex: coletânea de legislação: edição federal, São Paulo, v. 7, 1943.

BTA ADITIVOS. **O que é o Sistema CIP de limpeza**. Disponível em: <https://www.btaaditivos.com.br/br/blog/o-que-e-o-sistema-cip-de-limpeza/179/#:~:text=O%20m%C3%A9todo%20CIP%20ou%20Cleaning,a%20desmontagem%20pr%C3%A9via%20dos%20equipamentos..> Acesso em: 07 dez. 2022.

BUNDE, Mateus. **Centrifugação**. Todo Estudo. Disponível em: <https://www.todoestudo.com.br/quimica/centrifugacao>. Acesso em: 26 de out. 2022.

CAVAZOS, Ariel; MEJIA, Elvira Gonzalez de. Identification of Bioactive Peptides from Cereal Storage Proteins and Their Potential Role in Prevention of Chronic Diseases. **Comprehensive Reviews In Food Science And Food Safety**, Urbana, v. 12, n. 4, p. 364-380, 12 jun. 2013.

CHIQUETTO, Leticia. **Saiba como fazer o cadastro da empresa na previdência social**. 2020. Disponível em: <https://aberturasimples.com.br/como-fazer-o-cadastro-da-empresa-na-previdencia-social/>. Acesso em: 02 nov. 2022.

COSTA, C. P.; FERREIRA, M. C. **Preservação de microrganismos: revisão.** Revista de Microbiologia, São Paulo, v.22, n. 3, p. 263-268, 1991.

COUTINHO, Thiago. **O que é VPL: aprenda a calcular o ganho real do seu investimento!** 2020. Disponível em: <https://www.voitto.com.br/blog/artigo/o-que-e-vpl>. Acesso em: 10 dez. 2022.

COUTINHO, Thiago. **Veja como analisar seus rendimentos com a Taxa Interna de Retorno.** 2018. Disponível em: <https://www.voitto.com.br/blog/artigo/taxa-interna-de-retorno>. Acesso em: 10 dez. 2022.

DELGADO, Christopher L.. Rising Consumption of Meat and Milk in Developing Countries Has Created a New Food Revolution. **The Journal Of Nutrition**, Washington, v. 133, n. 11, p. 3907-3910, 1 nov. 2003.

DEMENJOUR, Pierre Louis Munoz Mejia. **Cultivo do cogumelo comestível Pleurotus sajor-caju em bagaço de cajá pela técnica jun-caó.** 2013. 29 f. TCC (Graduação) - Curso de Biotecnologia, Universidade Federal da Grande Dourados, Dourados, 2013.

DENARDI-SOUZA, Taiana *et al.* Monitoring of fungal biomass changed by *Rhizopus oryzae* in relation to amino acid and essential fatty acids profile in soybean meal, wheat and rice. **Cyta - Journal Of Food**, Rio Grande, v. 16, n. 1, p. 156-164, 23 ago. 2017.

DIGITAIS, Resultados. **Como calcular o payback? Saiba quando seus investimentos trarão retorno.** 2022. Disponível em: <https://resultadosdigitais.com.br/vendas/payback/>. Acesso em: 10 dez. 2022.

ELBASHITI, Tarek *et al.* Isolation and identification of *Aspergillus oryzae* and the production of soy sauce with new aroma. **Pakistan Journal of Nutrition**, v. 9, n. 12, p. 1171-1175, 2010.

EMBRAPA. **Aumento da importância das proteínas alternativas à carne.** 2021. Disponível em: <https://www.embrapa.br/visao-de-futuro/transformacoes-rapidas-no-consumo-e-na-agregacao-de-valor/sinal-e-tendencia/aumento-da-importancia-das-proteinas-alternativas-a-carne>. Acesso em: 28 out. 2022.

ENGEL, Bruno *et al.* **Emprego de Spray Dryer na indústria de alimentos: Uma breve revisão.** Jovens Pesquisadores, Santa Cruz do Sul, v. 7, n. 2, dez. 2017.

FERREIRA, João Paulo Morais Hilário. **Obtenção de produtos biotecnológicos provenientes do Koji (*Aspergillus oryzae*) e sua relevância na cultura oriental.** Disponível em: https://oswaldocruz.br/revista_academica/content/pdf/Edicao26_Joao_Paulo_Morais_Hilario_Ferreira.pdf. Acesso em: 10 out. 2022.

FINANCEIRO, Mundo. **TMA – Taxa Mínima de Atratividade.** Disponível em: <https://mundofinanceiro.com.br/taxa-minima-de-atratividade/>. Acesso em: 10 dez. 2022.

FUJISAWA, Cassio Hideki *et al.* **Instrumentação e Automação Industrial.** Porto Alegre: Sagah, 2021.

GAUTO, Marcelo A.; ROSA, Gilber R.; GONÇALVES, Fabio F. **Química analítica: práticas de laboratório (Tekne).** Porto Alegre: Bookman, 2013. E-book. ISBN 9788565837705. Disponível em: <https://integrada.minhabiblioteca.com.br/#/books/9788565837705/>. Acesso em: 01 nov. 2022.

GLOBE SYSTEMS. **Entenda o que é Spray Dryer.** 2021. Disponível em: <https://blog.globesystems.com.br/entenda-o-que-e-spray-dryer/>. Acesso em: 30 out. 2022.

GULARTE, Charles. **O que é CNPJ, o Cadastro Nacional da Pessoa Jurídica?** 2022. Disponível em: <https://www.contabilizei.com.br/contabilidade-online/o-que-e-cnpj/>. Acesso em: 26 out. 2022.

HE, J.; EVANS, N.; LIU, H. SHAO, S. **A review of research on plant-based meat alternatives: Driving forces, history, manufacturing, and consumer attitudes.** Aug. 2020. DOI: 10.1111/1541-4337.12610.

HENCHION, Maeve *et al.* Future Protein Supply and Demand: strategies and factors influencing a sustainable equilibrium. **Foods**, Dublin, v. 6, n. 7, p. 53-74, 20 jul. 2017.

HIGTOP. **Conheça a limpeza CIP e sua importância para a indústria.** Disponível em: <https://higtop.com.br/2017/04/18/conheca-a-limpeza-cip/>. Acesso em: 07 dez. 2022.

INÓCULO. *In*: PRIBERAM, **Dicionário Online de Português.** Disponível em: <<https://dicionario.priberam.org/in%C3%B3culo>>. Acesso em 25 de out. 2022.

KUROZAWA, Louise Emy; PARK, Kil Jin; HUBINGER, Miriam Dupas. **Influência das condições de processo na cinética de hidrólise enzimática de carne de frango.** Ciência e Tecnologia de Alimentos, Campinas, p. 557-566, 03 jul. 2008.

LAFS. **Legalização da empresa: o guia completo de como fazer.** 2019. Disponível em: <https://www.lafscontabilidade.com.br/blog/legalizacao-da-empresa/>. Acesso em: 26 out. 2022.

LUZ, Gelson. Densidade Leite (e meu Infográfico!). **Materiais por Gelson Luz**, 2018. Disponível em: URL. Acesso em: 12 de janeiro de 2023.

MACINTYRE, Archibald Joseph. **Instalações Hidráulicas Prediais e Industriais.** 4. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2017.

MACINTYRE, Archibald Joseph. **Manual de Instalações Hidráulicas e Sanitárias.** 2. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2021.

MADEIRA, Alex Notaroberto. **Otimização do processo de spray drying pelo uso de pré-desumidificadores no ar de entrada**. 2009. 65 f. Monografia (Mestrado) - Curso de Engenharia Mecânica, Universidade de Taubaté, Taubaté, 2009.

MANTIQUEIRA. **Quais são os principais alimentos ricos em proteína?** 2021. Disponível em: <https://blog.ovosmantiqueira.com.br/alimentos-ricos-em-proteina>. Acesso em: 19 out. 2022.

MARTINS, Vilásia Guimarães; COSTA, Jorge Alberto Vieira; PRENTICE-HERNÁNDEZ, Carlos. **Hidrolisado proteico de pescado obtido por vias química e enzimática a partir de corvina**. Quim. Nova, Rio Grande, v. 32, n. 1, p. 61-66, 27 nov. 2008.

MENGUE, Priscila. **14% dos brasileiros se declaram vegetarianos, mostra pesquisa Ibope**. 2018. Elaborada por O Estadão de São Paulo. Disponível em: <https://brasil.estadao.com.br/noticias/geral,14-dos-brasileiros-se-declaram-vegetarianos-mostra-pesquisa-ibope,70002315839>. Acesso em: 28 out. 2022.

MOTTA, Valter T.. **Bioquímica**. 2. ed. Rio de Janeiro: Medbook, 2011. 488 p.

NOVOZYMES. **Novozymes is combining cutting-edge science and 35business expertise to help feed the world sustainably**. 2021. Disponível em: <https://www.novozymes.com/en/news/news-archive/2021/9/novozymes-is-combining-cutting-edge-science-and-business-expertise>. Acesso em: 01 out. 2022.

OGRODOWSKI, Christiane Saraiva. **Produção de ácido hialurônico por Streptococcus: estudo da fermentação e caracterização do produto**. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Faculdade de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 2006.

OLIVEIRA, Kamila de Sá. **Modelagem e Simulação do processo de microencapsulação de lipídios por spray drying**. 2018. 71 f. TCC - Curso de Engenharia Química, Departamento de Engenharia Química e Petróleo, Universidade Federal Fluminense, Niterói, 2018. Disponível em:

https://app.uff.br/riuff/bitstream/handle/1/6985/TCC_Kamila.pdf;jsessionid=B5E8C81BC73568456E807E1DF258CD40?sequence=1. Acesso em: 18 jan. 2023.

PACHECO, Giulliano. **Município disponibiliza alvará online em 48 horas**. 2019. Elaborado por Prefeitura de Gravataí. Disponível em: <https://gravatai.atende.net/cidadao/noticia/municipio-disponibiliza-alvara-online-em-48-horas>. Acesso em: 01 nov. 2022.

PACHECO, Maria Teresa Bertoldo *et al.* **Propriedades funcionais de hidrolisados obtidos a partir de concentrados proteicos de soro de leite**. Campinas, p. 333-338, 12 mar. 2004.

PEREIRA, N. J.; BOM, E. P. S.; FERRARA, M. A. **Tecnologia de bioprocessos**. Rio de Janeiro: Escola de Química/UFRJ, 2008.

PIGHIN, Dario *et al.* A Contribution of Beef to Human Health: a review of the role of the animal production systems. **The Scientific World Journal**, Buenos Aires, v. 2016, p. 1-10, 2016.

PINHO, Luiza. **Conheça a ferramenta Canvas para ilustrar seu Plano de Negócio**. 2018. Disponível em: <https://www.siteware.com.br/metodologias/modelo-canvas/>. Acesso em: 26 out. 2022.

PIRES, Christiano Vieira *et al.* Qualidade nutricional e escore químico de aminoácidos de diferentes fontes protéicas. **Ciência e Tecnologia de Alimentos**, Viçosa, v. 26, n. 1, p. 179-187, mar. 2006.

RODRIGUES, Ana Luzia. **O que é e como validar a Inscrição Estadual?** 2022. Disponível em: <https://www.jornalcontabil.com.br/o-que-e-e-como-validar-a-inscricao-estadual/>. Acesso em: 26 out. 2022.

ROMEIRO, Edenilze Teles; OLIVEIRA, Israella Dias de; CARVALHO, Ester Fernandes. Insects as alternative source: review article. **Contextos da Alimentação –**

Revista de Comportamento, Cultura e Sociedade, São Paulo, v. 4, n. 1, p. 41-61, 22 set. 2015.

ROUSTA, Neda *et al.* Filamentous Fungus *Aspergillus oryzae* for Food: from submerged cultivation to fungal burgers and their sensory evaluation: a pilot study. **Foods**, Borås, v. 10, n. 11, p. 2774-2790, 11 nov. 2021.

SAR, Taner; FERREIRA, Jorge A.; TAHERZADEH, Mohammad J.. Bioprocessing strategies to increase the protein fraction of *Rhizopus oryzae* biomass using fish industry sidestreams. **Waste Management**, Borås, v. 113, p. 261-269, jul. 2020.

SARTORI, Alan Giovanini de Oliveira; AMANCIO, Rodrigo Dantas. Pescado: importância nutricional e consumo no Brasil. **Segurança Alimentar e Nutricional**, Campinas, v. 19, n. 2, p. 83-93, 11 fev. 2012.

SCHIMIDELL, Willibaldo *et al.* **Biotecnologia industrial**. 1. ed. São Paulo: Editora Blucher, 2001.

SEBRAE. **Como construir um modelo de negócio para sua empresa**. 2022. Disponível em: <https://www.sebrae.com.br/sites/PortalSebrae/artigos/como-construir-um-modelo-de-negocio-para-sua-empresa,6054fd560530d410VgnVCM1000003b74010aRCRD>. Acesso em: 01 out. 2022.

SILVA, Camila Joyce Alves da; MALTA, Diana Jussara do Nascimento. A IMPORTÂNCIA DOS FUNGOS NA BIOTECNOLOGIA. **Cadernos de Graduação**, Recife, v. 2, n. 3, p. 49-66, jul. 2016.

SICUPIRA, Matheus *et al.* **Influência da Temperatura na Hidrólise Enzimática da Lactose**. Anais do Salão Internacional de Ensino, Pesquisa e Extensão, v. 8, n. 2, 28 fev. 2020.

SINDUSCON-RS. **PREÇOS E CUSTOS DA CONSTRUÇÃO RS**. Disponível em: <https://sinduscon-rs.com.br/wp-content/uploads/2022/11/Preco-e-Custos-da-Construcao-1-NOVEMBRO-2022.pdf>. Acesso em: 25 nov. 2022.

SOLLER, Jader. **Muitas razões para comer mais carne de porco**. 2020. Disponível em: <https://www.suinoindustria.com.br/imprensa/mpppuitas-raoes-para-comer-mai%20s-carne-de-porco/20200122-082243-j520>. Acesso em: 16 nov. 2022.

SPIEGEL, M. van Der; NOORDAM, M.y.; FELS-KLERX, H.J. van Der. Safety of Novel Protein Sources (Insects, Microalgae, Seaweed, Duckweed, and Rapeseed) and Legislative Aspects for Their Application in Food and Feed Production. **Comprehensive Reviews In Food Science And Food Safety**, [S.L.], v. 12, n. 6, p. 662-678, 15 out. 2013.

STEIL, Ana Paula. **Fungos: os alimentos do futuro**. 2021. Disponível em: <https://conaq.com.br/fungos-os-alimentos-do-futuro/>. Acesso em: 19 out. 2022.

SUBRAMANIAM, R.; VIMALA, R. **Solid state and submerged fermentation for the production of bioactive substances: a comparative study**. International Journal of Science and Nature, n 3. p 480-486, 2012.

TAEQ. **Frango**. Disponível em: https://www.conquistesuavida.com.br/ingrediente/frango_i545211/1. Acesso em: 16 nov. 2022.

TAM, S. C.; YIP, K. P.; FUNG, K. P.; CHANG, S. T. **Hypotensive and renal effects of an extract of the edible mushroom Pleurotus sajor-caju**. Life Science, v.38, n.13: p.1155-1161, 1986.

ULTRAGAZ. **Gás Liquefeito de Petróleo - GLP**: ficha de especificação, 2004. Disponível em: https://www.segure.com.br/uploads/fispqs/petrobras-distribuidora-s.a-glp_2002-03-18.pdf. Acesso em: 16 jan. 2023.

UNIDAS, Nações. **Interactive access to global demographic indicators**. 2022. Disponível em: <https://population.un.org/dataportal/home>. Acesso em: 10 set. 2022.

UOL. **Cartão CNPJ: saiba para que serve e como consultar ou emitir**. 2022. Disponível em: <https://economia.uol.com.br/guia-de-economia/cartao-cnpj-o-que-e-para-que-serve.htm>. Acesso em: 26 out. 2022.

URBIANI, Renata. **Consumidor muda hábitos alimentares e aquece mercado plant based no Brasil**. 2020. Elaborada por Época Negócios. Disponível em: <https://epocanegocios.globo.com/Sustentabilidade/noticia/2020/12/consumidor-muda-h-abitos-alimentares-e-aquece-mercado-plant-based-no-brasil.html>. Acesso em: 28 out. 2022.

VITAL, Ana Carolina Pelaes *et al.* Produção de carne in vitro: nova realidade da sociedade moderna. **Pubvet**, Maringá, v. 11, n. 9, p. 840-847, set. 2017.

VLT. **Coefficiente Global de Transferência de Calor**. 2022. Disponível em: <https://www.tlv.com/global/BR/steam-theory/overall-heat-transfer-coefficient.html>. Acesso em: 15 jan. 2023.

APÊNDICES

APÊNDICE A - BALANÇO DE MASSA

A.1 - LABORATÓRIO

1) BIORREATOR DE 5 L (0,005 m³)

Para a produção de inóculo realizam-se pequenas fermentações sucessivas até o volume desejado. Dessa forma, através da Equação 1.

$$\text{Meio} + \text{inóculo} = \text{fermentação} \quad (1)$$

Sabe-se que o volume de inóculo considerado é de 5 % em relação ao volume de fermentação, assim tem-se a Equação 2.

$$\text{Inóculo} = 0,05 \cdot \text{fermentação} \quad (2)$$

O volume de fermentação ocupa 75% da capacidade do reator, desse modo define-se a Equação 3.

$$\text{Fermentação} = 0,75 \cdot V_{\text{reator}} \quad (3)$$

$$\text{Fermentação} = 0,75 \cdot 0,005 \text{ m}^3$$

$$\text{Fermentação} = 0,00375 \text{ m}^3$$

O meio pode ser então calculado, substituindo (2) e (3) em (1).

$$\text{Meio} + 0,05 \cdot \text{fermentação} = \text{fermentação}$$

$$\text{Meio} = 0,95 \cdot \text{fermentação}$$

$$\text{Meio} = 0,95 \cdot 0,00375 \text{ m}^3 \cdot 997 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Meio} = 3,55 \text{ kg} = 0,003562 \text{ m}^3$$

Composição do meio:

➤ **Glicose (20 g/L):**

$$M_{\text{glicose}} = 20 \text{ g/L} \cdot 3,562 \text{ L}$$

$$M_{\text{glicose}} = 0,07125 \text{ kg}$$

➤ **Hidrolisado Proteico (20 g/L):**

$$M_{\text{hp}} = 20 \text{ g/L} \cdot 3,562 \text{ L}$$

$$M_{\text{hp}} = 0,07125 \text{ kg}$$

➤ **Micronutrientes:**

→ (NH₄)₂SO₄ 2,0 g/L

$$M_{(NH_4)_2SO_4} = 2,0 \text{ g/L} \cdot 3,562L$$

$$M_{(NH_4)_2SO_4} = 7,124 \cdot 10^{-3} \text{ kg}$$

→ **FeSO₄·7H₂O 0,05 g/L**

$$M_{FeSO_4} \cdot 7H_2O = 0,05 \text{ g/L} \cdot 3,562L$$

$$M_{FeSO_4} \cdot 7H_2O = 1,781 \cdot 10^{-4} \text{ kg}$$

→ **MnSO₄·H₂O 0,02 g/L**

$$M_{MnSO_4} \cdot H_2O = 0,02 \text{ g/L} \cdot 3,562L$$

$$M_{MnSO_4} \cdot H_2O = 7,124 \cdot 10^{-5} \text{ kg}$$

→ **MgSO₄ 0,5 g/L**

$$M_{MgSO_4} = 0,5 \text{ g/L} \cdot 3,562L$$

$$M_{MgSO_4} = 1,781 \cdot 10^{-3} \text{ kg}$$

→ **CaCl₂·2H₂O 0,4 g/L**

$$M_{CaCl_2} \cdot 2H_2O = 0,4 \text{ g/L} \cdot 3,562L$$

$$M_{CaCl_2} \cdot 2H_2O = 1,4248 \cdot 10^{-3} \text{ kg}$$

→ **KH₂PO₄ 2,0 g/L**

$$M_{KH_2PO_4} = 2,0 \text{ g/L} \cdot 3,562L$$

$$M_{KH_2PO_4} = 7,124 \cdot 10^{-3} \text{ kg}$$

Total de matéria prima: 0,160 kg.

- Quantidade de Água: A quantidade de água pode ser calculada através da Equação 4.

$$Meio = \text{matéria prima} + \text{água} \quad (4)$$

$$3,55 \text{ kg} - 0,160 = \text{água}$$

Sendo a densidade da água igual a 997 kg/m³

$$\text{Água} = 3,39 \text{ kg} = 3,4 \text{ L}$$

2) BIORREATOR DE 50 L (0,05 m³)

Para o balanço do biorreator de 50L, parte-se da Equação 1.

$$Meio + \text{inóculo} = \text{fermentação} \quad (1)$$

Através de (3) calcula-se o volume de fermentação .

$$\text{Fermentação} = 0,75 \cdot V_{\text{reator}}$$

$$\text{Fermentação} = 0,75 \cdot 0,05 \text{ m}^3$$

$$\text{Fermentação} = 0,0375 \text{ m}^3$$

O meio pode ser então calculado substituindo (2) e (3) em (1).

$$\text{Meio} + 0,05 \cdot \text{fermentação} = \text{fermentação}$$

$$\text{Meio} = 0,95 \cdot \text{fermentação}$$

$$\text{Meio} = 0,95 \cdot 0,0375 \text{ m}^3 \cdot 997 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Meio} = 35,52 \text{ kg} = 0,03562 \text{ m}^3$$

Composição do meio:

➤ **Glicose (20 g/L):**

$$M_{\text{glicose}} = 20 \text{ g/L} \cdot 35,62 \text{ L}$$

$$M_{\text{glicose}} = 0,7125 \text{ kg}$$

➤ **Hidrolisado Proteico (20 g/L):**

$$M_{\text{hp}} = 20 \text{ g/L} \cdot 35,62 \text{ L}$$

$$M_{\text{hp}} = 0,7125 \text{ kg}$$

➤ **Micronutrientes:**

→ **(NH₄)₂SO₄ 2,0 g/L**

$$M_{(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4} = 2,0 \text{ g/L} \cdot 35,62 \text{ L}$$

$$M_{(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4} = 7,124 \cdot 10^{-2} \text{ kg}$$

→ **FeSO₄·7H₂O 0,05 g/L**

$$M_{\text{FeSO}_4} \cdot 7\text{H}_2\text{O} = 0,05 \text{ g/L} \cdot 35,62 \text{ L}$$

$$M_{\text{FeSO}_4} \cdot 7\text{H}_2\text{O} = 1,781 \cdot 10^{-3} \text{ kg}$$

→ **MnSO₄·H₂O 0,02 g/L**

$$M_{\text{MnSO}_4} \cdot \text{H}_2\text{O} = 0,02 \text{ g/L} \cdot 35,62 \text{ L}$$

$$M_{\text{MnSO}_4} \cdot \text{H}_2\text{O} = 7,124 \cdot 10^{-4} \text{ kg}$$

→ **MgSO₄ 0,5 g/L**

$$M_{\text{MgSO}_4} = 0,5 \text{ g/L} \cdot 35,62 \text{ L}$$

$$M_{MgSO_4} = 1,781 \cdot 10^{-2} \text{ kg}$$

→ **CaCl₂·2H₂O 0,4 g/L**

$$M_{CaCl_2} \cdot 2H_2O = 0,4 \text{ g/L} \cdot 35,62L$$

$$M_{CaCl_2} \cdot 2H_2O = 1,4248 \cdot 10^{-2} \text{ kg}$$

→ **KH₂PO₄ 2,0 g/L**

$$M_{KH_2PO_4} = 2,0 \text{ g/L} \cdot 35,62L$$

$$M_{KH_2PO_4} = 7,124 \cdot 10^{-2} \text{ kg}$$

Total de matéria prima: 1,602 kg.

- Quantidade de Água: pode ser calculada por (4)

$$Meio = \text{matéria prima} + \text{água}$$

$$35,52 \text{ kg} - 1,602 = \text{água}$$

Sendo a densidade da água igual a 997 kg/m³

$$\text{Água} = 33,91 \text{ kg} = 34,02 \text{ L}$$

3) BIORREATOR DE 500 L (0,5 m³)

Para o balanço do biorreator de 500L, parte-se da Equação 1.

$$Meio + \text{inóculo} = \text{fermentação} \quad (1)$$

Por meio da Equação 3, calcula-se o volume de fermentação.

$$\text{Fermentação} = 0,75 \cdot V_{\text{reator}}$$

$$\text{Fermentação} = 0,75 \cdot V_{\text{reator}}$$

$$\text{Fermentação} = 0,375 \text{ m}^3$$

Substituindo (2) e (3) em (1) calcula-se o meio.

$$Meio + 0,05 \cdot \text{fermentação} = \text{fermentação}$$

$$Meio = 0,95 \cdot \text{fermentação}$$

$$Meio = 0,95 \cdot 0,375 \text{ m}^3 \cdot 997 \text{ kg/m}^3$$

$$Meio = 355,2 \text{ kg} = 0,3562 \text{ m}^3$$

Composição do meio:

➤ **Glicose (20 g/L):**

$$M_{\text{glicose}} = 20 \text{ g/L} \cdot 356,2L$$

$$M_{\text{glicose}} = 7,125 \text{ kg}$$

➤ **Hidrolisado Proteico (20 g/L):**

$$M_{hp} = 20 \text{ g/L} \cdot 356,2 \text{ L}$$

$$M_{hp} = 7,125 \text{ kg}$$

➤ **Micronutrientes:**

→ **(NH₄)₂SO₄ 2,0 g/L**

$$M_{(NH_4)_2SO_4} = 2,0 \text{ g/L} \cdot 356,2 \text{ L}$$

$$M_{(NH_4)_2SO_4} = 0,7124 \text{ kg}$$

→ **FeSO₄·7H₂O 0,05 g/L**

$$M_{FeSO_4} \cdot 7H_2O = 0,05 \text{ g/L} \cdot 356,2 \text{ L}$$

$$M_{FeSO_4} \cdot 7H_2O = 1,781 \cdot 10^{-2} \text{ kg}$$

→ **MnSO₄·H₂O 0,02 g/L**

$$M_{MnSO_4} \cdot H_2O = 0,02 \text{ g/L} \cdot 356,2 \text{ L}$$

$$M_{MnSO_4} \cdot H_2O = 7,124 \cdot 10^{-3} \text{ kg}$$

→ **MgSO₄ 0,5 g/L**

$$M_{MgSO_4} = 0,5 \text{ g/L} \cdot 356,2 \text{ L}$$

$$M_{MgSO_4} = 0,178 \text{ kg}$$

→ **CaCl₂·2H₂O 0,4 g/L**

$$M_{CaCl_2} \cdot 2H_2O = 0,4 \text{ g/L} \cdot 356,2 \text{ L}$$

$$M_{CaCl_2} \cdot 2H_2O = 0,1424 \text{ kg}$$

→ **KH₂PO₄ 2,0 g/L**

$$M_{KH_2PO_4} = 2,0 \text{ g/L} \cdot 356,2 \text{ L}$$

$$M_{KH_2PO_4} = 0,7124 \text{ kg}$$

Total de matéria prima: 16,02 kg.

- Quantidade de Água: através da Equação (4).

$$\text{Meio} = \text{matéria prima} = \text{água}$$

$$355,2 \text{ kg} - 16,02 = \text{água}$$

Sendo a densidade da água igual a 997 kg/m^3

$$\text{Água} = 339,1 \text{ kg} = 340,2 \text{ L}$$

A.2 - BIORREATOR DE 5000 L

Considera-se que a fermentação de 5000 L será composta por um volume de meio de cultura e por um volume de inóculo, dessa forma, parte-se da Equação 1

$$\text{Meio} + \text{inóculo} = \text{fermentação} \quad (1)$$

Calcula-se o volume de fermentação através de (3).

$$\text{Fermentação} = 0,75 \cdot V_{\text{reator}}$$

$$\text{Fermentação} = 0,75 \cdot 5 \text{ m}^3$$

$$\text{Fermentação} = 3,75 \text{ m}^3$$

Cálculo do MEIO

Substituindo-se (2) e (3) em (1), tem-se a quantidade de meio necessária.

$$\text{Meio} + 0,05 \cdot \text{fermentação} = \text{fermentação}$$

$$\text{Meio} = 0,95 \cdot \text{fermentação}$$

$$\text{Meio} = 0,95 \cdot 3,75 \text{ m}^3 \cdot 997 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Meio} = 3551,8 \text{ kg} = 3,5625 \text{ m}^3$$

Cálculo do INÓCULO

Sabendo o volume de fermentação é possível calcular a quantidade de inóculo necessária por (2).

$$\text{Inóculo} = 0,05 \cdot \text{fermentação}$$

$$\text{Inóculo} = 0,05 \cdot 3,75 \text{ m}^3$$

$$\text{Inóculo} = 0,1875 \text{ m}^3 = 186,96 \text{ kg}$$

Composição do MEIO

A composição do meio é calculada conforme as proporções para cada litro considerando o volume reacional.

- **GLICOSE 20 g/L**

$$M_{\text{glucose}} = 20 \text{ g/L} \cdot 3562,5 \text{ L} = 71250 \text{ g}$$

$$M_{\text{glucose}} = 71,25 \text{ kg}$$

- **HIDROLISADO PROTEICO 20 g/L**

$$M_{\text{hp}} = 20 \text{ g/L} \cdot 3562,5 \text{ L} = 71250 \text{ g}$$

$$M_{\text{hp}} = 71,25 \text{ kg}$$

- **MICRONUTRIENTES**

- **(NH₄)₂SO₄ 2,0 g/L**

$$M_{(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4} = 2,0 \text{ g/L} \cdot 3562,5 \text{ L}$$

$$M_{(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4} = 7,125 \text{ kg}$$

- **FeSO₄·7H₂O 0,05 g/L**

$$M_{\text{FeSO}_4} \cdot 7\text{H}_2\text{O} = 0,05 \text{ g/L} \cdot 3562,5 \text{ L}$$

$$M_{\text{FeSO}_4} \cdot 7\text{H}_2\text{O} = 0,178 \text{ kg}$$

- **MnSO₄·H₂O 0,02 g/L**

$$M_{\text{MnSO}_4} \cdot \text{H}_2\text{O} = 0,02 \text{ g/L} \cdot 3562,5 \text{ L}$$

$$M_{\text{MnSO}_4} \cdot \text{H}_2\text{O} = 0,07125 \text{ kg}$$

- **MgSO₄ 0,5 g/L**

$$M_{\text{MgSO}_4} = 0,5 \text{ g/L} \cdot 3562,5 \text{ L}$$

$$M_{\text{MgSO}_4} = 1,78 \text{ kg}$$

- **CaCl₂·2H₂O 0,4 g/L**

$$M_{\text{CaCl}_2} \cdot 2\text{H}_2\text{O} = 0,4 \text{ g/L} \cdot 3562,5 \text{ L}$$

$$M_{\text{CaCl}_2} \cdot 2\text{H}_2\text{O} = 1,425 \text{ kg}$$

- **KH₂PO₄ 2,0 g/L**

$$M_{\text{KH}_2\text{PO}_4} = 2,0 \text{ g/L} \cdot 3562,5 \text{ L}$$

$$M_{KH_2PO_4} = 7,125 \text{ kg}$$

Composição do meio: 160,20 kg.

Cálculo da ÁGUA

A quantidade de água é calculada pela Equação 4.

$$\text{Meio} = \text{micronutrientes} + \text{água}$$

$$3551,8 \text{ kg} - 160,20 + \text{água}$$

Sendo a densidade da água igual a 997 kg/m³

$$\text{Água} = 3391,59 \text{ kg} = 3401,8 \text{ L}$$

A.3 - REATOR DE 1500 L

Sabe-se que cada reator de inóculo irá alimentar 5 fermentadores e que cada um precisará de 0,1875 m³ de inóculo ou 187,5 L. Tem-se pela Equação 5.

$$Vr_{inóculo} = n \cdot Inóculo \quad (5)$$

$$Vr_{inóculo} = 5 \cdot 187,5 \text{ L} = 937,5 \text{ L}$$

Esse volume representa 46,87% do volume do reator considerando a relação abaixo.

$$1500 \text{ L} - 100\%$$

$$937,5 \text{ L} - X$$

$$X = 62,5\% \text{ correspondente ao volume reacional}$$

A.4 - TANQUE PULMÃO

O tanque pulmão deve possuir a capacidade para alimentar o meio para os 3 reatores de inóculo. Através da Equação 6, calcula-se o volume reacional.

$$Vr_{pulmão} = n \cdot Vr_{inóculo} \quad (6)$$

$$V_{reacional} = 3 \cdot 937,5 \text{ L} = 2812,5 \text{ L}$$

Para esse volume reacional um reator de 4000 L será necessário, considerando a relação abaixo:

$$\begin{aligned} 4000 L &- 100\% \\ 2812,5 L &- X \end{aligned}$$

$$X = 70,3 \% \text{ correspondente ao volume reacional}$$

Então, calcula-se as concentrações de matéria prima para o meio a partir do volume reacional, através da Equação 7.

$$\text{Pulmão} = \text{Matéria Prima} + \text{Água} \quad (7)$$

Matéria Prima:

- **GLICOSE 20 g/L**

$$M_{\text{glicose}} = 20 \text{ g/L} \cdot 2812,5 L$$

$$M_{\text{glicose}} = 56,25 \text{ kg}$$

- **HIDROLISADO PROTEICO 20 g/L**

$$M_{hp} = 20 \text{ g/L} \cdot 2812,5 L$$

$$M_{hp} = 56,25 \text{ kg}$$

- **MICRONUTRIENTES**

→ **(NH₄)₂SO₄ 2,0 g/L**

$$M_{(NH_4)_2SO_4} = 2,0 \text{ g/L} \cdot 2812,5 L$$

$$M_{(NH_4)_2SO_4} = 5,625 \text{ kg}$$

→ **FeSO₄·7H₂O 0,05 g/L**

$$M_{FeSO_4} \cdot 7H_2O = 0,05 \text{ g/L} \cdot 2812,5 L$$

$$M_{FeSO_4} \cdot 7H_2O = 0,140 \text{ kg}$$

→ **MnSO₄·H₂O 0,02 g/L**

$$M_{MnSO_4} \cdot H_2O = 0,02 \text{ g/L} \cdot 2812,5 L$$

$$M_{MnSO_4} \cdot H_2O = 0,05625 \text{ kg}$$

→ **MgSO₄ 0,5 g/L**

$$M_{MgSO_4} = 0,5 \text{ g/L} \cdot 2812,5 \text{ L}$$

$$M_{MgSO_4} = 1,406 \text{ kg}$$

→ **CaCl₂·2H₂O 0,4 g/L**

$$M_{CaCl_2} \cdot 2H_2O = 0,4 \text{ g/L} \cdot 2812,5 \text{ L}$$

$$M_{CaCl_2} \cdot 2H_2O = 1,125 \text{ kg}$$

→ **KH₂PO₄ 2,0 g/L**

$$M_{KH_2PO_4} = 2,0 \text{ g/L} \cdot 2812,5 \text{ L}$$

$$M_{KH_2PO_4} = 5,625 \text{ kg}$$

Total de matéria prima: 126,47 kg.

Cálculo da ÁGUA

Substituindo-se todos os valores em (7), calcula-se a quantidade de água.

$$\text{Pulmão} = \text{Matéria Prima} + \text{Água}$$

$$2812,5 - 126,47 = \text{água}$$

Sendo a densidade da água igual a 997 kg/m³

$$\text{Água} = 2686,03 \text{ kg} = 2694,11 \text{ L}$$

A.5 - QUANTIDADE DE BIOMASSA PRODUZIDA POR FUNGO POR BATELADA

A quantidade de biomassa produzida por cada fungo é dada pela Equação (8).

$$M_{fungo} = B \cdot V_{reacional} \quad (8)$$

- ***RHIZOPUS ORYZAE***

Sabe-se que o reator é de 5000 litros e que possui um volume reacional de 75% e que o fungo tenha uma produção de biomassa de 31 g/L, substituindo todos os valores em (8).

$$M_{rhizopus} = 31 \text{ g/L} \cdot 5000 \text{ L} \cdot 0,75$$

$$M_{rhizopus} = 116250 \text{ g} = 116,25 \text{ kg}$$

- **ASPERGILLUS ORYZAE**

Sabe-se que o reator é de 5000 litros e que possui um volume reacional de 75% e que o fungo tenha uma produção de biomassa de 30 g/L, substituindo-se todos os valores em (8).

$$M_{aspergillus} = 30 \text{ g/L} \cdot 5000 \text{ L} \cdot 0,75$$

$$M_{aspergillus} = 112500 \text{ g} = 112,5 \text{ kg}$$

- **PLEUROTUS SAJOR-CAJU**

Sabe-se que o reator é de 5000 litros e que possui um volume reacional de 75% e que o fungo tenha uma produção de biomassa de 15 g/L, substituindo-se todos os valores em (8).

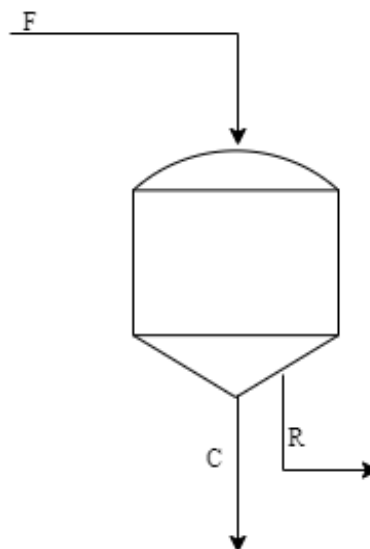
$$M_{pleurotus} = 15 \text{ g/L} \cdot 5000 \text{ L} \cdot 0,75$$

$$M_{pleurotus} = 56250 \text{ g} = 56,25 \text{ kg}$$

A.6 - CENTRÍFUGA

As correntes que entram e saem da centrífuga estão representadas na Figura 16.

Figura 16 - Balanço de Massa Centrífuga.



Fonte: Autores, 2022.

A corrente F refere-se à corrente proveniente da fermentação. Após passar pela centrífuga esta corrente se divide em R, corrente referente ao resíduo e C, corrente referente ao produto da centrifugação.

Pode-se determinar as relações considerando que 85% do conteúdo centrifugado é de resíduo enquanto que 15% refere-se ao lodo que seguirá no processo.

Determina-se então o balanço geral para centrífuga através da Equação 9.

$$F = R + C \quad (9)$$

O balanço para resíduo é dado pela Equação 10.

$$R = 0,85 \cdot F \quad (10)$$

A corrente F pode ser determinada através do volume reacional remanescente da fermentação representado na Equação 11.

$$F = 0,75 \cdot V \quad (11)$$

$$F = 5000 \cdot 0,75$$

$$F = 3750 L$$

Substituindo em (10), determina-se o resíduo para um fermentador.

$$R = 3750 \cdot 0,85$$

$$R = 3187,5 L$$

Como são 3 biorreatores que serão centrifugados diariamente, através da Equação 12 define-se quantidade diária de resíduo.

$$R_{total} = n \cdot R \quad (12)$$

$$R_{total} = 3 \cdot 3187,5 L = 9562,5 L$$

Após determinado o resíduo, pode-se calcular o produto da centrifugação por (9).

$$F = R + C$$

$$C = F - R$$

$$C = 3750 - 3187,5$$

$$C = 562,5 L$$

Considerando que 3 fermentadores serão centrifugados diariamente, tem-se a Equação 13.

$$C_{total} = n \cdot C \quad (13)$$

$$C_{total} = 3 \cdot 562,5 L = 1687,5 L$$

O tanque de armazenamento de resíduo irá armazenar todo o resíduo centrifugado de 3 fermentadores, assim em (12) determinou-se o volume ocupacional do tanque.

$$TK01 = 9562,5 L$$

Capacidade da centrífuga

A centrífuga deve ser capaz de centrifugar 3 fermentadores, logo sua capacidade pode ser calculada pela Equação 14.

$$Capacidade\ Centrífuga = \frac{n \cdot F}{t} \quad (14)$$

$$Capacidade\ Centrífuga = \frac{3 \cdot 3750 L}{4 h} = 2812,5 L/h$$

A.7 - HIDRÓLISE

Para a hidrólise utiliza-se Alcalase na concentração de 0,5% em relação ao conteúdo de sólidos totais. Custo da enzima 140,00 R\$/kg. Além disso, necessita-se de cerca de 85 % de umidade para que a reação ocorra.

- **Quantidade de sólidos totais**

A quantidade de sólidos totais pode ser calculada pela Equação 15.

$$M_{biomassa} = M_{rhizopus} + M_{aspergillus} + M_{pleurotus} \quad (15)$$

$$M_{biomassa} = 116,25 + 112,5 + 56,25 \text{ kg}$$

$$M_{biomassa} = 285 \text{ kg}$$

- **Quantidade total da centrifugação (processo anterior)**

$$C_{total} = 1687,5 \text{ L ou kg}$$

- **Quantidade de água**

A quantidade de água pode ser determinada através da Equação 16.

$$\text{Quant de água existente} = C_{total} - M_{biomassa} \quad (16)$$

$$\text{Quant de água existente} = 1687,5 \text{ kg} - 285 \text{ kg}$$

$$\text{Quant de água existente} = 1402,5 \text{ kg}$$

Pela regra de 3 pode-se calcular o necessário de água para que se tenha 85% de água na mistura.

$$285 \text{ kg} - 15\%$$

$$\text{Quant. água total} - 85\%$$

$$\text{Quant. água total} = 1615 \text{ kg de água}$$

- **Quantidade de água que deve ser adicionada**

A quantidade de água que deve ser adicionada pode ser calculada pela Equação 17.

$$\text{Quant. água add.} = \text{Quant. total de água} - \text{Quant. de água existente} \quad (17)$$

$$\text{Quant. de água add.} = 1615 L - 1402,5 L = 212,5 L$$

- **Massa final da mistura biomassa mais água**

A massa final da mistura pode ser calculada pela Equação 18.

$$M_{\text{hidrólise}} = \text{Quant. total de água} + M_{\text{biomassa}} \quad (18)$$

$$M_{\text{hidrólise}} = 1615 \text{ kg} + 285 \text{ kg}$$

$$M_{\text{hidrólise}} = 1900 \text{ kg}$$

- **Quantidade total de enzima necessária:**

Sabendo que necessita-se de 0,5 % de enzima em relação a biomassa, tem-se a Equação 19.

$$M_{\text{alcalase}} = 0,005 \cdot M_{\text{biomassa}} \quad (9)$$

$$M_{\text{alcalase}} = 285 \text{ kg} \cdot 0,005$$

$$M_{\text{alcalase}} = 1,425 \text{ kg}$$

- **Quantidade final de produto hidrolisado**

→ *Rhizopus oryzae*

Sabe-se que 33% é o percentual de proteína na biomassa e definiu-se que a porcentagem hidrolisada é de 70%. Através da Equação 20, calcula-se a quantidade hidrolisada.

$$H_{fungo} = 0,7 \cdot M_{fungo} \cdot \alpha \quad (20)$$

$$H_{rhizopus} = 116,25kg \cdot 0,7 \cdot 0,33$$

$$H_{rhizopus} = 26,85 kg$$

→ *Aspergillus oryzae*

Sabe-se que 37% é o percentual de proteína na biomassa e que a porcentagem hidrolisada é de 70%. Através da Equação 20, calcula-se a quantidade hidrolisada.

$$H_{aspergillus} = 112,5 \cdot 0,7 \cdot 0,37$$

$$H_{aspergillus} = 29,14 kg$$

→ *Pleurotus sajor-caju*

Sabe-se que 44,38% é o percentual de proteína na biomassa e que a porcentagem hidrolisada é de 70%. Através da Equação 20, calcula-se a quantidade hidrolisada.

$$H_{pleurotus} = 56,25 \cdot 0,7 \cdot 0,4438$$

$$H_{pleurotus} = 17,47 kg$$

- **Massa total de hidrólise diária**

A quantidade total hidrolisada é dada pela Equação 21.

$$H_{total} = H_{aspergillus} + H_{rhizopus} + H_{pleurotus} \quad (21)$$

$$H_{total} = 29,14 kg + 26,85 kg + 17,47 kg$$

$$H_{total} = 73,46 kg$$

- **Quantidade de massa não hidrolisada**

A quantidade total hidrolisada é dada pela Equação 22.

$$\text{Quant. não hidrolisada} = \text{Biomassa} - H_{total} \quad (22)$$

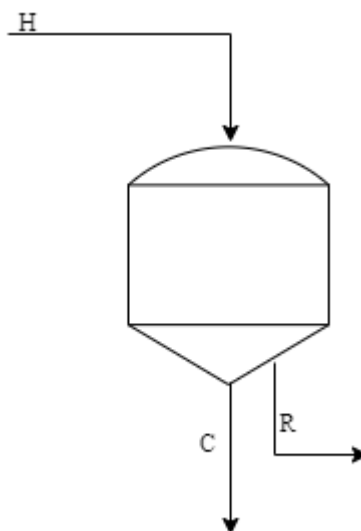
$$\text{Quant. não hidrolisada} = 285 \text{ kg} - 73,46 \text{ kg} = 211,54 \text{ kg}$$

A.8 - RE-CENTRIFUGAÇÃO

Devido ao adicional de água e a massa hidrolisada, necessita-se re-centrifugar a mistura para remover o sólido. O produto de interesse será o líquido já que devido a hidrólise, após a quebra da biomassa tem-se a proteína solúvel em água.

Da mesma forma, conforme a primeira centrifugação, tem-se o balanço de massa mostrado na Figura 17.

Figura 17 - Balanço de Massa Re-centrifugação.



Fonte: Autores, 2022.

Como se trata do mesmo modelo de centrífuga, tem-se a Equação 23.

$$H = R + C \quad (23)$$

Onde H é a massa total proveniente da hidrólise.

Dessa vez, o produto de interesse é a parte líquida, correspondente a 85% da mistura, enquanto o lodo (resíduo) equivale a 15% define-se assim, a Equação 24.

$$R = 0,15 \cdot H \quad (24)$$

$$R = 0,15 \cdot 1900 L$$

$$R = 285 L$$

Tem-se ainda que desse volume 211,54 é a massa que não foi hidrolisada e permaneceu na parte sólida. Pela regra de 3, define-se o teor de umidade do resíduo.

$$285 L - 100\%$$

$$211,54 - X$$

$$X = 74,22\% \text{ correspondente ao sólido de massa não hidrolisa}$$

$$\text{Umidade} = 100\% - 74,22\% = 25,77\%$$

Após determinado o resíduo, pode-se calcular o produto da centrifugação, por (23).

$$C_{\text{recentrifugação}} = 1900 L - 285 L$$

$$C_{\text{recentrifugação}} = 1615 L$$

A.9 - SPRAY DRYER

Para o balanço de massa do spray dryer, considerou-se o volume de controle apresentado na Figura 8, onde cada uma das correntes possui respectivas vazões mássicas de água, ar de secagem e sólido seco. A fim de calcular a vazão mássica e a composição de cada corrente, faz-se um balanço de massa em cada corrente.

A.9.1 - Balanço De Massa Na Corrente 2 (Entrada Do Líquido)

Como visto anteriormente, a capacidade do spray dryer deve ser o suficiente para processar a fase líquida remanescente da segunda centrifugação. Pressupõe-se que a vazão mássica de entrada corresponde à capacidade do spray dryer, e considerando o spray dryer opera 24h por dia, calcula-se a capacidade do equipamento através da Equação 25.

$$\text{Capacidade} = \frac{m_2}{t} \quad (25)$$

$$m_2 = 1615 \text{ kg/dia}$$

$$\text{Capacidade} = \frac{1615 \text{ kg}}{24 \text{ h}}$$

$$\text{Capacidade} = 67,29 \text{ kg/h}$$

Como o produto da hidrólise foi calculado anteriormente igual a 73,46 kg, calcula-se a água na corrente 2 pela diferença entre o total da corrente e a quantidade de sólido seco, conforme a Equação 26.

$$m_{a,2} = m_2 - m_{ss,2} \quad (26)$$

$$m_{a,2} = 1615 - 73,46 = 1541,54 \text{ kg/dia de água na corrente 2}$$

A.9.2 - Balanço De Massa Na Corrente 4 (Saída De Produto)

Definiu-se que do produto da hidrólise, 90% será atomizado. Então a massa de produto sólido seco será dada pela Equação 27.

$$m_{ss,4} = m_{ss,2} \cdot 0,9 \quad (27)$$

$$m_{ss,4} = 73,46 \cdot 0,9$$

$$m_{ss,4} = 66,114 \text{ kg/dia de sólido seco na corrente 4}$$

Considerando que o produto sai com 5% de umidade, encontra-se a massa total da corrente.

$$66,114 \text{ kg} - 95\%$$

$$m_4 - 100\%$$

$$m_4 = 69,59 \text{ kg/dia de produto}$$

Com isso, tem-se 25400,35 kg/ano.

Para saber a vazão mássica por hora, divide-se a massa de produto por 24h.

$$m_4 = \frac{69,59 \text{ kg/dia}}{24\text{h}} = 2,9 \text{ kg/h de produto}$$

Com isso, calculou-se a massa de água na corrente 4, ou seja a massa correspondente à umidade do produto final pela Equação 28.

$$m_{a,4} = m_4 - m_{ss,4} \quad (28)$$

$$m_{a,4} = 69,59 - 66,114 = 3,479 \text{ kg/dia de água na corrente 4}$$

A.9.3 - Balanço De Massa Na Corrente 3 (Saída De Ar)

Na corrente 3, há a saída de ar, juntamente com água evaporada e uma pequena quantidade de sólido seco que não foi atomizado.

Sabendo que 10% do sólido seco hidrolisado não foi atomizado, tem-se a massa de sólido seco pela Equação 29.

$$m_{ss,3} = 0,1 \cdot m_{ss,2} \quad (29)$$

$$m_{ss,3} = 73,46 \text{ kg} \cdot 0,1$$

$$m_{ss,3} = 7,346 \text{ kg/dia de sólido seco na corrente 3}$$

Para o cálculo da quantidade de água que sai na corrente 3 ($m_{a,3}$), basta fazer a diferença entre total de entrada na corrente 2 (m_2), a saída de sólido seco tanto na corrente 4 ($m_{ss,4}$) quanto na corrente 3 ($m_{ss,3}$) e a água que sai juntamente com o produto em forma de umidade na corrente 4 ($m_{a,4}$), conforme a Equação 30.

$$m_{a,3} = m_2 - m_{ss,4} - m_{ss,3} - m_{a,4} \quad (30)$$

$$m_{a,3} = (1615 - 66,114 - 3,479 - 7,346) \text{ kg}$$

$$m_{a,3} = 1538,061 \text{ kg/dia}$$

Salienta-se que as vazões mássicas de ar nas correntes 1 e 3 são calculadas no Apêndice E.2, pois são contabilizados no ar comprimido obtidos a partir do balanço de energia do spray dryer.

APÊNDICE B - BALANÇO DE ENERGIA

B.1 - CIP

Do cálculo da CIP, tem-se os valores reunidos na Tabela 33.

Tabela 33 - Quantidade de água para as limpezas dos tanques CIP.

Temperatura da água	Água 40°C (L)	Solução Básica 60°C	Solução ácida 80°C
Total (L)	9715,12	4468,95	4468,95

Fonte: Autores, 2022.

B.1.1 - Vapor Necessário Para A Solução De 40 °C

Para determinar a quantidade de vapor necessário para aquecer a solução até 40 °C utiliza-se vapor à 8 kgf/cm², cujo calor total é dado pelo Anexo M, através de uma interpolação entre as pressões de 7,73 kgf/cm² e 8,44 kgf/cm² e os valores de calor total de 661,7 kcal/kg e 662,4 kcal/kg. Assim, chega-se ao valor de 661,96 kcal/kg.

Dessa forma utiliza-se a Equação 31 para calcular a quantidade de vapor. Como as soluções são bastante diluídas, utiliza-se as propriedades físicas da água como aproximação.

$$q_{\text{perdido pelo vapor}} = q_{\text{recebido pela água}} \quad (31)$$

A Equação 31 pode ser aberta na Equação 32.

$$m_{\text{vapor}} \cdot \lambda = m_{\text{água}} \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (32)$$

Substituindo os valores, tem-se:

$$m_{\text{vapor}} \cdot 661,96 \text{ kcal/kg} = 9715,12 \text{ L/dia} \cdot 0,997 \text{ kg/L} \cdot 1 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C} \cdot (40 - 25)^\circ\text{C}$$

$$m_{\text{vapor}} = 219,48 \text{ kg/dia de vapor}$$

B.1.2 - Vapor Necessário Para A Solução De 60 °C

De maneira similar à solução de 40 °C, determina-se a quantidade de vapor necessária pela Equação 32.

$$m_{\text{vapor}} \cdot 661,96 \text{ kcal/kg} = 4468,95 \text{ L/dia} \cdot 0,997 \text{ kg/L} \cdot 1 \text{ kcal/kg}^{\circ}\text{C} \cdot (60 - 25)^{\circ}\text{C}$$

$$m_{\text{vapor}} = 235,58 \text{ kg/dia de vapor}$$

B.1.3 - Vapor Necessário Para A Solução De 80 °C

De maneira similar à solução de 40 °C, determina-se a quantidade de vapor necessária pela Equação 32.

$$m_{\text{vapor}} \cdot 661,96 \text{ kcal/kg} = 4468,95 \text{ L/dia} \cdot 0,997 \text{ kg/L} \cdot 1 \text{ kcal/kg}^{\circ}\text{C} \cdot (80 - 25)^{\circ}\text{C}$$

$$m_{\text{vapor}} = 370,19 \text{ kg/dia de vapor}$$

B.2 - ESTERILIZAÇÃO

Na esterilização é utilizado vapor a 8 kgf/cm² para aquecer o meio até 122°C e um chiller (Anexo E) para produzir a água responsável por cessar o processo de esterilização que produz uma vazão de 20 m³/h. Os dados necessários para os cálculos foram reunidos na Tabela 34.

Tabela 34 -Dados Para os Cálculos de Esterilização.

Símbolo	Valor	Referência
N_0	$5 \cdot 10^{12} \text{ UFC/m}^3$	
N_t	$1 \cdot 10^{-3} \text{ UFC/m}^3$	
k_0	$5,7 \cdot 10^{39} \text{ h}^{-1}$	SCHIMIDELL, 2001.
Ea	$2,834 \cdot 10^5 \text{ J/mol}$	
U	$2500 \text{ W/m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$	VLT, 2022.

Fonte: Autores, 2023.

B.2.1 – Tempo De Espera Esterilização

O tempo de esterilização segundo SCHIMIDELL (2001), o tempo de esterilização depende da Equação 33.

$$t_{espera} = \frac{\Delta}{k(T)} \quad (33)$$

Onde o delta é dado pela Equação 34 e a constante cinética é dada pela Equação 35.

$$\Delta = \ln\left(\frac{N_0}{N_t}\right) \quad (34)$$

$$k(T) = k_0 \exp\left(\frac{Ea}{RT}\right) \quad (35)$$

Em seguida, substituiu-se os valores em (34).

$$\Delta = \ln\left(\frac{5 \cdot 10^{12}}{1 \cdot 10^{-3}}\right)$$

$$\Delta = 37,47$$

Enquanto para o cálculo da constante cinética à 122°C, substituiu-se os valores em (35)

$$k(T) = 5,7 \cdot 10^{39} h^{-1} \exp\left(\frac{2,834 \cdot 10^5 J/mol}{8,314 J/molK \cdot 395 K}\right)$$

$$k(T) = 197,6 h^{-1}$$

Por último, através de (33), determina-se o tempo de espera.

$$t_{espera} = \frac{37,47}{197,6 h^{-1}}$$

$$t_{espera} = 0,17 h = 10,2 min$$

B.2.2 – Tempo De Aquecimento Biorreator De 5000 L

O tempo de aquecimento é dado pela Equação 36, segundo SCHIMIDELL (2001):

$$T = T_0 + \frac{\mathcal{H} m_s t}{C_p (M + m_s t)} \quad (36)$$

Sabendo que a temperatura inicial é 25°C e que a pressão de vapor é 8 kgf/cm², calcula-se a entalpia do processo pela Equação 37. Os valores de entalpia foram retirados do Anexo Q.

$$\mathcal{H} = \mathcal{H}_{\text{vapor}} - \mathcal{H}_{\text{água}} \quad (37)$$

$$\mathcal{H} = 2765,64 \text{ kJ/kg} - 104,83 \text{ kJ/kg}$$

$$\mathcal{H} = 2660,81 \text{ kJ/kg}$$

Considerando que a temperatura final é 122°C e que a vazão mássica de vapor é 2000 kg/h, calcula-se o tempo para aquecimento, por (36).

$$395 \text{ K} = 298 \text{ K} + \frac{2660,81 \text{ kJ/kg} \cdot 2000 \text{ kg/h} \cdot t}{4,182 \text{ kJ/kgK} (3,75 \text{ m}^3 \cdot 997 \text{ kg/m}^3 + 2000 \text{ kg/h} \cdot t)}$$

$$395 = 298 + \frac{340,35 t}{1 + 0,5349 t}$$

$$t_{\text{aquecimento}} = 0,3362 \text{ h ou } 20,17 \text{ min}$$

B.2.3 – Tempo De Resfriamento Biorreator De 5000 L

A Equação 38, para o resfriamento SCHIMIDELL (2001), segue as mesmas considerações, sendo a vazão mássica de água de resfriamento 20 m³/h à 20°C. A temperatura ao final do resfriamento é 25°C.

$$T = T_{c0} + (T_0 - T_{c0}) \exp \left\{ - \frac{Q_c t}{M} \left[1 - \exp \left(\frac{-UA}{m_c C_p} \right) \right] \right\} \quad (38)$$

$$298K = 293K + (395K - 293K) \exp\left\{-\frac{20m^3/h \cdot t}{3,75m^3} \left[1 - \exp\left(\frac{-2500 \cdot 20 m^2}{20m^3/h \cdot 997kg/m^3 \cdot 4,182 kJ/kg^\circ K}\right)\right]\right\}$$

$$298K = 293K + 102 \exp(-2,405 t)$$

$$t_{\text{resfriamento}} = 1,25 h$$

B.2.4 – Tempo De Aquecimento Tanque Pulmão

Nos mesmos moldes do biorreator de 5000 L, calcula-se o tempo de aquecimento por (36).

$$395K = 298K + \frac{2660,81 kJ/kg \cdot 2000 kg/h \cdot t}{4,182 kJ/kgK(2,812 m^3 \cdot 997 kg/m^3 + 2000 kg/h \cdot t)}$$

$$395 = 298 + \frac{453,89 t}{1+0,7133 t}$$

$$t_{\text{aquecimento}} = 0,2521 h \text{ ou } 15,12 \text{ min}$$

B.2.5 – Tempo De Resfriamento Tanque Pulmão

De forma similar ao biorreator de 5000 L, calcula-se o tempo de resfriamento por (38).

$$298K = 293K + (395K - 293K) \exp\left\{\frac{-20m^3/h \cdot t}{2,812 m^3} \left[1 - \exp\left(\frac{-2500 \cdot 14 m^2}{20m^3/h \cdot 997kg/m^3 \cdot 4,182 kJ/kg^\circ K}\right)\right]\right\}$$

$$298K = 293K + 102 \exp(-2,44 t)$$

$$t_{\text{resfriamento}} = 1,23 h$$

B.2.6 – Total De Vapor Na Esterilização

O total de vapor utilizado na esterilização será dado pela Equação 39, sabendo que por dia 3 biorreatores passarão pelo processo de esterilização e que o tanque pulmão será esterilizado a cada cinco dias.

$$m_{\text{vapor aquecimento}} = m_{\text{vapor}} (n_{\text{fermentadores}} \cdot t_{\text{aq}} + n_{\text{pulmão}} \cdot t_{\text{aq}}) \quad (39)$$

$$m_{\text{Vapor aquecimento}} = 2000 \text{ kg/h} (3 \cdot 0,3362 \text{ h} + 1 \cdot 0,2521/5 \text{ h})$$

$$m_{\text{Vapor aquecimento}} = 2118,04 \text{ kg/dia}$$

B.2.7 - Quantidade De Água Fria Para Resfriamento

O total de água fria para resfriamento na esterilização será dada pela Equação 40, sabendo que por dia 3 biorreatores passarão pelo processo de esterilização e que o tanque pulmão será esterilizado a cada cinco dias.

$$m_{\text{água resfriamento}} = m_{\text{água}} (n_{\text{fermentadores}} \cdot t_{\text{res}} + n_{\text{pulmão}} \cdot t_{\text{res}}) \quad (40)$$

$$m_{\text{água resfriamento}} = 20 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 997 \text{ kg/m}^3 (3 \cdot 1,25 + 1,23/5 \text{ h})$$

$$m_{\text{água resfriamento}} = 79680,24 \text{ kg/dia ou } 79,92 \text{ m}^3/\text{dia}$$

B.3 - VAPOR NECESSÁRIO PARA HIDRÓLISE

A temperatura da hidrólise de 55°C é mantida com vapor nas condições já citadas anteriormente. Sabe-se que o volume de hidrólise é de aproximadamente 1900 kg e sabendo que são dois hidrolisadores operando 24 h por dia, substitui-se em (32).

$$m_{\text{vapor}} \cdot 661,96 \text{ kcal/kg} = 2 \cdot 1900 \text{ kg/dia} \cdot 1 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C} \cdot (55 - 25)^\circ\text{C}$$

$$m_{\text{vapor}} = 172,21 \text{ kg/dia de vapor}$$

B.4 - VAPOR TOTAL NECESSÁRIO

A quantidade total de vapor necessário é dada pela Equação 41.

$$m_{\text{vapor total}} = m_{\text{tanq}^\circ 40} + m_{\text{tanq}^\circ 60} + m_{\text{tanq}^\circ 80} + m_{\text{esterilização}} + m_{\text{hidrólise}} \quad (41)$$

$$m_{\text{vapor total}} = (219,48 + 235,58 + 370,19 + 2118,04 + 172,21) \text{ kg/dia}$$

$$m_{\text{vapor total}} = 3115,5 \text{ kg/dia}$$

B.5 - SELEÇÃO DA CALDEIRA

Sabendo a quantidade diária de vapor que será necessário, pode-se selecionar o modelo de caldeira, conforme o Anexo C, que depende da vazão horária, calculando-se a vazão horária pela Equação 42.

$$m_{\text{vapor horária}} = \frac{m_{\text{vapor diária}}}{24} \quad (42)$$

$$m_{\text{vapor total}} = \frac{3115,5 \text{ kg/dia}}{24} = 129,81 \text{ kg/h}$$

Com isso, define-se o modelo VRI-300.

B.6 - QUANTIDADE DE ÁGUA FRIA NECESSÁRIA PARA A PRODUÇÃO DE VAPOR

A temperatura do vapor a 8 kgf/cm² foi determinada através dos dados do Anexo M. Logo, calcula-se a quantidade de água por (32).

$$3115,5 \text{ kg/dia} \cdot 661,96 \text{ kcal/kg} = m_{\text{água}} \cdot 1 \text{ kcal/kg}^{\circ}\text{C} \cdot (174,52 - 25)^{\circ}\text{C}$$

$$m_{\text{água}} = 13793,04 \text{ kg/dia}$$

APÊNDICE C - DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS

O dimensionamento dos equipamentos é realizado a fim de se determinar o volume do mesmo e respectivas alturas e diâmetros para o projeto do empreendimento.

C.1 - TANQUE PULMÃO

Sendo o volume ocupado pela solução igual a 2,8125 m³, conforme calculado no item 5.5. O volume do tanque é calculado considerando que apenas 75% do tanque deve compreender o volume da solução, assim determina-se a Equação 43.

$$V_{tanque} = \frac{1}{0,75} \cdot V_{solução} \quad (43)$$

$$V_{tanque} = 3,75 \text{ m}^3$$

Como o volume do tanque é o volume mínimo que este deve ter, optou-se por utilizar um tanque com volume igual a 4 m³. Portanto, para determinar a altura e diâmetro desse tanque utilizou-se a relação de 3/1 em relação ao seu volume, a partir da Equação 44.

$$\frac{h_t}{D} = \frac{3}{1} \quad (44)$$

A Equação 45 é a equação de volume de um tanque cilíndrico.

$$V_{tanque} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot h_t \quad (45)$$

Substituindo (44) em (45), encontra-se o diâmetro, pela Equação 46.

$$V_{tanque} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot 3 \cdot D \quad (46)$$

E por último, substituindo o valor encontrado em (44) chega-se nos valores de diâmetro e altura.

$$D = 1,2 \text{ m}$$

$$h_t = 3,6 \text{ m}$$

C.2 - REATORES DE INÓCULO

Conforme calculado, o volume de solução em cada reator de inóculo é de 0,9375 m³, considerando o espaço que deve permanecer vazio por segurança, tem-se que o volume do reator é calculado como na Equação 43.

$$V_{\text{reator}} = 1,25 \text{ m}^3$$

Dessa forma, optou-se pela utilização de um reator de 1,50 m³. Em relação a esse volume definido, calculou-se a altura e diâmetro que este deve ter pela relação de 5/1, conforme a Equação 47.

$$\frac{h_t}{D} = \frac{5}{1} \quad (47)$$

Substituindo (47) em (45), tem-se a Equação 48.

$$V_{\text{tanque}} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot 5 \cdot D \quad (48)$$

Com isso encontrou-se os resultados de diâmetro e altura de cada reator, através de (47) e (48).

$$D = 0,86 \text{ m}$$

$$h_t = 2,58 \text{ m}$$

C.3 - BIORREATORES DE FERMENTAÇÃO

Visando-se a produção de 2 toneladas por ano considerando a demanda de mercado, determinou-se que o volume total dos biorreatores deve ser de 5 m³, então para o biorreator possuir 25% do seu espaço vazio para segurança, calcula-se o volume reacional por (43).

$$V_{\text{reacional}} = 3,75 \text{ m}^3$$

O diâmetro e altura de cada biorreator são calculados a partir da relação 5/1, conforme (48) e (47).

$$5 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot 5 \cdot D$$

$$D = 1,084 \text{ m}$$

$$h_t = 5 \cdot 1,084 = 5,42 \text{ m}$$

C.4 - TANQUE DE HIDRÓLISE

O volume da solução referente à hidrólise é de 1,9 m³, respeitando o espaço de 25% que deve permanecer vazio, calcula-se o volume do tanque por (43).

$$V_{\text{tanque}} = 2,53 \text{ m}^3$$

Com isso, optou-se por um tanque de 2,55 m³. Utilizando a mesma relação de 3/1, apresentada em (44) e (45), a altura e diâmetro de cada tanque de hidrólise foi determinada.

$$2,53 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot 3 \cdot D$$

$$D = 1,082 \text{ m}$$

$$h_t = 3 \cdot 1,082 = 3,25 \text{ m}$$

C.5 - SPRAY DRYER

Para o Spray Dryer, definiu-se primeiramente o equipamento capaz de suportar a capacidade de 67 kg/h, o qual está apresentado no Anexo G, e a partir das dimensões trazidas no catálogo, calculou-se o volume correspondente à câmara de secagem.

Segundo Oi et al (2009), a Equação 49 é utilizada para encontrar o volume da câmara de secagem.

$$V = \frac{\pi \cdot r^2 \cdot h_{\text{cone}}}{3} + \pi \cdot r^2 \cdot h_{\text{cilindro}} \quad (49)$$

Sendo:

$$r = 1,25 \text{ m}$$

$$h_{\text{cone}} = 1,5 \text{ m}$$

$$h_{\text{cilindro}} = 2,8 \text{ m}$$

Substituindo em (49), tem-se o volume da câmara de spray dryer.

$$V = 16,2 \text{ m}^3$$

C.6 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE RESÍDUO SÓLIDO

Sabendo-se que é necessário armazenar 0,285 m³ de resíduo sólido, sendo preciso deixar um espaço vazio relativo a 25% do volume total, portanto calcula-se o volume do tanque e respectivos diâmetro e altura com a relação 3/1, através das equações (43), (44) e (45).

$$V_{\text{tanque}} = 0,38 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot 3 \cdot D$$

$$D = 0,55 \text{ m}$$

$$h_t = 3 \cdot 0,55 \text{ m} = 1,65 \text{ m}$$

C.7 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE RESÍDUO LÍQUIDO

Similarmente, o volume do tanque, altura e diâmetro são determinados a partir do volume de resíduo líquido, equivalente a 9,5625 m³. Considerando que o volume de resíduo ocupa 75% do volume total. Encontra-se as dimensões através de (43), (44) e (45).

$$V_{\text{tanque}} = 12,75 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot 3 \cdot D$$

$$D = 1,77 \text{ m}$$

$$h_t = 3 \cdot 1,77 \text{ m} = 5,30 \text{ m}$$

C.8 - TANQUE DE ARMAZENAMENTO DE PRODUTO FINAL

Como o spray dryer opera 24h, optou-se por armazenar o produto final em um tanque. Este tanque será esvaziado a cada 30 dias, correspondendo a 2087,7 kg. Logo, estimando que o produto final tenha densidade equivalente ao leite em pó, ou seja 1022 kg/m³ (LUZ, 2018), utilizou-se a equação 50.

$$d = \frac{M}{V} \tag{50}$$

Portanto, foi possível determinar o volume correspondente ao produto e ainda considerando que este deve ocupar apenas 75%, deixando 25% do espaço do volume total vazio, encontrou-se o volume do tanque através de (43).

$$V_{tanque} = \frac{2,042}{0,75} = 2,723 \text{ m}^3$$

Com isso, definiu-se o volume do tanque de 2,8 m³ e a partir da relação 3/1, calculou-se que a altura e diâmetro, conforme (44) e (45).

$$V_{tanque} = 2,8 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot 3 \cdot D$$

$$D = 1,059 \text{ m}$$

$$h_t = 3 \cdot 1,059 \text{ m} = 3,17 \text{ m}$$

C.9 - TANQUE RESERVATÓRIO DE ÁGUA A 40°C

Sendo o volume de água que o tanque precisa suportar igual a 9715,12 L, o volume do tanque é determinado da mesma maneira considerando 25% do seu espaço vazio, através de (43).

$$V_{tanque} = 12,953 \text{ m}^3$$

A altura e o diâmetro deste tanque são calculados através da relação 3/1, conforme (44) e (45).

$$V_{tanque} = 12,953 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot 3 \cdot D$$

$$D = 1,76 \text{ m}$$

$$h_t = 3 \cdot 1,76 \text{ m} = 5,29 \text{ m}$$

C.10 - TANQUE RESERVATÓRIO DE SOLUÇÃO ALCALINA A 80°C E SOLUÇÃO ÁCIDA A 60°C

De início, vale ressaltar que o referido tanque não será uma mistura de soluções alcalina e ácida, mas sim dois tanques, um para a solução alcalina e outro para a solução

ácida. Ambos estão no mesmo apêndice por possuírem as mesmas necessidades e especificações.

O volume ocupado pela solução é de $4,468 \text{ m}^3$, considerando que 25% do espaço do tanque precisa estar vazio, encontra-se o volume do tanque, altura e diâmetro, utilizando a relação 3/1, conforme (43), (44) e (45).

$$V_{\text{tanque}} = 5,958 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot 3 \cdot D$$

$$D = 1,36 \text{ m}$$

$$h_t = 3 \cdot 1,36 \text{ m} = 4,08 \text{ m}$$

C.11 - TANQUE RESERVATÓRIO DE ÁGUA FRIA

Para o cálculo do tanque reservatório de água fria, considerou-se o total dessa utilidade necessária para o empreendimento, sendo igual a 154116,51 L por dia. Conforme os demais tanques, esse também precisa ter 25% do seu volume total vazio, com isso, calcula-se o volume do tanque por (43).

$$V_{\text{tanque}} = 205,488 \text{ m}^3$$

A altura e o diâmetro deste tanque são calculados através de (44) e (45).

$$V_{\text{tanque}} = 205,488 \text{ m}^3 = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot 3 \cdot D$$

$$D = 4,434 \text{ m}$$

$$h_t = 3 \cdot 4,434 \text{ m} = 13,303 \text{ m}$$

APÊNDICE D - CÁLCULO DAS INSTALAÇÕES DE ÁGUA FRIA

A fim de calcular a quantidade necessária de água fria para a indústria fez-se uma relação das áreas que possuem instalações que requerem água fria, a qual está disposta na Tabela 35.

Tabela 35 - Relação das áreas que possuem instalações de água fria.

Área	Instalações necessárias
Administrativa	Vaso sanitário, lavatório e bebedouro
Cozinha	Torneira
Industrial	Chuveiro, vaso sanitário, lavatório, bebedouro, torneira, equipamentos e limpeza

Fonte: Autores, 2022.

D.1 - CHUVEIROS

Em um banho de chuveiro de em média 5 minutos, é considerado que cada pessoa utiliza em torno de 30 L de água segundo Macintyre (2021), e que o mesmo aquecerá a água por resistência elétrica. Considera-se um banho por pessoa por dia, conforme a Equação 51.

$$\text{Água} = x \cdot Q \cdot p \quad (51)$$

$$\text{Água do chuveiro} = 1 \cdot 30 \cdot 19 = 570 \frac{L}{dia}$$

D.2 - VASOS SANITÁRIOS E LAVATÓRIOS

Estima-se que cada operário vá utilizar o vaso sanitário 2 vezes por turno com gasto de 6 L para descarga e 3 L ao usar o lavatório, dados retirados do Macintyre (2021). Utilizando novamente a Equação 51, teremos o consumo total de água fria para os vasos sanitários e lavatórios.

$$\text{Água do vaso sanitário} = 2 \cdot 6 \cdot 19 = 228 \frac{L}{dia}$$

$$\text{Água dos lavatórios} = 2 \cdot 3 \cdot 19 = 114 \frac{L}{dia}$$

D.3 - BEBEDOUROS

Considerando que cada pessoa deve consumir em torno de 2 L de água por dia para o bom funcionamento do organismo considera-se novamente a Equação 51.

$$\text{Água do bebedouro} = 2 \cdot 19 = 38 \frac{L}{\text{dia}}$$

D.4 - TORNEIRA (COZINHA E LABORATÓRIO)

A vazão de uma torneira é de aproximadamente 0,30 L/s (MACINTYRE, 2021). Na cozinha será instalada apenas uma torneira para necessidades como limpeza de eventuais louças e higiene de frutas e alimentos, com isso estima-se que a mesma ficará aberta apenas 1 hora diária considerando todos os turnos. No laboratório serão colocadas 2 torneiras para as necessidades diárias do trabalho no local, as quais estima-se também que ficarão abertas 1 hora por dia.

A quantidade de água fria pode ser estimada pela Equação 52.

$$\text{Torneiras} = n_t \cdot Q \cdot t \quad (52)$$

Dessa forma:

$$\text{Torneiras} = 3 \cdot 0,30 \cdot 3600 = 3240 \text{ L/dia}$$

D.5 - TORNEIRAS ÁREA INDUSTRIAL

Serão instaladas torneiras industriais para possibilitar a limpeza da área industrial e eventuais necessidades, para isso serão colocadas 4 torneiras. Segundo Macintyre (2021), a vazão de uma torneira é de aproximadamente 0,30 L/s, considerando que as torneiras ficarão abertas 0,5 horas por dia, e ainda estimando que a limpeza da fábrica será realizada uma vez por semana, com duração de 1 horas. O total de água consumido pelas torneiras é determinado pela Equação 53.

$$\text{Torneiras} = n_t \cdot Q \cdot \left(t + \frac{t_{\text{limpeza}}}{7} \right) \quad (53)$$

$$\text{Torneiras} = 4 \cdot 0,30 \cdot \left(0,5 + \frac{1}{7} \right) \cdot 3600 = 2777,15 \text{ L/dia}$$

D.6 - LIMPEZA DOS EQUIPAMENTOS

Para a limpeza dos equipamentos considera-se que a solução/água utilizada em cada etapa da CIP será de 25% da capacidade da máquina, tendo em vista que nas etapas de limpeza alcalina e ácida são adicionados 2% de reagente. Os valores de água fria calculados para a limpeza estão dispostos na Tabela 36.

Tabela 36 - Quantidade diária de água para a limpeza dos equipamentos a cada ciclo da CIP.

Equipamento	Água 40°C	Solução Básica 80°C	Água 40°C	Solução ácida 60°C	Água T ambiente	Total diário por equipamento
	Pré-enxágue	Limpeza alcalina	Enxágue intermediário	Limpeza ácida	Enxágue Final	
Tanque Pulmão	200,00	184,00	200,00	184,00	200,00	968,00
Reator de inóculo	75,00	69,00	75,00	69,00	75,00	363,00
Biorreatores de fermentação	250,00	230,00	250,00	230,00	250,00	1210,00
Centrífuga	500,00	460,00	500,00	460,00	500,00	2420,00
Hidrolisadores (2550 L)	318,75	293,25	318,75	293,25	318,75	1542,75
Spray Dryer	135,00	124,20	135,00	124,20	135,00	653,40
Tanque (Resíduo sólido) 3000 L	107,14	98,57	107,14	98,57	107,14	518,57
Tanque (Resíduo líquido) 13000 L	3250,00	2990,00	3250,00	2990,00	3250,00	15730,00
Tanque de Armazenamento (2800 L)	23,34	21,46	23,34	21,46	23,34	112,94
Total	5262,39	4841,40	5262,39	4841,40	5262,39	

Fonte: Autores, 2022.

Primeiramente, calculou-se a quantidade de água para a limpeza do tanque pulmão, considerando-se que possui capacidade total de 4000 L. Tendo em vista que a limpeza se dará antes do carregamento e o volume do tanque pulmão precisa ser carregado a cada 5 dias (após o ciclo de carregamento dos fermentadores). Então a fins de cálculo divide-se o total por 5 para estimar a quantidade de água utilizada por dia para a limpeza desse equipamento.

A Equação 44 considera o número de equipamentos, três enxagues de 25% do volume total, mais 2 limpezas que utilizem 23% de água em relação ao volume total.

$$\text{Água para limpeza} = n \left(3 \cdot 0,25 \cdot \frac{V}{t_{\text{dias}}} + 2 \cdot 0,23 \cdot \frac{V}{t_{\text{dias}}} \right) \quad (54)$$

Em resumo tem-se a Equação 45.

$$\text{Água para limpeza} = n \left(0,75 \cdot \frac{V}{t_{\text{dias}}} + 0,46 \cdot \frac{V}{t_{\text{dias}}} \right) \quad (55)$$

Substituindo o volume do tanque Pulmão e o período de 5 dias, define-se a quantidade de água necessária para a limpeza deste equipamento.

$$\text{Água para limpeza tanque pulmão} = 1 \cdot \left(0,75 \cdot \frac{4000}{5} + 0,46 \cdot \frac{4000}{5} \right)$$

$$\text{Água para limpeza tanque pulmão} = 968 \text{ L/dia}$$

Em seguida calculou-se por (55) a quantidade de água para a limpeza dos reatores de inóculo que possuem capacidade de 1500 L. Considerando que são necessários 3 reatores de inóculo e estes também são recarregados a cada 5 dias.

$$\text{Água para limpeza tanq inóculo} = 3 \cdot \left(0,75 \cdot \frac{1500}{5} + 0,46 \cdot \frac{1500}{5} \right)$$

$$\text{Água para limpeza tanq inóculo} = 1098 \text{ L/dia}$$

Do mesmo modo, os biorreatores de fermentação tem capacidade de 5000 L, e considera-se que será feita a limpeza em 3 biorreatores a cada dia, tendo em vista o processo já em pleno funcionamento, retirando biomassa fermentada todos os dias.

$$\text{Água para limpeza biorreatores} = 3 \cdot \left(0,75 \cdot \frac{5000}{1} + 0,46 \cdot \frac{5000}{1} \right)$$

$$\text{Água para limpeza biorreatores} = 18150 \text{ L/dia}$$

Estima-se que o volume da centrífuga seja de 2000 L, e que a limpeza seja feita todos os dias após o uso. Assim, através de (55), calcula-se a quantidade de água para limpeza.

$$\text{Água para limpeza centrífuga} = 1 \cdot \left(0,75 \cdot \frac{2000}{1} + 0,46 \cdot \frac{2000}{1} \right)$$

$$\text{Água para limpeza centrífuga} = 2420 \text{ L/dia}$$

Na etapa de hidrólise, será feita a limpeza de um hidrolisador por dia com capacidade de 2550 L, já que os dois equipamentos são ocupados alternadamente. Substitui-se todos os valores em (55).

$$\text{Água para limpeza hidrólise} = 1 \cdot \left(0,75 \cdot \frac{2550}{1} + 0,46 \cdot \frac{2550}{1} \right)$$

$$\text{Água para limpeza hidrólise} = 3085,5 \text{ L/dia}$$

Sendo que o spray dryer possui volume total de 16200 L, e devido a esse ser um equipamento contínuo onde opera 24 horas por dia, ele será higienizado uma vez por mês. Com isso, a estimativa da quantidade de água para limpeza do spray dryer por dia é dada por (55).

$$\text{Água para limpeza spray dryer} = 1 \cdot \left(0,75 \cdot \frac{16200}{30} + 0,46 \cdot \frac{16200}{30} \right)$$

$$\text{Água para limpeza do spray dryer} = 653,4 \text{ L/dia}$$

Após as etapas de centrifugação e re-centrifugação, os resíduos são direcionados a dois tanques diferentes, um de sólidos e outro de líquidos. O tanque de armazenamento de resíduos sólidos tem capacidade de 3000 L, o qual será esvaziado a cada 7 dias e assim higienizado. Com isso, a estimativa da quantidade de água para limpeza do tanque é dada por (55).

$$\text{Água para limpeza tanq resíduo sólido} = 1 \cdot \left(0,75 \cdot \frac{3000}{7} + 0,46 \cdot \frac{3000}{7} \right)$$

$$\text{Água para limpeza tanq resíduo sólido} = 518,6 \text{ L/dia}$$

Enquanto isso, o tanque de armazenamento de resíduos líquidos possui capacidade de 13000 L, que será esvaziado e higienizado todos os dias.

$$\text{Água para limpeza tanq resíduo liq} = 1 \cdot \left(0,75 \cdot \frac{13000}{1} + 0,46 \cdot \frac{13000}{1} \right)$$

$$\text{Água para limpeza tanq resíduo liq} = 15730 \text{ L/dia}$$

Por fim, tem-se que o tanque de armazenamento do produto final possui capacidade de 2800 L para que a produção mensal seja armazenada. Com isso, a limpeza ocorrerá uma vez por mês, após cada esvaziamento.

$$\text{Água para limpeza tanq armazenamento} = 1 \cdot \left(0,75 \cdot \frac{2800}{30} + 0,46 \cdot \frac{2800}{30} \right)$$

$$\text{Água para limpeza tanq armazenamento} = 112,93 \text{ L/dia}$$

APÊNDICE E - DEMANDA DE AR COMPRIMIDO

E.1 - FERMENTAÇÃO

Para este cálculo, definiu-se que todos os reatores recebem uma aeração de 1 vvm, ou seja, volume de ar por volume de meio por minuto. Sabe-se que a empresa contará com 12 biorreatores de fermentação de 5000 L atuando ao mesmo tempo, isso porque 3 dos 15 totais estarão em pausa para limpeza, e 3 reatores de inóculo de 1500 L também atuando no mesmo tempo, dessa forma, a quantidade de ar comprimido necessária para a fermentação será de 64500 L/min, como descrito na Equação 56.

$$Q_{ar,fermentação} = vvm \sum (V_{tanque} \cdot n) \quad (56)$$

$$Q_{ar,fermentação} = 1 \cdot [(5000L \cdot 12) + (1500L \cdot 3)]$$

$$Q_{ar,fermentação} = 64500 \text{ L/min de ar}$$

$$Q_{ar,fermentação} = 3870 \text{ m}^3/\text{h}$$

E.2 - SPRAY DRYER

Para calcular a demanda de ar comprimido que entrará no spray dryer para ocorrer a atomização do produto, fez-se um balanço de energia representado pela Equação 57.

$$q_{ar quente} = q_{água fria} \quad (57)$$

A Equação 57 pode ser aberta na Equação 58.

$$m_{ar} \cdot C_p \cdot \Delta T = m_{água} \cdot \lambda \quad (58)$$

O ΔT é determinado a partir da temperatura que o ar entra aquecido, no caso 170°C e da consideração que a água precisa atingir seu ponto de ebulição para ocorrer a vaporização, ou seja 100°C.

Sendo o calor específico do ar a 25°C igual a 1007 J/kgK e o calor latente da água equivalente a 2259,36 kJ/kg, tem-se:

$$m_{ar} \cdot 1,007 \text{ kJ/kgK} \cdot (170 - 100)K = 2259,36 \text{ kJ/kg} \cdot 1615 \text{ kg/dia}$$

$$m_{ar} = 51764,31 \text{ kg/dia}$$

$$m_{ar} = 2156,84 \text{ kg/h}$$

Considerando a densidade do ar a 25°C igual a 1,1839 kg/m³, encontra-se o volume correspondente da massa de ar pela Equação 59.

$$Q_{ar} = \frac{m_{ar}}{d_{ar}} \quad (59)$$

$$Q_{ar} = \frac{2156,84 \text{ kg/h}}{1,1839 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q_{ar, \text{spray dryer}} = 1821,81 \text{ m}^3/\text{h}$$

Ressalta-se que a quantidade que entra no spray dryer é a mesma quantidade que sai pela corrente de saída de ar.

E.3 - SELADORA A VÁCUO

A empresa contará com uma seladora a vácuo que consumirá ar comprimido. Nas especificações da seladora a vácuo escolhida pela empresa, disposta no Anexo A, há a informação de que a mesma tem um gasto de 20 m³/h. Dessa forma, sabe-se que a empresa terá disponível para embalagem apenas dois pacotes de produto por dia, porém, para facilitar a logística, será embalado a cada 30 dias somente. Ou seja, para embalar 15 unidades do hidrolisado proteico de 25 kg, considerou-se um gasto da embaladora a vácuo de 1 hora mensal, conforme Equação 60.

$$Q_{ar} = Q_{seladora} \cdot t \quad (60)$$

$$Q_{ar} = 20 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 1 \text{ h/mês}$$

$$Q_{ar} = 20 \text{ m}^3/\text{mês}$$

Para fins de cálculo, encontrou-se a demanda da seladora a vácuo por dia.

$$Q_{ar,seladora} = 0,028 \text{ m}^3/h$$

E.4 - BOMBA DE CISALHAMENTO

Por fim, o ar comprimido é utilizado para promover a aeração do tanque pulmão por bomba de cisalhamento. Para esta função, escolheu-se o modelo da Ampco Pumps. A capacidade de mistura de alto cisalhamento do SBH é facilitada pelo maior número de linhas expandidas de dentes retangulares com ranhuras radiais para o maior cisalhamento possível. Conforme mostrado no Anexo L, considerou-se um gasto máximo de fluxo de ar comprimido sendo igual a 116 m³/h.

E.5 - EQUIPAMENTOS DE OFICINA

A empresa contará com alguns equipamentos essenciais de oficina como furadeiras, parafusadeiras e bicos de limpeza. Para o cálculo do consumo de ar comprimido utilizou-se a tabela apresentada no Anexo K. A vazão de ar comprimido foi considerada para os maiores valores de consumo e maiores fatores de utilização. Conforme Equação 61, foram calculadas as quantidades de ar comprimido nos equipamentos de oficina.

$$\text{Equipamentos de oficina} = \text{consumo} \cdot f \quad (61)$$

$$\text{Furadeira} = 3,40 \cdot 0,2 = 0,68 \text{ m}^3/\text{min} = 40,8 \text{ m}^3/h$$

$$\text{Parafusadeira} = 0,9 \cdot 0,1 = 0,09 \text{ m}^3/\text{min} = 5,4 \text{ m}^3/h$$

$$\text{Bicos de limpeza} = 0,5 \cdot 0,1 = 0,05 \text{ m}^3/\text{min} = 3 \text{ m}^3/h$$

Somando todos os volumes de ar por hora, encontra-se a demanda total de ar.

$$Q_{ar,oficina} = 49,2 \text{ m}^3/h$$

E.6 - DEMANDA TOTAL DE AR COMPRIMIDO

Sabendo-se que ar comprimido é utilizado na fermentação, spray dryer, seladora a vácuo, bomba de cisalhamento e equipamentos de oficina, a demanda total de ar comprimido é expressada pela Equação 62.

$$Q_{ar} = Q_{ar,fermentação} + Q_{ar,spray\ dryer} + Q_{ar,seladora} + Q_{ar,bomba} + Q_{ar,oficina} \quad (62)$$

$$Q_{ar\ comprimido} = (3870 + 1821,81 + 0,028 + 116 + 49,2) m^3/h$$

$$Q_{ar\ comprimido} = 5857,038 m^3/h$$

APÊNDICE F - DEMANDA DE GLP

F.1 - SPRAY DRYER

A fim de calcular a demanda de GLP utilizado para aquecer o ar ambiente na entrada do spray dryer, fez-se um balanço de energia expresso pela Equação 63.

$$q_{GLP} = q_{ar} \quad (63)$$

A Equação 63, pode ser aberta na Equação 64.

$$m_{GLP} \cdot C_{p, GLP} \cdot \Delta T = m_{ar} \cdot C_{p, ar} \cdot \Delta T \quad (64)$$

Para os cálculos, o calor específico do GLP foi retirado do Anexo N, aproximando-o do Cp do propano, igual a 2,54 kJ/kg K. O ΔT referente ao GLP é determinado a partir da média das temperaturas de auto ignição do propano e butano, retiradas do Anexo O, subtraído da temperatura ambiente em que o tanque estacionário de GLP estará (25°C). Enquanto isso, o ΔT referente ao ar, é calculado pela temperatura do ar aquecido e do ar ambiente. Substituindo os valores na Equação 64.

$$m_{GLP} \cdot 2,54 \text{ kJ/kg K} \cdot (435,5 - 170)K = 2156,84 \text{ kg/h} \cdot 1,007 \text{ kJ/kg K} \cdot (170 - 25)K$$

$$m_{GLP, spray dryer} = 302,06 \text{ kg/h}$$

F.2 - DEMANDA TOTAL DE GLP

O GLP é utilizado para o funcionamento do spray dryer (S6.3N2) e da caldeira (VRI-300) . Considerando que o consumo de GLP no spray dryer é de 302,06 kg/h e na caldeira equivale a 19,5 kg/h, pode-se calcular a demanda total dessa utilidade para o empreendimento, conforme a Equação 65.

$$m_{GLP} = m_{GLP, spray dryer} + m_{GLP, caldeira} \quad (65)$$

$$m_{GLP} = 302,06 \text{ kg/h} + 19,5 \text{ kg/h}$$

$$m_{GLP} = 321,56 \text{ kg/h}$$

Dessa forma, sabendo-se que a indústria opera 24 horas, tem-se a massa de GLP necessária por dia.

$$m_{GLP} = 7717,44 \text{ kg/dia}$$

Para obter a demanda total de GLP por ano basta multiplicar por 365 dias.

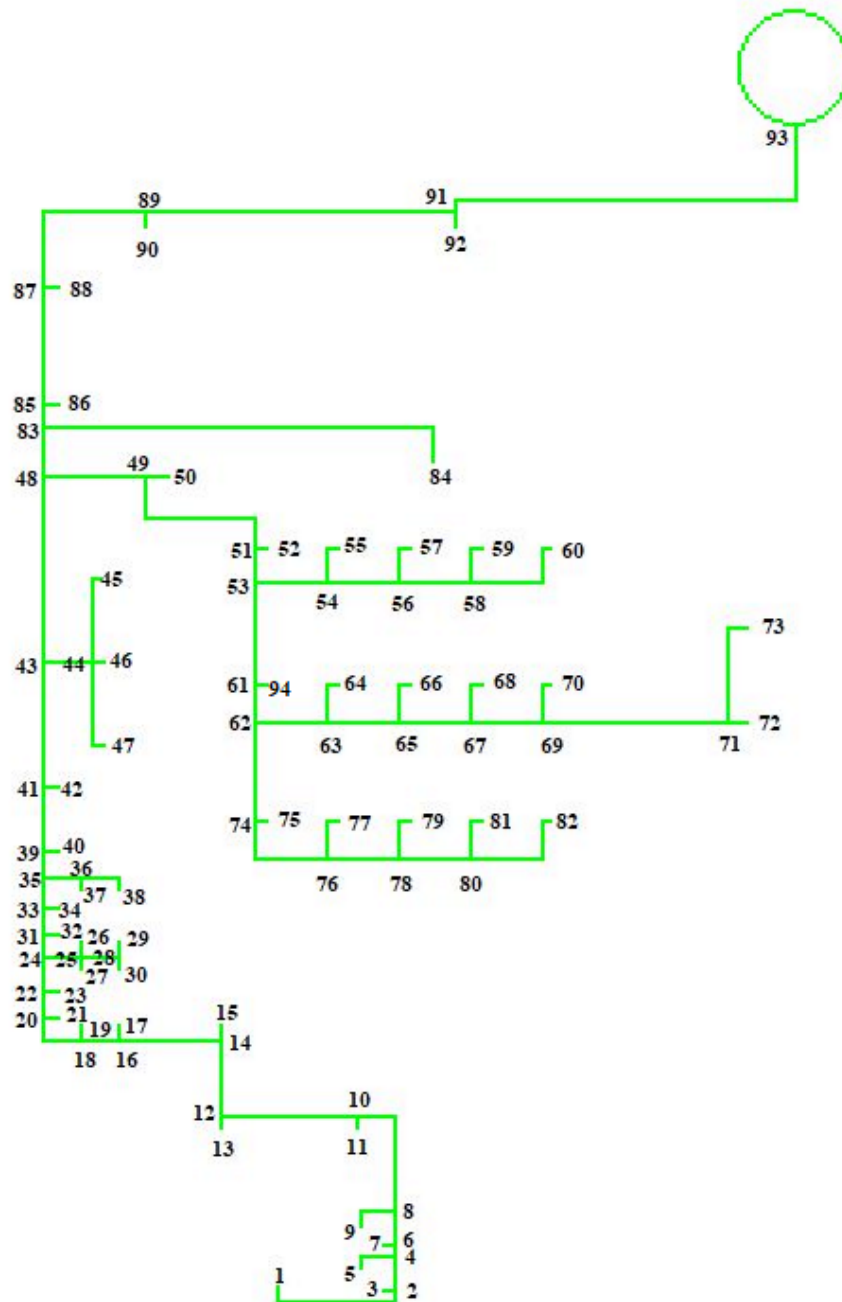
$$m_{GLP} = 2816,86 \text{ ton/ano}$$

APÊNDICE G - DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES

G.1 - DIMENSIONAMENTO DOS RAMAIS DE ÁGUA FRIA

A Figura 18 apresenta as tubulações de água fria presentes no pavilhão industrial, os ramos e sub-ramos foram numerados de forma a facilitar os cálculos.

Figura 18 - Instalações de água fria.



Fonte: Autores, 2023.

Os cálculos foram realizados com base no critério da velocidade máxima permitida (MACINTYRE, 2021). As velocidades máximas permitidas para cada diâmetro nominal estão dispostas no Anexo R. As vazões foram definidas conforme o Anexo S.

A partir das vazões, define-se o diâmetro nominal Anexo R e então, a velocidade no trecho pela Equação 66. Compara-se as velocidades com as velocidades máximas permitidas para os dados diâmetros.

$$v = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot D^2} \quad (66)$$

A Tabela 37 apresenta o resultado destas manipulações matemáticas, realizadas via *software* Excel®, e o valor do diâmetro definido.

Tabela 37- Diâmetros das tubulações de água fria.

Trecho	Vazão estimada (L/s)	Diâmetro nominal (mm)	Referência (")
1-2	0,10	15	1/2
2-3	1,70	32	1 1/4
2-4	1,80	32	1 1/4
4-5	0,25	20	3/4
4-6	2,05	40	1 1/2
6-7	1,70	32	1 1/4
6-8	3,75	50	2
8-9	0,25	20	3/4
8-11	4,00	50	2
11-10	0,25	20	3/4
10-12	4,25	50	2
12-13	0,10	15	1/2
12-14	4,35	50	2
14-16	4,65	50	2

continua

continuação

Trecho	Vazão estimada (L/s)	Diâmetro nominal (mm)	Referência (")
16-17	1,70	32	1 1/4
16-18	6,35	65	2 1/2
18-19	1,70	32	1 1/4
18-20	8,05	65	2 1/2
20-21	0,25	20	3/4
20-22	8,30	65	2 1/2
22-23	0,25	20	3/4
22-24	8,55	65	2 1/2
25-26	1,70	32	1 1/4
25-27	0,10	15	1/2
25-28	1,80	32	1 1/4
28-29	1,70	32	1 1/4
28-30	0,10	15	1/2
24-25	3,60	50	2
24-31	12,15	80	3
31-32	0,25	20	3/4
31-33	12,40	80	3
33-34	0,25	20	3/4
33-35	12,65	80	3
35-36	0,20	15	1/2
36-37	0,10	15	1/2
36-38	0,10	15	1/2
35-39	12,85	80	3
39-40	0,10	15	1/2
39-41	12,95	80	3

continua

continuação

Trecho	Vazão estimada (L/s)	Diâmetro nominal (mm)	Referência (")
41-42	0,30	20	3/4
41-43	13,25	80	3
43-44	1,04	25	1
44-45	0,54	20	3/4
44-46	0,25	20	3/4
44-47	0,25	20	3/4
43-48	14,29	80	3
48-49	8,17	65	2 1/2
49-50	0,37	20	3/4
49-51	7,80	65	2 1/2
51-52	0,47	20	3/4
51-53	7,32	65	2 1/2
53-54	1,89	32	1 1/4
54-55	0,47	20	3/4
54-56	1,42	32	1 1/4
56-57	0,47	20	3/4
56-58	0,94	25	
58-59	0,47	20	3/4
58-60	0,47	20	3/4
53-61	5,43	50	2
61-94	0,47	20	3/4
61-62	4,96	50	2
62-63	2,60	40	1 1/2
63-64	0,47	20	3/4
63-65	2,13	40	1 1/2

continua

continuação

Trecho	Vazão estimada (L/s)	Diâmetro nominal (mm)	Referência (")
65-67	1,65	32	1 1/4
67-68	0,47	20	3/4
67-69	1,18	32	1 1/4
69-70	0,47	20	3/4
69-71	0,71	25	1
73-71	0,35	20	3/4
72-71	0,35	20	3/4
62-74	2,36	40	1 1/2
74-75	0,47	20	3/4
74-76	1,89	32	1 1/4
76-77	0,47	20	3/4
76-78	1,42	32	1 1/4
78-79	0,47	20	3/4
78-80	0,94	25	1
80-81	0,47	20	3/4
80-82	0,47	20	3/4
48-83	22,46	100	4
83-84	0,63	25	1
83-85	23,08	100	4
85-86	0,20	20	3/4
85-87	23,28	100	4
87-88	0,30	20	3/4
87-89	23,58	100	4
89-90	0,30	20	3/4

continua

conclusão

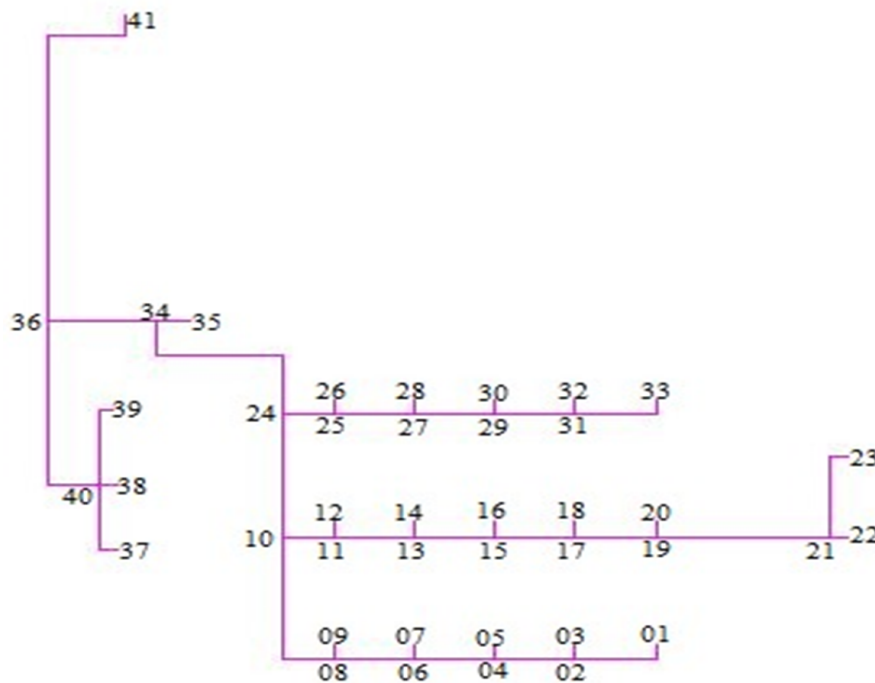
Trecho	Vazão estimada (L/s)	Diâmetro nominal (mm)	Referência (")
89-91	23,88	100	4
91-92	0,30	20	3/4

Fonte: Autores, 2023.

G.2 - DIMENSIONAMENTO DOS RAMAIS DE VAPOR

Os ramais de vapor estão presentes na Figura 19.

Figura 19 - Ramais de Vapor.



Fonte: Autores, 2023.

Para o dimensionamento dos ramais de vapor, utilizou o critério de perda de carga, considerando uma perda de carga aceitável de 0,5 bar a cada 100 metros de tubulação. (MACINTYRE, 2021)

Em seguida, calculou-se o diâmetro da tubulação conforme a Equação 67.

$$D = \sqrt[5,1]{\frac{0,029 \times m^{1,95} \times \hat{v} \times 0,95}{J}} \quad (67)$$

O vapor específico foi determinado através do Anexo M. Enquanto que os valores de diâmetro foram definidos conforme o Anexo U.

Os valores dos diâmetros dos ramais, bem como as variáveis dos respectivos trechos são apresentados na Tabela 38. Os cálculos foram realizados via *software* Excel®.

Tabela 38 - Determinação do diâmetro dos ramais de baixa pressão.

Trecho	Vazão (kg/h)	Perda de carga (bar/m)	Pressão abs kg/cm²	Volume específico (m³/kg)	Diâmetro (mm)	Diâmetro nominal (in)
1-2	672,40	0,0253	9,03	0,1947	88,93	3 1/2
2-3	672,40	0,0051	9,01	0,1947	121,92	5
2-4	672,40	0,0203	9,02	0,1947	92,90	4
4-5	672,40	0,0051	9,01	0,1947	121,92	5
4-6	672,40	0,0203	9,02	0,1947	92,90	4
6-7	672,40	0,0051	9,01	0,1947	121,92	5
6-8	672,40	0,0203	9,02	0,1947	92,90	4
8-9	672,40	0,0037	9,00	0,1947	129,57	5
8-10	672,40	0,0516	9,05	0,1947	77,32	3
10-11	741,28	0,0125	9,01	0,1947	106,02	5
11-12	672,40	0,0051	9,01	0,1947	121,92	5
11-13	672,40	0,0203	9,02	0,1947	92,90	4
13-14	672,40	0,0051	9,01	0,1947	121,92	5
13-15	672,40	0,0203	9,02	0,1947	92,90	4
15-16	672,40	0,0051	9,01	0,1947	121,92	5
15-17	672,40	0,0203	9,02	0,1947	92,90	4
17-18	672,40	0,0051	9,01	0,1947	121,92	5
17-19	672,40	0,0203	9,02	0,1947	92,90	4
19-20	672,40	0,0051	9,01	0,1947	121,92	5
19-21	672,40	0,0433	9,04	0,1947	80,03	4

continua

conclusão

Trecho	Vazão (kg/h)	Perda de carga (bar/m)	Pressão abs kg/cm²	Volume específico (m³/kg)	Diâmetro (mm)	Diâmetro nominal (in)
21-22	34,44	0,0044	9,00	0,1947	40,22	1 1/2
21-23	34,44	0,0305	9,03	0,1947	27,52	1
10-24	2086,08	0,0392	9,04	0,1947	125,86	5
24-25	672,40	0,0125	9,01	0,1947	102,14	4
25-26	672,40	0,0051	9,01	0,1947	121,92	5
25-27	672,40	0,0203	9,02	0,1947	92,90	4
27-28	672,40	0,0051	9,01	0,1947	121,92	5
27-29	672,40	0,0203	9,02	0,1947	92,90	4
29-30	672,40	0,0051	9,01	0,1947	121,92	5
29-31	672,40	0,0203	9,02	0,1947	92,90	4
31-32	672,40	0,0051	9,01	0,1947	121,92	5
31-33	672,40	0,0253	9,03	0,1947	88,93	3 1/2
24-34	2186,92	0,0619	9,06	0,1947	117,15	5
34-35	100,84	0,0086	9,01	0,1947	53,23	2 1/2
34-36	2287,76	0,0274	9,03	0,1947	139,80	6
36-40	165,05	0,0657	9,07	0,1947	43,10	1 1/2
40-39	43,90	0,0287	9,03	0,1947	30,55	1 1/2
40-38	47,12	0,0044	9,00	0,1947	45,32	2 1/2
40-37	74,04	0,0247	9,02	0,1947	38,45	1 1/2
36-41	2452,81	0,1168	9,12	0,1947	108,07	5

Fonte: Autores,2023.

G.3 - DIMENSIONAMENTO DA COLETA DE CONDENSADO

Na determinação da quantidade de condensado formada, necessita-se do peso da tubulação de vapor como parâmetro para a determinação do volume máximo de condensado gerado, o Anexo V, apresenta o peso em função do diâmetro da tubulação.

Para o cálculo do peso da tubulação, basta multiplicar o valor definido pelo anexo pelo comprimento do trecho analisado.

A Equação 68 prevê a quantidade de condensado formada no processo, quando a tubulação está fria.

$$M = \frac{c \cdot P \cdot (T_{\text{vapor}} - T_{\text{ambiente}})}{\lambda} \quad (68)$$

Para calcular a vazão de condensado, considera-se um tempo de aquecimento das tubulações de 10 min. (MACINTYRE,2021). Assim, a Tabela 39, apresenta os resultados calculados via *software* Excel® para os ramais de condensado. Tais diâmetros foram estabelecidos a partir das recomendações da tabela do Anexo X, considerando uma perda de carga de 0,5 mm/m.

Tabela 39 - Dimensionamento dos diâmetros das tubulações de condensado.

t aquecimento (min) = 10		C E aço (kJ/kgK) = 0,49		T ambiente (°C) = 25		J = 0,5 mm/m		
Linha	D (in)	L (m)	Peso (kg/m)	Tvapor (°C)	Calor latente (kJ/kg)	Massa de condensado (kg)	Massa do condensado nos separadores (kg/h)	D (in)
Biorreator 01	3 1/2	0,75	13,57	174,52	2029,24	0,37	2,20	1/2
Biorreator 02	5	0,75	21,77	174,52	2029,24	0,59	3,54	1/2
Biorreator 03	5	0,75	21,77	174,52	2029,24	0,59	3,54	1/2
Biorreator 04	5	0,75	21,77	174,52	2029,24	0,59	3,54	1/2
Biorreator 05	5	0,75	21,77	174,52	2029,24	0,59	3,54	1/2
Biorreator 06	5	0,75	21,77	174,52	2029,24	0,59	3,54	1/2
Biorreator 07	5	0,75	21,77	174,52	2029,24	0,59	3,54	1/2
Biorreator 08	5	0,75	21,77	174,52	2029,24	0,59	3,54	1/2

Continua

Continuação

t aquecimento (min) = 10		C E aço (kJ/kgK) = 0,49		T ambiente (°C) = 25		J = 0,5 mm/m		
Linha	D (in)	L (m)	Peso (kg/m)	Tvapor (°C)	Calor latente (kJ/kg)	Massa de condensado (kg)	Massa do condensado nos separadores (kg/h)	D (in)
Biorreator 09	5	0,75	21,77	174,52	2029,24	0,59	3,54	1/2
Biorreator 10	5	0,75	21,77	174,52	2029,24	0,59	3,54	1/2
Biorreator 11	5	0,75	21,77	174,52	2029,24	0,59	3,54	1/2
Biorreator 12	5	0,75	21,77	174,52	2029,24	0,59	3,54	1/2
Biorreator 13	5	0,75	21,77	174,52	2029,24	0,59	3,54	1/2
Biorreator 14	5	0,75	21,77	174,52	2029,24	0,59	3,54	1/2
Biorreator 15	3 1/2	0,75	13,57	174,52	2029,24	0,37	2,20	1/2
Tanque de hidrólise 01	1 1/2	0,65	4,05	174,52	2029,24	0,10	0,57	1/2

Continua

Continuação

t aquecimento (min) = 10		C E aço (kJ/kgK) = 0,49		T ambiente (°C) = 25		J = 0,5 mm/m		
Linha	D (in)	L (m)	Peso (kg/m)	Tvapor (°C)	Calor latente (kJ/kg)	Massa de condensado (kg)	Massa do condensado nos separadores (kg/h)	D (in)
Tanque de hidrólise 02	1	4,52	2,50	174,52	2029,24	0,41	2,45	1/2
Tanque 40°C	1 1/2	4,26	4,05	174,52	2029,24	0,62	3,74	1/2
Tanque 60°C	2 1/2	0,65	8,63	174,52	2029,24	0,20	1,22	1/2
Tanque 80°C	1 1/2	3,65	4,05	174,52	2029,24	0,53	3,21	1/2
Tanque Pulmão	2 1/2	1,27	8,63	174,52	2029,24	0,40	2,38	1/2
Sub-Ramal 1-8	4	12,00	16,07	174,52	2029,24	6,96	41,77	3/4
Ramal 8-10	3	7,65	11,29	174,52	2029,24	3,12	18,71	1/2
Sub-Ramal 21-10	4	20,27	16,07	174,52	2029,24	11,76	70,56	1

Continua

Conclusão

t aquecimento (min) = 10		C E aço (kJ/kgK) = 0,49		T ambiente (°C) = 25		J = 0,5 mm/m		
Linha	D (in)	L (m)	Peso (kg/m)	Tvapor (°C)	Calor latente (kJ/kg)	Massa de condensado (kg)	Massa do condensado nos separadores (kg/h)	D (in)
Sub-Ramal 24-33	4	13,85	16,07	174,52	2029,24	8,04	48,21	3/4
Ramal 10-24	5	5,80	21,77	174,52	2029,24	4,56	27,35	3/4
Ramal 24-36	5	13,23	21,77	174,52	2029,24	10,40	62,40	1
Ramal 40-36	1 1/2	9,74	4,05	174,52	2029,24	1,42	8,55	1/2
Ramal 41-36	5	17,30	21,77	174,52	2029,24	13,60	81,59	1

Fonte: Autores, 2023.

ANEXOS

ANEXO A - SELADORA A VÁCUO



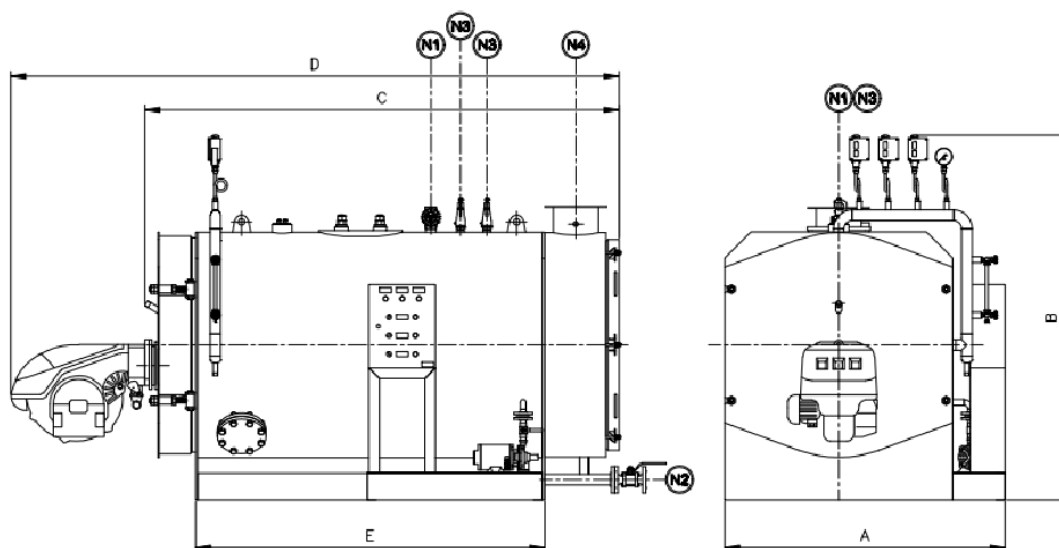
Nome Produto:	Seladora a Vácuo Industrial Duas Barras 40 cm
Fabricante:	Nagano
EAN:	7899648129588
Vídeo do Produto:	Sim (Ver Vídeo)
Garantia:	03 meses contra defeito de fábrica.
Frequência:	60 Hz
Potência da Bomba do Motor:	0.9 Kw
Potência de Selagem:	0.5 Kw
Pressurização:	1.33 Kpa
Tamanho da Câmara de Selagem (C x L x A):	440 x 420 x 130 mm
Tamanho da Selagem (C x A):	400 x 10 mm
Barra de Selagem:	02
Vácuo da Bomba:	20 m³/h
Dimensões (C x L x A):	550 x 485 x 600 mm
Peso:	70 Kg

ANEXO B - PALLETS DE MADEIRA

ANEXO C - DIMENSÕES DA CALDEIRA



VRI - CALDEIRA DE FLUXO REVERSO



Características	Unid.	Modelos												
		VRI-300	VRI-500	VRI-600	VRI-800	VRI-1000	VRI-1200	VRI-1500	VRI-2000	VRI-2500	VRI-3000	VRI-4000	VRI-5000	
Potência Térmica	kcal/h	192.600	321.000	385.200	513.600	642.000	770.400	963.000	1.284.000	1.605.000	1.926.000	2.568.000	3.210.000	
Produção de Vapor	20°C	300	500	600	800	1000	1200	1500	2000	2500	3000	4000	5000	
	80°C	330	550	660	880	1100	1320	1650	2200	2750	3300	4400	5500	
Consumo de Combustível	GLP	19,5	32,4	38,9	51,9	64,8	77,8	97,3	129,7	162,1	194,5	259,4	324,2	
	GN	23	38,4	46	61,4	76,7	92	115,1	153,4	191,8	230,1	306,8	383,5	
	Diesel	24,8	41,4	49,7	66,2	82,8	99,3	124,1	165,5	206,9	248,3	331	413,8	
Saída de Vapor	Pol.	1.1/4	1.1/2	1.1/2	2	2.1/2	2.1/2	2.1/2	3	4	4	4	6	
Descarga de Fundo	Pol.	1.1/2	1.1/2	1.1/2	1.1/2	1.1/2	1.1/2	2	2	2	2	2	2	
Válvula de Seg. (2x)	Pol.	3/4	1	1	1	1.1/4	1.1/4	1.1/4	1.1/2	2	2	2	2	
Chaminé	mm	200	250	250	250	300	350	350	400	500	550	600	650	
Dimensões	A	mm	1360	1540	1540	1600	1750	1750	1850	2030	2340	2340	2400	2550
	B	mm	1800	2060	2060	2050	2250	2250	2260	3200	3450	3450	3550	3720
	C	mm	1980	2210	2210	2710	2910	3250	3420	3910	4480	4950	5280	5330
	D	mm	2530	2750	2750	3480	3670	4010	4190	4680	5280	5750	6080	6570
	E	mm	1370	1500	1500	2000	2130	2430	2600	3000	3390	3860	4130	4130
Peso Aproximado Sem Água	Kg	1320	1870	1950	2420	3100	3340	3860	5910	7680	8660	9230	9400	
Volume Útil	Litros	380	595	510	850	1450	1350	1590	2410	3660	4100	4700	7000	

ANEXO D - ESPECIFICAÇÕES DA CALDEIRA

ECAL

CALDEIRAS E AQUECEDORES

VRI

Caldeira compacta

**Descrição**

Seus modelos são projetados para produzir entre 300 a 5.000 kg/h de vapor, com rendimento acima de 90%, graças a um moderno sistema de reversão de chama na câmara de combustível.

Possui uma pressão de trabalho de 8kgf/cm² em linha normal de fabricação, ou maiores de acordo com a necessidade do cliente chegando até 12 kgf/cm².

Pode ser utilizadas para geração de vapor em processos de indústrias, hospitais, hotéis, lavanderias, cozinhas e laboratórios.

São construídas em aço carbono, isoladas com mantas de lã de rocha e revestidas com alumínio tipo estuco. Essa linha pode ser alimentada com GLP, GN ou óleo diesel.

Informações adicionais

Capacidade de produção	300 a 5000 Kgv/h
Pressão de trabalho	8 a 12 kgf/cm ²
Combustível	Diesel - GLP - GN
Disposição	Horizontal

Cientes

- Balneário Pocinhos Rio Verde
- Bimbo do Brasil
- Brascom Gestão Ambiental
- Cervejaria Três Lobos
- Cosmético Haskell
- Dudalina S.A
- Ecotaubaté Ambiental
- Ferrovia Centro Atlântica S.A
- Hospital e Maternidade Santa Joana
- Metropolitana Ambiental
- Roca Sanitários Brasil
- Sadia S.A
- Senac - Grande Hotel São Pedro
- Shinoda Alimentos Ltda.
- Sodebo S.A
- Termomecanica São Paulo S.A
- Vipetro Petróleo S.A

Sobre a Caldeira

As caldeiras a vapor horizontal possuem uma concepção compacta, requerendo menos espaço para sua instalação.

Consulte nossa linha completa

(11) 2076-3344

0800 166 866

www.ecal.com.br**ECAL** - Soluções térmicas

ANEXO E - CHILLER



Chiller - Unidade de Água Gelada

HELMO

Os Chillers fabricados pela HELMO foram desenvolvidos com os mais avançados conceitos de refrigeração aplicados no resfriamento de água e de outros líquidos utilizados na transferência de calor. Modernos, compactos e econômicos, são utilizados no resfriamento de máquinas e processos industriais que necessitem de temperatura estável e controlada.

Destacam-se pela confiabilidade e facilidade na operação e manutenção, devido à concepção do projeto, e à qualidade dos componentes utilizados em sua fabricação.

São produzidas atendendo às normas técnicas e ambientais e de acordo com padrões internacionais de qualidade.

Componentes criteriosamente dimensionados, oferecem máximo desempenho em qualquer condição operacional.

Disponíveis em vários modelos com condensação à ar ou à água.

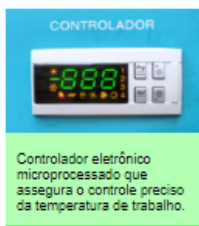
- ♦ Reservatório de água gelada e circuito hidráulico em aço inoxidável, com conexões em latão.
- ♦ Modelos com temperatura ajustável entre -30°C e +30°C.

Desenvolvemos também projetos especiais de acordo com as especificações e necessidades do processo.

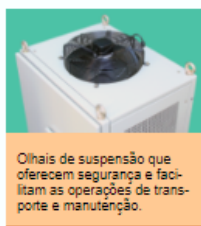

Consulte-nos

Desenvolvemos Soluções Eficientes que atendem as reais necessidades de sua aplicação.

Apresentamos a melhor proposta em Sistemas de Resfriamento Industrial.



Controlador eletrônico microprocessado que assegura o controle preciso da temperatura de trabalho.



Olhais de suspensão que oferecem segurança e facilitam as operações de transporte e manutenção.



Moto-bomba em material não ferroso com interligações hidráulicas flexíveis que facilitam a manutenção.



Rodízios que agilizam a instalação, as operações de manutenção e o deslocamento dentro da fábrica.

Características Especiais
Verticalização:

A concepção de projeto com montagem em gabinete vertical garante economia de espaço e melhor aproveitamento da área de trabalho.

Design Moderno:

Design inovador, simples e exclusivo oferece menor custo operacional e maior facilidade na instalação e manutenção.

Mobilidade:

Unidades montadas sobre rodízios e com olhais de suspensão, facilitam o transporte e o deslocamento dentro da fábrica.

Confiabilidade:

Tecnologia de última geração e controle de qualidade em todas as fases da produção, asseguram um funcionamento ininterrupto com baixo índice de manutenção.

Otimização:

Projeto atualizado e componentes de alta qualidade proporcionam maior segurança na operação e um elevado Coeficiente de Eficiência Energética.

Unidades de Resfriamento com Condensação à Água

Modelo	Capacidade Nominal	Compressor	Moto-Bomba		Conexão Processo	Reservatório de Água	Condensador		Dimensões	Peso
	Kcal/h		Vazão	Pressão			Vazão de Água	Alt. x Larg. x Prof.		
		CV	m ³ /h	mca	pol	litros	m ³ /h	pol	mm	
URW - 5	5.000	2,0	2,0	30	3/4	44	1,4	3/4	1.230 x 800 x 650	250
URW - 9	9.000	2,7	3,0	30	3/4	48	2,9	3/4	1.230 x 800 x 650	270
URW - 15	15.000	5,5	4,0	30	1	93	4,4	1	1.430 x 1.000 x 650	300
URW - 22	22.000	7,0	7,0	30	1.1/2	144	6,4	1.1/2	1.430 x 1.200 x 850	450
URW - 30	30.000	10,5	10,0	30	1.1/2	187	7,3	1.1/2	1.630 x 1.200 x 850	530
URW - 45	45.000	13,5	12,0	30	1.1/2	216	13,0	2	1.630 x 1.200 x 850	560
URW - 60	60.000	21,0	15,0	30	2	375	15,0	2.1/2	1.830 x 1.700 x 1.000	900
URW - 75	75.000	25,0	20,0	30	2	435	20,0	2.1/2	1.830 x 1.900 x 1.000	1.100
URW - 90	90.000	27,0	25,0	30	2	525	23,0	2.1/2	1.830 x 2.100 x 1.000	1.250
URW - 120	120.000	47,0	30,0	30	3	525	30,0	3	1.830 x 2.100 x 1.000	1.300
URW - 150	150.000	52,0	40,0	30	3	753	38,0	3	2.130 x 2.300 x 1.200	1.350
URW - 180	180.000	54,0	50,0	30	4	753	45,0	4	2.330 x 3.000 x 1.300	1.450

Temperatura da água da torre inferior à 30°C

ANEXO F - ESPECIFICAÇÕES DA CENTRÍFUGA



Model	Max. capacity L/H	Inlet pressure Mpa	Outlet pressure Mpa	Motor power KW	Weight Kg	Outline Dimension L*W*H mm
DHZ360	1200-2500	0.05	0.1-0.25	7.5	1280	1500*1150*1500
DHZ470	2500-7000	0.05	0.1-0.3	15	1880	1800*1200*1800
DHZ550	6000-15000	0.05	0.1-0.3	22	2200	1850*1550*2050
DHZ700	15000-30000	0.05	0.1-0.3	37	3300	2050*1700*2300

ANEXO G - ESPECIFICAÇÕES SPRAY DRYER



Spray Dryer em aço inox

Código:SE-10

Marca: GEA Niro Atomizer

Modelo: S 6.3 N2

Queimador a gás

Painel de Comando e Operação

Ciclone

Bomba

Tanques com agitação

Capacidade de Evaporação de água: 70 kg/h

Temperatura Máxima: 350° C

Medidas

Diâmetro: 2.500mm

Altura: Total: 4.300mm (Completo)

Altura do Cone: 1.500mm

ANEXO H - BEBEDOURO

ANEXO I - COMPRESSOR TIPO PARAFUSO



Informações Técnicas

Apllicação: ar comprimido

Certificações: Vaso de Pressão Certificado Inmetro: Segurança - Compulsório - Registro 002165/2018 - OCP: 0018

Conexão de Descarga: 1 1/2"

Fase - Tensão: Trifásico - 380 V

Informações Complementares: Compressor Ar Direto (AD): somente compressor

Lubrificado ou Isento: Lubrificado

Marca: Schulz

Potência: 100 hp

Potência: 75 kW

Pressão de Operação: 109 - 160 lbf/pol²

Pressão de Operação: 7,5 - 11 bar

Segmento: Industrial

Vazão: 85 - 445 pcm

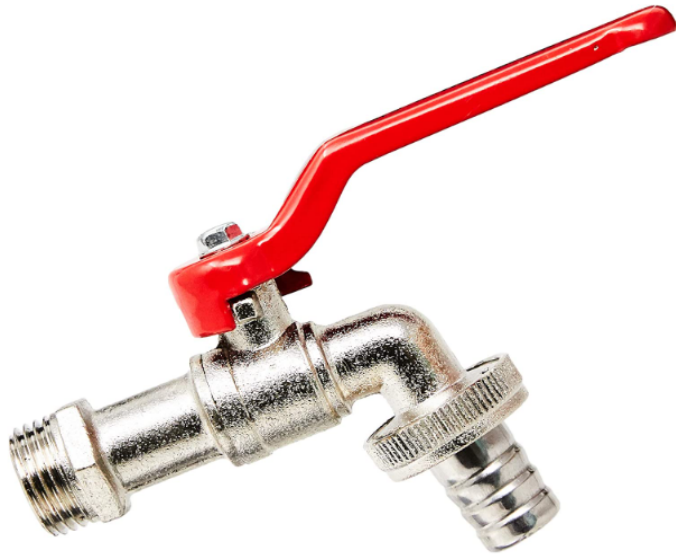
Vazão: 2407 - 12601 l/min

Altura (cm): 225,00

Largura (cm): 135,00

Comprimento (cm): 220,00

Peso Líquido (kg): 1.344,40

ANEXO J - TORNEIRA INDUSTRIAL

ANEXO K – FATORES DE UTILIZAÇÃO E CONSUMO DE AR COMPRIMIDO DE ALGUMAS FERRAMENTAS EM OFICINAS DE PORTE MÉDIO

Equipamento standard	Consumo (dlp) m³/min	Fator de utilização
Furadeiras	0,33 a 3,40	0,20 a 0,05
Rosqueadeiras	0,45	0,20
Aparafusadeiras	0,90	0,10
Esmerilhadeiras	1,50 a 2,50	0,30 a 0,20
Bicos de limpeza	0,50	0,10
Rebitadores	1,10 a 1,30	0,10 a 0,05
Rebarbadores	0,37 a 0,73	0,20 a 0,1
Unidade de jato de areia	1,55	0,20
Pistolas de pintura	0,25	0,50

ANEXO L - BOMBA DE CISALHAMENTO

Modelos: 7

Taxa Máxima de Fluxo: 510 GPM / 116 M³ / hr

Taxa máxima de indução de pó: 150 lbs / min / 68 kg /
min

Especificações do selo: 3 opções de selo

ANEXO M - PROPRIEDADES DO VAPOR SATURADO CONFORME A PRESSÃO

Steam Table

PRESSÃO MANOMÉTRICA		TEMPERATURA	VOLUME ESPECÍFICO	PESO ESPECÍFICO	CALOR SENSÍVEL	CALOR LATENTE	CALOR TOTAL
psig	kgf/cm ²	°C	m ³ /kg	kg/m ³	kcal/kg	kcal/kg	kcal/kg
0	0	100	1,6731	0,5977	100,1	539,1	639,2
5	0,35	108	1,2721	0,7861	108,6	533,7	642,2
10	0,70	115	1,0294	0,9714	115,5	529,2	644,7
15	1,05	121	0,8662	1,1544	121,3	525,3	646,7
20	1,41	126	0,7487	1,3356	126,4	521,9	648,3
25	1,76	130	0,6600	1,5152	130,9	518,9	649,8
30	2,11	134	0,5905	1,6935	135,0	516,0	651,1
35	2,46	138	0,5346	1,8707	138,8	513,4	652,2
40	2,81	142	0,4885	2,0469	142,3	511,0	653,3
45	3,16	145	0,4500	2,2223	145,5	508,7	654,2
50	3,52	148	0,4172	2,3970	148,5	506,5	655,0
55	3,87	150	0,3890	2,5710	151,4	504,5	655,8
60	4,22	153	0,3644	2,7444	154,0	502,5	656,6
65	4,57	155	0,3428	2,9173	156,6	500,6	657,2
70	4,92	158	0,3237	3,0897	159,0	498,8	657,9
75	5,27	160	0,3066	3,2617	161,4	497,1	658,5
80	5,62	162	0,2913	3,4334	163,6	495,4	659,0
85	5,98	164	0,2774	3,6047	165,7	493,8	659,5
90	6,33	166	0,2649	3,7756	167,8	492,2	660,0
95	6,68	168	0,2534	3,9463	169,8	490,7	660,5
100	7,03	170	0,2429	4,1168	171,7	489,2	660,9
110	7,73	173	0,2244	4,4570	175,3	486,3	661,7
120	8,44	177	0,2085	4,7964	178,8	483,6	662,4
130	9,14	180	0,1947	5,1353	182,0	481,0	663,1
140	9,84	183	0,1827	5,4737	185,1	478,5	663,7
150	10,5	185	0,1721	5,8117	188,1	476,1	664,2
160	11,2	188	0,1626	6,1494	190,9	473,8	664,7
170	12,0	191	0,1542	6,4869	193,6	471,6	665,1
180	12,7	193	0,1465	6,8244	196,2	469,4	665,5
190	13,4	195	0,1396	7,1617	198,7	467,3	665,9
200	14,1	198	0,1334	7,4990	201,1	465,2	666,3
250	17,6	208	0,1088	9,1875	212,0	455,6	667,6
300	21,1	217	0,0919	10,882	221,6	446,9	668,5
350	24,6	224	0,0794	12,587	230,1	438,9	669,0
400	28,1	231	0,0699	14,304	237,9	431,4	669,3
450	31,6	238	0,0624	16,036	245,0	424,3	669,3
500	35,2	243	0,0562	17,784	251,6	417,6	669,2

ANEXO N - PROPRIEDADES DE ALGUNS LÍQUIDOS A 25°C

TABELA A.4		
Propriedades de alguns líquidos a 25 °C (ou à temperatura de fusão, caso seja maior que 25 °C)		
Líquido	C_p , kJ/kg K	ρ , kg/m ³
Água	4,184	997
Amônia	4,8	602
Benzeno	1,72	879
Butano	2,469	556
CCL ₄	0,83	1584
CO ₂	2,9	680
Estanho, Sn	0,24	6950
Etanol	2,46	783
Gasolina	2,08	750
Glicerina	2,42	1260
Metanol	2,55	787
<i>n</i> -octano	2,23	692
Óleo (leve)	1,8	910
Óleo de motor	1,9	885
Propano	2,54	510
Querosene	2,0	815
R-12	0,971	1310
R-125	1,41	1191
R-134a	1,43	1206
R-22	1,43	1206
R-32	1,94	961
R-410A	1,69	1059

ANEXO O - PROPRIEDADES DO GLP

PROPRIEDADES DO GLP (gasoso):

		Propano	Butano	GLP (50%/50%)
<i>Limites de Inflamabilidade em relação ao ar (%)</i>	<i>Superior</i>	9,5	8,5	9,1
	<i>Inferior</i>	2,2	1,9	2,1
<i>Poder calorífico (kcal/kg)</i>	<i>Superior</i>	11900	11800	11500
	<i>Inferior</i>	11000	11000	10800
<i>Pressão de vapor (15 °C):</i>		7,5 kg/cm ²	1,7 kg/cm ²	7,5kg/cm ²
<i>Ponto de fulgor</i>		-104 °C	-60 °C	
<i>Temperatura de Auto ignição</i>		466 °C	405 °C	

ANEXO P -VÁLVULA AUTOMÁTICA

ANEXO Q - PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS DA ÁGUA SATURADA

Propriedades termodinâmicas da água saturada

Temp. °C	Pressão kPa	Volume específico (m ³ /kg)		Energia interna (kJ/kg)			Entalpia (kJ/kg)			Entropia (kJ/(kg K))		
		Líquido sat.	Vapor sat.	Líquido sat.	Evap.	Vapor sat.	Líquido sat.	Evap.	Vapor sat.	Líquido sat.	Evap.	Vapor sat.
		v_f	v_g	u_f	u_{fg}	u_g	h_f	h_{fg}	h_g	s_f	s_{fg}	s_g
0,01	0,61	0,001000	205,991	0,00	2374,92	2374,92	0,00	2500,91	2500,92	0,0000	9,1555	9,1555
5,00	0,87	0,001000	147,011	21,02	2360,76	2381,78	21,02	2489,04	2510,06	0,0763	8,9486	9,0248
6,97	1,00	0,001000	129,178	29,30	2355,19	2384,49	29,30	2484,37	2513,67	0,1059	8,8690	8,9749
10,00	1,23	0,001000	106,303	42,02	2346,63	2388,65	42,02	2477,19	2519,21	0,1511	8,7487	8,8998
13,02	1,50	0,001001	87,9585	54,68	2338,10	2392,78	54,68	2470,04	2524,72	0,1956	8,6314	8,8270
15,00	1,71	0,001001	77,8755	62,98	2332,51	2395,49	62,98	2465,35	2528,33	0,2245	8,5558	8,7803
17,49	2,00	0,001001	66,9869	73,43	2325,48	2398,90	73,43	2459,45	2532,88	0,2606	8,4620	8,7226
20,00	2,34	0,001002	57,7567	83,91	2318,41	2402,32	83,91	2453,52	2537,43	0,2965	8,3695	8,6660
21,08	2,50	0,001002	54,2399	88,42	2315,37	2403,79	88,42	2450,97	2539,39	0,3118	8,3302	8,6420
24,08	3,00	0,001003	45,6532	100,97	2306,90	2407,88	100,98	2443,86	2544,84	0,3543	8,2221	8,5764
25,00	3,17	0,001003	43,3373	104,83	2304,30	2409,13	104,83	2441,68	2546,51	0,3672	8,1894	8,5566
26,67	3,50	0,001003	39,4663	111,82	2299,58	2411,40	111,82	2437,71	2549,53	0,3906	8,1305	8,5211
28,96	4,00	0,001004	34,7911	121,38	2293,12	2414,50	121,39	2432,28	2553,67	0,4224	8,0510	8,4734
30,00	4,25	0,001004	32,8783	125,73	2290,18	2415,91	125,73	2429,81	2555,55	0,4368	8,0152	8,4520
31,01	4,50	0,001005	31,1309	129,96	2287,32	2417,28	129,96	2427,41	2557,37	0,4507	7,9806	8,4313
32,87	5,00	0,001005	28,1853	137,74	2282,06	2419,80	137,75	2422,98	2560,73	0,4762	7,9176	8,3938
35,00	5,63	0,001006	25,2053	146,63	2276,04	2422,67	146,63	2417,91	2564,55	0,5051	7,8466	8,3517
36,16	6,00	0,001006	23,7334	151,47	2272,76	2424,23	151,48	2415,15	2566,63	0,5208	7,8082	8,3290
39,00	7,00	0,001008	20,5245	163,34	2264,71	2428,05	163,35	2408,37	2571,72	0,5590	7,7154	8,2745
40,00	7,38	0,001008	19,5151	167,53	2261,87	2429,39	167,53	2405,98	2573,51	0,5724	7,6831	8,2555
41,51	8,00	0,001008	18,0989	173,83	2257,58	2431,41	173,84	2402,37	2576,21	0,5925	7,6348	8,2273
43,76	9,00	0,001009	16,1992	183,24	2251,18	2434,43	183,25	2396,97	2580,22	0,6223	7,5635	8,1858
45,00	9,59	0,001010	15,2521	188,43	2247,66	2436,08	188,43	2393,99	2582,43	0,6386	7,5247	8,1633
45,81	10,00	0,001010	14,6701	191,80	2245,36	2437,16	191,81	2392,05	2583,86	0,6492	7,4996	8,1488
50,00	12,35	0,001012	12,0269	209,33	2233,40	2442,73	209,34	2381,95	2591,29	0,7038	7,3710	8,0748
141,30	375,00	0,001081	0,49129	594,32	1956,56	2550,88	594,73	2140,39	2735,11	1,7526	5,1644	6,9171
143,61	400,00	0,001084	0,46238	604,22	1948,88	2553,10	604,65	2133,40	2738,05	1,7765	5,1190	6,8955
145,00	415,68	0,001085	0,44596	610,19	1944,23	2554,42	610,64	2129,16	2739,80	1,7907	5,0919	6,8826
147,90	450,00	0,001088	0,41390	622,65	1934,48	2557,13	623,14	2120,25	2743,39	1,8205	5,0356	6,8560
150,00	476,16	0,001091	0,39245	631,66	1927,39	2559,05	632,18	2113,75	2745,93	1,8418	4,9953	6,8371
151,83	500,00	0,001093	0,37481	639,54	1921,17	2560,71	640,09	2108,02	2748,11	1,8604	4,9603	6,8207
155,00	543,50	0,001096	0,34646	653,19	1910,32	2563,51	653,79	2098,02	2751,81	1,8924	4,9002	6,7926
155,46	550,00	0,001097	0,34260	655,16	1908,75	2563,91	655,76	2096,57	2752,33	1,8970	4,8916	6,7886
158,83	600,00	0,001101	0,31558	669,72	1897,08	2566,79	670,38	2085,77	2756,14	1,9308	4,8284	6,7592
160,00	618,23	0,001102	0,30678	674,79	1892,99	2567,78	675,47	2081,97	2757,44	1,9426	4,8066	6,7491
161,98	650,00	0,001104	0,29259	683,36	1886,05	2569,42	684,08	2075,52	2759,60	1,9623	4,7699	6,7322
164,95	700,00	0,001108	0,27277	696,23	1875,58	2571,81	697,00	2065,75	2762,75	1,9918	4,7153	6,7071
165,00	700,93	0,001108	0,27243	696,46	1875,39	2571,85	697,24	2065,57	2762,81	1,9923	4,7143	6,7066
167,75	750,00	0,001111	0,25551	708,40	1865,61	2574,01	709,24	2056,41	2765,64	2,0195	4,6641	6,6836
170,00	792,19	0,001114	0,24259	718,20	1857,52	2575,73	719,08	2048,82	2767,90	2,0417	4,6233	6,6650
170,41	800,00	0,001115	0,24034	719,97	1856,06	2576,03	720,86	2047,44	2768,30	2,0457	4,6160	6,6616
172,94	850,00	0,001118	0,22689	731,00	1846,90	2577,90	731,95	2038,81	2770,76	2,0705	4,5704	6,6409
175,00	892,60	0,001121	0,21658	740,02	1839,37	2579,39	741,02	2031,69	2772,71	2,0906	4,5335	6,6241
175,35	900,00	0,001121	0,21489	741,55	1838,08	2579,64	742,56	2030,47	2773,03	2,0940	4,5272	6,6213
177,66	950,00	0,001124	0,20410	751,67	1829,58	2581,25	752,74	2022,41	2775,14	2,1165	4,4862	6,6027
179,88	1000,00	0,001127	0,19436	761,39	1821,36	2582,75	762,52	2014,59	2777,11	2,1381	4,4470	6,5850
180,00	1002,81	0,001127	0,19384	761,92	1820,90	2582,83	763,05	2014,16	2777,21	2,1392	4,4448	6,5840

ANEXO R - VELOCIDADES MÁXIMAS PERMITIDAS

Diâmetro		Velocidades máximas	Vazões máximas
(mm)	(pol.)	m/s	l/s
15	1/2	1,60	0,20
20	3/4	1,95	0,55
25	1	2,25	1,15
32	1 1/4	2,50	2,00
40	1 1/2	2,75	3,10
50	2	3,15	6,40
65	2 1/2	3,55	11,20
80	3	3,85	17,60
100	4	4,00	32,50

ANEXO S -VAZÃO PARA DIFERENTES INSTALAÇÕES





Aparelhos sanitários	Peças de utilização	Vazão de projeto (L/s)	Peso relativo
Bacia sanitária (BS)	Caixa de descarga (CD)	0,15	0,3
	Válvula de descarga (VD)	1,70	32,0
Banheira (Bn)	Misturador (água fria) (Mist AF)	0,30	1,0
Bebedouro (Bb)	Registro de pressão (RP)	0,10	0,1
Bidê (Bd) ou ducha higiênica (DH)	Misturador (água fria)	0,10	0,1
Chuveiro (Ch) ou ducha (D)	Misturador (água fria)	0,20	0,4
Chuveiro elétrico (Ch Ele)	Registro de pressão	0,10	0,1
Lavadora de pratos (LP) ou de roupas (LR)	Registro de pressão	0,30	1,0
Lavatório (Lv)	Torneira ou misturador (água fria)	0,15	0,3
Mictório cerâmico (Mi) com sifão integrado (Si)	Válvula de descarga	0,50	2,8
Mictório cerâmico (Mi) sem sifão integrado (Si)	Caixa de descarga, registro de pressão ou válvula de descarga para mictório	0,15	0,3
Mictório tipo calha (Mi Ca)	Caixa de descarga ou registro de pressão	0,15 por metro de calha	0,3
Pia (P)	Torneira (T) ou misturador (água fria)	0,25	0,7
	Torneira elétrica	0,10	0,1
Tanque (Tq)	Torneira	0,25	0,7
Torneira de jardim (TJ) ou lavagem em geral	Torneira	0,20	0,4

ANEXO T - PURGADOR IBD-130 MARCA SF INTERNACIONAL



Modelo	IBD
Diâmetros	1/2", 3/4" e 1"
Conexões	Roscado, Flangeado, SW, BW
Material do Corpo	Ferro Nodular, Aço Carbono e Inox
PMO (Pressão Máx. Operação)	IBD-110 - 16 kgf/cm ² IBD-130/131 - 30 kgf/cm ²
TMO (Temp. Máx. Operação)	IBD-110 - 250° C IBD-130/131 - 250° C

ANEXO U - TUBULAÇÕES SCHEDULE 40

Nominal pol.	DIMENSÕES			IDENTIFICAÇÃO		
	 mm externo	 mm interno	 mm parede	 Kg/ft	Denon.	Schedule N°
1/4	13,72	9,24	2,24	0,63	STD	40
		7,68	3,02	0,80	XS	80
		7,12	3,30	0,82	--	160
3/8	17,15	12,53	2,31	0,85	STD	40
		10,75	3,20	1,10	XS	80
		7,65	4,75	1,56	--	160
1/2	21,34	15,80	2,77	1,68	STD	40
		14,36	3,73	2,39	XS	80
		11,78	4,78	2,89	--	160
3/4	26,67	11,03	7,47	3,63	XXS	--
		20,95	2,77	1,68	STD	40
		18,65	3,73	2,39	XS	80
1	33,40	15,05	4,78	2,89	--	160
		26,64	3,38	2,50	STD	40
		24,30	4,55	3,23	XS	80
1 1/4	42,76	20,68	6,36	4,23	--	160
		15,22	9,09	5,54	XXS	--
		35,04	3,56	3,38	STD	40
1 1/2	48,26	32,46	4,85	4,46	XS	80
		29,46	6,35	5,60	--	160
		22,76	9,70	7,75	XXS	--
2	60,32	33,98	7,14	7,23	--	160
		27,94	10,16	9,54	XXS	--
		52,50	3,91	5,43	STD	40
2 1/2	73,03	43,24	5,54	7,47	XS	80
		42,84	8,74	11,10	--	160
		38,18	11,07	13,41	XXS	--
3	88,90	62,71	5,16	8,62	STD	40
		59,01	7,01	11,40	XS	80
		53,99	9,52	14,90	--	160
3 1/2	101,60	44,89	14,02	20,37	XXS	--
		77,92	5,49	11,28	STD	40
		73,66	7,62	15,25	XS	80
4	114,30	66,64	11,13	21,31	--	160
		58,42	15,24	27,65	XXS	--
		101,60	5,74	13,56	STD	40
5	141,30	65,44	6,60	10,66	XS	80
		102,26	6,02	16,06	STD	40
		97,78	8,96	22,29	XS	80
6	168,30	92,04	11,13	28,27	--	120
		87,32	13,49	33,49	--	160
		80,06	17,12	40,98	XXS	--
7	195,30	108,30	6,55	21,75	STD	40
		122,26	9,52	30,92	XS	80
		116,90	12,70	40,25	--	120
8	224,60	109,54	15,88	49,01	--XXS	160
		103,20	19,05	57,36	--	--
		155,60	6,55	25,33	STD	--
9	254,00	154,08	7,11	28,23	--	40
		146,36	10,97	42,51	XS	80
		139,76	14,27	54,76	--	120
10	284,00	131,78	18,26	67,48	--	160
		124,60	25,95	79,10	XXS	--

ANEXO V - PESO DAS TUBULAÇÕES

TUBO DE CONDUÇÃO SCHEDULE (com ou sem costura)

Diâmetro			Espessura	Peso teórico (kg /m)	Denom. Conf. API 5L	Schedule
Pol.	Externo (mm)	Interno (mm)				
1/4"	13,70	9,22	2,24	0,63	STD	40
		7,66	3,02	0,90	XS	80
3/8"	17,10	12,48	2,31	0,84	STD	40
		10,70	3,20	1,10	XS	40
1/2"	21,30	15,76	2,77	1,27	STD	40
		13,84	3,73	1,62	XS	80
		11,74	4,78	1,95	-	160
		6,36	7,47	2,55	XXS	-
3/4"	26,70	20,96	2,87	1,69	STD	40
		18,88	3,91	2,20	XS	80
		15,58	5,56	2,90	-	160
1"	33,40	11,06	7,82	3,64	XXS	-
		26,64	3,38	2,50	STD	40
		24,30	4,55	3,24	XS	80
1 1/4"	42,20	20,70	6,35	4,24	-	160
		15,22	9,09	5,45	XXS	-
		35,08	3,56	3,39	STD	40
		32,50	4,85	4,47	XS	80
1 1/2"	48,30	29,50	6,35	5,61	-	160
		22,80	9,70	7,77	XXS	-
		40,94	3,68	4,05	STD	40
2"	60,30	38,14	5,08	5,41	XS	80
		34,02	7,14	7,25	-	160
		28,00	10,15	9,56	XXS	-
		52,48	3,91	5,44	STD	40
2 1/2"	73,00	49,22	5,54	7,48	XS	80
		42,82	8,74	11,11	-	160
		38,16	11,07	13,44	XXS	-
		62,68	5,16	8,63	STD	40
3"	88,90	58,98	7,01	11,41	XS	80
		53,94	9,53	14,92	-	160
		44,96	14,02	20,39	XXS	-
3 1/2"	114,30	77,92	5,49	11,29	STD	40
		73,66	7,62	15,27	XS	80
		66,64	11,13	21,35	-	160
4"	141,30	58,42	15,24	27,68	XXS	-

*Com pitm ento padrão 6000m m

Diâmetro			Espessura	Peso teórico (kg /m)	De nom. Conf. API 5L	Schedule
Pol.	Externo (mm)	Interno (mm)				
3 1/2"	101,60	90,12	5,74	13,57	STD	40
		85,44	8,08	18,63	XS	80
4"	114,30	102,26	6,02	16,07	STD	40
		97,18	8,56	22,32	XS	80
		92,04	11,13	28,32	-	120
		87,32	13,49	33,54	-	160
		80,06	17,12	41,03	XXS	-
5"	141,30	128,20	6,56	21,77	STD	40
		122,24	9,53	30,97	XS	80
		115,90	12,70	40,28	-	120
		109,54	15,88	49,11	-	160
6"	168,30	103,20	19,05	57,43	XXS	-
		155,60	6,36	25,36	-	-
		154,08	7,11	28,26	STD	40
		146,36	10,97	42,56	XS	80
		139,76	14,27	54,20	-	120
6 1/2"	194,90	131,78	18,26	67,56	-	160
		124,40	21,95	79,22	XS	-
		206,40	6,36	33,31	-	20
		205,02	7,04	36,81	-	30
8"	219,10	203,26	7,92	41,24	-	-
		202,74	8,18	42,55	STD	40
		198,48	10,31	53,08	-	60
		193,70	12,70	64,64	XS	80
		188,92	15,09	75,92	-	100
		182,58	18,26	90,44	-	120
		181,00	19,05	93,98	-	-
		177,86	20,62	100,92	-	140
		174,64	22,23	107,92	XXS	-
		173,08	23,01	111,27	-	160

ANEXO W - TANQUE ESTACIONÁRIO DE 60 TONELADAS PARA ARMAZENAMENTO DE GLP

Especificação do produto

Especificações do tanque de GLP 60CBM 30MT	
Volume do tanque	60 CBM
Peso de enchimento	33060 kg
Peso do tanque	12.750 kg
Espessura da casca (mm)	14 mm
Espessura da cabeça (mm)	16 mm
Diâmetro do tanque	2700 mm
Tamanho único (Comprimento x Largura x Altura)	10962 * 2728 * 3318 (mm)
Material do tanque	Aço Carbono Q345R
Pressão de Design	1,77 MPa
Pressão de teste hidráulico	2,22 Mpa
Temperatura de design	-20°C~50°C
Tratamento térmico	Volume
Tolerância à corrosão	1 mm
Densidade média	580 kg / m ³
Saída de vapor	DN50
Saída de gás	DN50
Tempo de vida	15 anos
Padrão de Fabricação: Vasos de pressão, Regulamento de Supervisão sobre Tecnologia de Segurança para Vasos de Pressão Estacionários da China.	

ANEXO X - TABELA DE DIMENSIONAMENTO DAS LINHAS DE CONDENSADO

Perda de carga J (mm/m)	Declividade (cm/m)	Diâmetro da tubulação de condensado										
		1/2"	3/4"	1"	1 1/4"	1 1/2"	2"	2 1/2"	3"	4"	5"	6"
		kg/h de Condensado										
0,5	0,05	22	60	130	300	450	910	1.800	3.000	6.000	11.000	15.500
1	0,1	38	100	200	450	680	1.330	2.700	4.380	9.000	12.600	19.000
2	0,2	55	145	290	640	980	1.940	3.900	6.380	13.000	16.000	25.500
3	0,3	75	180	360	780	1.220	2.400	4.900	7.900	16.250	27.000	45.000
4	0,4	85	210	420	910	1.430	2.800	5.700	9.200	18.950	31.500	51.000
5	0,5	95	240	470	1.000	1.600	3.150	6.400	10.400	21.300	35.500	58.000
6	0,6	101	260	520	1.140	1.750	3.500	7.100	11.450	23.500	41.000	64.000
7	0,7	108	290	570	1.245	2.000	3.800	7.750	12.500	25.800	44.000	70.000
8	0,8	112	310	610	1.300	2.080	4.050	8.250	13.400	27.500	46.000	75.000
9	0,9	118	330	650	1.450	2.210	4.350	8.800	14.250	29.300	49.000	80.000
10	1,0	122	350	690	1.550	2.300	4.600	9.350	15.100	31.000	52.000	84.000
15	1,5	148	430	850	1.780	2.900	5.700	11.600	18.750	38.550	61.000	98.500
20	2,0	175	500	1.000	2.100	3.400	6.690	13.550	21.950	45.000	70.000	115.000
25	2,5	200	570	1.130	2.400	3.800	7.500	15.300	24.500	50.800	79.000	130.000
30	3,0	228	630	1.250	2.670	4.200	8.300	16.950	27.300	56.000	90.000	135.000
35	3,5	256	680	1.300	2.900	4.600	9.000	18.400	29.800	61.000	98.000	154.000
40	4,0	300	720	1.400	3.020	4.900	9.700	19.500	31.000	65.000	105.000	164.000

ANEXO Y - PLANTA BAIXA DO EMPREENDIMENTO

