



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

**Camila Moura Flores
Caroline Lucca Belladona
Isabela Garcia da Rocha
Natalia Pollon Zanatta
Rafaela Nogueira Fontoura da Silva**

Nutrazyme

**OBTENÇÃO DE ENZIMAS PARA ENRIQUECIMENTO DE
RAÇÕES DE AVES VIA FERMENTAÇÃO EM ESTADO
SÓLIDO A PARTIR DE RESÍDUOS AGROINDUSTRIAIS**

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

Santa Maria, RS, Brasil

2020

Camila Moura Flores
Caroline Lucca Belladonna
Isabela Garcia da Rocha
Natalia Pollon Zanatta
Rafaela Nogueira Fontoura da Silva

Nutrazyme

OBTENÇÃO DE ENZIMAS PARA ENRIQUECIMENTO DE RAÇÕES
DE AVES VIA FERMENTAÇÃO EM ESTADO SÓLIDO A PARTIR DE
RESÍDUOS AGROINDUSTRIAIS

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.

Orientadora: Prof.^a Dr.^a Lisiane de Marsillac Terra

Santa Maria, RS, Brasil

2020

Camila Moura Flores
Caroline Lucca Belladonna
Isabela Garcia da Rocha
Natalia Pollon Zanatta
Rafaela Nogueira Fontoura da Silva

Nutrazyme

OBTENÇÃO DE ENZIMAS PARA ENRIQUECIMENTO DE RAÇÕES
DE AVES VIA FERMENTAÇÃO EM ESTADO SÓLIDO A PARTIR DE
RESÍDUOS AGROINDUSTRIAIS

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

Aprovado em 02 de Outubro de 2020

COMISSÃO EXAMINADORA:

Lisiane de Marsillac Terra, Dr.^a (UFSM)
(Presidente/Orientadora)

Monica Beatriz Alvarado Soares, Dr.^a (UFSM)
(Professora convidada)

Sergio Luiz Jahn, Dr. (UFSM)
(Professor convidado)

Santa Maria, RS, Brasil

2020

RESUMO

OBTENÇÃO DE ENZIMAS PARA ENRIQUECIMENTO DE RAÇÕES DE AVES VIA FERMENTAÇÃO EM ESTADO SÓLIDO A PARTIR DE RESÍDUOS AGROINDUSTRIAIS

AUTORES: Camila Moura Flores, Caroline Lucca Belladonna, Isabela Garcia da Rocha, Natalia Pollon Zanatta e Rafaela Nogueira Fontoura da Silva.

ORIENTADORA: Lisiane de Marsillac Terra.

Celulases, Fitases e Proteases são enzimas exógenas com inúmeras e crescentes aplicações em diversos setores, incluindo o de nutrição animal. Tendo em vista o grande mercado de avicultura brasileira aliado ao fato do país ter alto índice de importação de enzimas surge a Nutrazyme. Além de abastecer o mercado brasileiro, a empresa tem como objetivo produzir as enzimas por uma rota de fermentação sólida, que possibilita o uso de resíduos agroindustriais e impacta na economia de água quando comparada a uma fermentação submersa. Para isso, realizou-se a análise de mercado, seleção e dimensionamento da rota produtiva, bem como viabilidade econômica do projeto. Através da análise de mercado, decidiu-se instalar a empresa na cidade de Chapecó (SC) devido à proximidade de prováveis clientes e fornecedores. A partir da rota produtiva, optou-se por utilizar como resíduos agroindustriais a palha de milho e o farelo e a casca de arroz e os microrganismos escolhidos foram os fungos *Aspergillus oryzae* e *A. terreus*. Por fim, a viabilidade do projeto foi validada, uma vez que apresentou um valor presente líquido (VPL) positivo e um fluxo de caixa com lucros a partir do oitavo ano. O projeto mostrou-se viável para uma produção anual de 807 toneladas de enzimas sendo 34 toneladas de celulases, 107 toneladas de fitases e 666 toneladas de proteases, operando durante 336 dias no ano.

Palavras-chave: enzimas, fermentação em estado sólido, nutrição animal.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 – Distribuição da demanda de enzimas industriais em diferentes áreas.	3
Figura 2 – Desempenho da produção de ração em milhões de toneladas em 2018.	6
Figura 3 – Ilustração da produção de milho (em grão) na Região Sul em 2018.	11
Figura 4 – Ilustração da produção de arroz (em casca) na Região Sul em 2018.	12
Figura 5 – Ilustração do efetivo de galináceos (cabeças) na Região Sul em 2018.	12
Figura 7 – Diagrama de blocos.	36
Figura 8 – Programação da produção em relação ao início da fermentação.	38
Figura 9 – Programação da produção em relação ao início da purificação.	39
Figura 10 – Fluxograma de processo.	40
Figura 11 – Instrumentação das salas de fermentação R - 301 a R – 317.	76
Figura 12 – Lucros líquidos acumulados.	97

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Efetivo de galináceos e VBP, Região Sul e seus estados e o total nacional... 7	7
Tabela 2 – Produção de arroz e valores, Região Sul e seus estados e total nacional. 9	9
Tabela 3 – Produção de milho e valores, Região Sul e seus estados e total nacional. ... 10	10
Tabela 4 – Análise Econômica Simplificada..... 17	17
Tabela 5 – Especificações de comercialização das celulases, fitases e proteases. 21	21
Tabela 6 – Vantagens e desvantagens de fermentação em estado sólido e submersa. ... 24	24
Tabela 7 – Comparação entre características dos processos fermentativos. 25	25
Tabela 8 – Classificação de biorreatores FES considerando aeração e agitação..... 26	26
Tabela 9 – Dimensionamento anual da quantidade de bandejas. 37	37
Tabela 10 – Dimensionamento da quantidade de bandejas por batelada. 38	38
Tabela 11 – Lista de equipamentos do processo e condições..... 41	41
Tabela 12 – Dados sobre a operação de fracionamento para cada enzima..... 44	44
Tabela 13 - Umidade dos substratos pré e pós esterilização de acordo com enzimas... 45	45
Tabela 14 – Necessidade de água a ser adicionada juntamente com o inóculo..... 46	46
Tabela 15 – Condições de produção para celulases, fitases e proteases..... 48	48
Tabela 16 – Composição inicial da batelada. 48	48
Tabela 17 – Composição ao final de cada batelada. 48	48
Tabela 18 – Correntes de saída da etapa de mistura..... 50	50
Tabela 19 – Correntes de saída da centrifugação. 51	51
Tabela 20 – Parâmetros da ultrafiltração do extrato enzimático. 52	52
Tabela 21 – Características das membranas selecionadas..... 53	53
Tabela 22 – Condições de produção para celulases, fitases e proteases..... 53	53
Tabela 23 – Correntes de saída do misturador. 55	55
Tabela 24 – Correntes de saída do <i>spray dryer</i> 56	56
Tabela 25 – Corrente de saída do misturador de aditivos..... 57	57
Tabela 26 – Produção por batelada, por ciclo e por ano..... 58	58
Tabela 27 – Aparelhos sanitários da unidade industrial. 59	59
Tabela 28 – Demanda de água fria. 60	60
Tabela 29 – Consumo de água esterilizada 61	61
Tabela 30 – Demanda de água destilada. 62	62
Tabela 31 – Demanda de água quente. 63	63
Tabela 32 – Demanda de vapor do projeto industrial..... 64	64

Tabela 33 – Demanda de ar comprimido	66
Tabela 34 - Demanda total de ar comprimido	67
Tabela 35 – Demanda do sistema CIP.....	68
Tabela 36 – Demanda das instalações do processo.	68
Tabela 37 – Custo com aquisição dos equipamentos para produção de enzimas.....	79
Tabela 38 – Custos com as antessalas.	80
Tabela 39 – Custos com os móveis da sala de controle.....	80
Tabela 40 – Custos com os móveis dos laboratórios.....	81
Tabela 41 – Custos com os equipamentos dos laboratórios.	81
Tabela 42 – Custos com as vidrarias dos laboratórios.	82
Tabela 43 – Custos com os licenciamentos e documentação.	83
Tabela 44 – Custos com os móveis dos escritórios e sala de reuniões.....	84
Tabela 45 – Custos com os móveis da recepção.	84
Tabela 46 – Custos com os banheiros e vestiários.	85
Tabela 47 – Custos com o refeitório.....	85
Tabela 48 – Custos com a lavanderia.	86
Tabela 49 – Custos com o ambulatório.	86
Tabela 50 – Custos com os uniformes e EPIs.	87
Tabela 51 – Investimento inicial.	87
Tabela 52 - Quadro de funcionários.	89
Tabela 53 – Custos com a folha de pagamento.	90
Tabela 54 – Custos com matérias-primas.....	92
Tabela 55 – Custos com reagentes.	92
Tabela 56 – Demanda de energia por equipamento.	93
Tabela 57 - Estimativa de custos com utilidades.....	94
Tabela 58 – Custos fixos e variáveis.	94
Tabela 59 – Financiamento.	95
Tabela 60 – Receita bruta.	95
Tabela 61 – Fluxo de Caixa do primeiro ao quinto ano.	96
Tabela 62 – Fluxo de Caixa do sexto ao décimo ano.	97
Tabela 63 – Valor Presente Líquido	98

LISTA DE SÍMBOLOS

AE – Atividade Enzimática

AR – Atividade Residual

A_m – Área de ultrafiltração da membrana

c_L – Calor específico da água

c_p – Calor específico do produto

c_s – Calor específico do ar úmido

ρ – Densidade

F – Vazão mássica

H – Entalpia

\mathcal{H} – Umidade absoluta do ar

m – Massa

Q – Vazão volumétrica

q – Perdas de calor do sistema

t – Tempo

T – Temperatura

X – Umidade do produto

λ – Calor latente de vaporização

P – Pressão

V – Volume

n – Número de mols

R – Constante Universal dos Gases

η – Eficiência

$Y_{X/O}$ – Conversão de oxigênio em biomassa

X_0 – Quantidade inicial de biomassa

X – Quantidade final de biomassa

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO.....	1
1.1 OBJETIVOS.....	1
1.2 JUSTIFICATIVAS.....	2
2 ANÁLISE DO MERCADO	3
2.1 MERCADO BRASILEIRO	4
2.2 PÚBLICO-ALVO	6
2.3 CONCORRENTES	8
2.4 FORNECEDORES.....	9
3 EMPRESA.....	11
3.1 LOCALIZAÇÃO DA UNIDADE.....	11
3.2 CAPACIDADE DE PRODUÇÃO	13
3.3 MODELO DE NEGÓCIO.....	14
3.4 LEGISLAÇÃO	15
3.4.1 Embalagem e Rotulagem.....	16
3.5 VIABILIDADE ECONÔMICA SIMPLIFICADA.....	16
4 PRODUTO	18
4.1 DEFINIÇÕES DOS PRODUTOS.....	18
4.1.1 Celulases.....	19
4.1.2 Fitases	20
4.1.3 Proteases	20
4.2 PRODUTO COMERCIALIZADO	21
5 SELEÇÃO DE TECNOLOGIAS	22
5.1 OBTENÇÃO DE ENZIMAS	22
5.2 FERMENTAÇÃO	23
5.2.1 Cultivo submerso.....	23
5.2.2 Cultivo em estado sólido	23
5.2.3 Modo de operação	25
5.2.4 Biorreatores	26
5.2.5 Microrganismos.....	27
5.2.6 Substratos	28
5.2.6.1 Farelo e Casca de Arroz.....	29
5.2.6.2 Palha de Milho	29
5.3 OPERAÇÕES <i>UPSTREAM</i>	30
5.3.1 Preparo do inóculo.....	30
5.3.2 Preparo do substrato	31
5.3.3 Esterilização do substrato e do biorreator	31

5.4 OPERAÇÕES <i>DOWNSTREAM</i>	31
5.4.1 Diluição	32
5.4.2 Separação.....	32
5.4.3 Concentração	33
5.4.4 Purificação.....	33
5.4.5 Tratamentos finais	34
6 PROJETO DO PROCESSO	36
6.1 DIAGRAMA DE BLOCOS	36
6.1.1 Planejamento da produção.....	37
6.2 DIMENSIONAMENTO E BALANÇOS DE MASSA E DE ENERGIA	39
6.2.1 ÁREA 1 - Processamento da Matéria-Prima.....	42
6.2.1.1 Palha de milho	42
6.2.1.2 Farelo de arroz	43
6.2.1.3 Casca de arroz	43
6.2.2 ÁREA 2 - Preparo do Substrato	43
6.2.2.1 Fracionamento	44
6.2.2.1 Esterilização.....	45
6.2.3 ÁREA 3 - Fermentação	45
6.2.3.1 Preparo do Inóculo e Inoculação	45
6.2.3.2 Fermentação.....	47
6.2.4 ÁREA 4 – Extração e purificação	49
6.2.4.1 Mistura.....	49
6.2.4.2 Centrifugação.....	50
6.2.4.3 Filtração Simples	51
6.2.4.4 Ultrafiltração.....	52
6.2.4.5 Mistura de adjuvante.....	54
6.2.3.6 Atomização	55
6.2.4.7 Misturador de aditivo.....	56
6.2.4.8 Embalagem e estocagem.....	57
6.3 PROJETO DE UTILIDADES	58
6.3.1 Instalações de água fria	59
6.3.1.1 Demanda de água potável	59
6.3.1.2 Demanda de água esterilizada.....	61
6.3.1.3 Demanda de água destilada.....	62
6.3.1.3 Malha de água.....	62
6.3.2 Instalações de água quente	63

6.3.3	Instalações de vapor	63
6.3.3.1	Dimensionamento das linhas de vapor	65
6.3.3.1	Dimensionamento das linhas de retorno de condensado	65
6.3.4	Instalações de ar comprimido.....	66
6.3.4.1	Sistema <i>Air-Lift</i> de fornecimento de água	66
6.3.4.2	Compressores.....	67
6.3.4.3	Tubulação de ar comprimido	67
6.3.5	Instalações de <i>clean in place</i>	67
6.3.6	Instalações do processo	68
6.4	CONTROLE DE QUALIDADE.....	69
6.4.1	Análises das matérias-primas	69
6.4.2	Análises do inóculo	69
6.4.3	Análises do extrato enzimático bruto	70
6.4.2.1	Celulases	70
6.4.2.2	Fitases	70
6.4.2.3	Proteases	70
6.4.3	Análises do produto final	71
6.5	TRATAMENTO DE EFLUENTES.....	71
6.6	LAYOUT.....	72
6.6.1	Equipamento e processo.....	73
6.6.1	Instalações industriais.....	74
7	CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO DO PROCESSO	75
8	ANÁLISE ECONÔMICA.....	77
8.1	CUSTO DE IMPLANTAÇÃO DA UNIDADE INDUSTRIAL	77
8.1.1	Estimativa de custos com equipamentos	77
8.1.2	Estimativa de custos com construção civil.....	80
8.1.3	Estimativa de custos com antessalas e corredores do segundo andar	80
8.1.5	Estimativa de custos com sala de controle	80
8.1.6	Estimativa de custos com laboratório.....	81
8.1.7	Estimativa de custos com licenciamento.....	82
8.1.8	Estimativa de custos com a estação de tratamento de efluentes.....	83
8.1.9	Estimativa de custos com áreas administrativas.....	83
8.1.10	Estimativa de custos com banheiros, vestiários, refeitório e lavanderia	84
8.1.11	Estimativa de custos com ambulatório	86
8.1.12	Estimativa de custos com EPIs e Uniformes.....	86
8.2	CUSTOS COM A PRODUÇÃO.....	87

8.2.1 Custos fixos	88
8.2.1.1 Estimativa de custos com manutenção dos equipamentos.....	88
8.2.1.2 Estimativa de custos com folha de pagamento	88
8.2.1.3 Estimativa de custos com tratamento de efluentes	91
8.2.2 Custos variáveis.....	91
8.2.2.1 Estimativa de custos com matérias-primas e embalagem.....	91
8.2.2.2 Estimativa de custos com utilidades (energia e vapor).....	92
8.3 FINANCIAMENTO	94
8.4 FLUXO DE CAIXA.....	95
8.5 TAXA MÍNIMA DE ATRATIVIDADE E VALOR PRESENTE LÍQUIDO .	98
9 CONCLUSÃO.....	99
REFERÊNCIAS	101
APÊNDICES	112
APÊNDICE A – BALANÇO DE MASSA E DE ENERGIA.....	112
A.1 BALANÇO GLOBAL.....	112
A.2 BALANÇO PARCIAL POR EQUIPAMENTO	113
A.2.1 TANQUES ARMAZENAMENTO DE MATÉRIA-PRIMA (TT – 101 a 104)	113
A.2.2 TANQUE ARMAZENAMENTO RESÍDUOS SÓLIDOS (TT-402).....	113
A.2.3 TANQUES ARMAZENAMENTO FORA DE ÉPOCA (TT – 105 a 107)	114
A.2.4 MOEDOR E PENEIRA (SR – 101 E S – 102)	114
A.2.5 DOSADORA (W – 201).....	115
A.2.6 AUTOCLAVE (B – 201 e B – 202)	115
A.2.7 MISTURADOR (M – 301 E M-302)	118
A.2.8 BIOREATORES (R – 301 a 317).....	119
A.2.8.1 RENDIMENTO DA FERMENTAÇÃO	119
A.2.8.2 AERAÇÃO	120
A.2.9 MISTURADOR (M – 401).....	122
A.2.10 CENTRÍFUGA (CF – 401)	123
A.2.11 FILTROS SIMPLES (F – 401 e F – 402).....	124
A.2.12 ULTRAFILTROS (UF – 401, UF – 402).....	126
A.2.13 MISTURADOR (M – 402).....	128
A.2.14 <i>SPRAY DRYER</i> (SD – 401)	129
A.2.15 MISTURADOR Y/V (M – 403).....	132
APÊNDICE B – <i>LAYOUTS</i>	133
B.1 <i>LAYOUT</i> GERAL	133
B.2 <i>LAYOUT</i> EQUIPAMENTOS	134

B.3 LAYOUT INSTALAÇÕES	135
APÊNDICE C – MEMORIAL PROJETO DE INSTALAÇÕES	136
C.1 INSTALAÇÕES DE ÁGUA FRIA E ÁGUA QUENTE	136
C.2 INSTALAÇÕES DE VAPOR	144
C.3 INSTALAÇÕES DE CONDENSADO	147
C.4 INSTALAÇÕES DE AR COMPRIMIDO	148
C.5 INSTALAÇÕES DO PROCESSO	150
C.5.1 DIMENSIONAMENTO DAS BOMBAS	151
ANEXOS	154
ANEXO A – PROGRAMAÇÃO DA PRODUÇÃO	154
ANEXO B – EQUIPAMENTOS DO PROCESSO	155
ANEXO B1 – SILOS ELEVADOS	155
ANEXO B2 – SILOS FUNDO PLANO	156
ANEXO B3 – MOINHO	158
ANEXO B4 – PENEIRA	159
ANEXO B5 – MISTURADOR SÓLIDOS	159
ANEXO B6 – DOSADORA	160
ANEXO B7 – AUTOCLAVES	161
ANEXO B8 – MISTURADORES SÓLIDO-LÍQUIDO	162
ANEXO B9 – MISTURADOR	163
ANEXO B10 – BANDEJAS	163
ANEXO B11 – PRATELEIRAS	164
ANEXO B12 – SUPORTES	164
ANEXO B13 – CENTRÍFUGA	165
ANEXO B14 – BRAÇO ROBÓTICO	166
ANEXO B15 – FILTRO SIMPLES	166
ANEXO B16 – ULTRAFILTRO	167
ANEXO B17 – SPRAY DRYER	168
ANEXO B18 – MISTURADOR Y/V	169
ANEXO A19 – EMBALADORA	170
ANEXO A20 – ELEVADOR DE CARGAS	170
ANEXO C – INSUMOS	171
ANEXO C1 – CLORETO DE SÓDIO DE GRAU ALIMENTÍCIO	171
ANEXO C2 – ADJUVANTE MALTODEXTRINA	171
ANEXO C3 – ADJUVANTE FARELO DE SOJA	171
ANEXO C4 – ADITIVO AMIDO DE MILHO	172

ANEXO D – UTILIDADES	173
ANEXO D1 – ESTERILIZADOR	173
ANEXO D2 – DESTILADOR	173
ANEXO D3 – TANQUE DE ÁGUA DESTILADA.....	174
ANEXO D4 – RESERVATÓRIO ÁGUA FRIA	175
ANEXO D5 – CALDEIRA	176
ANEXO D6 – TORRE DE RESFRIAMENTO	177
ANEXO D7 – UNIDADE DE TRATAMENTO DE AR	178
ANEXO D8 – COMPRESSORES	179
ANEXO D9 – BOMBA.....	181
ANEXO E – EQUIPAMENTOS AUXILIARES.....	173
ANEXO E1 – LAVADORA	182
ANEXO E2 – SECADORA	183
ANEXO E3 – CALANDRA	184
ANEXO E4 – ISOLAMENTO TÉRMICO DE LÃ DE VIDRO	184
ANEXO E5 – BALANÇA DETERMINADORA DE UMIDADE	185
ANEXO F – TABELAS	186
ANEXO F1 – NÚMERO MÍNIMO DE APARELHOS SANITÁRIOS.	186
ANEXO F2 – VAZÃO DE PROJETO.	186
ANEXO F3 – TUBULAÇÕES DE CONDENSADO.....	187
ANEXO F4 – DIMENSÕES NORMALIZADAS	188
ANEXO F5 – PORCENTAGEM DE SUBMERSÃO	190
ANEXO F6 – VALORES DE C EM FUNÇÃO DE S	190
ANEXO F7 – COMPRIMENTOS EQUIVALENTES	191
ANEXO F8 – DIAGRAMA DE MOODY	191
ANEXO F9 – FATORES DE MULTIPLICAÇÃO	192
ANEXO F10 – TAXAS CELESC.....	193

1 INTRODUÇÃO

As enzimas, catalisadores biológicos, podem ser empregadas a fim de acelerar os processos reacionais, destacando-se frente aos catalisadores químicos, principalmente, por serem mais viáveis ecologicamente (MONTEIRO E SILVA, 2009). Frente a um cenário de crescente consumo mundial de enzimas industriais, o Brasil caracteriza-se como um país essencialmente importador de enzimas, demonstrando um mercado promissor para sua inserção e consolidação como produtor de tecnologia enzimática.

A catálise enzimática apresenta diferentes aplicações industriais como na indústria de detergentes, têxtil e alimentos. Atualmente, tem tido uma crescente utilização na área de nutrição animal. De acordo com a Agência Embrapa de Informação Tecnológica (AGEITEC, 2001), 6% das enzimas que estão na lista da Comissão Internacional de Enzimas são destinadas à indústria de ração animal (COURI e DAMASCO, 2001). Em relação à nutrição animal, as aves não produzem em quantidades suficientes certas enzimas utilizadas para a digestão e, por isso, a adição de enzimas exógenas à ração é fundamental para o melhor aproveitamento dos nutrientes.

No ano de 2017, o Brasil produziu 13,05 milhões de toneladas de carne de frango, ocupando o segundo lugar mundial em relação a produção de carne de frango (ABPA, 2018). Estima-se, ainda, que a aplicação de enzimas nas rações reduza cerca de 3 a 5 bilhões de dólares por ano de custos para tais indústrias (COSTA, 2017). Assim, o melhor aproveitamento dos nutrientes das rações vai ao encontro do crescimento da produção de aves no Brasil.

1.1 OBJETIVOS

O presente trabalho visa analisar a viabilidade da implantação da unidade industrial da empresa Nutrazyme que produz celulasas, fitases e proteases por rota fermentativa a partir da utilização de resíduos agroindustriais. Com isso, objetiva-se:

- ✓ Realizar análise de mercado a fim de compreender a demanda dos clientes, comportamento dos concorrentes e melhores condições dos fornecedores;
- ✓ Identificar e descrever as rotas tecnológicas existentes a fim de selecionar o processo produtivo adequado a partir da utilização de resíduos agroindustriais;
- ✓ Realizar os cálculos de projeto, incluindo balanço de massa e energia, além do dimensionamento dos principais equipamentos e utilidades necessárias para o bom funcionamento da unidade industrial;
- ✓ Realizar a análise de viabilidade econômica do projeto.

1.2 JUSTIFICATIVAS

Dentro do contexto de mercado e do impacto ambiental, Nutrazyme é uma empresa alinhada com a preocupação nutricional de aves e com o aproveitamento de resíduos. Dessa forma, destacam-se:

✓ Suplementação de rações de aves: a adição de enzimas exógenas como celulases, fitases e proteases pode ser uma alternativa para o aumento da digestão de produtos de baixa qualidade como os polissacarídeos não amiláceos (PNAs) presentes nas dietas a base de milho e farelo de soja (TORRES *et al*, 2003);

✓ Emprego de resíduos agrícolas no processo: o Brasil é um grande produtor agrícola e gera anualmente uma grande quantidade de resíduos agrícolas, os quais tornam-se um problema ambiental se não reutilizados. O emprego da fermentação em estado sólido para a produção de enzimas torna-se uma vantagem, uma vez que proporciona que esses resíduos sejam aproveitados como matéria-prima para o processo;

✓ Subprodutos: a rota produtiva empregada no presente projeto industrial permite que o subproduto da etapa de fermentação sólida possa ser vendido a empresas do ramo de biofertilizante, garantindo que os resíduos produzidos pela empresa sejam significativamente reduzidos;

✓ Impacto ambiental positivo: a suplementação com enzimas exógenas nas dietas permite uma maior absorção de nutrientes, garantido que minerais não sejam excretados em grandes quantidades no meio ambiente e não se tornem poluentes ambientais em locais de produção animal intensiva. Além disso, o emprego de resíduos agrícolas como matéria-prima da rota produtiva assegura a redução da disponibilidade desses resíduos no meio ambiente. Somado a isso, a venda de subprodutos para empresas de biofertilizante proporciona uma menor produção de resíduos pela Nutrazyme.

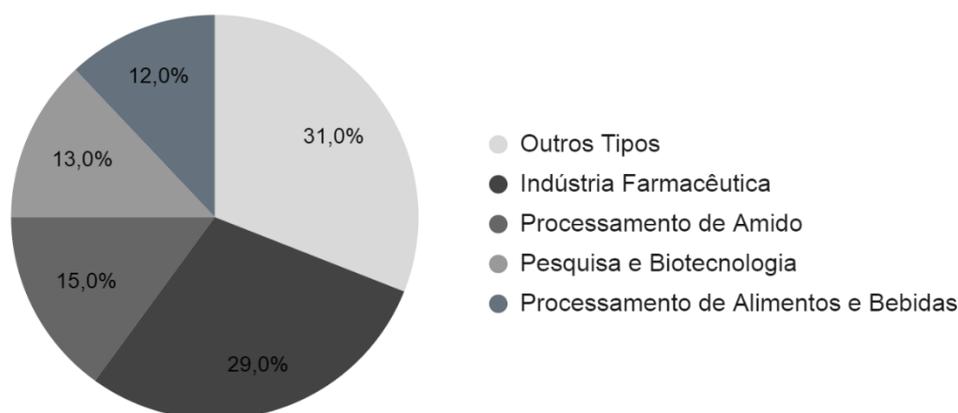
✓ Redução de custos: o aumento na digestão de alguns nutrientes pelas aves devido à suplementação com enzimas exógenas viabiliza a fabricação de rações com menores valores nutricionais (TORRES *et al*, 2003). Assim, a adição de enzimas como celulases, fitases e proteases na ração animal permite que nutrientes com maiores valores agregados não necessitem ser adicionados nas formulações.

2 ANÁLISE DO MERCADO

Em decorrência da necessidade atual de utilização de processos químicos baseados em insumos renováveis e o emprego de processos biotecnológicos, tem-se favorecido o uso de matérias-primas renováveis por tecnologias de biotransformação e biocatálise (POLITZER, 2006). Diante desse cenário, a aplicação de enzimas tem uma previsão de crescimento a nível internacional e as estimativas apontam que em 2020 o mercado global de enzimas deve atingir a cifra de US\$ 5,4 bilhões (EMBRAPA, 2017). Tal panorama é relevante para o Brasil, uma vez que o mesmo pode se inserir de forma representativa como usuário de Tecnologia Enzimática (POLITZER, 2006).

O mercado de enzimas é composto por enzimas industriais e enzimas especiais (MONTEIRO e SILVA, 2009). O grupo de enzimas industriais é formado por enzimas técnicas, enzimas para indústria de alimentos e enzimas para ração animal, enquanto que o grupo de enzimas especiais é constituído por enzimas terapêuticas, enzimas para diagnóstico, enzimas para química quiral e enzimas para pesquisa. Em Monteiro e Silva (2009), as enzimas de uso industrial correspondem a 60% do mercado mundial, sendo que dentro dessa parcela tem-se as amilases com 25,4%, as celulases com 17,1% e as lipases com 7,2%. A Figura 1 representa a demanda por enzimas industriais em nível internacional.

Figura 1 – Distribuição da demanda de enzimas industriais em diferentes áreas.



Fonte: adaptado de Monteiro e Silva (2009).

No eixo das enzimas industriais, o setor de alimento é um dos maiores usuários de enzimas internacionalmente (POLITZER, 2006). Há vários séculos, destaca-se a utilização de enzimas na panificação e confeitaria, na produção de laticínios, no processamento de carnes e peixes, no processamento de frutas e sucos e na produção de

vinhos e fabricação de cervejas, principalmente (BON, 2008). Atualmente, a aplicação de enzimas industriais vai além do setor alimentício, sendo amplamente utilizadas no setor têxtil, na indústria de papel e celulose, além de áreas promissoras como produção de biocombustíveis e nutrição animal.

Em relação ao setor de alimentação animal, um aumento observado nos últimos anos no custo de grãos, componentes principais das rações de animais com destaque para o segmento de aves de corte, conduziu a uma busca pela redução do custo de formulação de dietas. Uma alternativa que tem sido empregada é a adição de enzimas e/ou complexos enzimáticos, que permitem melhorar a digestibilidade dos nutrientes podendo resultar, assim, em uma diminuição do custo de produção da ração (AVISITE, 2014).

2.1 MERCADO BRASILEIRO

Em 2015, o mercado mundial de enzimas industriais atingiu cerca de US\$ 4,9 bilhões e a projeção para 2021 é de US\$ 6,3 bilhões (SHALINI SHAHANI DEWAN, 2017 *apud* MARQUES, 2017). Em 2005, o Brasil representava 3,7% do mercado internacional de enzimas, movimentando cerca de US\$ 147 milhões. Dentre os países da América Latina, que representa 3,4% da demanda mundial, o Brasil é o mais expressivo, sendo responsável pelo consumo de 60% de enzimas da região (MONTEIRO e SILVA, 2009). Estatísticas do comércio exterior, de acordo com a Comex Stat, revelam que a importação de enzimas de janeiro a setembro de 2019 representa a cifra de US\$ 117,92 milhões a partir de 13.869,02 toneladas de produto importado. Já em relação à exportação, de janeiro a setembro de 2019, há o montante de US\$ 33,33 milhões a partir de 4.579,79 toneladas de enzimas exportadas. Este panorama ressalta a demanda de enzimas pelo Brasil, uma vez que a importação, em toneladas, representa um valor 67% superior ao total importado.

Apesar do mercado brasileiro de enzimas ainda ser pouco representativo, a aplicação industrial de enzimas revela grande potencial devido aos avanços industriais e à necessidade de aumentar a eficiência na utilização dos recursos. A elevada geração de resíduos agroindustriais do Brasil pode ser alternativa para uma redução de custo da produção pela possibilidade de bioconversão de subprodutos (MUSSATTO, 2007).

Dessa forma, a utilização de enzimas como catalisadores de processos industriais no Brasil é fundamental a fim de obter produtos de alta qualidade e que possuam maior valor agregado por tecnologias limpas. Com a aplicação de enzimas, estima-se o aumento

da representatividade comercial e econômica do Brasil no cenário internacional, além de aspectos sociais e ambientais como benefícios internos (POLITZER, 2006).

Segundo o Relatório Anual da Associação Brasileira de Indústria de Alimentos (ABIA, 2018), as indústrias de alimentos e bebidas correspondem ao maior setor na indústria de transformação do Brasil, sendo processado 58% de toda a produção agroindustrial do país.

Além disso, a indústria de processamento de alimentos e bebida representa 12% da demanda de enzimas industriais, conforme Figura 1 citada anteriormente. Além de serem consideradas catalisadores eficientes na indústria de alimentos, as enzimas também apresentam propriedades de inocuidade e adequação às matérias-primas utilizadas e seu uso controlado pode proporcionar, entre outros, o melhoramento do sabor, aparência e valor nutricional dos alimentos (BON, 2008).

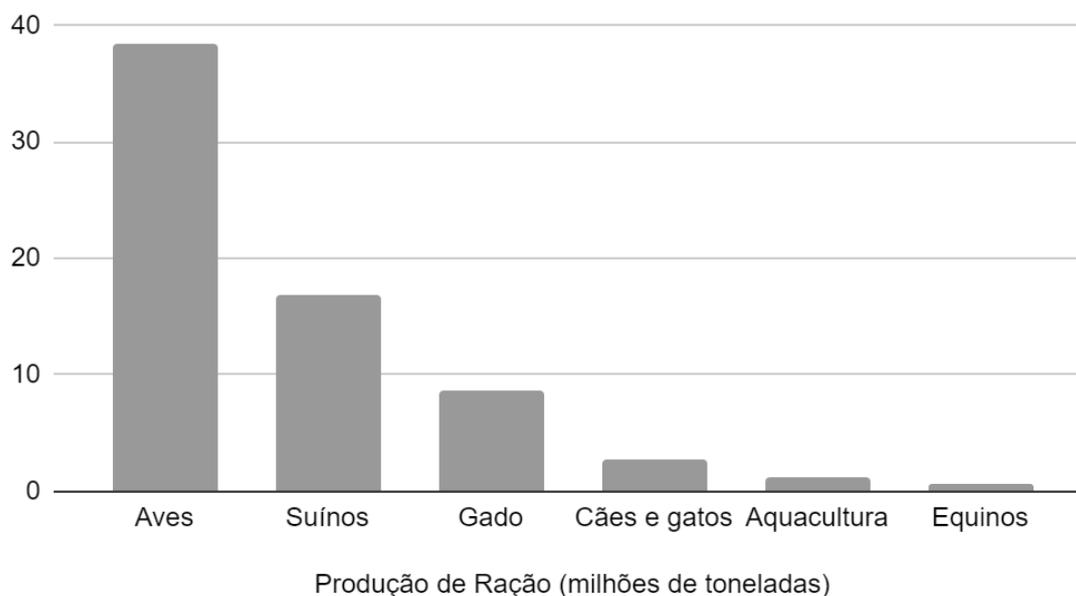
Outro nicho de relevância é o setor da Cadeia Têxtil e de Confecção que, de acordo com a Associação Brasileira da Indústria Têxtil e Confecção (ABIT, 2017), é o segundo maior empregador da indústria de transformação, empregando 1,5 milhão de pessoas diretamente, e apresenta um faturamento de 51,58 bilhões de dólares.

Uma pesquisa realizada no período de 2003 a 2005 identificou 334 empresas que importaram enzimas ou produtos contendo enzimas, sendo que 10,8% eram indústrias têxteis, de couro, papel e celulose (POLITZER, 2006). Na indústria têxtil, as enzimas são utilizadas nas fases de fiação, tingimento e acabamento dos tecidos. Estas atuam em diversas fases, como na limpeza da superfície do material e redução das pilosidades, além do melhoramento de características que incluem a maciez.

Com relação à produção de ração, de acordo com Sindirações em seu boletim informativo, o setor de alimentação animal obteve em 2018 a produção total de rações de 72,2 milhões de toneladas e com a previsão de aumento de 2,1% para 2019, confirmando o contínuo aumento neste setor. Do total de rações produzidas em 2018, foram obtidos 38,5 milhões de toneladas de rações para aves (frango de corte e poedeira) e com a previsão de crescimento em 1,7% da produção para o ano de 2019.

Já a produção de rações para outros animais em 2018 obteve uma estimativa inferior do que a produção de rações para aves, conforme apresenta a Figura 2. Estima-se, ainda, que 12.451 toneladas de enzimas foram adicionadas a rações para frango de corte, poedeiras e suínos que juntos demandaram 55,3 milhões de toneladas de rações.

Figura 2 – Desempenho da produção de ração em milhões de toneladas em 2018.



Fonte: adaptado de Sindirações (2019).

Em suma, percebe-se que o uso de enzimas é crescente em diversos segmentos industriais e observa-se que há grande relevância como aditivo da indústria de nutrição animal, sendo analisado o impacto de sua utilização no mercado industrial. A indústria de alimentos e ração requer 30% da demanda brasileira por enzima, sendo esta a maior parcela (DAIHA *et al*, 2016 *apud* LIMA, 2018).

A nutrição animal adequada é fundamental para atender a demanda de todos os nutrientes, sendo a adição de enzimas uma alternativa para potencializar a digestão e aproveitamento dos recursos nutritivos da ração. Além disso, a alimentação de animais monogástricos representa cerca de 70% do custo de produção dos mesmos (ARAÚJO, 2005, FERREIRA *et al* 2013 *apud* DELMASCHIO, 2018) e alguns estudos apontam que a utilização de enzima em 100 g/ton influencia positivamente no ganho de peso (BRITO, 2018). Neste contexto, fica evidente o benefício da adição de enzimas em rações para animais como as aves.

2.2 PÚBLICO-ALVO

Além do uso em diversos segmentos industriais, a aplicação de enzimas tem ganhado importância no preparo de alimentos compostos para animais, com destaque para aves. Isso relaciona-se, em grande parte, a uma busca por redução dos custos com as matérias-primas tradicionais, cada vez mais caras. Com relação ao mercado de aves, o Brasil tem se destacado, a nível mundial, como um dos principais fornecedores de carne

de frango. De acordo com o Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento (MAPA, 2018), o Brasil, no ranking mundial, encontra-se em segundo lugar na produção e em primeiro lugar na exportação de carne de frango.

Segundo dados publicados em relatório anual pela Associação Brasileira de Proteína Animal, em 2017, a produção brasileira de carne de frango chegou a 13,05 milhões de toneladas (ABPA, 2018). De acordo com dados do MAPA, o Valor Bruto da Produção (VBP) de frango chegou a R\$ 62,59 bilhões em 2019, o que representa 30,07% do total da pecuária e 10,33% do VBP total - que abrange toda a produção agropecuária (safra agrícola e pecuária).

No contexto da produção nacional, a Região Sul se destaca apresentando o maior efetivo de galináceos. Com relação aos estados, o Paraná é o que apresenta o maior efetivo, seguido por São Paulo, Rio Grande do Sul e Santa Catarina, respectivamente. A Tabela 1, com dados de 2018, ilustra o efetivo em unidades (cabeças) de galináceos e o percentual sobre o total (Brasil) bem como o VBP, para a Região Sul e seus estados e para o total nacional.

Tabela 1 – Efetivo de galináceos e VBP, Região Sul e seus estados e o total nacional.

	Efetivo de galináceos		Valor Bruto da Produção*
	Total (cabeças)	Fração do total nacional	
Brasil	1.468.351.527		R\$ 55.479.278.656,00
Região Sul	689.267.509	46,94%	R\$ 33.628.521.905,00
Paraná	384.277.793	26,17%	R\$ 17.709.283.479,00
Santa Catarina	141.970.637	9,67%	R\$ 7.683.625.049,00
Rio Grande do Sul	163.019.079	11,10%	R\$ 8.235.613.376,00

Fonte: IBGE/MAPA (2018).

* Valores deflacionados pelo IGP-DI da FGV - setembro/2019. Elaboração CGAPI/DFI/SPA/MAPA.

O custo de produção da ração na avicultura é elevado, variando entre 60 e 75% do custo total da produção de frangos de corte. Nesse contexto, a incorporação de enzimas na dieta tem se tornado cada vez mais presente, onde sua utilização visa aumentar a biodisponibilidade de nutrientes na ração animal, melhorando a digestibilidade e valor nutricional (NETO, 2016). Estas podem, também, ser empregadas de modo a reduzir a contaminação por fósforo, nitrogênio, cobre e zinco, presentes nas fezes dos animais e, em alguns casos, como forma de aditivos antimicrobianos nas rações. Dentre as enzimas

de uso na nutrição animal, podem ser citadas as amilases, lipases, xilanases, com especial destaque para celulases, fitases e proteases (BON, 2008; CAMPOS *et al.*, 2017).

2.3 CONCORRENTES

O mercado de enzimas para nutrição animal tem ganhado destaque pelo papel importante no aumento da digestibilidade, redução de custos, absorção de nutrientes, entre outros. Mundialmente, as principais fabricantes incluem Novozymes, DuPont (Danisco), AB Enzymes, DSM, Aum Enzymes, BASF, CHR. Hansen, entre outros. Dentre elas, a multinacional dinamarquesa Novozymes se destaca como a maior fabricante. Existe uma grande concentração do mercado, onde as 3 principais empresas detêm cerca de 34% do mercado global de enzimas para nutrição animal (THE EXPRESS WIRE, 2019).

A Novozymes, com filial no Brasil na cidade de Araucária (PR), em 2017, detinha 48% do mercado total de enzimas industriais. Do total de vendas de 2017, por região, 10% estão relacionados à América Latina e por setor industrial, 15% estão associados às enzimas para agricultura e ração animal (NOVOZYMES, 2018).

A DSM é uma mundial especializada na fabricação de enzimas, culturas de leveduras entre outros ingredientes destinados especialmente ao uso em nutrição animal e humana. No estado de São Paulo, possui uma filial, unidades industriais bem como um centro de inovação. Além disso, também possui outras unidades no Ceará e no Mato Grosso do Sul (DSM, 2018).

A BASF, multinacional alemã, possui unidades industriais e outras estruturas em diversas regiões do país, com destaque para o estado de São Paulo. Possui um segmento específico focado em nutrição animal e produtos como o Natuphos®, por exemplo, que é um produto para aves com fitase (BASF, 2019).

A Chr. Hansen começou sua atuação no Brasil em 1977, com a instalação de uma filial em Valinhos, São Paulo. A empresa atende globalmente os setores alimentício, nutricional, farmacêutico e agrícola através do fornecimento de ingredientes baseados em biociência, como enzimas (FOOD INGREDIENTS BRASIL, 2014).

A Verdartis Biotecnologia, empresa especializada em biotecnologia instalada Ribeirão Preto - SP, foca na utilização de meios de cultivos com base em resíduos agroindustriais para a produção de xilanases, endoglucanases e amilases. Recentemente, desenvolveu um projeto para reduzir o impacto ambiental da produção de papel através de enzimas catalisadoras capazes de sustentabilizar o refino de celulose (VERDARTIS,

2019). Além dessas, existem outras empresas, como a DuPont (Danisco), entre outras, que atuam no Brasil.

2.4 FORNECEDORES

As matérias-primas da produção consistem, em sua maior parte, nos substratos para a produção das enzimas. Estes (casca de arroz, farelo de arroz e palha de milho) estão associados a resíduos do processamento de arroz e de milho. A Região Sul destaca-se nacionalmente pela produção dessas duas culturas, especialmente do arroz. Na Tabela 2 é possível observar que no ano de 2018 a região foi responsável por mais de 80% da produção nacional de arroz, em toneladas, sendo destacado o Estado do Rio Grande do Sul como o maior produtor nacional e regional.

Como se pode observar na Tabela 3 a Região Sul também se destaca na produção de milho. No ano de 2018 foi responsável por cerca de 25% da produção nacional (em toneladas), ficando atrás apenas da região Centro-Oeste a qual, sozinha, representou aproximadamente 52,17% da produção de milho em grãos (em toneladas) de todo o Brasil (IBGE, 2018). O Paraná é o maior produtor regional da cultura em questão, responsável por cerca de 15,50% da produção nacional e 64,22% considerando apenas a Região Sul (dados de 2018).

Por esta região e, em especial, os Estados do Paraná e do Rio Grande do Sul se destacarem na produção de ambas as culturas, estes também se destacam no beneficiamento e/ou processamento dos grãos (CONAB), o que está relacionado com uma grande disponibilidade das matérias-primas a serem utilizadas.

Tabela 2 – Produção de arroz e valores, Região Sul e seus estados e total nacional.

	Produção		Valor da produção
	Total (ton)	Fração do total nacional	
Brasil	11.749.192	-	R\$ 8.650.626.000,00
Região Sul	9.627.816	81,94%	R\$ 6.985.829.000,00
Paraná	137.274	1,17%	R\$ 120.762.000,00
Santa Catarina	1.088.755	9,27%	R\$ 779.018.000,00
Rio Grande do Sul	8.401.787	71,51%	R\$ 6.086.049.000,00

Fonte: IBGE - Produção Agrícola Municipal (2018).

Tabela 3 – Produção de milho e valores, Região Sul e seus estados e total nacional.

	Produção		Valor da produção
	Total (ton)	Fração do total nacional	
Brasil	82.288.298	-	R\$ 37.644.731.000,00
Região Sul	19.865.423	24,14%	R\$ 10.024.873.000,00
Paraná	12.758.122	15,50%	R\$ 6.289.764.000,00
Santa Catarina	2.550.050	3,10%	R\$ 1.403.121.000,00
Rio Grande do Sul	4.557.251	5,54%	R\$ 2.331.987.000,00

Fonte: IBGE - Produção Agrícola Municipal (2018).

3 EMPRESA

A Nutrazyme visa a produção de celulases, fitases e proteases com alta qualidade para a aplicação em nutrição animal.

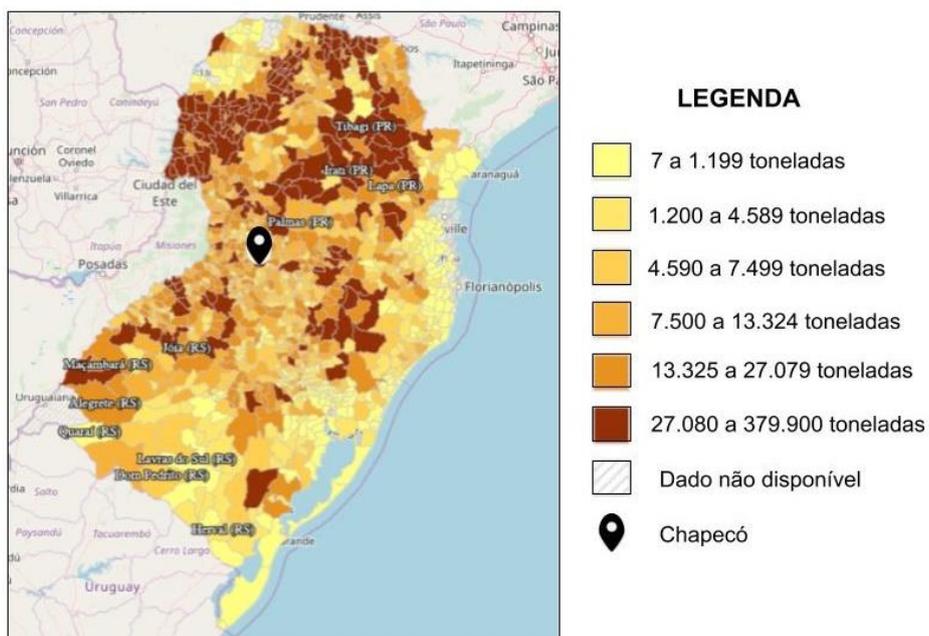
3.1 LOCALIZAÇÃO DA UNIDADE

Para a definição da localização da unidade, levaram-se em conta diversos fatores, como a proximidade da matéria-prima e a existência de políticas (estaduais e municipais) de incentivo ao desenvolvimento industrial.

As matérias-primas principais do processo consistem nos substratos utilizados na fermentação, a casca e o farelo de arroz e a palha de milho, que são resíduos do processamento e/ou beneficiamento do arroz e do milho. Logo, é interessante que a empresa seja instalada relativamente próxima a regiões onde essas duas culturas sejam relevantes e tenham representatividade em valores de produção.

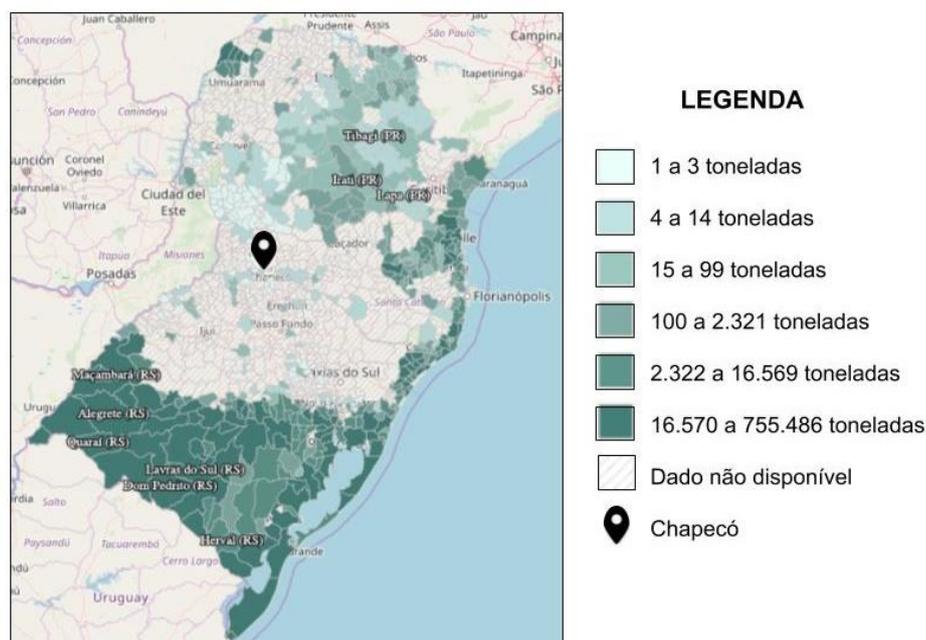
O local escolhido para a implementação da unidade industrial foi a cidade de Chapecó, em Santa Catarina. Como pode ser observado nas Figuras 3 e 4, a cidade se encontra estrategicamente entre duas regiões que se destacam na produção de milho e arroz, respectivamente.

Figura 3 – Ilustração da produção de milho (em grão) na Região Sul em 2018.



Fonte: adaptado de Sistema IBGE de Recuperação Automática - SIDRA (2020).

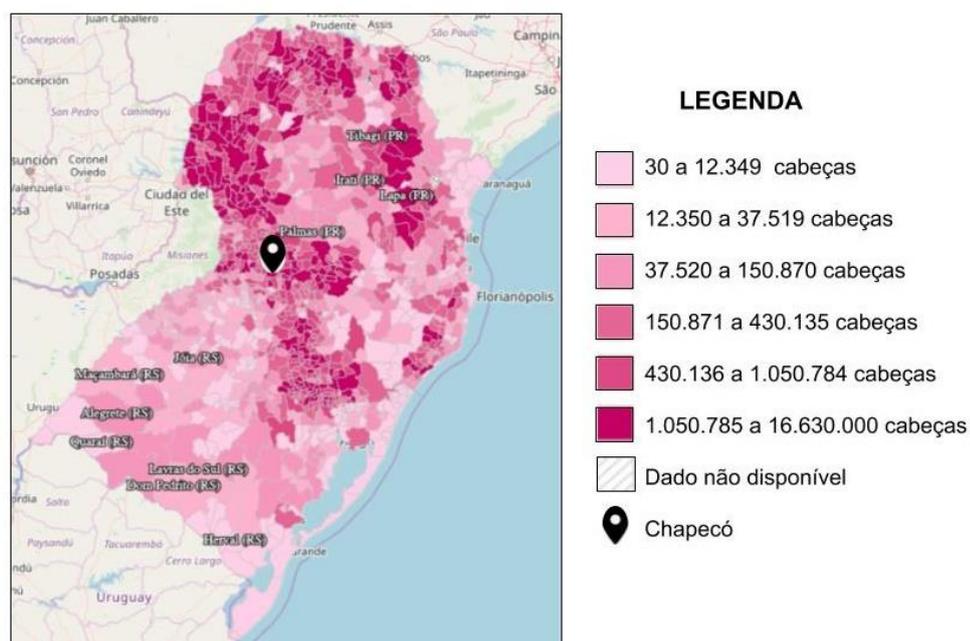
Figura 4 – Ilustração da produção de arroz (em casca) na Região Sul em 2018.



Fonte: adaptado de Sistema IBGE de Recuperação Automática - SIDRA (2020).

Através da Figura 5 observa-se que Chapecó também está localizada muito próxima de regiões que se destacam nacionalmente pela criação de galináceos. Estes estão diretamente relacionados com a demanda de ração para aves, público-alvo do empreendimento.

Figura 5 – Ilustração do efetivo de galináceos (cabeças) na Região Sul em 2018.



Fonte: adaptado de Sistema IBGE de Recuperação Automática - SIDRA (2020).

O estado de Santa Catarina possui programas de incentivo como o Prodec e o Pró-Emprego, que tem como finalidade, entre outros, conceder incentivos a implantação e expansão além de tratamento tributário diferenciado (mediante avaliação do projeto), de modo a atrair investimentos.

A cidade de Chapecó, além de estar relativamente próxima a locais de processamento de milho e arroz foi incluída no ranking das 100 melhores cidades do Brasil para fazer negócios pela revista EXAME em 2017 (INVESTE SC, 2018). Além disso, possui política municipal de desenvolvimento econômico que prevê, mediante análise, a concessão de benefícios que incluem a possibilidade de isenção de impostos por determinados períodos, entre outros (Lei nº 4093/1999).

3.2 CAPACIDADE DE PRODUÇÃO

De acordo com o boletim informativo de julho de 2019 da Sindirações, a previsão para o ano seria a produção de 39,1 milhões de toneladas de ração para aves, incluindo frango de corte e poedeiras, sendo estimado o uso de 9.633 toneladas de enzimas como micro ingredientes das rações. Assim, considera-se que 15% da produção total de rações para aves (5,865 milhões de toneladas) inclui a adição de enzimas e que a Nutrazyme irá abranger 15% deste mercado, produzindo enzimas para a fatia equivalente a 879.750 toneladas de ração para aves.

Ao analisar o mercado, percebe-se que a adição de enzimas na alimentação animal é realizada em conjunto com mais de uma enzima. Estima-se, ainda, que cerca de 60% do mercado de produtos enzimáticos para ração animal seja dominado pela fitase, seguida por 30% das carboidrases, incluindo as celulasas, e 10% para as demais enzimas como as proteases (COSTA, 2017). Dessa maneira, a Nutrazyme produzirá fitase considerando que 100% da fatia de mercado abordada a utilize como aditivo e ainda 35% deste mercado use também celulasas e que 25% aplique proteases.

Para se determinar a capacidade de produção partiu-se da quantidade de ração e da dosagem recomendada a ser adicionada de cada enzima. Desse modo, foi determinada a quantidade anual a ser produzida, em valores de atividade enzimática totais, como indicado no item 6.1.1. Isto pois as conversões em massa de produto serão realizadas apenas durante os cálculos acerca do processo.

3.3 MODELO DE NEGÓCIO

Segundo o Serviço Brasileiro de Apoio a Micro e Pequenas Empresas (SEBRAE, 2019), o modelo de negócio além de estabelecer o que o empreendimento pretende vender, estabelece como os produtos ou serviços serão feitos, o porquê são diferenciados, quem são os clientes e de que forma será gerado dinheiro. Para isso, utiliza-se o Business Model Canvas como ferramenta para descrever como a empresa cria, proporciona e capta valor (OSTERWALDER, 2004).

A ferramenta busca conceituar o negócio a partir do que será fornecido de valor, como será realizado, quem estará envolvido e quanto de recurso será demandado. Assim, primeiramente é definido o que o negócio vai gerar de valor ao mercado, ou seja, a Proposta de Valor. Em seguida, determina-se o público-alvo do negócio, os caminhos de entrega e recebimento de produtos/serviços e a forma de relação com cada nicho de clientes que são definidos como Segmentos de Mercado, Canais e Relações com Clientes, respectivamente.

Figura 6 – Modelo Canvas do Empreendimento.

<p><i>Parcerias Chave</i> </p> <p>Fornecedores de matéria-prima</p> <p>Assistência técnica</p> <p>Laboratório de análises</p> <p>Transporte</p>	<p><i>Atividades Chave</i> </p> <p>Produção de celulases, fitases e proteases</p> <hr/> <p><i>Recursos Chave</i> </p> <p>Matérias-primas</p> <p>Equipamentos</p> <p>Mão-de-obra</p>	<p><i>Proposta de valor</i> </p> <p>Economia em nutrição animal com a melhora da digestibilidade de nutrientes pela adição de enzimas</p> <hr/> <p>Redução de impacto ambiental através do uso de resíduos agroindustriais</p>	<p><i>Relações com clientes</i> </p> <p>Site e redes sociais</p> <p>Serviço de Atendimento ao Cliente</p> <p>Plano de fidelização de clientes</p> <hr/> <p><i>Canais</i> </p> <p>Vendas online</p> <p>Vendas por telefone</p> <p>Representante comercial</p>	<p><i>Segmentos de mercado</i> </p> <p>Empresas fabricantes de ração animal</p> <p>Parceria com empresas de integrados</p>
<p><i>Estrutura de custos</i> </p> <p>Custo operacional</p> <p>Funcionários</p> <p>Logística</p>		<p><i>Fontes de renda</i> </p> <p>Custo e manutenção de equipamentos</p> <p>Marketing</p> <p>Venda de enzimas em pó</p> <p>Venda de biomassa para empresas de biofertilizantes</p>		

Fonte: adaptado de Osterwalder (2004).

As atividades essenciais que possibilitam a entrega da Proposta de Valor são definidas como Atividades Chaves, que necessitam de Recursos Chaves necessários para sua execução. Já as Parcerias Chave são os recursos principais necessários de fora da empresa, ou seja, recursos terceirizados. As Fontes de Renda são as formas de obter

receita por meio das Propostas de Valor e a Estrutura de Custos são os custos relevantes essenciais para a proposta funcionar.

Assim, a ferramenta permite a análise e a visualização do modelo de atuação do empreendimento no mercado através da definição dos principais fluxos e processos. A fim de evidenciar os processos e os recursos essenciais, estrutura-se o modelo de negócio Canvas do empreendimento descrito neste trabalho, conforme Figura 6.

3.4 LEGISLAÇÃO

Os empreendimentos especificados na Resolução CONAMA 237 de 1997 são obrigados a terem a licença ambiental, sendo esta um ato administrativo estabelecido pelo órgão ambiental competente para o qual o empreendedor deve obedecer às condições, restrições e medidas para instalar e operar seu empreendimento de forma que não seja agente de degradação ambiental. O processo de produção de enzimas para a alimentação animal pode ser classificado como uma atividade da indústria química, desta forma, está sujeita ao licenciamento ambiental.

O órgão ambiental responsável pelas atividades relacionadas ao licenciamento ambiental em âmbito nacional é o Instituto Brasileiro do Meio Ambiente e dos Recursos Naturais Renováveis (IBAMA). No entanto, quando as atividades apresentam impacto regional é responsabilidade dos estados licenciarem as atividades como atribui a Lei Federal 6.938/81, desse modo, no estado do Santa Catarina o órgão responsável é o Instituto do Meio Ambiente de Santa Catarina (IMA).

De acordo com a Instrução Normativa nº 13, de 01 de dezembro de 2004, do Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento (MAPA), um aditivo para produtos destinados à alimentação animal é qualquer substância, microrganismo ou produto formulado que quando adicionado intencionalmente na fabricação melhora as características dos produtos destinados à alimentação animal, melhora o desempenho dos animais e cumpre as necessidades nutricionais. As enzimas como as celulases, fitases e proteases produzidas com o intuito de auxiliar e melhorar a nutrição animal são, então, consideradas aditivos para produtos destinados à alimentação animal.

Ademais, a Instrução Normativa 13/2004 dispõe os itens necessários para o registro de um aditivo destinado à alimentação animal, sendo eles: tecnologia de fabricação do produto apropriada; atuar positivamente nas características do produto destinado de produtividade dos animais ou dos produtos de origem animal; ser utilizado

na quantidade rigorosamente necessária; e ser previamente autorizada e registrada por uma autoridade do MAPA.

Para a comercialização e uso de um aditivo para produtos destinados à alimentação animal deve-se dispor de um registro em conformidade com a Instrução Normativa 13/2004 do MAPA e cumprir as condições de uso e os requisitos de rotulagem apresentados no item 3.4.1 do projeto.

As indústrias produtoras de aditivos são sujeitas à inspeção e à fiscalização de seus produtos como indica o Decreto Federal nº 76.986, de 6 de janeiro de 1976, que regulamenta a Lei nº 6.198, de 26 de dezembro de 1974, que dispõe sobre a inspeção e a fiscalização obrigatória dos produtos destinados à alimentação animal e dá outras providências.

3.4.1 Embalagem e Rotulagem

A embalagem e rotulagem com informações claras, visíveis e legíveis é imprescindível para a comercialização de um aditivo empregado na alimentação animal. A Instrução Normativa n.º 13, de 01 de dezembro de 2004, do Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento apresenta o regulamento técnico sobre aditivos para produtos destinados à alimentação animal. Conforme esse documento, os rótulos e etiquetas devem abranger os seguintes itens: nome do aditivo precedido pelo nome do grupo funcional presente na autorização; nome ou razão social e endereço do titular do registro; identificação da origem dos produtos; indicações de uso, além de recomendações para uma utilização segura e adequada; quantidade do produto contida na embalagem; especificar para que categoria de animais o produto é destinado.

De acordo com a Instrução Normativa n.º 04, de 01 de março de 2007, do MAPA, o material utilizado na embalagem deve ser apropriado ao produto que se destina e para as condições esperadas de armazenamento, de modo que a integridade do produto final seja garantida e não ocorra contaminação do mesmo. Além disso, as embalagens devem ser armazenadas em condições higiênico-sanitárias e ser de primeiro uso, exceto as autorizadas pelo MAPA.

3.5 VIABILIDADE ECONÔMICA SIMPLIFICADA

A análise econômica simplificada baseia-se no relacionamento com clientes e fornecedores, ou seja, compara-se os gastos com a matéria-prima principal do processo e o valor agregado à enzima utilizada na ração animal. Assim, por meio de cotações

agrícolas, os preços dos substratos são estabelecidos e, pelo contato com concorrentes, define-se o valor médio dos produtos comercializados.

O cálculo do lucro bruto anual da empresa é realizado em termos da atividade enzimática, pois a quantidade de enzima utilizada está relacionada com sua força e não com a concentração. Dessa forma, a Tabela 4 demonstra os lucros e custos anuais da Nutrazyme baseada nas relações com clientes e fornecedores.

Tabela 4 – Análise Econômica Simplificada.

	Celulases	Fitases	Proteases
Demanda de ração atendida (ton)	310.275	879.750	219.375
Dosagem recomendada (U/ton _{ração} x 10 ⁻⁴)	25	50	1500
Quantidade de enzima produzida (U/anual x 10 ⁻⁶)	77.568	439.875	3.290.625
Atividade de produtos comerciais (U/g _{produto})	2.500	5.000	5.000
Preço de venda da enzima (R\$/kg)	155,10 ^(a)	103,40 ^(b)	26,37 ^(c)
Lucro bruto com a venda de enzimas (R\$/ano)	4.812.365,25	9.096.615,00	17.354.756,30
Atividade da enzima produzida (U/g _{substrato})	562	184	1946
Quantidade de substrato anual (ton)	138,02	2390,63	1690,97
Preço do substrato (R\$/ton)	120,00 ^(d)	410,00 ^(d)	158,00 ^(d)
Custo total com substrato (R\$/ano)	16.562,72	980.156,25	267.173,05

Fonte: autores (2019); Herikang(a); Tonking(b); Sinobest (2015) (c); MFRural (d).

A soma dos custos com substratos para as três enzimas totalizou R\$ 1.263.892,02 ao ano e o lucro bruto total com a venda dessas foi de R\$ 31.263.736,60. Porém, segundo Peters *et al* (1991) *apud* Ministério do Desenvolvimento, Indústria e Comércio Exterior (MDIC, 2011), atual Ministério da Economia, a porcentagem do valor das matérias-primas em relação ao custo de produção naturalmente irá variar consideravelmente entre os tipos de planta industrial. No caso de indústrias químicas, espera-se que essa faixa de variação se situe entre 10 e 50% do custo total de produção.

Assim, a faixa de variação com o custo total de produção da Nutrazyme seria entre 1.895.838,03 e 2.401.394,84 reais. Dessa forma, o lucro bruto obtido está na faixa de R\$ 29.367.898,60 a R\$ 28.862.314,80, sendo viável economicamente para qualquer valor.

4 PRODUTO

As enzimas, proteínas especializadas, são catalisadores das reações dos sistemas biológicos e são aplicadas industrialmente devido ao seu alto poder catalítico, o qual em geral é maior que dos catalisadores sintéticos ou inorgânicos (NELSON e COX, 2019). Semelhante aos catalisadores inorgânicos, as enzimas aceleram a velocidade de reação através da redução da energia de ativação da reação, sem alterar o seu equilíbrio termodinâmico (LIMA *et al.*, 2001).

Essas proteínas são capazes de distinguir substratos com estruturas muito semelhantes (NELSON e COX, 2019), de modo que cada enzima apresenta condições específicas em relação ao tipo de reação, substrato utilizado e fonte de obtenção (LIMA *et al.*, 2001).

4.1 DEFINIÇÕES DOS PRODUTOS

O processo digestivo para aves e suínos não é completo já que não conseguem digerir cerca de 15 a 25% dos alimentos consumidos. Isso ocorre, pois, muitos componentes presentes nas rações possuem fatores antinutricionais e esses animais não produzem enzimas para quebrá-los ou a atividade das que são produzidas não é suficiente, o que dificulta a digestão (BEDFORD AND PARTRIDGE, 2011 *apud* AGROCERES, 2018). O aumento da digestibilidade de nutrientes ocasionada pelo uso de enzimas, evita a adição de ingredientes de alto custo na formulação das dietas. Desse modo, estes aditivos são utilizados cada vez mais como suplementação em nutrição animal, principalmente de aves, uma vez que diminuem o custo de produção devido à redução nos custos com alimentação.

De acordo com a Instrução Normativa nº 13, de 30/11/2004 do MAPA, as enzimas exógenas são consideradas aditivos zootécnicos digestivos, ou seja, possuem propriedades catalíticas específicas que auxiliam na digestibilidade e melhor absorção de nutrientes. Segundo Torres *et al.* (2003), a suplementação com enzimas exógenas, como as celulases, fitases e proteases, nas dietas melhoram a eficiência de produção das aves pelo aumento da digestão de produtos de baixa qualidade, como polissacarídeos não amiláceos (PNAs) presentes nas dietas a base de milho e farelo de soja, e redução da perda de nutrientes nas fezes, sendo possível baixar os níveis nutricionais da dieta com possíveis vantagens econômicas.

4.1.1 Celulases

As celulases são enzimas responsáveis pelo ataque às fibras de celulose, um polissacarídeo linear constituído por uma parte amorfa e outra cristalina (LIMA *et al*, 2001). Uma vez que degradam materiais lignocelulósicos através de hidrólise, as enzimas celulolíticas são classificadas como hidrolases (SALOMÃO, 2017). A degradação do polímero linear ocorre pela atuação de um sistema multienzimático composto por três grupos que atuam sinergicamente na hidrólise da celulose: as endoglicanases (1,4- β -D-glucana-4-glucano-hidrolase), as exoglicanases (1,4- β -D-glucana-celobio-hidrolase) e as β -glicosidases (β -D-glucosídeo gluco-hidrolase) (LYND *et al*, 2002 *apud* SALOMÃO, 2017).

As endoglicanases atuam na região interna da fibra de celulose, dando origem a compostos menores, os celo-oligossacarídeos, que sofrerão ataque pelas enzimas do tipo celobio-hidrolase. Dessa ação, tem-se como resultado um novo terminal redutor e um não redutor. Já as exoglicanases atacam as extremidades do polímero e podem ser de dois tipos: tipo I, as que hidrolisam terminais redutores e tipo II, que hidrolisam não redutores. A partir de sua atuação é produzida a celobiose. Por fim, para completar a degradação da celulose, a celobiose é hidrolisada em duas moléculas de glicose pelas β -glicosidases (BON *et al*, 2008). Logo, o complexo celulolítico é mais eficiente do que a ação individual, já que uma única enzima é incapaz de hidrolisar a celulose totalmente.

Essas enzimas são amplamente empregadas na produção de detergentes, na indústria têxtil, na indústria de papel e celulose, na produção de sucos e vinificação, contudo, há um crescimento notável no setor de nutrição animal (KIRK *et al*, 2002).

A suplementação de rações com celulases tem o intuito de complementar a ação das enzimas endógenas já produzidas pelo animal, o que permite melhor digestibilidade dos nutrientes, uma vez que essas enzimas adicionadas realizam a hidrólise de polissacarídeos não amiláceos (PUCCI *et al*, 2003 *apud* SOUZA, 2014). Segundo Lecznieski (2001), conforme citado por Perim (2014), esses compostos possuem propriedades antinutricionais que podem afetar o desempenho dos animais visto que são resistentes à hidrólise no trato gastrointestinal. Assim, enzimas que degradam celulose e amido (amilases) contribuem para aumentar o aproveitamento energético das dietas e aprimorar o desempenho dos animais, especialmente das aves (OLIVEIRA & HACKENHAAR, 2008 *apud* PERIM, 2014).

4.1.2 Fitases

A fitase é uma enzima fosfatase amplamente encontrada em plantas, em alguns animais e microrganismos (bactérias e leveduras) e é responsável pela catálise do fitato liberando fosfatos de inosital e o ortofosfato para serem eventualmente absorvidos (SUHAIRIN *et al*, 2010; PIRES, 2016 *apud* COSTA, 2017). Simplificadamente, a fitase hidrolisa o fitato, liberando o fosfato presente em sua molécula e tornando o fósforo disponível para os animais. A fitase, também, pode aumentar a biodisponibilidade de outros elementos, como o cálcio, o magnésio, o zinco, o manganês e o ferro que podem estar quelatados na molécula do fitato (BERTECHINI, 2006).

Há dois tipos de fitase que se diferenciam pelo local onde inicia a hidrólise: a 3-fitase (mio-inositol hexaquifosfato 3-fosfohidrolase) e a 6-fitase (mioinositol hexaquifosfato 6-fosfohidrolase) (VOHRA; SATYANARAYANA, 2003). Os tipos de fitase se diferenciam, pois removem o ortofosfato nas regiões 6 e 3 do ácido fítico, respectivamente (KORNEGAY, 1996).

A principal função da fitase é relacionada a nutrição animal, pois apesar do fitato ser fonte de energia, o fósforo ligado está pouco disponível para animais monogástricos, e o fósforo inorgânico, um mineral não-renovável e caro, é acrescentado nas dietas de suínos, peixes e aves para atender suas necessidades nutricionais de fósforo (VATS, 2004). Além disso, quando ocorre a excreção do fósforo do fitato esse se torna um poluente ambiental em locais de produção animal intensiva.

4.1.3 Proteases

As proteases são enzimas caracterizadas por catalisar reações de hidrólise de ligações peptídicas em moléculas de proteína, originando cadeias menores de peptídeos e aminoácidos livres, assim, também denominadas peptidases ou peptídeo hidrolases. As proteases podem ser classificadas de acordo com: a posição da ligação a ser quebrada (endopeptidases ou exopeptidases) e a faixa de pH de maior atividade (ácida, neutra e alcalinas) (RAO *et al*, 1998). As endopeptidases atuam preferencialmente em regiões internas, enquanto as exopeptidases atuam somente nos finais das cadeias polipeptídicas. (SOUZA, 2015).

Além disso, são divididas em subclasses de acordo com os grupos químicos dos sítios ativos envolvidos nas reações. As exopeptidases são subdivididas em carboxipeptidases, aminopeptidases e omega peptidases, as quais atuam, respectivamente, nos terminais carboxílico, amina e em resíduos de aminoácidos

substituídos. As endopeptidases são classificadas em serina, cisteína, aspártico-proteínases e metaloproteínases que possuem, respectivamente, um resíduo de serina no sítio ativo, aminoácido cisteína, duas unidades de ácido aspártico no centro catalítico e a necessidade de íon metálico no mecanismo catalítico (SOUZA, 2015).

As proteases apresentam, industrialmente, diversas aplicações justamente por sua especificidade na catálise de reações hidrolíticas. Podem ser aplicadas em diferentes setores, como na indústria de alimentos, detergentes, têxtil, farmacêutica, entre outros (SOUZA, 2015). Com relação à alimentação animal, as proteases podem potencializar o uso de proteínas pouco digestíveis. Além disso, podem maximizar a disponibilidade de aminoácidos, aumentando a energia metabolizável das rações, melhorando a produtividade e reduzindo o custo de produção (CAMPOS *et al*, 2017).

4.2 PRODUTO COMERCIALIZADO

Os produtos comercializados pela Nutrazyme são as enzimas extracelulares: celulases, fitases e proteases. Como essas enzimas visam atender as indústrias de ração animal com enfoque na nutrição de aves, o produto final apresentará qualidade de acordo com as especificações desse mercado consumidor e os tamanhos condizentes à necessidade dessas indústrias, ambas analisadas, respectivamente, nos itens 3.4 e 4 do projeto.

As enzimas serão comercializadas na forma de grânulos finos brancos em embalagens de filme de polietileno com estruturas coextrusadas, garantindo uma validade de 12 meses. Para isso, recomenda-se o armazenamento do produto a uma temperatura de 25°C, em local seco e com proteção à luz solar. As principais especificações acerca das características dos produtos da Nutrazyme estão apresentadas na Tabela 5.

Tabela 5 – Especificações de comercialização das celulases, fitases e proteases.

Especificação	Celulases	Fitases	Proteases
Origem	<i>Aspergillus terreus</i>	<i>Aspergillus oryzae</i>	
Atividade declarada mínima (U/g)	2.500	5.000	5.000
Dosagem recomendada (U/ton _{ração} x 10 ⁻⁴)	25	50	1500
Embalagem (kg)	5	5	5

Fonte: autores (2019).

Os pedidos poderão ser personalizados, sob encomenda com antecedência, para indústrias que demandam embalagens com uma quantidade de produto maior que as quantidades presentes nas comercializadas pela Nutrazyme.

5 SELEÇÃO DE TECNOLOGIAS

Biocatalisadores podem ser extraídos através de diferentes fontes e rotas tecnológicas. Sendo assim, este item possui o objetivo de apresentar as rotas para produção de enzimas, bem como analisar quais as tecnologias mais adequadas.

5.1 OBTENÇÃO DE ENZIMAS

Enzimas são proteínas que possuem poder catalítico e estão presentes em todas as células vivas, onde atuam a fim de aumentar velocidade das reações químicas componentes das vias catabólicas e anabólicas do metabolismo (BON *et al*, 2008). As matérias-primas para obtenção destes biocatalisadores podem ser de origem animal, vegetal ou obtidas a partir de microrganismos, sendo as últimas mais utilizadas industrialmente.

Pancreatina, tripsina, pepsina e catalase são alguns exemplos de enzimas de origem animal, as quais ocorrem em tecidos específicos. Os tecidos são secos e triturados em partes pequenas e finas e, ainda úmidos, são desintegrados a partir de moinhos ou homogeneizadores. Em seguida, as enzimas são extraídas a partir da aplicação de água ou solução tampão adequada e através de filtração ou centrifugação é feita a remoção de resíduos insolúveis (LIMA *et al*, 2001).

Algumas frutas como mamão e abacaxi são fontes de papaína e bromelina, respectivamente, as quais são amplamente empregadas no amaciamento de carnes, eliminação de turbidez de cervejas e como auxiliares de digestão, como aponta Lima *et al* (2001). De acordo com a concentração da enzima de interesse, essa pode ser extraída de diversas partes da planta, como talo, caule, fruto e látex. Além destes exemplos, muitas outras enzimas são produzidas a partir de vegetais e, em grande parte, como subprodutos de atividades do setor agrícola.

Os biocatalisadores usados para fins industriais são majoritariamente de origem microbiana através processos fermentativos, em que bactérias, leveduras e fungos filamentosos são os microrganismos produtores. Segundo Couri e Damasco (2001), essas enzimas podem ser classificadas em constitutivas e indutivas. Em relação ao primeiro caso, as enzimas estão relacionadas aos aspectos centrais do catabolismo, estão presentes em grande quantidade nas células e são produzidas independente da presença de substrato, ou seja, não dependem do microambiente celular. Já no segundo, a síntese enzimática é aumentada pela presença de um indutor, geralmente derivado do substrato ou análogo a este, como amido, indutor da α -amilase por exemplo.

As fontes vegetal e animal apresentam algumas desvantagens como limitação de suprimento do tecido empregado para extração ao ampliar-se a demanda, influência da sazonalidade, necessidade de maiores áreas de cultivo, suscetibilidade à intempéries (COURI e DAMASCO, 2001). Em contrapartida, células microbianas são as principais fontes enzimáticas empregadas visto que permitem a produção em larga escala com regularidade, simplicidade nutricional, grande variedade de poder catalítico e, de acordo com o processo de fermentação, também possibilitam a redução do custo de produção. Adicionalmente, os avanços em biologia molecular, especialmente no que diz respeito à descoberta de espécies microbianas seguras e de fácil cultivo, uma vez que estão diretamente relacionados com o aumento de rendimento e produtividade, impulsionam o desenvolvimento de processos microbianos (BON *et al.*, 2008).

Sendo assim, com base nas informações apresentadas, escolheu-se a produção de enzimas a partir de microrganismos.

5.2 FERMENTAÇÃO

Os processos fermentativos empregados para a produção de enzimas industriais são basicamente o cultivo submerso e em estado sólido.

5.2.1 Cultivo submerso

A fermentação submersa (FS) é aquela em que o crescimento microbiano ocorre no seio do meio de cultivo com presença de grande quantidade de água livre sob agitação. Os nutrientes necessários para o desenvolvimento estão dissolvidos ou em suspensão no meio e, no caso de fermentações aeróbicas, o oxigênio é fornecido por borbulhamento de ar por um compressor. Esse tipo de processo pode ser conduzido desde escala laboratorial e de bancada até escala piloto e industrial e o volume dos biorreatores, agitados mecanicamente e aerados, pode variar de 1 a 50 litros até centenas a milhares de litros (PASTORE *et al.*, 2013).

5.2.2 Cultivo em estado sólido

A fermentação em estado sólido ou semissólido (FES) consiste no desenvolvimento de microrganismos na superfície de substrato sólido na ausência ou quase ausência de água livre. Neste caso, conforme Pastore *et al.* (2013), a matriz sólida pode atuar como suporte, quando o microrganismo a utiliza para crescer e/ou como fonte de nutrientes, quando consumida simultaneamente com outros componentes do substrato. Os fungos filamentosos são os que mais se adaptam ao cultivo em estado sólido, embora

diferentes microrganismos como bactérias e leveduras também possam se desenvolver neste meio. Justifica isso o crescimento em forma de hifas bem como a tolerância aos baixos níveis de água do sistema e elevada pressão osmótica (BON *et al.*, 2013). Os substratos mais utilizados são produtos do setor agrícola como trigo, soja, milho; resíduos agroindustriais como bagaço de cana, farelo de trigo, casca de arroz; e resíduos florestais.

As Tabelas 6 e 7 apresentam respectivamente as vantagens e desvantagens dos tipos de fermentação previamente apresentados e a comparação entre algumas características destes processos.

Tabela 6 – Vantagens e desvantagens de fermentação em estado sólido e submersa.

	FES	FS
Vantagens	<ul style="list-style-type: none"> -Possibilidade de utilização de resíduos agroindustriais; -Produtos mais concentrados, o que facilita a extração; -Simplicidade do meio de cultivo -Menor volume do reator; -Aeração mais acessível ao microrganismo -Ausência de espuma; -Leve agitação do substrato; -Estabilidade da enzima; -Baixo nível de repressão catabólica; -Condições de crescimento semelhantes ao ambiente natural; -Redução de contaminação por outros microrganismos devido à baixa umidade; -Menor área de estocagem; -Alguns casos: maior rendimento que a submersa. 	<ul style="list-style-type: none"> -Melhor controle de variáveis físico químicas como pH e temperatura; -Obtenção de caldo uniforme; -Melhor absorção de nutrientes e excreção de metabólitos; -Facilidade de aumento de escala; -Controle de consumo de substrato e produção do produto de interesse.
Desvantagens	<ul style="list-style-type: none"> -Menor acessibilidade ao substrato -Limitações no controle de variáveis como pH, temperatura, oxigênio; -Heterogeneidade do meio -Problemas de transferência de massa e Movimento; -Dificuldade de dissipar calor e gases produzidos; -Dificuldade na ampliação de escala. 	<ul style="list-style-type: none"> -Formação de espuma; -Elevados custos com agitação e aeração; -Produtos mais diluídos no meio o que dificulta a recuperação.

Fonte: Autores (2019), baseada em BON *et al.* (2008).

Tabela 7 – Comparação entre características dos processos fermentativos.

Aspecto analisado	FES	FS
Microrganismos e substrato	Estático	Agitado
Necessidade de água	Pouca	Grande
Transferência de oxigênio	Difusão	Aeração
Volume de fermentação	Pequeno	Grande
Efluente gerado	Baixo volume	Volume significativo
Gasto energético	Baixo	Alto
Mão de obra requerida	Alta	Baixa
Capital de investimento	Baixo	Alto

Fonte: Pastore *et al.* (2013).

Ao analisar as informações contidas nas tabelas acima, a fermentação em estado sólido apresenta-se vantajosa devido à possibilidade da utilização e valorização de resíduos agroindustriais. Esses materiais possuem baixo custo e boa disponibilidade, além de conterem substâncias de alto valor que podem ser transformadas em outros produtos. Logo, o aproveitamento dos resíduos não só reduz os custos com meio de cultivo e do processo como um todo, mas também diminui a necessidade de descarte no meio ambiente, contribuindo para a redução de poluição ambiental. Por fim, a ausência da necessidade de adição de agentes antiespumantes também reduz despesas e a carga poluidora do processo. Visto que a fermentação em estado sólido é pouco explorada em projetos de grande escala, não é possível fazer considerações a respeito de rendimento e produtividade em comparação com a fermentação submersa.

5.2.3 Modo de operação

O processo fermentativo pode ser conduzido basicamente de três formas segundo o meio de cultivo, características do microrganismo e objetivo que se deseja atingir. São elas:

- ✓ Descontínuo - batelada;
- ✓ Batelada alimentada - *feed-batch*;
- ✓ Contínuo.

O modo descontínuo simples é o mais empregado para obtenção de diversos produtos de interesse. Neste sistema, o biorreator é carregado com o meio de cultivo adequado e esterilizado por injeção de vapor ou em autoclave. Depois disso, o inóculo é injetado assepticamente no reator. Uma vez atingido o máximo de produção e a fermentação é finalizada, o meio fermentado é descarregado e encaminhado para recuperação do produto e, então, a dorna pode ser utilizada novamente para outra fermentação. Por utilizar um meio de cultivo com quantidade limitada de nutrientes, esse modo de operação é considerado sistema fechado (PASTORE *et al*, 2013).

Devido à grande flexibilidade e menor risco de contaminação, a estratégia adotada para o modo de operação do reator foi a batelada, conduzida utilizando substrato sólido oriundo de resíduos agroindustriais, suplementado com fonte de nutrientes.

5.2.4 Biorreatores

Os equipamentos utilizados em FES podem ser divididos em quatro grupos, como indicado na Tabela 8. O grupo I é composto majoritariamente por biorreatores do tipo bandeja, o II por biorreatores de leito fixo, enquanto o III e IV são constituídos por biorreatores do tipo tambor e leito fluidizado, respectivamente.

Tabela 8 – Classificação de biorreatores FES considerando aeração e agitação.

Aeração / Agitação	Sem agitação ou agitação ocasional	Com agitação contínua ou muito frequente
Sem aeração forçada	Grupo I	Grupo III
Com aeração forçada	Grupo II	Grupo IV

Fonte: Autores (2019).

O projeto de um biorreator deve levar em consideração a variedade de substratos passíveis de utilização, assim como suas peculiaridades como composição, resistência mecânica, umidade, porosidade, entre outros. Ainda, deve ter em vista a morfologia do fungo e necessidade ou não de esterilidade do processo.

Em consequência da sua simplicidade e facilidade de escalonamento, os reatores do tipo bandeja são os mais comumente empregados no cultivo em estado sólido e foi o escolhido para o desenvolvimento do projeto.

Nestes reatores, os substratos são dispostos em finas camadas sobre as bandejas, as quais são colocadas umas sobre as outras com alguns centímetros de espaço entre elas em ambientes com controle de temperatura e umidade (PASTORE *et al*, 2013). As

bandejas podem ser fabricadas a partir de diversos materiais como aço inoxidável, sacos plásticos, madeira, entre outros; e também podem ser ou não perfuradas. Em relação ao tamanho das bandejas, esse pode ser variável. Devido a possíveis problemas relacionados à transferência de oxigênio, a camada de substrato não pode ultrapassar cinco centímetros de espessura.

O *scale-up* é feito aumentando-se o número de bandejas e, por essa razão, a utilização desse equipamento demanda grande área ocupacional e maior mão de obra ou sistemas robóticos sofisticados. A fermentação com *Aspergillus terreus* utilizado para a obtenção de celulases foi conduzida a 45°C, pH 3 e durante 96 horas de fermentação (WENG *et al*, 2008). Já a fermentação com *Aspergillus oryzae* utilizado na obtenção de fitases foi conduzida a 30°C durante 96 horas de fermentação (LIMA, MONTE ALEGRE e PADILHA, 2014). E a fermentação com *Aspergillus oryzae* para obtenção de proteases foi conduzida a 27°C, pH 6,9 a 7,2 e durante 96 horas de fermentação (BATTAGLINO *et al*, 1991). O rendimento do processo fermentativo será de 44% para a produção de celulases e de 50% para produções de fitases e proteases.

5.2.5 Microrganismos

A obtenção de microrganismos que produzem enzimas industriais pode ser feita de diversas maneiras, tais como a compra em coleções de culturas, o isolamento a partir de recursos naturais, obtenção de mutantes naturais, obtenção de mutantes induzidos através de métodos convencionais e obtenção de microrganismos recombinantes através de engenharia genética (MONTEIRO e SILVA, 2009).

Uma grande quantidade de enzimas é produzida a partir de bactérias e fungos e a escolha do microrganismo adequado depende de diversos fatores. Idealmente, o microrganismo escolhido para o processo deve apresentar características como elevada capacidade de síntese e excreção da enzima de interesse, suportar condições ambientais adversas, referente a pressão osmótica, a temperatura e a força iônica do meio, além de ser tolerante a substâncias tóxicas que podem estar presentes no meio devido ao tratamento da matéria-prima ou até mesmo pelo seu próprio metabolismo celular (BON *et al*, 2008).

Ademais, é necessário que o microrganismo seja capaz de produzir enzimas que sejam adequadas à suplementação em nutrição animal. A ação catalítica é afetada pela termoestabilidade da enzima, pois dependendo do tipo de microrganismo produtor a enzima pode ser mais ou menos resistente ao calor. Em geral, a termoestabilidade de

enzimas obtidas por fungos é menor (até 75°C) e as enzimas produzidas por bactérias são mais resistentes (80 a 90°C) (OFFICER, 2000 *apud* AGROCERES, 2018). Devido aos baixos níveis de água na fermentação em estado sólido, os fungos filamentosos têm sido amplamente empregados, pois apresentam melhor capacidade de crescimento nessas condições (PASTORE *et al.*, 2013).

Diversos gêneros de bactérias e fungos são capazes de produzir o sistema celulolítico e como exemplo de bactérias têm-se os gêneros *Bacillus*, *Cellulomonas* e *Clostridium* (BON *et al.*, 2008). Devido ao crescente interesse na produção de enzimas por fermentação em estado sólido, muitos estudos investigam a utilização de fungos filamentosos para a obtenção de celulases, sendo abordados os gêneros *Trichoderma*, *Penicillium*, *Fusarium*, *Aspergillus*, *Humicola* e *Phanerochaete*, os quais apresentam capacidade de produzir altos níveis de celulase (SALOMÃO, 2017). Dentre esses, os microrganismos do gênero *Aspergillus* apresentam o grande benefício de produzir coquetéis enzimáticos que apresentam altas concentrações da enzima β -glicosidase.

A enzima fitase também pode ser produzida por microrganismos como fungos (*Saccharomyces cerevisiae*, linhagens do gênero *Aspergillus*, principalmente os fungos *Aspergillus niger*, *Aspergillus ficuum* e *Aspergillus oryzae*), bactérias (*Pseudomonas* e *Bacillus subtilis*), leveduras, e por alguns microrganismos do rúmen e do solo (SEBASTIAN *et al.* 1998). As proteases microbianas também podem ser produzidas por diversos microrganismos, sendo que entre os fungos filamentosos, destaca-se a utilização de espécies do gênero *Arpergillus* (*A. flavus*, *A. niger*, *A. oryzae*) e *Penicillium* (*P. camemberti*, *P. citrinum*, *P. griseoroseum*, *P. restrictum* e *P. roqueforti*). Proteases termoestáveis podem ser produzidas por fungos termofílicos, tendo como exemplos espécies de *Thermoascus aurantiacus*, *Thermomyces lanuginosus* e *Thermomucor indiciae-seudaticae* (SOUZA, 2015).

De acordo com as características expostas anteriormente, neste projeto selecionou-se o *Aspergillus terreus* para a produção de celulases e o *Aspergillus oryzae* para a produção de fitases e proteases.

5.2.6 Substratos

Em FES emprega-se substratos sólidos, sem a presença de água livre, para fornecer suporte físico para o crescimento microbiano e nutrientes aos microrganismos e, geralmente, são resíduos ou subprodutos da agroindústria (PANDEY, 2003). A seleção

de um substrato adequado é um dos principais parâmetros em FES, além da quantidade e proporção de cada substrato em uma mistura (MARQUES, 2017).

Os resíduos agroindustriais, ricos em matéria orgânica e disponíveis em grande quantidade, podem ser reaproveitados como matérias-primas de baixo custo para a produção de compostos de alto valor agregado como as enzimas (SALOMÃO, 2017). De acordo com o que foi exposto anteriormente, neste projeto selecionou-se a palha de milho para a produção de celulases, farelo de arroz para a produção de fitases e casca e farelo de arroz (7:3) para a produção de proteases.

5.2.6.1 Farelo e Casca de Arroz

O processo de beneficiamento do arroz gera uma série de resíduos como a casca e o farelo de arroz. O reaproveitamento desses subprodutos em outros processos garante uma maior renda à indústria de beneficiamento de arroz a partir da venda desses resíduos, e um gasto menor para o processo de produção à indústria que emprega o farelo e a casca de arroz como matéria-prima.

A casca de arroz, removida durante o refino do arroz, não possui SiO_2 e fibras com alto valor nutritivo e, por isso, apresenta baixo valor comercial. A composição percentual da casca de arroz é 50% de celulose, 30% de lignina e 20% de resíduo inorgânico, sendo este último composto, em média, por 95 a 98% em peso de sílica, na forma amorfa hidratada (HOUSTON (1972), GOVINDARO (1980), FONSECA (1999) *apud* DELLA, 2001).

Já o farelo de arroz é obtido no processo de produção do arroz polido a partir do arroz integral, onde algumas camadas externas do arroz são removidas (HOFFPAUER, 2005). Esse resíduo do beneficiamento do arroz possui baixo valor comercial e sua composição química varia conforme a constituição do grão de arroz ou do processo de beneficiamento (CARVALHO; BASSINELO, 2006), porém, em geral, o farelo de arroz possui cerca de 15 a 20% de lipídios, 44% de carboidratos totais e cerca de 7 a 11,4% de fibra bruta (JULIANO, 2003).

5.2.6.2 Palha de Milho

Segundo Paes *et al* (2008), a palha de milho é um resíduo agrícola abundante, porém, em geral, seu uso restringe-se a incineração em caldeiras ou utilização como cama nos criadouros de aves nas propriedades rurais brasileiras. Sendo assim, pouco aproveitado como forma de gerar um produto de valor agregado alto. A palha representa

cerca de 10% do peso da espiga, assim, considerando que no Brasil estima-se a produção de 98,4 milhões de toneladas de milho na safra 2019/2020 segundo a Companhia Nacional de Abastecimento (CONAB), obtém-se uma quantidade de aproximadamente 10 milhões de toneladas de palha de milho no Brasil nesse período.

A palha de milho apresenta em sua composição lignina solúvel e insolúvel, celulose, holocelulose, polioses, cinzas e umidade, sendo cerca de 15% a quantidade total de lignina e 40% a quantidade de celulose (SALAZAR *et al*, 2005).

5.3 OPERAÇÕES *UPSTREAM*

O processo fermentativo industrial apresenta diversas etapas e, considerando o processo fermentativo como referência, pode-se denominar as etapas anteriores como processo a montante (*upstream*) referente às operações de pré-tratamento da matéria-prima (LIMA *et al*, 2001). Nessa fase do processamento, são realizados o preparo do inóculo e esterilização do substrato e biorreator.

5.3.1 Preparo do inóculo

O inóculo é um volume de suspensão de microrganismo de concentração adequada capaz de garantir, em condições econômicas, a fermentação de um dado volume de mosto. Porém, para que isso ocorra, deve-se garantir um meio com condições para a propagação do microrganismo e tomar cuidados especiais para evitar a contaminação (SCHMIDELL *et al*, 2001).

A preparação do inóculo parte de uma cultura estoque que é passada do meio sólido para um tubo de ensaio contendo meio líquido esterilizado. Após determinado tempo de incubação, se transfere para recipientes maiores até chegar-se na contagem de esporos desejada e ser misturado ao substrato (SCHMIDELL *et al*, 2001).

O *Aspergillus terreus*, utilizado para a obtenção de celulases, é replicado até 10^7 esporos/mL por 5 dias com temperatura de incubação de 35 °C (WENG *et al*, 2008). Para o *Aspergillus oryzae*, utilizado na obtenção de fitases, replica-se o microrganismo por 10 dias até 10^7 esporos/mL e com temperatura de incubação de 30 °C (LIMA, MONTE ALEGRE e PADILHA, 2014). E o *Aspergillus oryzae* para obtenção de proteases é padronizado com 5×10^7 esporos/mL com tempo de microrganismos repicados de 7 dias com temperatura de incubação de 27 °C (BATTAGLINO *et al*, 1991). Para todos os microrganismos o meio de manutenção utilizado utiliza-se o Agar Batata Dextrose.

5.3.2 Preparo do substrato

A produção de enzimas é um processo biotecnológico que necessita de uma homogeneidade na distribuição de tamanhos dos substratos para a fermentação. O preparo dos substratos, inicialmente *in natura*, através das operações de moagem e peneiramento tem como objetivo garantir a granulometria específica e própria para cada processo, permitindo a circulação de ar no meio e a dissipação de calor e gases produzidos.

A moagem tem como objetivo a redução do tamanho de partículas e é empregada com o intuito de aumentar a área de superfície do particulado (COULSON & RICHARDSON, 1965). Enquanto que o peneiramento tem como objetivo a separação de um material através do tamanho geométrico das partículas, resultando em uma fração do material retido na tela da peneira (*oversize*) e uma fração do material passante (*undersize*) (CARISSO & CORREIRA, 2004).

Neste projeto industrial, o processo de obtenção de fitases emprega palha de milho como substrato, a qual é moída e, após, peneirada com o objetivo de atingir a granulometria específica do processo de no máximo 0,45 mm (WENG *et al*, 2008). O farelo de arroz empregado na produção de fitases e proteases passa pelo peneiramento para atingir uma granulometria de no máximo 0,4 mm (LIMA, MONTE ALEGRE e PADILHA, 2014). E a casca de arroz necessária na proporção de 70% para a produção de proteases é misturada diretamente com o farelo de arroz, não passando pelas operações de moagem e peneiramento (BATTAGLINO *et al*, 1991).

5.3.3 Esterilização do substrato e do biorreator

A esterilização é um procedimento que consistem em eliminar contaminantes do processo. Para a produção das celulasas, fitases e proteases, a esterilização das bandejas juntamente com o substrato será feita com calor úmido na forma de vapor a 121 °C pelo tempo de 15 minutos (WENG *et al*, 2008; LIMA, MONTE ALEGRE e PADILHA, 2014; BATTAGLINO *et al*, 1991).

5.4 OPERAÇÕES *DOWNSTREAM*

Considerando o processo fermentativo como referência, pode-se denominar as etapas posteriores como processo a jusante (*downstream*) referente às operações para obtenção do produto (LIMA *et al*, 2001).

Após o processo fermentativo, o meio ainda não está adequado para comercialização e, portanto, necessita ser processado a fim de se obter um produto

enzimático comercial, cuja resistência, estabilidade, segurança e aplicabilidade sejam garantidas. Em suma, o processo a jusante consiste na separação das células do meio fermentado e concentração do filtrado, o que facilita a posterior formulação do produto final (PASTORE *et al*, 2013). Além dessas etapas, pode-se realizar ainda a purificação e operações de acondicionamento do produto final.

5.4.1 Diluição

Em sequência à fermentação, obtém-se o extrato enzimático através das etapas de diluição e de agitação realizadas em um tanque. Para a obtenção das celulases, realiza-se a diluição em água destilada e agitação a 180 rpm e 30°C, durante 60 min. A obtenção das fitases é realizada a partir da diluição em água deionizada e agitação a 150 rpm e 30°C, durante 30 min. Já a obtenção das proteases, realiza-se a diluição em uma solução de cloreto de sódio (NaCl 0,1%) e agitação durante 30 min.

5.4.2 Separação

A separação das células do meio de cultivo pode ser realizada por diferentes métodos: filtração, centrifugação, floculação, flotação e extração, porém os dois primeiros são os mais usados industrialmente (GERHARTZ, 1990 *apud* BON *et al*, 2008; PASTORE *et al*, 2013).

Na filtração, a solução ou suspensão é perpendicularmente direcionada, sob pressão, contra um meio filtrante, o qual permite a passagem do solvente e sólidos dissolvidos, enquanto os sólidos em suspensão ficam retidos (BON *et al*, 2008). O material que atravessa o meio é chamado de filtrado e o que fica acumulado no filtro de “torta de filtração”. Geralmente adicionam-se agentes de filtração, como a terra diatomácea, para favorecer o processo uma vez que atuam na redução da compressibilidade da torta e da obstrução do filtro. Ademais, ao se tratar de bactérias e fungos, a filtração convencional não é eficiente para a separação, ou seja, a extração inicial de enzimas.

A centrifugação também atua na remoção de material insolúvel e consiste na separação devido à ação de um campo gravitacional centrífugo, em que a rotação do material acelera a sedimentação. Consoante com Lima *et al* (2001), essa técnica é eficiente no caso de fungos filamentosos, os quais podem ser facilmente separados. Centrífugas tubulares e de disco são as mais utilizadas: as primeiras estão relacionadas com elevadas rotações e maior força centrífuga, no entanto não podem ser usadas

continuamente; ao passo que as do segundo tipo permitem o uso contínuo bem como possibilitam a separação de partículas finas de material sólido.

Por se tratar de um método de simples aplicação, brando e que não gera grandes impactos no rendimento final, a centrifugação foi a tecnologia escolhida para a separação inicial das células de interesse. Os resquícios dos resíduos da fermentação presentes na saída da centrifugação são totalmente removidos da corrente com o emprego da filtração simples.

5.4.3 Concentração

Após a separação, a solução obtida deve então ser concentrada já que o volume processado é muito alto, o que inviabiliza economicamente a posterior purificação. Ultrafiltração, precipitação e evaporadores à vácuo são os procedimentos mais comumente empregados para concentração de enzimas (BON *et al*, 2008).

A precipitação é um método simples em que a adição de solventes orgânicos, sais ou a alteração de pH alteram as propriedades da água, favorecendo a precipitação de proteínas no meio. Contudo, o procedimento demanda tempo de residência muito longo quando o volume processado é alto e, assim, o emprego deste está relacionado a processos em baixa escala.

Em virtude dos recentes avanços no que diz respeito à utilização de membranas, Lima *et al* (2001) afirmam que a ultrafiltração representa uma opção atrativa e que tem se difundido cada vez mais para a concentração e purificação primária de enzimas. As membranas são barreiras seletivas cuja seletividade é baseada no tamanho, formato e características das espécies presentes em relação ao tamanho dos poros da membrana (MOREIRA *et al*, 2011). Para o emprego desse método, a enzima de interesse deve ser inerte ao material da barreira bem como o fluxo convectivo, já que o gradiente de pressão é a força que move o processo.

A estratégia adotada foi a ultrafiltração, fundamentada na viabilidade comercial, alta produtividade e obtenção de um produto de pureza razoável que a técnica possibilita. Além disso, a separação por membranas é de simples escalonamento uma vez que os sistemas modulares são de fácil operação (LI *et al*, 2006 *apud* BON *et al*, 2008).

5.4.4 Purificação

Após a separação da molécula-alvo a partir da purificação de baixa resolução (concentração), pode-se realizar a purificação de alta resolução que compreende a

separação de moléculas semelhantes em relação às características físico-químicas como, por exemplo, a separação de proteínas (JR. e KILIKIAN, 2005). A purificação envolve operações unitárias como os diferentes tipos de cromatografia e utilização de membranas adsorptivas. Em geral, esses procedimentos implicam em custos elevados (BON *et al*, 2008).

A cromatografia consiste na distribuição dos componentes entre duas fases, uma estacionária e outra móvel. Esta técnica é fundamental para a purificação de enzimas e comumente empregada a fim de obter um produto de elevado grau de pureza (PASTORE *et al*, 2013). Para isso, a separação pode ocorrer de acordo com o tamanho, a forma, a carga, a hidrofobicidade e a afinidade bioespecífica (BON *et al*, 2008).

O desenvolvimento de processos industriais de separação em biotecnologia apresenta certas limitações no aumento de escala e adaptação de técnicas tradicionalmente aplicada em pequena escala (JR. e KILIKIAN, 2005). Em virtude disso, as membranas adsorptivas destacam-se em processos multietapas de purificação de biomoléculas através de sua utilização no início da sequência de operações.

Neste projeto industrial não será realizada a purificação de alta resolução devido ao seu alto custo e limitações de aumento de escala. Os produtos desenvolvidos pela Nutrazyme atendem às legislações especificadas no item 3.4 sem ser necessário esse tipo de purificação.

5.4.5 Tratamentos finais

A última etapa consiste na obtenção do produto na sua forma final através da remoção de água através de princípios de vaporização, cristalização ou sublimação. As preparações enzimáticas, tanto brutas como purificadas, devem preservar suas características de catalisador durante o armazenamento e comercialização até o momento de sua aplicação. A maioria dos produtos enzimáticos é comercializada na forma líquida ou granulada (EUROPEAN COMMISSION, 2002 *apud* BON *et al*, 2008).

A conservação de materiais biotecnológicos pela secagem consiste na desidratação de materiais através da remoção de água na forma de vapor de um material de água, por meio do mecanismo de vaporização térmica, para uma fase gasosa insaturada (JR. e KILIKIAN, 2005).

A primeira geração de secadores compreende os de bandejas, de túnel e os de rolos de secagem. Esses métodos consistem em ar quente fluindo sobre uma extensa área do produto a fim de remover a água superficial (JR. e KILIKIAN, 2005). Estes secadores

são muito utilizados para a desidratação de grãos e pouco utilizado com produtos biotecnológicos, pois o emprego de temperaturas elevadas pode causar a inativação dos compostos bioativos de interesse (PASTORE *et al*, 2013).

A segunda geração de secadores inclui os atomizadores (*spray-dryers*) desenvolvidos para a secagem de líquidos de baixa viscosidade. Esse método consiste em atomizar o líquido, formando ar quente que remove a água da superfície de pequenas gotas, transformando-as em um fino pó seco (JR. e KILIKIAN, 2005). Os atomizadores são comumente aplicados na desidratação de bioprodutos termoestáveis ao calor de operação do equipamento (20 a 230°C), sendo que as gotículas das biomoléculas são atomizadas a diâmetros que varia de 5 a 1000 nanômetros antes do contato com o fluxo do ar quente (PASTORE *et al*, 2013). Esta operação promove uma rápida desidratação, preservando a qualidade do produto.

Já a liofilização pertence aos secadores de terceira geração, sendo desenvolvida para a obtenção de produtos desidratados de alto qualidade através do aprimoramento de danos estruturais e perda de compostos voláteis, responsáveis pelo aroma e sabor, que ocorrem em secadores tradicionais (PASTORE *et al*, 2013). A liofilização consiste na secagem de um material previamente congelado através da remoção de água pela sublimação. Este método é extremamente útil para materiais biológicos, microrganismos e medicamentos (JR. e KILIKIAN, 2005).

A quarta e última geração de secadores compreende equipamentos que empregam tecnologias como alto-vácuo, ultra-temperatura, extrusão, leite fluidizado, micro-ondas ou radiofrequência. Embora muitos compostos provenientes de processos fermentativos ainda sejam tratados pelo método da liofilização, os secadores de quarta geração estão ocupando mais espaço no mercado devido a sua eficiência, custo baixo e segurança para o tratamento na área biotecnológica (PASTORE *et al*, 2013).

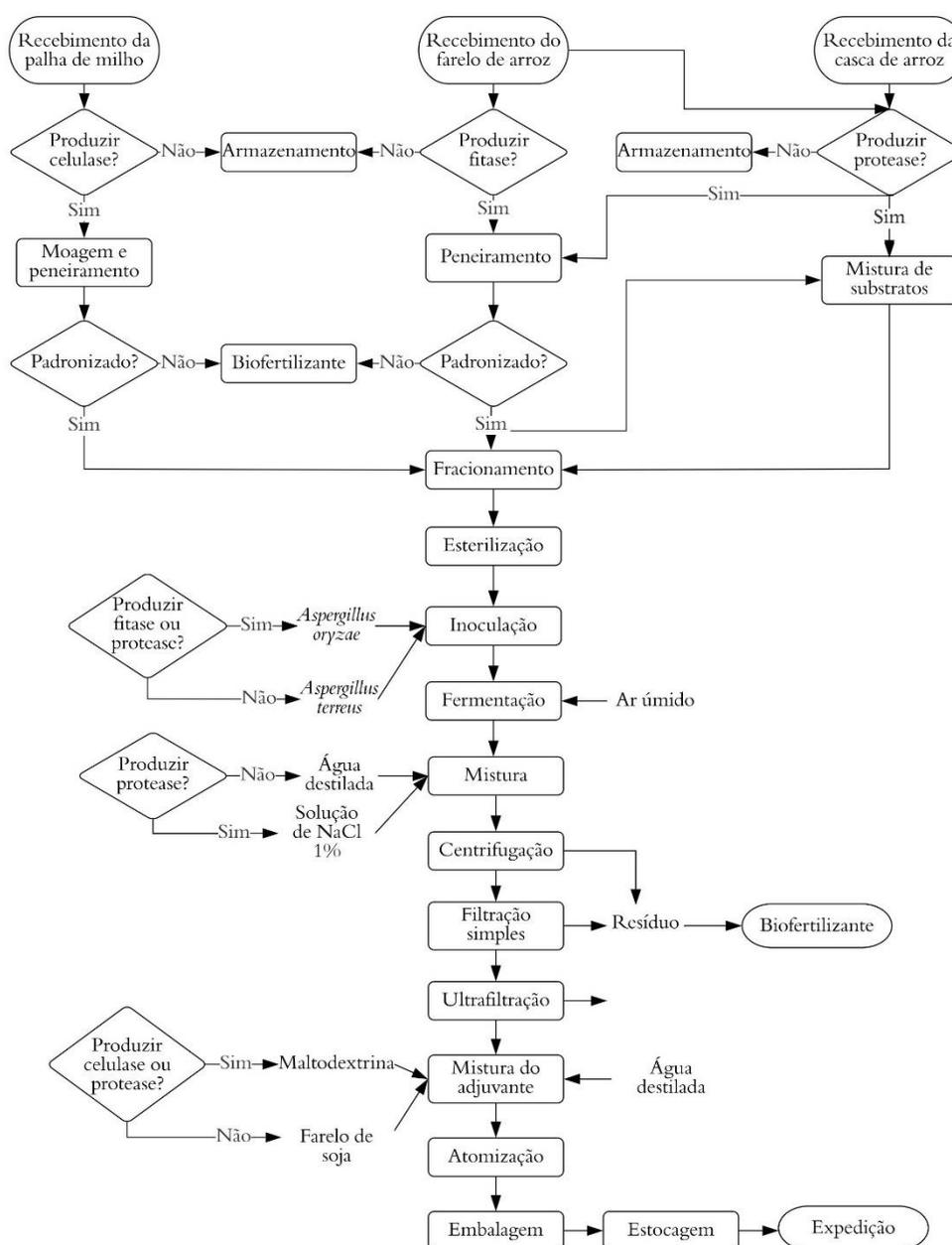
Para a escolha do método de secagem, devem ser considerados alguns aspectos importantes do processo de manufatura, tais como a natureza da matéria-prima, as características do produto intermediário e especificações e características desejadas para o produto final (JR. e KILIKIAN, 2005). Para obtenção do produto enzimático em pó, a tecnologia de secagem por atomização será empregada neste projeto devido ao baixo custo em relação a outras alternativas, como a liofilização, e também pela alta retenção da atividade enzimática (SHIOTA, 2014). *Spray drying* é um método de desidratação contínuo, rápido e adequado para materiais termo sensíveis possibilitando a obtenção de formulações enzimáticas com vida útil elevada e manuseio eficiente.

6 PROJETO DO PROCESSO

6.1 DIAGRAMA DE BLOCOS

O diagrama de blocos tem como objetivo demonstrar as principais operações e tomadas de decisão do processo. Essa ferramenta possibilita uma visão ampla e simplificada do processo e, no caso da Nutrazyme, demonstra o uso compartilhado da área de purificação entre enzimas a serem produzidas, o que expõe a necessidade de um planejamento de produção. O diagrama de blocos do Nutrazyme está demonstrado na Figura 7.

Figura 7 – Diagrama de blocos.



Fonte: autores (2020).

6.1.1 Planejamento da produção

A produção anual da Nutrazyme é de aproximadamente 807 toneladas de enzimas para nutrição animal, sendo 34 toneladas de celulases, 107 toneladas de fitases e 666 toneladas de proteases. A fermentação em estado sólido ocorre durante 4 dias em biorreatores do tipo bandeja, sendo realizado o planejamento da produção através do dimensionamento da quantidade de bandejas por tipo de enzima produzida. A unidade opera em batelada durante 7 dias por semana, 24 horas por dia. Para otimizar a produção, são iniciadas 4 bateladas por dia, sendo que a produção é realizada em ciclos de 4 semanas, totalizando 28 dias por ciclo, 12 ciclos por ano e 336 dias de produção no ano.

Para dimensionar a quantidade anual de bandejas, primeiramente estima-se a quantidade de substrato necessária para a produção anual de cada enzima e, por intermédio da densidade básica dos substratos, obteve-se o volume total de substrato considerando a condição de saturação do mesmo. A partir do volume anual, obtém-se a quantidade anual de bandejas considerando que cada unidade de bandeja é preenchida por um volume útil de 0,016 m³ de substrato, conforme Tabela 9.

Tabela 9 – Dimensionamento anual da quantidade de bandejas.

Condição	Celulases	Fitases	Proteases
Unidades de enzimas (U/ano) estimado	7,76.10 ¹⁰	4,40.10 ¹¹	3,29.10 ¹²
Atividade enzimática (U/ g _{substrato})	562,00	184,30	1946,00
Substrato seco (ton/ano)	138,02	2386,73	1690,97
Densidade básica (kg _{massa seca} /m ³ _{saturado})	312 ^a	330 ^b	114 ^c
Volume total de substrato (m ³ /ano)	442,38	7.232,53	9.457,32
Quantidade anual de bandejas (n ^o /ano)	27.649	452.033	591.083

Fonte: autores (2020). ^a Vale *et al* (2013); ^b Pfost e Headley (1976); ^c Mansaray e Ghaly (1997).

A partir do dimensionamento anual, estima-se a quantidade de bandejas por ciclo sabendo que são 12 ciclos por ano. A porcentagem da quantidade de bandejas de cada enzima é estimada em relação ao número total de bandejas. Com isso, é possível obter a quantidade de dias necessários para produzir toda a demanda do ciclo para cada enzima. Sabendo que o ciclo é composto por 28 dias, obtém-se que para cada ciclo será necessário 1 dia para a produção de celulases, 12 dias para produção de fitases e 15 dias para proteases para atender a demanda total de cada enzima por ciclo. Cada dia do ciclo envolve o início de 4 bateladas de fermentação, então, estima-se a quantidade de bateladas

por ciclo por enzima de forma a distribuir o número de bandejas por batelada, conforme Tabela 10.

Tabela 10 – Dimensionamento da quantidade de bandejas por batelada.

Condição	Celulases	Fitases	Proteases
Quantidade de bandejas por ano	27.649	452.033	591.083
Quantidade de bandejas por ciclo	2.305	37.670	49.257
Porcentagem de bandejas	3%	42%	55%
Quantidade de dias por ciclo	1	12	15
Quantidade de bateladas por ciclo	3	46	60
Quantidade de bandejas por batelada	769	819	821

Fonte: autores (2020).

A partir do dimensionamento da quantidade de bandejas, realiza-se a programação da produção de cada ciclo. Para otimização da produção, cada enzima é produzida uma vez por ciclo, sendo iniciada uma batelada a cada 6 horas e purificada após 96 horas de fermentação. No período do ciclo em que há a troca do tipo de enzima a ser fermentada, há um turno em que não é iniciada uma nova fermentação para evitar a sobreposição de enzimas na etapa de purificação (96 horas).

Após o completo processamento de cada tipo de enzima (até a purificação), um turno fica disponível para a limpeza dos equipamentos de toda linha. A Figura 8 apresenta a programação da produção em relação ao início da fermentação e a Figura 9 apresenta a programação da produção em relação ao início da purificação. Para melhor visualização há a programação expandida no Anexo A.

Figura 8 – Programação da produção em relação ao início da fermentação.

INÍCIO FERMENTAÇÃO														
SEMANA 1							SEMANA 2							
	S	T	Q	Q	S	S	D	S	T	Q	Q	S	S	D
06:00	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
12:00	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
18:00	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	-	x
22:00	-	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
SEMANA 3							SEMANA 4							
	S	T	Q	Q	S	S	D	S	T	Q	Q	S	S	D
06:00	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
12:00	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
18:00	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
22:00	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	-

LEGENDA	
	Etapa da celulase
	Etapa da fitase
	Etapa da protease
x	Início da fermentação
-	Período vago
L	Período de limpeza

Fonte: autores (2020).

Figura 9 – Programação da produção em relação ao início da purificação.

INÍCIO PURIFICAÇÃO														
SEMANA 1							SEMANA 2							
	S	T	Q	Q	S	S	D	S	T	Q	Q	S	S	D
06:00	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
12:00	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
18:00	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
22:00	x	x	x	L	L	x	x	x	x	x	x	x	x	x
SEMANA 3							SEMANA 4							
	S	T	Q	Q	S	S	D	S	T	Q	Q	S	S	D
06:00	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
12:00	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
18:00	x	x	L	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x
22:00	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x	x

LEGENDA	
	Etapa da celulase
	Etapa da fitase
	Etapa da protease
x	Início da purificação
-	Período vago
L	Período de limpeza

Fonte: autores (2020).

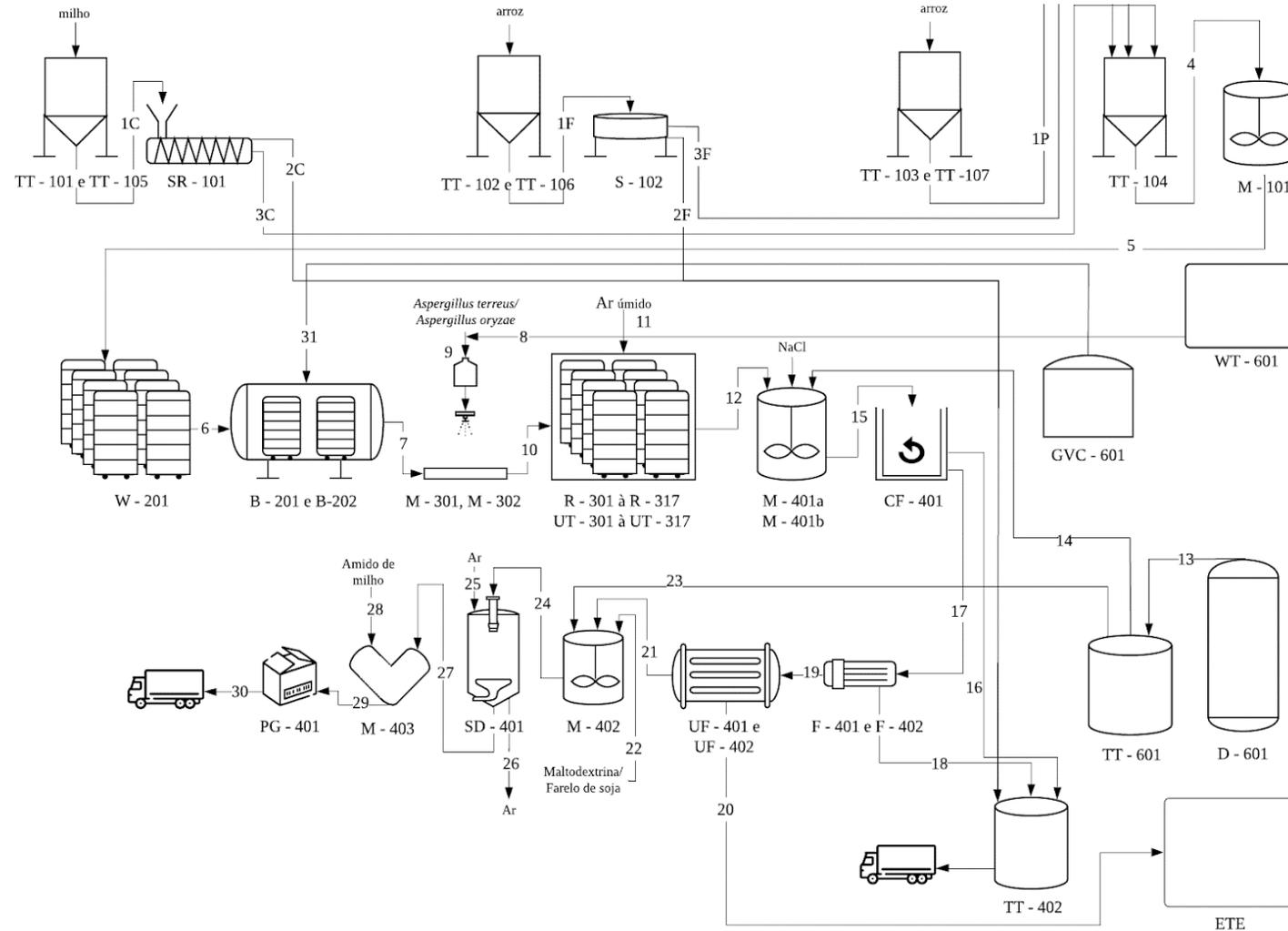
O dia de produção será dividido em 4 turnos que terão novas bateladas iniciando a fermentação e iniciando a purificação. Dessa forma, a cada turno haverá 5 bateladas em etapas diferentes: início da fermentação, 24 h de fermentação, 48 h de fermentação, 72 h de fermentação e 96 h de fermentação. Para o dimensionamento do número de bandejas necessárias para a operação, considera-se que as bandejas que são liberadas em um turno serão utilizadas novamente após 12 h, possuindo tempo suficiente para a limpeza das mesmas. Assim, analisa-se o cenário de máxima utilização das bandejas que será entre a semana 3 e 4 em que serão produzidas proteases, as quais necessitam de um maior número de bandejas por batelada. Assim, serão necessárias 18 vezes o número de bandejas para a demanda de produção da protease, sendo necessário 14.778 bandejas.

Para o dimensionamento das salas, considera-se que a sala que está completando o período de 4 dias de fermentação será higienizada para ser utilizada para o início da nova fermentação no turno seguinte. Assim, serão 4 turnos por dia, com 5 salas em diferentes etapas em cada turno, porém a sala em que há a finalização de uma batelada de fermentação, haverá a higienização da mesma que será utilizada apenas para o início da fermentação do próximo turno, totalizando a necessidade de 17 salas.

6.2 DIMENSIONAMENTO E BALANÇOS DE MASSA E DE ENERGIA

O processo é dividido em seis áreas: processamento de matéria-prima, preparo do substrato, fermentação, purificação, controle de qualidade e utilidades, respectivamente. O fluxograma do processo apresenta os equipamentos por área que compõe a planta, em que estão caracterizados e denominados por códigos correspondentes, conforme a Figura 10. Além disso, a Tabela 11 mostra a lista de equipamentos do processo e as condições de cada etapa.

Figura 10 – Fluxograma de processo.



Fonte: autores (2020).

Tabela 11 – Lista de equipamentos do processo e condições.

Código	Equipamento	Capacidade		Material	Temperatura (°C)	Pressão (kPa)
		Valor	Unidade			
TT - 101	Silo Palha de Milho	47,5	m ³	Aço galvanizado	18,90	101,33
TT - 102	Silo Farelo de Arroz	181,8	m ³	Aço galvanizado	18,90	101,33
TT - 103	Silo Casca de Arroz	342,1	m ³	Aço galvanizado	18,90	101,33
TT - 104	Armazenamento Intermediário	25,4	m ³	Aço galvanizado	18,90	101,33
TT - 105	Silo Extra - Palha de Milho	373,3	m ³	Aço galvanizado	18,90	101,33
TT - 106	Silo Extra - Farelo de Arroz	1.436	m ³	Aço galvanizado	18,90	101,33
TT - 107	Silo Extra - Casca de Arroz	2.660,4	m ³	Aço galvanizado	18,90	101,33
SR - 101	Moinho	900	kg/h	Aço carbono	18,90	101,33
S - 102	Peneira	1.600	kg/h	Aço inox	18,90	101,33
M - 101	Misturador	16,63	m ³	Aço galvanizado	18,90	101,33
W - 201	Dosadora	0,21	m ³ /min	Aço inox	18,90	101,33
B - 201 e 202	Autoclaves	450	bandejas	Aço carbono	135,00	196,13
M - 301	Mistura Inóculo	15	m ³	Aço inox	18,90	101,33
M - 302	Mistura Inóculo - protease	2	m ³	Aço inox	18,90	101,33
R - 301 a 317	Bandejas	0,016	m ³	Alumínio	30,00	101,33
WT - 601	Esterilizador de Água	20.000	L/h	Aço inox	25,00	686,47
M - 401a e 401b	Mistura Extração	30	m ³	Aço inox	30,00	101,33
CF - 401	Centrífuga	13,33	m ³ /h	Aço inox	18,90	101,33
F - 401 e 402	Filtro Simples	13.330,65	kg/h	Propileno	18,90	300,00
UF - 401 e 402	Ultrafiltro	13.330	kg/h	Polietersulfona (membrana)	18,90	300,00
SD - 401	Spray Dryer	500	kg/h	Aço inox	130,00	101,33
M - 402	Misturador Adjuvante	20	m ³	Aço inox	18,90	101,33
M - 403	Misturador V/Y	1,6	m ³	Aço carbono	18,90	101,33
PG - 401	Embaladora	1.800	sacos/h	Aço carbono	18,90	101,33
D - 601	Destilador de Água	8	m ³ /h	Aço inox	18,90	101,33
TT - 401	Tanque Água Destilada	70	m ³	Aço galvanizado	18,90	101,33
TT - 402	Armazenamento Resíduo Sólido	107,7	m ³	Aço galvanizado	18,90	101,33
UT - 301 a 317	Unidades de Tratamento de Ar	1.000	m ³ ar/h	Aço inox	27 a 35	101,33
TR - 601	Torre de resfriamento	85.500	m ³ ar/h	Fibra de vidro	18,90	101,33
GVC - 601	Caldeira	2.500	kg/h	Aço carbono	164,20	686,47

Fonte: autores (2020).

6.2.1 ÁREA 1 - Processamento da Matéria-Prima

Para melhor entendimento da fase inicial do processo, as etapas são divididas em relação aos substratos utilizados nas linhas de produção. Os balanços de massa de armazenamento da matéria-prima, de resíduos sólidos e para armazenamento dos substratos fora de época da safra estão disponíveis nos Apêndices A.2.1, A.2.2 e A.2.3, respectivamente. Os balanços de massa do moinho e da peneira estão disponíveis no Apêndice A.2.4.

6.2.1.1 Palha de milho

Uma vez que a produção de celulase e a quantidade de palha de milho necessária são menores, esse substrato chega na empresa em carretas tradicionais com capacidade de 41,50 toneladas e é armazenado em silo elevado TT-101 de aço galvanizado de 47,50 m³, modelo 1204-E (Anexo B1). Será realizada uma carga por mês. A principal vantagem da utilização de silos elevados é a facilidade de descarga, o que otimiza o processo de produção.

Após o recebimento, a palha de milho segue para o moinho de facas SR-101, a fim de obter-se uma matéria homogênea e com maior área superficial. Isso viabiliza a assimilação do microrganismo ao substrato durante o processo fermentativo, bem como favorece a absorção de nutrientes. O moinho utilizado, contém peneiras incluídas, de modo que seguem para posterior fermentação as partículas com granulometria menor que 0,45 mm (40 mesh), indicado no Anexo B3.

A palha de milho entra no moinho a uma vazão de 864,61 kg/h e sai com uma vazão igual a 657,10 kg/h, visto que o rendimento nessa etapa é de 76% (NAKASHIMA *et al*, 2014). O moinho escolhido opera de modo contínuo durante 20 horas. Esse tempo é definido de modo a não se necessitar um moinho com uma capacidade muito grande, já que este equipamento é necessário apenas para o processamento da palha de milho. O resíduo desse processamento, que não atende ao padrão granulométrico determinado - 0,45 mm - e é classificado na etapa de peneiramento, é armazenado no tanque destinado a resíduos sólidos TT - 402. O modelo desse tanque é o 1506-E, como pode ser visto no Anexo B1.

A palha de milho moída e peneirada é, então, armazenada de forma intermediária no tanque de armazenamento TT-104 (modelo 0904-E, Anexo B1) cuja capacidade é de 25,40 m³. Vale ressaltar que esse tanque é utilizado para armazenamento intermediário após a padronização dos três substratos, uma vez que elas não acontecem ao mesmo

tempo. Desse modo, o custo com equipamentos bem como a área requerida são minimizados.

6.2.1.2 Farelo de arroz

O farelo de arroz chega na empresa através de bitrem com capacidade de 57 toneladas e é armazenado em silo elevado de aço galvanizado, apresentado no Anexo B1 (modelo 1807-E), TT-102 cuja capacidade é 181,80 m³. Por mês são feitas 7 cargas.

Do tanque, o farelo é peneirado em S-102 (Anexo B4), com o intuito de obterem-se partículas com diâmetro menor que 0,40 mm. O substrato entra peneira a uma vazão de 1.600 kg/h e sai a 1.200 kg/h, considerando o rendimento de 75% dessa etapa (BEDIN, 2018). Tanto para produção de fitases quanto de proteases a vazão será a mesma (1.600 kg/h), porém no caso da segunda enzima o tempo de peneiramento é menor em função da menor demanda de produção. O resíduo é armazenado em TT - 402 e o farelo peneirado segue para armazenamento intermediário no tanque TT-104.

6.2.1.3 Casca de arroz

A casca de arroz é entregue na empresa dividida em 3 cargas por mês, através de carreta com 41,50 toneladas de capacidade. Ao chegar, é armazenada no tanque TT-103 (modelo 2110-E, Anexo B1) e posteriormente é misturada com o farelo de arroz no misturador M-101 na linha de produção da protease, cujo modelo pode ser encontrado no Anexo B5.

Além dos silos utilizados constantemente durante a produção, uma quantidade extra de substrato é estocada para suprir a demanda em períodos fora de safra. Por isso, a Nutrazyme também contará com três silos de fundo plano. Devido ao seu menor custo por tonelada armazenada, esse tipo de silo é mais indicado para estocagem a longo prazo de maiores volumes, sem prejudicar a qualidade e integridade dos grãos (KEPLER WEBER, 2011). Segundo informações do fornecedor, o projeto de silos planos permite ampliações verticais. Os volumes dos tanques reserva são 355,60 m³, 1436 m³ e 2631,20 m³ para armazenagem de palha de milho, farelo e casca de arroz, respectivamente. O Anexo B2 dispõe o catálogo dos silos e os modelos escolhidos são: 2408, 3616 e 5412.

6.2.2 ÁREA 2 - Preparo do Substrato

O processo de preparo do substrato é comum a todas as linhas de produção, porém em condições de operação diferentes, como já abordado no item 6.1.1.

Após análises laboratoriais, nutrientes adicionais são misturados quando necessários a cada substrato no tanque misturador M - 101. A princípio, considera-se que tanto a palha de milho quanto farelo e casca de arroz chegam em condições adequadas para a fermentação, sem necessidade de aditivos. Em seguida, os substratos são fracionados em W-201 cujo catálogo é indicado no Anexo B6.

6.2.2.1 Fracionamento

Após passarem pelo misturador M-101 as matérias-primas já padronizadas devem ser fracionadas e colocadas em bandejas. Por se tratar de um grande número destas, logo a necessidade de se realizarem diversos fracionamentos consecutivos, opta-se por utilizar nesta etapa uma dosadora automática, indicada por W-201 (Anexo B6).

As matérias-primas são alimentadas em uma calha abastecedora e dirigidas ao dosador através de uma esteira no próprio equipamento. A dosagem é feita através de uma balança eletrônica com controle de dosagem, sendo possível ajustar as quantidades fracionadas de acordo com a necessidade da produção de cada enzima. A vazão calculada para o funil da dosadora é de 0, 213 m³/min. A Tabela 12 apresenta alguns dados com relação a operação nesta etapa, entre eles a massa a ser dosada em cada bandeja, na produção de cada enzima. Além disso, também é indicado o tempo total estimado para a operação em cada linha de produção.

Tabela 12 – Dados sobre a operação de fracionamento para cada enzima.

Linha de produção/enzima	Celulases	Fitases	Proteases
Matéria-prima	Palha de milho	Farelo de arroz	Farelo de arroz (30%) Casca de arroz (70%)
Massa (kg)/bandeja	5,70	5,84	3,21
Dosagem - bandejas/min	17	12	11
Número de bandejas/batelada	769	819	821
Tempo total da operação (min)	46	68	78

Fonte: autores (2020).

Após a dosagem, o material é descarregado através de um funil de descarga nas bandejas. Estas, por sua vez, chegam ao equipamento através de um sistema de esteiras, com a velocidade regulada de modo a sincronizar a chegada de cada bandeja com a descarga da dosadora. Os balanços de massa estão disponíveis no Apêndice A.2.5.

6.2.2.1 Esterilização

Depois que as bandejas são alimentadas com os substratos, realiza-se a esterilização desses em autoclaves (B-201 e B-202), com capacidade para 450 bandejas cada uma, conforme informações do fornecedor, contidas no Anexo B7. Os balanços de massa estão disponíveis no Apêndice A.2.6.

Esse método consiste na eliminação de formas de vida do meio de cultura a partir da injeção de vapor úmido. O processo ocorre à temperatura de 121°C, durante 15 minutos para as matérias-primas (BATTAGLINO, 1991). Devido à utilização do calor úmido, a umidade dos substratos é alterada nessa etapa de acordo com a Tabela 13.

Tabela 13 - Umidade dos substratos pré e pós esterilização de acordo com enzimas.

Enzimas	Umidade (%)	
	Antes	Depois
Celulases	12	19
Fitases	10	16
Proteases	11	18

Fonte: autores (2020).

Nesta etapa, as autoclaves selecionadas apresentam um sistema duplo de portas. As bandejas, com substrato recém fracionado, são colocadas nos equipamentos pela área de processamento da matéria-prima. Após a etapa de esterilização, as bandejas são retiradas por outro acesso, que se encontra em um ambiente controlado, o que permite um nível de controle com relação à contaminação.

6.2.3 ÁREA 3 - Fermentação

6.2.3.1 Preparo do Inóculo e Inoculação

O *Aspergillus terreus*, empregado na produção de celulases é mantido sob meio Agar Batata Dextrose a 45°C durante 5 dias para obtenção de 10⁷ esporos/mL, os quais são contados por um hemocítômetro (GAO et al, 2008). A cultura é então transferida para Erlenmeyers de 250 mL esterilizados por 30 min a 121 °C (JUHÁSZ et al, 2005 apud GAO et al, 2008), contendo ainda 5 g de palha de milho.

A cultura de *Aspergillus oryzae* é mantida em meio Agar Batata Dextrose para manutenção a temperatura de 5 °C. A repicagem para produção de fitases tem duração de 10 dias a 30 °C até a obtenção de 10⁷ esporos/mL cuja contagem é realizada de forma direta em câmara de Neubauer (LIMA et al, 2014). Já para a protease, os microrganismos

são repicados durante 7 dias a 27 °C até obtenção de 5×10^7 esporos/mL (BATTAGLINO *et al*, 1991).

O escalonamento do inóculo é realizado em laboratório, de acordo com a quantidade em massa de substrato em cada batelada. Além da biomassa, também é adicionada água ao substrato para atingir valores de umidade adequados.

Após a etapa de esterilização as bandejas são colocadas, manualmente, em esteiras que são enviadas à área onde ocorre a etapa de fermentação. Antes de chegarem à calha que as direciona às salas de fermentação, as bandejas contendo o substrato recebem o inóculo. De modo a promover uma boa homogeneização e facilitar a automatização durante a inoculação, opta-se por misturar a biomassa e a água necessários e adicioná-los ao substrato através de aspersores.

Neste caso, como na umidificação das salas de fermentação, é aplicada água esterilizada. Isto pois ela é mais purificada do que a água potável de uso geral, porém menos custosa se comparada à água destilada, utilizada especialmente em etapas posteriores de purificação. Para obter a água nessa qualidade, é utilizado um esterilizador de água (WT - 601) que possui uma lâmpada capaz de emitir raios ultravioleta do tipo C, com ação germicida (Anexo D1).

Devido a uma grande diferença entre as linhas de produção nas quantidades de água a serem adicionadas ao substrato por batelada, dois tanques de mistura diferentes são escolhidos. O tanque M - 301 (Anexo B8), com capacidade de 15 m³, será direcionado às linhas de produção de celulasas e fitases, já o tanque M - 302 (Anexo B9), com capacidade de 2 m³ será utilizado na linha de produção de proteases.

A Tabela 14 apresenta os valores em massa de água calculados para uma batelada de cada enzima de modo a se atingir valores de umidade adequados. Através dela é possível observar a disparidade entre as quantidades de água a serem adicionadas juntamente com o inóculo e que geraram a necessidade da utilização de dois tanques de mistura distintos. Os balanços de massa estão disponíveis no Apêndice A.2.7.

Tabela 14 – Necessidade de água a ser adicionada juntamente com o inóculo.

Linha de Produção	Celulasas	Fitases	Proteases
Massa de água (kg)/batelada	8.029	12.118	1.845

Fonte: autores (2020).

6.2.3.2 Fermentação

O processo de fermentação tem início a partir da adição do inóculo ao meio fermentativo esterilizado. O acesso à fonte de carbono e demais nutrientes permite que os microrganismos cresçam e, à medida que se desenvolvem, as enzimas são liberadas, uma vez que a produção de enzimas pode ser considerada parcialmente associada ao crescimento. Após a inoculação, as bandejas contendo os meios fermentativos são direcionadas à uma esteira central que é responsável por encaminhá-las às salas de fermentação de acordo com a programação da produção.

Apesar de estarem disponíveis equipamentos em que seria possível alocar os biorreatores – como estufas, por exemplo – devido à escala da produção opta-se por alocar as bandejas em salas isoladas controladas, R - 301 a R - 317. Dentro das salas, as bandejas são colocadas em prateleiras de aço inox dispostas em suportes com rodas (Anexos B11 e B12). Os biorreatores são alocados de modo a obter o maior aproveitamento de espaço em cada prateleira e as salas são dimensionadas a partir da quantidade de suportes necessários para a produção de proteases, pois é a que apresenta a maior necessidade de bandejas.

Para um total de 821 bandejas utilizadas no processamento de proteases, são necessários 23 suportes com rodas, que comportem aproximadamente 36 bandejas cada. As prateleiras selecionadas comportam 4 bandejas, sendo necessárias 9 por suporte, a uma distância de 20 cm cada. Alocando os suportes de modo a manter acesso a todos os biorreatores – para a retirada de amostras, por exemplo – definiu-se as dimensões de cada sala como 14,60 m para o comprimento e 6,40 m para a largura, resultando em uma área de 93,44 m². As paredes das salas são de material isolante, e para o controle das condições de temperatura, entre outros são instalados dispositivos de controle (descritos do item 7). Além disso, cada sala possui uma antessala, com sistema duplo de portas, de modo a evitar o contato direto do ambiente no interior das salas com o corredor de acesso externo. O acesso dos biorreatores a cada sala se dá através de esteiras individuais, localizadas em cada sala, conectadas a uma esteira central e utilizadas de acordo com a programação da produção. Após chegarem às salas as bandejas são colocadas por operadores, manualmente, nas prateleiras.

A fermentação possui duração de 4 dias para a produção de cada linha de produção: celulasas, fitases e proteases, em biorreatores do tipo bandeja. Cada bandeja possui volume igual a 0,0224 m³, sendo o volume útil de 0,016 m³, o que corresponde à ocupação do substrato úmido, considerando-se a espessura da camada como o valor limite

de 5 cm. A Tabela 15 especifica as condições de produção para cada enzima, além das vazões de ar e taxas de aeração, necessárias para garantir a umidade do meio fermentativo e suprir a demanda de oxigênio natural do processo de fermentação. O Anexo 10 dispõe do modelo escolhido para as bandejas.

Tabela 15 – Condições de produção para celulasas, fitases e proteases.

Condição	Celulasas	Fitases	Proteases
Temperatura (°C)	35	30	27
Umidade (%)	70	75	50
Número de bandejas (por batelada)	769	819	821
Vazão de ar (m ³ /h)	37,87	47,74	25,08
Taxa de aeração (cm ³ /(kg _{ss} . min))	164,64	184,01	177,95

Fonte: autores (2020).

A composição inicial da fermentação é indicada na Tabela 16.

Tabela 16 – Composição inicial da batelada.

Condição	Celulasas	Fitases	Proteases
Biomassa (kg)	76,68	64,86	32,88
Substrato (kg)	3.833,96	4.323,79	2.348,57
Rendimento (Y _{x/s}) (%)	44	50	50

Fonte: autores (2020).

Em seguida, o produto da fermentação é encaminhado para a etapa de mistura. A composição desse ao final de uma batelada está apresentada na Tabela 17.

Tabela 17 – Composição ao final de cada batelada.

Condição	Celulasas	Fitases	Proteases
Biomassa (kg)	920,15	1.180,40	624,72
Substrato (kg)	1.916,98	2.092,72	1.164,89
Produto enzimático (kg)	6,14	19,9	61,10
Atividade enzimática (U)	2,36.10 ⁹	1,33.10 ⁸	6,23.10 ⁹
CO ₂ (mol)	20.907,78	26.821,07	14.194,93

Fonte: autores (2020).

Os cálculos em relação ao rendimento da fermentação e à aeração estão disponíveis no Apêndice A.2.8.

6.2.4 ÁREA 4 – Extração e purificação

6.2.4.1 Mistura

Para iniciar a extração, o produto da fermentação é descarregado das bandejas nos tanques de misturas M - 402a e M - 402b com o auxílio do robô industrial modelo ER50-J4 da IKV Robot, conforme o Anexo B14. Então, esse produto é misturado ao solvente que pode ser água destilada ou solução de cloreto de sódio (NaCl 1%).

A misturas das enzimas com os solventes resultaram em volume de 50,63, 34,72 e 36,80 m³ por batelada para, respectivamente, celulasas, fitases e proteases. Devido as altas quantidades opta-se por realizar a mistura em dois tanques, M - 402a e M - 402b. Os tanques têm 30 m³ e são do modelo PEMTA e da marca ETA (conforme Anexo B8), a escolha do tamanho do tanque ocorreu devido ao volume de mistura para o processo das celulasas adicionado um coeficiente de segurança de 20%.

Quanto aos parâmetros de operação, a mistura para as celulasas ocorre por 60 min a 30 °C e 180 rpm, para as fitases por 30 min a 30 °C e 150 rpm e para as proteases por 30 min a 25 °C e 180 rpm. Como a fermentação das enzimas já ocorre a, respectivamente, a 35, 30 e 27 °C, é utilizado apenas um isolamento térmico de lã de vidro, da marca VA isolamentos térmicos (Anexo E4), nos tanques para garantir a temperatura necessária na operação.

A água destilada utilizada no processo, nas operações de mistura do adjuvante e para extração das enzimas, provém do destilador D - 601 que possui a capacidade de fornecer 8 m³/h de água, modelo RO-8000 da empresa Kywater conforme Anexo D2. A escolha da capacidade do destilador, também, é norteadada pela enzima que apresenta a maior necessidade de água que, nesse caso, é a celulase onde, para a produção de uma batelada necessita-se de 34495,43 m³ de água destilada.

Por fim, como o solvente utilizado na mistura da celulase é a solução de cloreto de sódio (1%), a mistura do cloreto de sódio sólido com a água destilada ocorre nos tanques de mistura M - 401a e M - 401b antes do descarregamento das bandejas. A proporção da mistura por batelada são 234,86 kg de cloreto de sódio o qual é obtido da empresa Refisa em sacos de 25 kg, conforme Anexo C1. As informações da corrente de saída da mistura para as três enzimas estão representadas na Tabela 18. Os balanços de massa para o misturador estão disponíveis no Apêndice A.2.9.

Tabela 18 – Correntes de saída da etapa de mistura.

Condição	Celulases	Fitases	Proteases
Produto enzimático (kg)	6,14	19,90	61,10
Atividade enzimática (U)	2,36.10 ⁹	1,33.10 ⁹	6,23.10 ⁹
Biomassa (kg)	920,15	1180,40	624,72
Substrato (kg)	1916,98	2092,72	1164,89
Solução de NaCl 1% (kg)	-	-	23720,53
Água (kg)	47117,24	34495,43	2348,57

Fonte: autores (2020).

6.2.4.2 Centrifugação

No processo de mistura a enzima sofre um processo de transferência de massa saindo da parte sólida dos produtos da fermentação para o meio líquido do solvente, porém, é apenas na centrifugação que a separação das correntes ocorre de fato. Operacionalmente, para a produção de celulases e proteases é requerida uma força centrífuga relativa ou força g igual a 10000 g e para a produção de fitases igual a 2335 g. Sendo assim, foi escolhida uma centrífuga do tipo separadora pois, devido a sua construção, apresenta uma velocidade de rotação muito superior a um tipo decanter e, conseqüentemente, uma maior força g.

A centrífuga separadora (CF - 401) é do modelo AC-1500 da marca Flottweg (Anexo B13), escolhe-se por esse modelo por apresentar um volume hidráulico de produção de até 20 m³/h. Devido a exigência construtiva do ultrafiltro de uma vazão volumétrica de 13,3 m³/h, determina-se trabalhar também nessa vazão na centrifugação, assim, o modelo cumpriria com o requerido. Dessa forma, o tempo de centrifugação por batelada para celulases, fitases e proteases seria de, respectivamente, 3 h e 53 min, 2 h e 36 min e 2 h 46 min.

Para a determinação das correntes de saídas da centrífuga considera-se uma eficiência de 97%, pois, no experimento de HWANG e CHOU (2007), foi testada a separação de uma bio-suspensão de fermento biológico para produção de pão e albumina de soro bovino (BSA) e a eficiência detectada foi de 97%. Além disso, a BSA apresenta um peso molecular de 67 kDa, valor que se aproxima dos pesos moleculares das celulases, fitases e proteases, respectivamente, 75, 100 e 39 kDa (MORES (2001), SPIER (2008), MANACHINI (1988)). Os valores das correntes de saída da centrífuga estão descritos na Tabela 19. Os balanços de massa estão disponíveis no Apêndice A.2.10.

Tabela 19 – Correntes de saída da centrifugação.

Condição	Celulases		Fitases		Proteases	
	Saída líquida	Saída sólido	Saída líquida	Saída sólido	Saída líquida	Saída sólido
Enzima (kg)	5,95	0,18	19,30	0,60	59,26	1,83
Enzima (U)	2,29.10 ⁹	7,089.10 ⁷	1,29.10 ⁹	3,98.10 ⁷	6,05.10 ⁹	1,87.10 ⁸
Biomassa (kg)	27,60	892,55	35,41	1144,98	18,74	605,98
Substrato (kg)	57,51	1859,47	62,78	2029,93	34,95	1129,94
Água (kg)	45703,72	1413,52	33460,57	1034,86	2278,11	70,46
Sol. NaCl (kg)	-	-	-	-	23008,92	711,62

Fonte: autores (2020).

Após a centrifugação a corrente líquida segue para os demais processos de purificação enquanto o resíduo sólido encaminha-se para o tanque de armazenamento TT - 402 para ser comercializado como subproduto.

6.2.4.3 Filtração Simples

A corrente de interesse proveniente da centrifugação composta por extrato enzimático, água e resquícios de biomassa e substrato é filtrada considerando-se um rendimento de 100% no processo de retirada das partículas residuais da fermentação. O filtro escolhido é o filtro de cartuchos Filtech, modelo L Filter 20'', referência 81-PVDF-E da Quali Filters. Esse filtro comporta 7 cartuchos em seu interior, com uma área de filtração de 5 m² por cartucho, volume do cartucho de aproximadamente 25 L e poro do filtro menor que 300 µm, conforme Anexo B15. A produção das enzimas nesse projeto industrial possui dois filtros disponíveis em uma configuração em paralelo, sendo que para a produção das celulases e fitases é utilizado apenas um filtro e para a produção das proteases os dois filtros são utilizados. Devido ao tempo de processamento e limpeza, é possível utilizar os mesmos filtros para a produção das três enzimas. Convém ressaltar que os filtros retêm os resíduos do processo em seu interior e a cada nova batelada os cartuchos são esvaziados e limpos manualmente. Os balanços de massa estão disponíveis no Apêndice A.2.11.

A corrente procedente da centrifugação das celulases entra no filtro F - 401 a uma vazão de 13.324,77 kg/h por 3 horas e 44 minutos e deixa o mesmo com uma vazão de 13.300 kg/h, dos quais 5,95 kg são o produto enzimático. A massa de resíduos da fermentação retida por cada cartucho é igual a 12,16 kg, a qual equivale a um volume de resíduos de aproximadamente 12,67 L.

A corrente procedente da centrifugação das fitases entra no filtro F - 401 a uma vazão de 13.339,01 kg/h por 2 horas e 52 minutos e deixa o mesmo com uma vazão de 13.300 kg/h cada, dos quais 19,3 kg são o produto enzimático. A massa de resíduos da fermentação retida por cada filtro é igual a 14,03 kg, a qual equivale a um volume de resíduos de aproximadamente 11,30 L.

A corrente procedente da centrifugação das proteases é dividida igualmente em duas correntes homogêneas para entrar nos filtros F - 401 e F - 402 a uma vazão de 6.669,50 kg/h por 1 hora e 91 minutos e deixam os mesmos com uma vazão de 6.650 kg/h cada, dos quais 59,26 kg são o produto enzimático. A massa de resíduos da fermentação retida por cada filtro é igual a 3,83 kg, a qual equivale a um volume de resíduos de aproximadamente 12 L.

6.2.4.4 Ultrafiltração

A corrente proveniente da filtração simples é ultrafiltrada considerando-se um rendimento de atividade enzimática (SPIER (2008), MANACHINI (1988)) para cada enzima como mostra a Tabela 20. Cada enzima apresenta um peso molecular específico (MORES (2001), SPIER (2008), MANACHINI (1988)), o qual serviu como base na escolha da Massa Molar de Corte (MMC) mais adequada para o processo de ultrafiltração.

A MMC da membrana é a massa molar para a qual a membrana apresenta uma retenção superior a 95% e geralmente corresponde a aproximadamente 30% do peso molecular do produto a ser ultrafiltrado (LUTZ, 2015). Por esse motivo nesse projeto industrial é definida a necessidade de dois ultrafiltros, o primeiro com uma MMC de 10 kDa para a produção das proteases e o segundo com uma MMC de 30 kDa para a produção das celulasas e das fitases.

Tabela 20 – Parâmetros da ultrafiltração do extrato enzimático.

Condição	Celulasas	Fitases	Proteases
Peso molecular (kDa)	75	100	39
MMC necessária da membrana (kDa)	30	30	10
Rendimento da AE (%)	88	91	85

Fonte: autores (2020).

Os ultrafiltros selecionados para uso são os ultrafiltros Ultradyn, modelos FK20-FO-FUSO181 (10 kDa) e FK20-FO-FUSO382 (30 kDa) da Microdyn Nadir com uma área de ultrafiltração e poro da membrana aplicáveis ao processo de concentração das três

enzimas, conforme Anexo B16. As características das membranas sugeridas estão apresentadas na Tabela 21.

Tabela 21 – Características das membranas selecionadas.

Condição	Celulases	Fitases	Proteases
MMC da membrana (kDa)	30	30	10
Área da membrana (m ²)	17	17	17
Material da membrana	Polietersulfona	Polietersulfona	Polietersulfona
Pressão transmembrana máxima (bar)	3	3	3
Vazão inicial recomendada (kg/h)	13.300	13.300	13.300
Massa de enzima adsorvida (g)	4,42	4,42	4,42

Fonte: autores (2020).

A membrana de polietersulfona é um material polimérico amplamente utilizado devido a boa propriedade de barreira e a resistência mecânica (CARDOSO, 2017). Uma perda de massa por adsorção na membrana (COOPER, 2018) foi considerada, a qual está relacionada à área da membrana.

A vazão de entrada demandada pelo ultrafiltro de 13.300 kg/h é atendida pela filtração simples. Assim, para as condições mencionadas anteriormente, obtém-se o tempo de operação, a atividade enzimática final e a vazão de saída de retido como apresenta a Tabela 22. Com essas condições alcança-se uma conversão de permeado em função da corrente de entrada igual a 99,13%, 99,16% e 83,51% para as linhas de produção de celulases, fitases e proteases, respectivamente.

Tabela 22 – Condições de produção para celulases, fitases e proteases.

Condição	Celulases	Fitases	Proteases
Tempo de operação (h)	3,44	2,52	1,91
Atividade enzimática inicial (U)	2,29.10 ⁹	1,29.10 ⁹	6,05.10 ⁹
Atividade enzimática final (U)	2,01.10 ⁹	1,17.10 ⁹	5,14.10 ⁹
Vazão de saída de retido (kg/h)	115,15	510,85	2072,82
Conversão (%)	99,13	96,16	83,51

Fonte: autores (2020).

Convém ressaltar que as membranas da Microdyn Nadir são laváveis e os módulos estão disponíveis em configurações que podem ser esterilizadas com água quente até 98 ° C, eliminando o crescimento bacteriano e evitando incrustações. Para as limpezas a cada batelada o fabricante recomenda uma temperatura de no máximo de 50 ° C e uma duração de 30 minutos. Os balanços de massa estão disponíveis no Apêndice A.2.12.

6.2.4.5 Mistura de adjuvante

A corrente proveniente da ultrafiltração é bombeada ao tanque de mistura M - 402 a fim de preparar a corrente para a secagem por *spray drying*, uma vez que se necessita adicionar adjuvante para a proteção das enzimas durante o processo de secagem. O tanque de mistura de 20 m³, modelo PEMTA da empresa ETA, conforme Anexo B8.

A corrente procedente da ultrafiltração das celulasas entra no tanque de mistura com teor de sólidos de 1,5%, a 1 atm, a uma vazão de 115,15 kg/h. É adicionado 19 kg de adjuvante por quilo de sólido na corrente, realizando o ajuste com água destilada a fim de obter uma formulação com 10% (p/p) de teor de sólidos (SHIOTA, 2014). A vazão de sólidos na corrente de entrada é 1,73 kg/h de sólidos, sendo necessário 32,82 kg/h de adjuvante (maltodextrina). Para o ajuste do teor de sólidos, foram adicionados 177,79 kg/h de água, totalizando na vazão de saída do misturador de 325,76 kg/h, com a fração de 0,10 de sólidos e 0,90 de líquido.

A corrente procedente da ultrafiltração das fitases entra no tanque de mistura com teor de sólidos de 1,5%, a 1 atm, a uma vazão de 510,85 kg/h. É adicionado 5,67 kg de adjuvante por quilo de sólido na corrente, realizando o ajuste com água destilada a fim de obter uma formulação com 7,5% (p/p) de teor de sólidos (DELMASCHIO, 2014). A vazão de sólidos na corrente de entrada é 7,66 kg/h de sólidos, sendo necessário 43,42 kg/h de adjuvante (farelo de soja). Para o ajuste do teor de sólidos, foram adicionados 57,39 kg/h de água, totalizando na vazão de saída do misturador de 611,66 kg/h, com a fração de 0,075 de sólidos e 0,925 de líquido.

A corrente procedente da ultrafiltração das proteases entra no tanque de mistura com teor de sólidos de 1,5%, a 1 atm, a uma vazão de 2.072,82 kg/h. É adicionado 10 kg de adjuvante por quilo de sólido na corrente, realizando o ajuste com água destilada a fim de obter uma formulação com 10% (p/p) de teor de sólidos (NAMALDI, ÇALIK e ULUDAG, 2006). A vazão de sólidos na corrente de entrada é 31,09 kg/h de sólidos, sendo necessário 310,92 kg/h de adjuvante (maltodextrina). Para o ajuste do teor de sólidos, foram adicionados 849,86 kg/h de água, totalizando na vazão de saída do misturador de 3.233,61 kg/h, com a fração de 0,10 de sólidos e 0,90 de líquido.

A atividade enzimática mantém-se inalterada da etapa anterior para a etapa de mistura da corrente enzimática com adjuvante, conforme condições apresentadas na Tabela 23. Os balanços de massa estão disponíveis no Apêndice A.2.13.

Tabela 23 – Correntes de saída do misturador.

Condição	Celulases	Fitases	Proteases
Tempo de operação (h)	3,44	2,52	1,91
Atividade enzimática (U)	2,01.10 ⁹	1,17.10 ⁹	5,14.10 ⁹
Massa final (kg)	1.121,61	1.540,25	6.162,82
Teor de sólidos (%)	10	10	10

Fonte: autores (2020).

Os adjuvantes apresentam padrão de qualidade alimentícia. A maltodextrina é fornecida pela empresa Cargill em sacos de 25kg, conforme Anexo C2, enquanto o farelo de soja é fornecido pela empresa BomJe em sacos de 30 kg, conforme Anexo C3. Assim, utiliza-se 5 sacos de maltodextrina para cada batelada de celulases e 24 sacos por batelada de proteases, mais 4 sacos de farelos de soja por batelada de fitases. Para auxílio da adição dos adjuvantes, utiliza-se um elevador de cargas da empresa Alfabra (Anexo A20).

6.2.3.6 Atomização

A corrente de entrada no *spray dryer* apresenta teor de sólidos de 7,5% (p/p) para fitases e 10% (p/p) para celulases e proteases, O ar é estimado de acordo com as condições médias da cidade de Chapecó (SC), apresentando umidade relativa média de 77% e temperatura média de 19 °C (CLIMATE DATA, 2020), resultando na umidade absoluta de 0,011 kg vapor d'água / kg ar seco, conforme carta psicrométrica. De acordo com a demanda de produção, o *spray dryer* SD - 401 escolhido apresenta 5 m de diâmetro da câmara de secagem, modelo LPG-500, da empresa KODI, conforme Anexo B17. Os balanços de massa estão disponíveis no Apêndice A.2.14.

A corrente de celulases procedente do misturador entra no *spray dryer* com teor de sólidos de 10%, a 1 atm, a uma vazão de 6.729,63 kg/h. A temperatura de entrada do ar de secagem é de 135 °C, saindo em torno de 80 °C, resultando em um pó seco com umidade final de 5,73% (b.s.) e atividade residual de 116,97% (SHIOTA, 2014). A vazão mássica de sólidos é de 672,96 kg/h, considerando perda de 5% deste material que fica aderido às paredes do equipamento e que seria carregado com a saída de ar. Para a secagem do produto, a vazão de ar seco é de 26.821,97 kg/h, com umidade absoluta final de 0,235 kg vapor d'água / kg ar seco. A atomização das celulases é realizada durante 10 min por batelada, com uma vazão de saída de enzimas em pó de 639,31 kg sólidos secos /h.

A corrente de fitases procedente do misturador entra no *spray dryer* com teor de sólidos de 7,5%, a 1 atm, a uma vazão de 5.391 kg/h. A temperatura de entrada do ar de

secagem é de 130 °C, saindo em torno de 83 °C, resultando em um pó seco com umidade final de 5,10% (b.s.) e atividade residual de 83% (DELMASCHIO, 2014). A vazão mássica de sólidos é de 404,32 kg/h, considerando perda de 5% deste material que fica aderido às paredes do equipamento e que seria carregado com a saída de ar. Para a secagem do produto, a vazão de ar seco é de 26.581,24 kg/h, com umidade absoluta final de 0,198 kg vapor d'água / kg ar seco. A atomização das fitases é realizada durante 17,14 min por batelada, com uma vazão de saída de enzimas em pó de 384,10 kg sólidos secos /h.

A corrente de proteases procedente do misturador entra no *spray dryer* com teor de sólidos de 10%, a 1 atm, a uma vazão de 4.402 kg/h. A temperatura de entrada do ar de secagem é de 130 °C, saindo em torno de 90 °C, resultando em um pó seco com umidade final de 8,00% (b.s.) e atividade residual de 90% (NAMALDI, ÇALIK e ULUDAG, 2006). A vazão mássica de sólidos é de 440,20 kg/h, considerando perda de 5% deste material que fica aderido às paredes do equipamento e que seria carregado com a saída de ar. Para a secagem do produto, a vazão de ar seco é de 25.847,17 kg/h, com umidade absoluta final de 0,163 kg vapor d'água / kg ar seco. A atomização das proteases é realizada durante 1 h 14 min com uma vazão de saída de 418,19 kg sólidos secos /h.

Tabela 24 – Correntes de saída do *spray dryer*.

Condição	Celulases	Fitases	Proteases
Tempo de operação	10 min	17 min	1 h 14 min
Vazão de saída (kg sólidos secos /h)	678,17	404,74	454,56
Umidade do produto (%)	5,73	5,10	8,00
Atividade enzimática inicial (U)	2,01.10 ⁹	1,17.10 ⁹	5,14.10 ⁹
Atividade enzimática final (U)	2,36.10 ⁹	9,72.10 ⁸	4,57.10 ⁹
Atividade por grama de produto (U/g)	20.845,61	8.403,98	7.269,40

Fonte: autores (2020).

6.2.4.7 Misturador de aditivo

Após a atomização, o pó enzimático é encaminhado até o misturador M - 403 para tratamento final. Na etapa de mistura de aditivo, adiciona-se amido de milho com o intuito de padronizar o produto em pó de acordo com a atividade mínima declarada de produtos disponíveis no mercado (Natugrain®TS, Natuphos® e protease ácida, CNLAB Nutrition). O amido de milho adicionado é proveniente da Cargill, disposto em sacos de 25 kg e o misturador YV utilizado é o modelo AGX-V1000 da empresa Agimix, conforme Anexo B18. A Tabela 25 apresenta a composição mássica da saída do misturador, a quantidade de sacos de 5 kg de produto enzimático em pó da Nutrazyme, bem como a

atividade mínima declarada. Após a mistura, amostras são coletadas para realizar o controle de qualidade, conforme item 6.4.3, a fim de garantir a atividade declarada.

Tabela 25 – Corrente de saída do misturador de aditivos.

Batelada	Celulases	Fitases	Proteases
Atividade Enzimática (U/batelada)	2,36.10 ⁹	9,72.10 ⁸	4,57.10 ⁹
Massa de enzima (kg/batelada)	5,65	18,33	56,29
Massa de adjuvante (kg/batelada)	100,90	91,41	529,17
Massa de amido de milho (kg/batelada)	829,44	78,73	288,84
Massa total de produto em pó (kg/batelada)	942,46	194,37	925,22
Sacos de 5 kg de produto (nº sacos/batelada)	188	39	185
Massa de amido adicionada (kg/saco)	4,4	2,03	1,56
Atividade mínima declarada (U/g produto)	2.500	5.000	5.000

Fonte: autores (2020).

A partir da Tabela 25, pode-se inferir que são utilizados 34 sacos de amido de milho de 25 kg por batelada para celulases, 4 sacos por batelada para fitases e 12 sacos por batelada para proteases. Os balanços de massa estão disponíveis no Apêndice A.2.15.

6.2.4.8 Embalagem e estocagem

O armazenamento correto é fundamental para conservação do produto. Para isso, as enzimas em pó são embaladas em sacos de polietileno, contendo 5 kg de conteúdo líquido, sendo utilizada a embaladora PG - 401, modelo ULPR da Embrapac Equipamentos Ltda, Anexo A19. As embalagens são estocadas em uma sala controlada, com temperatura amena, ambiente seco, protegido de umidade e luz solar direta.

A Tabela 26 apresenta a produção por batelada, por ciclo (sabendo que em cada ciclo realiza-se 3, 46 e 60 bateladas de celulases, fitases e proteases, respectivamente) e por ano (sabendo que em um ano há 12 ciclos). Além disso, sabe-se que a dosagem de aplicação de enzimas é de 250 U/kg_{ração} de celulases, 500 U/kg_{ração} de fitases e 15.000 U/kg_{ração} de proteases, conforme Tabela 4, sendo possível obter a demanda de ração de aves atendida pela produção da Nutrazyme. Pela estimativa inicial de produção, considera-se que 100% da fatia de mercado atingida utilize fitases como aditivo e ainda 35% deste mercado use também celulases e que 25% aplique proteases. Comparando a estimativa com a produção real (Tabela 26), percebe-se que as porcentagens produzidas são próximas às estimadas.

Tabela 26 – Produção por batelada, por ciclo e por ano.

Batelada	Celulases	Fitases	Proteases
Atividade Enzimática (U/batelada)	2,36.10 ⁹	9,72.10 ⁸	4,57.10 ⁹
Massa total de produto em pó (kg/batelada)	942,46	194,37	925,22
Sacos de 5 kg de produto (n° sacos/batelada)	188	39	185
Ciclo	Celulases	Fitases	Proteases
Atividade Enzimática (U/ciclo)	7,07.10 ⁹	4,47.10 ¹⁰	2,78.10 ¹¹
Massa total de produto (kg/ciclo)	2.827,39	8.940,92	55.513,02
Sacos de 5 kg de produto (n° sacos/ciclo)	565	1788	11103
Ano	Celulases	Fitases	Proteases
Atividade Enzimática (U/ano)	8,48.10 ¹⁰	5,36.10 ¹¹	3,33.10 ¹²
Massa total de produto (kg/ano)	33.928,72	107.290,99	666.156,22
Sacos de 5 kg de produto (n° sacos/ano)	6.786	21.458	133.231
Demanda de ração atendida (ton ração)	339.287,16	1.072.909,88	222.052,07
Porcentagem	31,6%	100,0%	20,7%

Fonte: autores (2020).

6.3 PROJETO DE UTILIDADES

O projeto de instalações industriais é fundamental para otimizar o processo e garantir o atendimento da demanda de utilidades como água fria, água destilada, água esterilizada, água quente, ar comprimido, vapor, condensado e CIP (*Clean In Place*). Com posse da planta baixa da unidade industrial e informações de operação do processo, a tubulação e acessórios de cada utilidade são projetados conforme demanda. Para os cálculos de dimensionamento das tubulações, as mesmas foram divididas em trechos, sendo coletado informações de comprimento e vazão dos trechos conforme Apêndice C.

A Norma NBR 6493 da Associação Brasileira de Normas Técnicas (ABNT), estabelece as cores dos revestimentos das tubulações a fim de facilitar a identificação e evitar acidentes. As cores adotadas para as utilidades foram: verde para instalações de água, azul para tubulações de ar comprimido, branco para linha de vapor. Devido à variedade do conteúdo transportado pelas tubulações, é possível o uso de cores adicionais nas seções extremas das faixas de identificação.

O dimensionamento das tubulações da planta industrial é realizado de acordo com a vazão de cada intervalo e das velocidades recomendadas em tubulações conforme a literatura. Para os cálculos, inicialmente, as tubulações são fragmentadas em trechos e, com auxílio da ferramenta AutoCAD, realiza-se a medição do comprimento dos trechos. Para estimar a vazão de cada trecho, considera-se a demanda de cada equipamento e

aparelhos dispostos na planta. O dimensionamento de todas as instalações está presente no Apêndice C.

6.3.1 Instalações de água fria

O correto dimensionamento e otimização das instalações hidráulicas prediais de água fria é imprescindível para a operação adequada da unidade industrial, uma vez que é utilizada para o processo, a higienização, o consumo humano, a geração de vapor, entre outras necessidades. Assim, a Nutrazyme dispõe de um reservatório de água fria em seu sistema de distribuição, o qual é alimentado através de um sistema *air-lift* por canalizações provenientes de um poço artesiano e as tubulações distribuem a água para os pontos de consumo.

De acordo com a Norma 5626 da ABNT, o projeto de instalações de água fria visa o bom desempenho da instalação, bem como a garantia de potabilidade da água no caso de instalação de água potável. Além disso, entende-se como água fria aquela em temperatura dada pelas condições do ambiente.

6.3.1.1 Demanda de água potável

A unidade industrial está dividida em quatro áreas: área fabril subdividida em área suja e área limpa, área administrativa e área compartilhada. Na Tabela 27, apresenta-se a quantidade de aparelhos sanitários e sua respectiva vazão, de acordo com Anexo F1 (MACINTYRE, 2017). Estima-se que cada funcionário da área fabril utiliza o chuveiro uma vez por dia durante 5 min e que todos os funcionários utilizam o sanitário e o lavatório 3 vezes ao dia cada, com descarga de água durante 40 s, além da higienização das mãos durante o dia, realizada 2 vezes ao dia por cada operador da área fabril.

Tabela 27 – Aparelhos sanitários da unidade industrial.

	Chuveiros	Lavatórios	Sanitários
Área fabril - suja	4	2	2
Área fabril - limpa	4	2	4
Área administrativa	0	2	2
Área compartilhada	0	3	0
Vazão (L/s)	0,15	0,20	0,20

Fonte: autores (2020).

A área compartilhada da unidade industrial é composta pela lavanderia, um ambulatório e um refeitório. Para estimar a demanda de água fria na lavanderia,

considera-se a demanda de 0,8 kg de roupa por funcionário, sabendo que o consumo da lavadora é 30 L de água por quilo de roupa seca. Os equipamentos da lavanderia e cozinha escolhidos estão nos Anexos E1, E2 e E3.

O ambulatório contém um ponto de tomada de água. Na cozinha utilizam-se três caldeirões industriais a vapor de capacidade 100 L para a cocção de alimentos, sendo 70% do volume ocupado pelo alimento e o restante pela água fria. Estima-se, ainda, que a lavadora de louça opere durante 1 h para a limpeza da refeição de 34 colaboradores do turno comercial (máxima ocupação), sabendo que o consumo é de 180 L/h de água fria.

Considera-se, ainda, 10% a mais de água fria para uso geral. Além disso, a unidade dispõe de dois bebedouros de água potável, localizados no refeitório e na área fabril, de 0,8 L por pessoa durante o dia. A demanda dos equipamentos do processo refere-se ao consumo de água fria para a caldeira, para o destilador, para o esterilizador, para limpeza das bandejas de fermentação, além dos tanques de água quente e do CIP. A necessidade de água para limpeza geral também é estimada. Assim, a demanda de água fria a 25 °C para o abastecimento das áreas fabril, administrativa e compartilhada está apresentada na Tabela 28.

Para suprir a demanda de vapor requerida no processo, utiliza-se uma caldeira de capacidade de 2.500 kg/h, marca Alfa Laval®, modelo Mini 2,50, Anexo D5. Para isso, tem-se 3.681,38 L/dia de demanda de água fria alimentada na caldeira. O dimensionamento das tubulações de água fria é realizado com base no Anexo F4, em que pôde-se determinar o diâmetro dos tubos de aço carbono, SCH40.

Tabela 28 – Demanda de água fria.

(continua)				
Local	Identificação	Consumo (L/dia.pessoa)	Consumo (L/dia)	Vazão (m³/h)
Vestiários e banheiros	Chuveiros	60,00	3900,00	0,16
	Lavatórios	60,00	3372,00	0,14
	Sanitários	18,00	1548,00	0,06
Refeitório	Bebedouros	0,80	68,80	0,00
	Lavatórios	2,94	288,00	0,01
	Caldeirão Industrial	1,05	90,00	0,01
Cozinha	Lava-louça	5,51	540,00	0,18
	Uso geral	27,00	27,00	0,00
Lavanderia	Lavadora de Roupas*	24,00	1.560,00	0,20

(continuação)

Laboratórios e ambulatório	Ponto de tomada	18,84	1.620,00	0,07
Limpeza	Geral	4,29	420,00	0,02
	Bandejas	processo	1.368,33	0,30
	Caldeira**	processo	29.451,04	3,68
	Destilador	processo	224.000,00	11,20
Área fabril	Esterilizador	processo	49.936,97	11,26
	Tanque água 50°C	processo	1.871,77	0,08
	CIP	processo	15.000,00	7,50
Total		222,42	335.061,91	34,87

Fonte: autores (2020).

* L/dia.kg de roupa ** L/h

6.3.1.2 Demanda de água esterilizada

A água esterilizada, como indicado no item 6.2.3.1, é utilizada em alguns processos onde a qualidade da água deve ser superior à potável de uso geral, porém não se faz necessária a aplicação de água tão purificada como a destilada, por exemplo. Os principais usos da água nessa qualidade seriam para a umidificação do substrato durante a etapa de inoculação e para a umidificação do ar nas salas de fermentação. Além disso, foi previsto um ponto de tomada de água esterilizada no laboratório em que o inóculo é produzido, além de um ponto para limpeza em cada ala de fermentação.

A água esterilizada é obtida a partir de uma ligação de água potável que passa pelo equipamento WT - 601, que utiliza energia ultravioleta C para a esterilização. A Tabela 29 indica alguns valores como vazões utilizadas e consumo total de água esterilizada por dia. Vale ressaltar que tanto para a umidificação das salas como para o inóculo, foram utilizados os maiores valores dentre as três linhas de produção como referência.

Tabela 29 – Consumo de água esterilizada

Identificação	Vazão (m ³ /h)	Consumo total (L/dia)
Umidificação das salas	0,00110	26,5
Torneiras – limpeza	0,7	1440
Inóculo	4,0	48470,48
Total	-	49937,0

Fonte: autores (2020).

6.3.1.3 Demanda de água destilada

O processo produtivo prevê a demanda de água destilada como solvente das etapas de mistura de extração inicial das enzimas no misturador M - 401 e para a mistura de adjuvantes no misturador M - 402. A água é separada dos sais minerais e outros produtos dissolvido nela, através do destilador D - 601, estando apta para o processo. As instalações industriais de água destilada foram dimensionadas em relação ao fornecimento e consumo de água destilada.

O destilador apresenta capacidade produtiva de 8 m³/h, operando durante 22 h 30 min no dia para atender a demanda do acordo com o processo. Como a produção do destilador é contínua e o consumo da água destilada é em batelada, utiliza-se o tanque TT - 401 para armazenamento da água destilada. Como a linha de produção elabora três diferentes tipos de enzimas, as instalações de água destilada para consumo são dimensionadas de acordo com a maior demanda, conforme Tabela 30 e o dimensionamento das tubulações é realizado de acordo com o Apêndice F4.

Tabela 30 – Demanda de água destilada.

Identificação	Consumo (m ³ /h)	Consumo (L/dia)
Mistura de Extração	43,18	1.036.263,67
Mistura de Adjuvantes	0,85	20.475,00
Total	44,03	1056738,67

Fonte: autores (2020).

A unidade industrial dispõe de uma torre de resfriamento TR - 601, conforme Anexo D6, para reaproveitamento da água de resfriamento do processo de destilação. A água industrial é resfriada pela torre com circuito aberto, ou seja, a remoção de calor residual é realizada através de correntes convectivas em contracorrente. A vazão da água recirculada é de 160 m³/h e, considerando uma perda de 2% no processo de resfriamento na torre, é necessária uma reposição de água no circuito à uma taxa de 3,2 m³/h.

6.3.1.3 Malha de água

A rede de abastecimento de água é fundamental para o bom funcionamento da unidade industrial, sendo utilizada para higienização, consumo humano, nos equipamentos industriais, resfriamento, aquecimento e afins. A água utilizada na planta como um todo é captada de um poço artesiano através de um sistema de *air-lift* e em seguida encaminhada a uma estação de tratamento para torná-la potável. Após tratamento

é encaminhada a um reservatório, que é um sistema indireto de distribuição adotado para a prevenção de intermitências.

O reservatório é dimensionado de acordo com Macintyre (2017), na qual a quantidade de água acumulada não deve ser inferior ao consumo diário, porém não deve ultrapassar três vezes esse consumo. Sendo o consumo total diário de água fria potável de pouco mais de 300 m³ (Tabela 28), selecionou-se um reservatório de 800 m³ da empresa Faz Forte Reservatórios Metálicos (Anexo D4). A partir desse reservatório a água é distribuída por tubulações para toda a planta industrial.

6.3.2 Instalações de água quente

O fornecimento de água quente atende à demanda de determinados aparelhos e equipamentos com o intuito de melhorar as condições de conforto e de higiene em aparelhos sanitários e equipamentos (MACINTYRE, 2017). A unidade industrial dispõe de um tanque de água à 50 °C, o qual é dimensionado para atender a demanda dos chuveiros, e de um tanque para o sistema de limpeza, o CIP, também a 50 °C. Em ambos, a água fria é aquecida por contato indireto com o vapor proveniente da caldeira, por intermédio de uma serpentina.

Para estimar a demanda de água quente para os chuveiros, realizaram-se balanços de massa e energia para determinar a vazão de água quente e água fria que serão misturadas a fim de atingir a temperatura de 37 °C, considera ideal de acordo com dermatologistas. A demanda de água quente está apresentada na Tabela 31 e o dimensionamento das tubulações no Apêndice C1.

Tabela 31 – Demanda de água quente.

Identificação	Consumo (L/min)	Consumo (L/dia)
Chuveiro	1,30	1.871,77
CIP	83,33	10.000,00
Total	84,63	11.871,77

Fonte: autores (2020).

6.3.3 Instalações de vapor

A Tabela 32 apresenta a demanda total de vapor do projeto industrial que deve ser atendida pela caldeira. A demanda em kg/h corresponde a capacidade máxima de cada equipamento ou maquinário, enquanto que para a determinação da demanda diária considerou-se o tempo de operação de cada equipamento. As demandas de vapor para uso geral na cozinha e o ponto de vapor na área da indústria foram estimadas.

O vapor produzido na caldeira é conduzido no estado de vapor saturado a 7 kgf/cm² nas linhas principais de distribuição. Como as pressões demandadas no processo não são similares, empregam-se válvulas redutoras de pressão nas linhas de vapor para atingir as condições desejadas. As propriedades do vapor utilizadas podem ser encontradas nos livros de Termodinâmica (ÇENGEL E BOLES, 2013) e Instalações Hidráulicas: Prediais e Industriais (MACINTYRE, 2017).

Tabela 32 – Demanda de vapor do projeto industrial

	Identificação	Demanda (kg/h)	Demanda (kg/dia)
	Ponto	80,00	480,00
Indústria	Autoclaves	1.600,00	8.533,33
	Spray Dryer	1.425,00	7.980,00
Tanques	Tanque de 50°C	24,09	192,71
	Tanque CIP de água quente	201,57	1.612,53
Lavanderia	Lavadora	55,00	165,00
	Secadora	120,00	240,00
	Calandra	40,00	80,00
Cozinha	Lava-louças	100,00	100,00
	Caldeirão Industrial	36,00	108,00
Refeitório	Uso geral	13,60	20,80
	Balcão térmico	4,35	34,81
	Total	3.699,61	19.547,18

Fonte: autores (2020)

Assume-se que o vapor perde apenas calor latente durante sua passagem pelos equipamentos, retornando como condensado à caldeira a fim de promover uma economia de combustível. O transporte do vapor ocorre em tubulações com no mínimo 0,5% de inclinação para favorecer o deslocamento do condensado até os purgadores e as tomadas de vapor são verticais, acima da linha de alimentação, para evitar o acúmulo de condensado.

A norma NBR 5590 da ABNT é utilizada para o dimensionamento das tubulações, respeitando os limites de resistência mecânica do vapor, uma vez que ele é um fluido consideravelmente corrosivo. Para a temperatura de 164,2°C (7 kgf/cm²) empregam-se tubos de aço-carbono A-53 ou API-5L da série SCH 40, com solda de topo para diâmetros

maiores que 2'', solda de encaixe para diâmetros de até 2'' e para diâmetros até 4'' emprega-se tubo de aço galvanizado com juntas de rosca conforme recomenda Macintyre (2017).

Em relação aos acessórios, empregam-se externa e internamente em bronze com extremidade flangeada. As juntas para flanges são do tipo plana de papelão hidráulico conforme NBR EB-212.

6.3.3.1 Dimensionamento das linhas de vapor

O dimensionamento das tubulações de vapor, conforme apresentado no Apêndice C2, foi realizado utilizando-se 30 m/s como velocidade recomendada (MACINTYRE, 2017). A verificação da veracidade do cálculo das bitolas foi realizada através do método da perda de carga máxima, para o qual a partir dos resultados apresentados no Apêndice C2, conclui-se que o dimensionamento das linhas de vapor está dentro das condições estabelecidas inicialmente.

Em relação ao comprimento equivalente da tubulação, utiliza-se o acréscimo de 25% no comprimento de cada trecho para compensar a existência de peças e acessórios. A velocidade de escoamento do vapor adotada situou-se na faixa de 10 e 15 m/s para os ramais secundários e linhas curtas e entre 15 e 30 m/s para as linhas alimentadoras conforme recomenda Macintyre (2017).

6.3.3.1 Dimensionamento das linhas de retorno de condensado

A tubulação de retorno de condensado é paralela à tubulação de vapor com o objetivo de facilitar o transporte do condensado até o tanque de condensado, onde recebe água de reposição. Diversos pontos de drenagem foram adicionados ao longo da tubulação de vapor para garantir um maior aproveitamento do condensado. Os pontos de drenagem são compostos por separador de umidade, purgador termodinâmico com filtro incorporado e válvula de retenção e são inseridos na saída da caldeira, em cada ramal de alimentação de equipamentos e máquinas, antes de válvulas de redução de pressão e nas linhas alimentadoras a cada 30 m ou 50 m.

A massa de condensado formado em cada trecho de vapor foi calculada conforme o Apêndice C3. Uma perda de 10% de vapor foi considerada para os cálculos de retorno de condensado, de modo que a vazão de condensado que retorna para a caldeira corresponde a 90 % do vapor gerado e essa perda no processo é repostada por água fria.

Além da reposição de água fria devido à perda de vapor na tubulação, o vapor demandado pelas autoclaves não é retornado como condensado. A etapa de esterilização dos substratos de fermentação poderia causar uma contaminação no condensado que seria repostado na caldeira. Por esse motivo a demanda de vapor para as autoclaves é suprida pela reposição de água fria.

6.3.4 Instalações de ar comprimido

No pavilhão industrial alguns equipamentos necessitam de fornecimento de ar comprimido. A Tabela 33 indica esses equipamentos com as respectivas necessidades, além da indicação de um ponto previsto para a área de limpeza.

Tabela 33 – Demanda de ar comprimido

Identificação	Consumo de ar (m ³ /min)
Embaladora	1,1
Autoclaves	2,4
Bico de limpeza	0,5

Fonte: autores (2020).

Em uma instalação industrial, as perdas por vazamento podem ser reduzidas a menos de 5% da capacidade total, desde que a instalação seja executada corretamente e a manutenção seja bem feita. Para uma velocidade de 8 m/s a perda é de 1,5%. Dessa forma, as perdas totais consideradas representam 6,5% (MACINTYRE,2017).

Somando-se as vazões e convertendo-as, tem-se uma demanda de ar comprimido no pavilhão industrial de 4.000 L/min. Considerando uma perda de 6,5%, o valor mínimo a ser considerado para o fornecimento deve ser de 4.260 L/min.

Além desses equipamentos, indicados na Tabela 33, a captação de água também necessita de ar comprimido devido a utilização de um sistema de *air-lift*.

6.3.4.1 Sistema Air-Lift de fornecimento de água

O *air-lift* é um sistema misto de bombeamento de ar que utiliza ar comprimido conduzido em um tubo, permitindo a injeção do ar em um tubo maior, até uma profundidade considerável, evitando o desgaste do sistema, uma vez que não há peças móveis no interior do poço (MACINTYRE, 2017).

O sistema *air-lift* fornecerá água ao reservatório por meio de um poço artesiano, onde a diferença de densidade da mistura ar-água garante que a água suba por um cano de descarga ao se injetar ar comprimido.

A planta possui uma necessidade de 12,7 m³/h de água (Tabela 28), o fator de utilização é de 3,38 (Apêndice C4), dessa forma, a demanda de ar comprimido é de 717 L/min. Considerando uma perda de ar comprimido de 6,5% o valor total demandado pelo *air-lift* é de 764 L/min.

6.3.4.2 Compressores

Como as demandas para o pavilhão industrial e para a captação de água são diferentes, tanto com relação ao volume de ar demandado bem como a continuidade desta, distribui-se a geração de ar comprimido em dois compressores distintos. De acordo com as demandas indicadas na Tabela 34, são selecionados dois compressores C - 601 e C - 602 (Anexo D8) de modo a atender as necessidades adequadamente.

Tabela 34 - Demanda total de ar comprimido

Local	Demanda (L/min)	Pressão indicada (bar)
Pavilhão	4.260	12
<i>Air-lift</i>	764	7

Fonte: autores (2020).

6.3.4.3 Tubulação de ar comprimido

A capacidade dos compressores é determinada de acordo com a capacidade máxima necessária de fornecimento de ar comprimido. No caso do compressor direcionado ao pavilhão industrial, a pressão selecionada para este foi de 12 bar, de modo a atender a necessidade da embaladora. Para ajustar a pressão padrão da linha aos demais equipamentos, foram instaladas válvulas reguladoras de pressão antes da entrada de cada um deles. Além disso, ao longo da linha de ar comprimido foram colocados purgadores para a remoção de possível condensado formado nessa tubulação.

6.3.5 Instalações de *clean in place*

O processo de limpeza da unidade industrial será realizado de acordo com o funcionamento de cada equipamento e etapa. A limpeza da área suja da planta é realizada de forma manual, além da limpeza das bandejas de fermentação que serão higienizadas após cada batelada, também de forma manual, com a utilização de água potável e ar comprimido. Já as tubulações e equipamentos da área de purificação serão higienizados através do método de limpeza *Clean in place* (CIP) que consiste na limpeza de superfícies internas de equipamentos e tubulações de processo. Com o intuito de remover sujidades, resíduos e contaminantes, a limpeza é realizada através da utilização de água quente, água

fria, ácido, base e detergente. Esta higienização é realizada no local através de tubulações, sem necessidade de desmontagem, otimizando o processo de limpeza, reduzindo o custo operacional e o tempo morto, além de evitar acidentes.

A higienização é importante para a eliminação de microrganismos indesejáveis, incrustações e resíduos orgânicos do processo que servem de base nutricional para o desenvolvimento de bactérias. O sistema CIP é composto por 5 tanques, os quais apresentam os volumes, tempos de enchimento e vazões conforme Tabela 35. O sistema atua por 2 h/dia na área de purificação, sendo que nas tubulações utiliza-se uma velocidade mínima de 1,5 m/s.

Tabela 35 – Demanda do sistema CIP.

Tanque	Volume (m ³)	Tempo para encher (h)	Vazão m ³ /h
Água quente	10	2	5
Água fria	5	2	2,5
Ácido	4	1	4
Detergente	4	1	4
Álcalis	4	1	4

Fonte: autores (2020).

6.3.6 Instalações do processo

A área de extração e purificação, a Área 4, caracteriza-se pelo processamento de correntes líquidas, sendo necessário o dimensionamento das tubulações e bombas. A partir da demanda de cada equipamento do processo, é possível estimar a vazão de cada trecho de tubulação responsável por conectar as etapas do processo produtivo, conforme Tabela 36. O dimensionamento das tubulações é realizado com base nas velocidades recomendadas para o escoamento dos fluídos, conforme Apêndice C5.

Tabela 36 – Demanda das instalações do processo.

Trecho	Identificação	Vazão (m ³ /h)
1	M-401 para CF – 401	13,34
2	CF-401 para F-401 e 402	13,38
3	F-401 e 402 para UF-401 e 402	13,34
4	UF-401 e 402 para M-402	13,22
5	M-402 para SD-401	5,67

Fonte: autores (2020).

Além disso, realiza-se o dimensionamento das bombas localizadas na saída de cada equipamento, totalizando 17 bombas com potência de 0,33 HP, conforme cálculos e especificações do Apêndice C5.1. Para o sistema de bombeamento, utilizam-se bombas centrífugas da empresa Schneider, conforme Anexo E6.

6.4 CONTROLE DE QUALIDADE

O controle de qualidade da Nutrazyme é realizado em um laboratório pertencente à área da indústria. Nesse local, são realizadas as análises de matérias-primas (substratos e água), de inóculos, de intermediários do processo (extrato enzimático cru) e de produto sólido final a cada nova batelada. Embora a preparação inicial de inoculante a partir das cepas seja feita no laboratório próprio da etapa de inoculação, o processo do inóculo deve ser acompanhado pelo controle de qualidade também.

O laboratório de controle de qualidade contará com todas as vidrarias necessárias para a preparação do inóculo inicial e a realização de todas as análises enzimáticas, autoclaves para esterilização, câmaras de fluxo laminar para trabalhar com microrganismos, capelas para trabalho com voláteis, refrigeradores para manter os microrganismos e equipamentos analíticos.

6.4.1 Análises das matérias-primas

Os teores de umidade da palha de milho, farelo de arroz e casca de arroz serão analisados através da balança determinadora de umidade, Anexo E5, para garantir a umidade atestada pelos fornecedores. Enquanto que a pureza da água proveniente do poço artesiano será analisada a partir do método de condutividade (SKOOG *et al.*, 2008).

6.4.2 Análises do inóculo

Periodicamente amostras de inóculo do *Aspergillus terreus* são coletadas para verificar se a quantidade de esporos/mL usados na produção de celulases se mantém no padrão de 10^7 esporos/mL. As amostras de *A. terreus* serão contadas no hemocítômetro (GAO *et al.*, 2008). Já, a cultura de *Aspergillus oryzae* é testada de forma direta em câmara de Neubauer (LIMA *et al.*, 2014) para confirmar se o inóculo usado no processo de produção de fitases está com 10^7 esporos/mL e se o inóculo usado no processo de produção de proteases está em 5×10^7 esporos/mL (BATTAGLINO *et al.*, 1991).

6.4.3 Análises do extrato enzimático bruto

O extrato enzimático cru é obtido na etapa seguinte à fermentação, onde água é adicionada ao produto da fermentação para se obter o extrato. Essa etapa do controle de qualidade é importante para avaliar a qualidade do produto até o momento e prever possíveis adaptações necessárias ao processo para garantir as características finais dos produtos.

6.4.2.1 Celulases

A atividade enzimática do extrato cru de celulases é determinada segundo a metodologia de WENG *et al* (2008), a qual está relacionada à quantidade de glicose disponibilizada. Nessa metodologia, uma determinada quantidade de enzimas do extrato enzimático cru libera um micromol de glicose por minuto. Essa quantidade de enzimas necessárias é igual a 1 unidade de celulase. Após a análise enzimática o extrato cru de celulases precisa apresentar a atividade enzimática de 562 U/g_{substrato}.

6.4.2.2 Fitases

A atividade enzimática do extrato cru de fitases é determinada segundo a metodologia de Lima *et al* (2014), a qual está relacionada à quantidade de fosfato inorgânico disponibilizado. Nessa metodologia, uma determinada quantidade de enzimas do extrato enzimático cru libera um micromol de fosfato inorgânico por minuto e por mL após ser misturada com um mililitro de solução de fitato de sódio 1,5 mM, em determinadas condições de temperatura e pH. Essa quantidade de enzimas necessárias é igual a 1 unidade de fitases. Após a análise enzimática o extrato cru de fitases precisa apresentar a atividade enzimática de 184,3 U/g_{substrato}.

6.4.2.3 Proteases

A atividade enzimática do extrato cru de proteases é determinada segundo a metodologia de Battaglino *et al* (1991), a qual está relacionada à quantidade de tirosina disponibilizada. Nessa metodologia, uma determinada quantidade de enzimas libera 1 µg de tirosina por minuto e essa quantidade de enzimas corresponde a uma unidade de protease. Após a análise enzimática o extrato cru de fitases precisa apresentar uma atividade enzimática de 1946 U/g_{substrato}.

6.4.3 Análises do produto final

Os produtos enzimáticos obtidos após a secagem em *spray dryer* terão suas atividades enzimáticas e umidade avaliadas imediatamente após a secagem e ao longo do período de armazenamento. A atividade enzimática é determinada através da reconstituição do pó, com base no teor de sólidos totais da formulação líquida para garantir a qualidade e o valor agregado dos mesmos. Já, a umidade é quantificada com o auxílio da balança determinadora de umidade OHAUS MB45, a qual apresenta uma precisão de leitura de 0,01% e possui uma faixa de medição de 0,01 a 100% de umidade (SHIOTA, 2014).

Ao final dessas análises o produto final de celulasas deve apresentar a umidade de 5,73% e a atividade enzimática de 2.500 U/g produto, o produto final de fitases uma umidade de 5,10% e a atividade enzimática de 5.000 U/g produto e o produto final das proteases uma umidade de 8% e a atividade enzimática de 5.000 U/g produto.

6.5 TRATAMENTO DE RESÍDUOS

A planta de produção de enzimas a partir de resíduos agroindustriais produz tanto efluentes líquidos quanto sólidos. Em relação ao segundo caso, esses serão acomodados por um tempo em um tanque de armazenamento de resíduos sólidos (TT - 402) e depois vendidos para empresas produtoras de biofertilizantes. O que não tiver essa destinação, será encaminhado à empresa contratada para descarte apropriado.

Em relação aos resíduos líquidos, esses serão direcionados para uma Estação de Tratamento de Efluentes presente na unidade industrial da Nutrazyme. Os resíduos líquidos da planta industrial correspondem a:

- ✓ As correntes de permeado da ultrafiltração;
- ✓ Os resíduos gerados nos laboratórios;
- ✓ Os resíduos gerados na área administrativa, incluindo os resíduos referentes à cozinha, refeitório, lavanderia, vestiários e banheiros;
- ✓ Os resíduos gerados durante a limpeza da área administrativa e industrial, e durante a limpeza das bandejas de fermentação;
- ✓ Os resíduos relacionados ao CIP;
- ✓ E, por fim, o condensado formado nas autoclaves, o qual não será retornado para o tanque de condensado para evitar a contaminação do mesmo.

A maior vazão volumétrica da corrente de permeado da ultrafiltração corresponde ao processamento das celulases e é igual 13,18 m³/h, sendo que seu tempo de operação corresponde a 3,44 h. Baseando-se no fato de que são realizadas 4 bateladas por dia, a vazão volumétrica máxima de permeado que deve ser tratado na ETE é igual a 181,43 m³/dia.

Os laboratórios geram resíduos que devem ser tratados devido a carga microbiana presente e esses locais geram 1,620 m³/dia de resíduos líquidos. Também, são gerados efluentes na área administrativa, referentes à cozinha, lavanderia, refeitório, vestiários e banheiros, os quais respondem por aproximadamente 11,40 m³/dia.

O resíduo gerado da limpeza durante o processo também deve ser tratado, o qual corresponde a uma vazão de 1,79 m³/dia. Além disso, diariamente são gerados efluentes relacionados à limpeza dos equipamentos realizada pelo CIP, sendo essa limpeza composta por água (15 m³), ácido (4 m³), detergente (4 m³) e álcalis (4 m³). Como o CIP é utilizado a cada batelada, a vazão volumétrica de resíduos provenientes do mesmo corresponde a 27 m³/dia.

Por fim, o condensado formado nas autoclaves será tratado na ETE também, uma vez que o mesmo não será retornado ao tanque de condensado devido ao contato direto do vapor com as bandejas de fermentação e substrato. A vazão volumétrica de condensado proveniente das autoclaves corresponde à 34,13 m³/dia.

Então, a fim de atender a legislação, bem como promover uma destinação apropriada para os efluentes visando menor impacto ambiental, é instalada uma estação de tratamento na parte externa da indústria com capacidade para tratar 300 m³/dia de efluentes.

6.6 LAYOUT

Como indicado no item 6.2, o processo é dividido em seis áreas principais:

- ✓ Área 1: Processamento da Matéria-Prima;
- ✓ Área 2: Preparo do Substrato;
- ✓ Área 3: Fermentação;
- ✓ Área 4: Extração e purificação;
- ✓ Área 5: Controle da Qualidade;
- ✓ Área 6: Utilidades.

O *layout* geral apresentado no Apêndice B1 demonstra as áreas na planta industrial para o primeiro e o segundo andar, além da representação de estruturas auxiliares, como a parte administrativa e de laboratórios, além dos locais de vestiários, estoque, expedição, entre outros.

6.6.1 Equipamento e processo

O Apêndice B2 foca em representar os equipamentos do processo, as salas de fermentação com os suportes, além de tanques externos de armazenamento e outras utilidades.

Devido à grande área ocupada pelas salas de fermentação, opta-se por dividir a estrutura em dois andares, de modo a melhor aproveitar o terreno. No primeiro andar, com pé direito definido de 5 m, estão dispostas as estruturas de processamento de matéria-prima, purificação, laboratórios, área administrativa, vestiários, estoque e expedição, além dos reservatórios, tanques de armazenamento e utilidades principais.

No segundo andar, com pé direito definido de 2,6 m, estão dispostas as 17 salas de fermentação (R - 301 a R - 317), com um corredor central designado para as esteiras de transporte, tanto as esteiras principais como as individuais em cada sala. O acesso dos operadores às salas de fermentação se dá através de um corredor periférico, com ligação às antessalas de cada sala de fermentação, o qual dispõe de uma escada de acesso a partir do primeiro andar, além de um elevador de carga.

É possível observar que alguns equipamentos estão indicados simultaneamente em ambos os Apêndice B3, são eles: os tanques de extração (M - 401a e M - 401b), o tanque de mistura de adjuvantes (M - 402), o tanque de mistura de inóculo (M - 301) e o *spray dryer* (SD - 401). Isto ocorre porque estes equipamentos apresentam grandes dimensões, especialmente com relação à altura, as quais são superiores ao pé direito do primeiro andar (5 m). Para poder alocá-los dentro do pavilhão industrial, optou-se por construir uma plataforma em volta desses equipamentos, na altura de 5 m, de modo que a parte superior deles - que ultrapassa o pé direito do primeiro andar - possa ser acessada a partir do segundo andar. Isso se apresenta como uma vantagem operacional, tanto por permitir a instalação destes equipamentos no interior do pavilhão industrial e, logo, próxima aos demais equipamentos do processo, bem como por facilitar a carga de materiais por parte dos operadores nos tanques de mistura, já que o acesso para tal está localizado próximo ao topo destes.

Além disso existe um detalhe operacional que não é possível explicitar adequadamente no *layout*. É o caso do acesso das bandejas do primeiro para o segundo andar, o que é feito através de esteiras de elevação. Estas têm seu início na sala de esterilização, onde estão localizadas as saídas das autoclaves e onde são alimentadas as bandejas. A elevação se dá por plataformas em diferentes níveis, com ocasionais inversões no sentido de escoamento das bandejas de modo a se evitar curvas muito

acentuadas, as quais seriam inconvenientes devido às dimensões das bandejas (40 cm de largura por 80 cm de comprimento). No *layout*, a mudança de andar é indicada pelo início das esteiras em que se encontram os aspersores e a interface entre eles é feita por um vão no piso do segundo andar.

6.6.1 Instalações industriais

Para permitir uma melhor visualização dos detalhes das tubulações na parte de instalações industriais, as Figuras Apêndice B3 apresentam um layout mais simplificado com relação a detalhes da estrutura geral, focando nos trechos de tubulação e acessórios utilizados. Devido à grande área em que as instalações são distribuídas, a malha de tubulações é bastante extensa, chegando a trechos de até 56,25 metros.

7 CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO DO PROCESSO

O controle e instrumentação do processo são realizados nas salas onde ocorrem a fermentação, visto que podem ser consideradas como um grande fermentador convencional e serem cruciais para a obtenção dos produtos desejados. Em virtude do processo fermentativo, as salas são ambientes cuja limpeza do ar e outros parâmetros (temperatura, umidade e pressão) devem ser controlados e monitorados. Dessa forma garante-se a execução de um processo com maior higiene e esterilidade possível, o que favorece o crescimento dos microrganismos e produção do produto de interesse.

De acordo com a ISO 14644-1:2004, a qual dispõe das classificações e limpeza do ar, o fluxo de ar nas salas deve ser unidirecional, ou seja, é controlado transversalmente com velocidade constante e fluxo relativamente paralelo (ABNT, 2004).

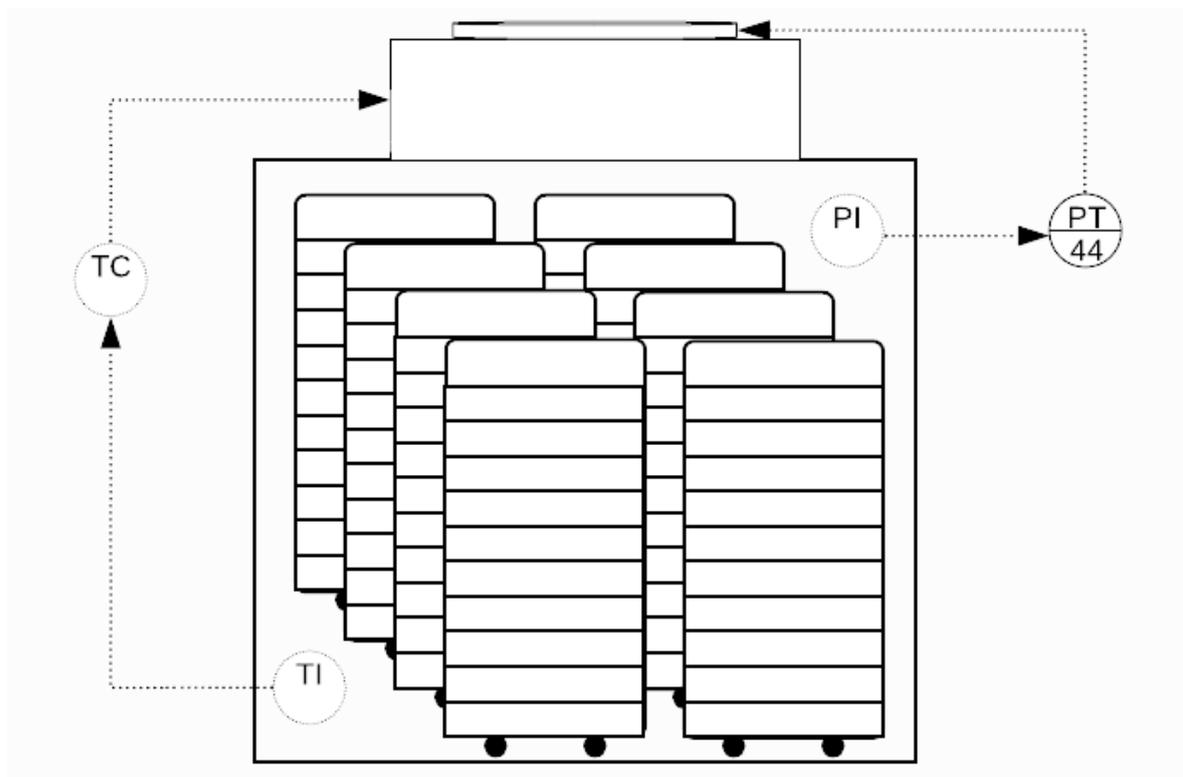
Assim, são utilizadas as unidades de tratamento de ar (UTA's), as quais possuem sistema de ventilação e de filtros, bem como arrefecimento e aquecimento de ar conforme Anexo D7 (ASMONTEC,2020). Os filtros contidos nas UTA's são os responsáveis por proporcionar um ambiente com ar livre de impurezas. Normalmente, os filtros grossos são localizados na entrada de ar enquanto os filtros finos e HEPA após o ventilador. O primeiro tem o intuito de filtrar as partículas maiores, impedindo a contaminação do sistema, já os segundos tipos, promovem maior qualidade do ar onde alto grau de pureza é requerido (LINTER, 2020). Os filtros HEPA, sigla para *High Efficiency Particulate Air* são capazes de reter partículas de 0,3 µm, com um percentual de rendimento que pode chegar a até 99,995%. Isso justifica sua ampla utilização em projetos industriais (LINTER, 2020).

Nas salas fermentadoras R - 301 até R - 317 são instalados transmissores responsáveis pela medição de temperatura (TI) e que, através de sinal do processo, transferem o sinal para os controladores de temperatura (TC) conforme a Figura 11. O controlador de temperatura, por sua vez, acionará o sistema de arrefecimento e aquecimento das UTA's, para resfriar e aquecer as salas, quando necessário, destacando-se que para a produção de celulases, fitases e proteases, a temperatura deve ser mantida em 35°C, 30°C e 27°C, respectivamente.

Além disso, as salas contarão com medidor (PI) e controlador (PT) de pressão, pois para garantir a esterilidade do processo é necessário que as salas estejam com pressão positiva da sala em relação ao ambiente, ou seja, a exaustão do ar deverá ser maior que a sua entrada (SILVA *et. al*, 2016). De acordo com o Guia da Qualidade para Sistemas de

Tratamento de Ar e Monitoramento Ambiental na Indústria Farmacêutica da ANVISA (2013), um diferencial de pressão de 15 Pa é normalmente utilizado para alcançar a contenção entre duas diferentes zonas adjacentes, mas pressões entre 5 e 20 Pa podem ser aceitáveis, assim, optou-se por trabalhar em uma faixa de diferencial de pressão de 10 a 20 Pa. A pressão da sala será medida e essa informação chegará, por sinal elétrico, a um controlador de pressão que irá alterar a vazão de saída de ar do exaustor da UTA, conforme a Figura 11.

Figura 11 – Instrumentação das salas de fermentação R - 301 a R – 317.



Fonte: autores (2020).

8 ANÁLISE ECONÔMICA

Esse tópico tem o intuito de apresentar a análise econômica para a produção de enzimas por fermentação em estado sólido, com resíduos agroindustriais, a partir do levantamento de custos para implantação e operação da planta.

8.1 CUSTO DE IMPLANTAÇÃO DA UNIDADE INDUSTRIAL

8.1.1 Estimativa de custos com equipamentos

As estimativas dos custos referentes à aquisição dos equipamentos necessários ao processo são realizadas com base em regras empíricas, denominadas como Regra da Potência I (RPI) e Regra da Potência II (RPII).

Segundo Smith (2006), o valor de um equipamento é dado em função de: tamanho, material de construção, pressão e temperatura de design. Essa informação pode ser obtida diretamente por fornecedores ou por custos de obras já realizadas ao longo do tempo. Normalmente, os dados são exibidos através de gráficos de custos *versus* capacidade ou expressos por uma equação de capacidade, a Equação 1 chamada de RPI a seguir.

$$C_E = C_B * \left(\frac{Q}{Q_B}\right)^M * \left(\frac{I_{ano}}{I_b}\right) \quad (1)$$

Em que C_E = custo de aquisição com o equipamento de capacidade Q ; C_B = custo base conhecido para equipamento com capacidade Q_B ; Q = capacidade calculada; Q_B = capacidade base da regra; M = constante de acordo com o equipamento.

Já I_{ano} e I_b são valores do *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI), o qual é uma ferramenta utilizada a fim de ajustar os valores de construção da planta para seu devido ano de operação.

Além disso, quando as fontes de orçamento não são confiáveis, pode-se empregar a RPII, representada pela Equação 2, de acordo com Towler e Sinnott (2013).

$$C_E = (a + b * S^n * \left(\frac{I_{ano}}{I_b}\right)) \quad (2)$$

Onde C_E = custo do equipamento com base na Costa do Golfo dos EUA; a e b = constantes de custo dos equipamentos; S = parâmetro de capacidade; n = expoente para cada tipo de equipamento.

Para a escolha sobre qual das regras utilizar, estabelece-se como critério a faixa de abrangência relativa a cada uma, visto que os valores de capacidade dos equipamentos

devem se enquadrar nessa faixa. O custo de equipamentos que não se encaixaram em nenhuma das regras foi obtido através de orçamentos diretos com fornecedores.

O valor preliminar calculado pelas regras das potências deve ser corrigido por fatores multiplicadores, os quais levam em consideração temperatura e pressão de operação, visto que esses parâmetros influenciam o custo total do equipamento (SMITH,2006). O Anexo F9 apresenta os fatores de multiplicação.

Deve-se considerar ainda, o custo *inside battery limits* (ISBL) o qual inclui tanto os custos de aquisição calculados anteriormente quanto a instalação dos equipamentos que constituem a planta. Vale ressaltar que esse custo deve ser cuidadosamente avaliado uma vez que impacta diretamente em outros custos do projeto. Desse modo, se o escopo do ISBL não for bem definido, a economia geral do projeto pode ser mal calculada (TOWLER & SINNOTT, 2013). É possível observar, conforme a Equação 3 que o custo total de um equipamento depende de diversos fatores, os quais são: Material (f_m); Montagem do equipamento (f_{er}); Tubulação (f_p); Instrumentação e controle (f_i); Eletricidade (f_{el}); Civil (f_c); Edificação (f_s); e Pintura (f_l).

$$ISBL = ((1 + f_p) * f_m + (f_{er} + f_{el} + f_i + f_c + f_s + f_l)) * custo\ total\ corrigido \quad (3)$$

A Tabela 37 indica os custos dos equipamentos e respectivas quantidades necessárias para implantação do processo. As bombas empregadas são P – 101 a 103, P – 301 a 303, P – 401 a 405, P – 407 e P – 409 a 413 porém como possuem a mesma potência foram identificadas na tabela apenas como “Bombas”. Conforme os resultados, o somatório é igual a US\$12.065.456,10 para o ISBL. Em reais, a estimativa de gastos com equipamentos foi igual a R\$ 62.378.408,02.

Tabela 37 – Custo com aquisição dos equipamentos para produção de enzimas.

Equipamento	Quantidade	Custo Unitário (\$US)	Custo Total Corrigido (\$US)	ISBL (\$US)
Autoclave	2	125.725,34	277.853,00	889.129,59
Compressor 601	1	1.141,01	1.147,85	3.673,13
Compressor 602	1	17.636,36	19.047,27	60.951,27
Centrífuga	1	126.215,77	126.215,77	464.474,02
Destilador	1	5.000,00	5.000,00	18.400,00
Filtro Simples	2	167.268,47	334.536,94	836.342,35
Caldeira	1	114.316,54	136.036,68	435.317,39
Misturador 101	1	35.035,48	35.035,48	117.719,23
Misturador 301	1	53.247,57	53.247,57	195.951,05
Misturador 401	1	91.536,69	91.536,69	336.855,02
Misturador 402	1	60.606,92	60.606,92	223.033,46
Misturador 403	1	19.449,69	19.449,69	62.239,01
Misturador 302	1	21.504,15	21.504,15	79.135,26
Bombas	17	79,63	1.353,75	4.548,61
Embaladora	1	19.632,50	19.632,50	62.823,98
Bandejas	14778	12,09	178.650,87	591.691,68
Braço robótico	1	6.000,00	6.000,00	15.000,00
Peneira	1	1.980,00	1.980,00	7.286,40
Spray Dryer	1	588.531,34	641.499,16	2.360.716,92
Moinho	1	3.558,99	3.558,99	11.388,78
Torre de Resfriamento	1	5.398,00	5.398,00	29.689,00
Tanque 101	1	51.910,14	51.910,14	174.418,08
Tanque 102	1	105.727,84	105.727,84	355.245,54
Tanque 103	1	108.808,88	108.808,88	365.597,84
Tanque 104	1	37.253,45	37.253,45	125.171,58
Tanque 105	1	111.630,84	111.630,84	375.079,62
Tanque 106	1	286.536,78	286.536,78	962.763,59
Tanque 107	1	434.608,80	434.608,80	1.460.285,55
Tanque 401	1	63.753,87	63.753,87	214.213,01
Tanque 402	1	80.108,56	80.108,56	269.164,76
Ultrafiltro	2	167.615,82	335.231,64	838.079,09
Unidade de Tratamento de ar	30	475,00	14.250,00	52.440,00
Dosadora	1	18.568,67	18.568,67	68.332,69
Esterilizador	1	773,69	773,69	2.847,20
			Total (US\$)	12.070.004,70
			Total (R\$)	62.401.924,32

Fonte: autores (2020).

8.1.2 Estimativa de custos com construção civil

Os custos com a construção civil foram estimados pelo Custo Unitário Básico de Construção (CUB). De acordo com o SIDUSCON, o CUB para pavilhão industrial no estado de Santa Catarina é de R\$ 1.007,61/m² construído. A planta industrial será composta de um pavilhão com dois andares, no qual, cada um dos andares possui 2.430,10 m² e um anexo reservado para os tanques de mistura com 401,56 m², totalizando 5.261,26 m². Dessa forma, o custo previsto será de R\$ 5.301.300,71.

8.1.3 Estimativa de custos com antessalas e corredores do segundo andar

As dezessete salas de fermentação serão compostas por antessalas e junto aos corredores do segundo andar serão equipados com dispositivos para limpeza das mãos, como torneiras e dispenser de álcool gel 70%. Os custos detalhados com as antessalas estão descritos na Tabela 38. O custo total estimado para as antessalas é de R\$ 2.713,03.

Tabela 38 – Custos com as antessalas.

Móvel	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
Cuba	17	43,61	741,37
Torneira	17	34,00	578,00
Dispenser de sabonete	17	21,59	367,03
Dispenser de papel toalha	17	23,90	406,30
Lixeira 7,5 L	17	14,90	253,30
Dispenser de álcool gel	17	21,59	367,03
Total	-	159,59	2.713,03

Fonte: autores (2020).

8.1.5 Estimativa de custos com sala de controle

A sala de controle é composta por computadores que monitoram os parâmetros essenciais para o funcionamento correto de todas as operações da planta. O custo total com a sala de controle será de R\$ 13.258,47 e os custos detalhados estão descritos na Tabela 39.

Tabela 39 – Custos com os móveis da sala de controle.

Móveis	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
Computadores	4	1.274,15	5.096,60
Cadeira de escritório	4	169,16	676,64
Mesa de escritório	4	132,90	531,60
Ar condicionado	2	1563,99	3.127,98

(continua)

			(continuação)
Balcão para impressora	1	159,50	159,50
Impressora	1	1.234,05	1.234,05
TV 58"	1	2.398,80	2.398,80
Telefone	1	33,30	33,30
Total	-	3.299,70	13.258,47

Fonte: autores (2020).

8.1.6 Estimativa de custos com laboratório

Os laboratórios de inóculo e controle de qualidade são estimados em três categorias: móveis, equipamentos e vidrarias. Os custos totais dos dois laboratórios com móveis serão de R\$ 15.897,02, com equipamentos serão de R\$ 37.961,06 e com vidrarias serão de R\$ 6.112,70 o que resulta em um investimento de R\$ 58.348,94 no laboratório. A especificação dos custos com os laboratórios está representada nas Tabela 40 a 42.

Tabela 40 – Custos com os móveis dos laboratórios.

Móvel	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
Armário aéreo	2	319,90	639,80
Balcão	2	322,90	645,80
Tampo de granito	2	58,90	117,80
Balcão para pia	2	365,39	730,78
Pia	2	139,00	278,00
Computador	2	1.274,15	2.548,30
Mesa de escritório	2	314,91	629,82
Cadeira de escritório	2	169,16	338,32
Ar condicionado	4	2.492,10	9.968,40
Total	-	5.456,41	15.897,02

Fonte: autores (2020).

Tabela 41 – Custos com os equipamentos dos laboratórios.

			(continua)
Equipamento e reagentes	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
Chuveiro e lava-olhos	2	1.291,88	2.583,76
Balança analítica	2	5.902,84	11.805,68
Autoclave	2	3.609,99	7.219,98
pHmetro	2	1.389,00	2.778,00
Freezer (-18 °C)	1	4.439,00	4.439,00
Estufa	2	810,92	1.621,84
Balança detectora de umidade	1	5.053,00	5.053,00

Hemocitômetro	1	989,00	(continuação) 989,00
Câmara Neubauer - Dupla Melhorada	10	147,08	1.470,80
Total	-	23.632,71	37.961,06

Fonte: autores (2020).

Tabela 42 – Custos com as vidrarias dos laboratórios.

Vidrarias	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
Kit de béqueres de 50, 100, 250, 600 e 1000 mL (dois de cada)	6	194,75	1.168,50
Kit de erlenmeyer de 50, 100 e 250 mL	12	47,00	564,00
Balão volumétrico 250 mL	12	22,00	264,00
Balão volumétrico 500 mL	12	44,91	538,92
Balão volumétrico 1000 mL	12	64,89	778,68
Micropipeta de volume variável (100 a 1000 uL)	4	207,41	829,64
Ponteira universal para micropipeta (1000 un)	2	35,00	70,00
Kit de pipetas graduadas e pipetadores	4	119,59	478,36
Pipeta volumétrica 10 mL	4	23,15	92,60
Pipeta volumétrica 25 mL	4	25,95	103,80
Pipeta volumétrica 50 mL	4	34,85	139,40
Pipeta volumétrica 100 mL	4	47,30	189,20
Pipeta pasteur 3 mL (100 un)	4	19,90	79,60
Suporte para pipetas	2	70,00	140,00
Placa de petri 90x15 mm (10 un)	6	4,60	27,60
Kit de provetas de 10, 25, 50, 100, 250, 500, 1000 mL	2	147,00	294,00
Bureta graduada 50 mL	4	75,00	300,00
Pisseta 500 mL	8	6,80	54,40
Total	-	1.190,10	6.112,70

Fonte: autores (2020).

8.1.7 Estimativa de custos com licenciamento

O Instituto do Meio Ambiente de Santa Catarina (IMA) é o responsável pelo licenciamento ambiental obrigatório para a instalação da indústria. A Lei nº 15.940, de 20 de dezembro de 2012 (ALESC, 2012) dispõe dos valores referentes às licenças previstas de acordo com o porte da indústria bem como o grau poluidor. As licenças contempladas são:

- ✓ Licença Ambiental Prévia (LAP) - É concedida na etapa de planejamento do empreendimento. Atesta a viabilidade ambiental do projeto e estabelece requisitos necessários para as próximas etapas, além de autorizar sua localização;
- ✓ Licença Ambiental de Instalação (LAI) - Etapa em que todas as medidas de proteção ambiental já devem ter sido previamente definidas. Autoriza o início da construção bem como instalação dos equipamentos sob a ótica ambiental;
- ✓ Licença Ambiental de Operação (LAO) - Autoriza o início do funcionamento do empreendimento. Nessa etapa, são estabelecidos os métodos de controle e as condições de operação (FIRJAN, 2004).

Além do licenciamento ambiental, a Nutrazyme disponibilizará um montante de R\$ 10.000,00 o qual será destinado a outras licenças e documentações como Alvará de Construção, Alvará do Corpo de Bombeiros, Programa de Proteção Contra Incêndio, entre outros. A estimativa dos custos com licenças pela Nutrazyme está disposta na Tabela 43.

Tabela 43 – Custos com os licenciamentos e documentação.

Tipo	Custo (R\$)
LAP	1.601,94
LAI	3.985,02
LAO	7.970,12
Outras licenças e documentações	10.000,00
Total	23.557,08

Fonte: autores, 2020.

Conforme os dados apresentados, o custo com licenciamentos e documentação totalizou um valor igual a R\$ 23.557,08.

8.1.8 Estimativa de custos com a estação de tratamento de efluentes

A estação de tratamento de efluentes receberá um investimento de R\$ 100.000,00 em equipamentos para o tratamento dos resíduos provenientes principalmente da etapa de ultrafiltração. Esse valor foi estimado a partir considerações realizadas com base em estações de tratamento similares encontradas no mercado.

8.1.9 Estimativa de custos com áreas administrativas

As áreas administrativas são compostas por uma recepção, dois escritórios e uma sala de reuniões. Os custos com os móveis dos escritórios e sala de reuniões será de R\$

19.655,75, enquanto a recepção terá um custo de R\$ 2.564,44, o que totalizará R\$ 22.220,19. O detalhamento dos itens que compõe a área administrativa está descrito nas Tabelas 44 e 45.

Tabela 44 – Custos com os móveis dos escritórios e sala de reuniões.

Móveis	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
Computadores	5	1.274,15	6.370,75
Impressora	1	1.234,05	1.234,05
TV 58"	1	2.398,80	2.398,80
Telefone	2	33,30	66,60
Cadeira de escritório	18	169,16	3.044,88
Mesa de escritório	6	132,90	797,40
Mesa de reuniões	1	332,91	332,91
Ar condicionado	3	1563,99	4.691,97
Estante	1	558,89	558,89
Balcão para impressora	1	159,50	159,50
Total	-	7.857,65	19.655,75

Fonte: autores, 2020.

Tabela 45 – Custos com os móveis da recepção.

Móveis	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
Balcão	1	786,24	786,24
Cadeira de escritório	1	169,16	169,16
Computador	1	1.274,15	1.274,15
Kit com duas poltronas	1	279,90	279,90
Mesa de apoio	1	54,99	54,99
Total	-	2.564,44	2.564,44

Fonte: autores, 2020.

8.1.10 Estimativa de custos com banheiros, vestiários, refeitório e lavanderia

A área industrial soma quatro vestiários distribuídos na entrada das áreas suja e limpa, além disso, contabilizando a área industrial e administrativa há seis banheiros. Essas instalações terão o custo total de R\$ 7.546,20, além disso, os materiais e móveis que compõe os banheiros e vestiários e seus custos estão descritos na Tabela 46.

Tabela 46 – Custos com os banheiros e vestiários.

Móvel	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
Guarda-volumes	6	674,60	4.047,60
Chuveiro	8	159,00	1.272,00
			(continuação)
Vaso sanitário	14	71,20	996,80
Cuba	8	43,61	348,88
Dispenser de sabonete	8	21,59	172,72
Dispenser de papel toalha	8	23,90	191,20
Lixeira 30 L	4	38,90	155,60
Lixeira 7,5 L	6	14,90	89,40
Torneira	8	34,00	272,00
Total	-	1.081,70	7.546,20

Fonte: autores, 2020.

O refeitório apresenta uma capacidade de 24 lugares e a cozinha é composta, essencialmente, por três caldeirões de cocção de alimentos e uma lava-louça. O custo total com o refeitório será de R\$ 40.125,65 e os custos específicos encontram-se na Tabela 47.

Tabela 47 – Custos com o refeitório.

Móveis//Utensílios	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
Mesa	3	899,00	2.697,00
Bebedouros	1	627,55	627,55
Cuba	3	43,61	130,83
Dispenser de sabonete	3	21,59	64,77
Dispenser de papel toalha	3	23,90	71,70
Lixeira 30 L	2	38,90	77,80
Pratos (12 un)	5	99,00	495,00
Copos (12 un)	5	56,90	284,50
Kit com garfo, faca e colher de sopa (24 un cada)	3	99,90	299,70
Lixeira 30 L	2	38,90	77,80
Caldeirão Industrial para cocção	3	6.933,00	20.799,00
Lava-louças	1	14.500,00	14.500,00
Total	-	23.382,25	40.125,65

Fonte: autores, 2020.

A lavanderia será equipada com uma lavadora extratora para 50 kg de roupa, uma secadora para 50 kg de roupa e uma calandra para que os uniformes sejam passados, o

valor dos equipamentos está especificado na Tabela 48. O custo total com a lavanderia será de R\$ 58.448,00.

Tabela 48 – Custos com a lavanderia.

Equipamentos	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
Secadora	1	25.000,00	25.000,00
Lavadora	1	32.000,00	32.000,00
Calandra	1	1.448,00	1.448,00
Total	-	58.448,00	58.448,00

Fonte: autores, 2020.

8.1.11 Estimativa de custos com ambulatório

Os custos com o ambulatório são compostos pelos móveis, kit Cipa e bolsa de resgate que apresenta materiais diversificados de primeiros socorros, os itens totalizam R\$ 6.236,90. Na tabela 49 são demonstrados os custos detalhados com o ambulatório.

Tabela 49 – Custos com o ambulatório.

Móveis/Materiais	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
Computadores	1	1.274,15	1.274,15
Telefone	1	33,30	33,30
Cadeira de escritório	2	169,16	338,32
Mesa de escritório	2	132,90	265,80
Ar condicionado	1	1563,99	1.563,99
Maca de exame	2	389,46	778,92
Bolsa resgate	1	655,50	655,50
Kit Cipa	2	663,46	1.326,92
Total	-	1.609,51	6.236,90

Fonte: autores, 2020.

8.1.12 Estimativa de custos com EPIs e Uniformes

Para garantir a esterilidade do processo os uniformes para a área produtiva serão compostos por uma calça, uma camisa de manga longa e um capuz cobre as vias aéreas e cabeça. Os equipamentos de proteção individual (EPI) serão distribuídos para colaboradores das áreas industrial e administrativa. Os custos com os uniformes e EPIs será de R\$ 22.519,61 e os preços de cada item está descrito na Tabela 50.

Tabela 50 – Custos com os uniformes e EPIs.

EPI/Uniforme	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
Botina de segurança	143	27,90	3.989,70
Capacete	143	6,20	886,60
Protetor auricular	143	0,80	114,40
Óculos de proteção	143	2,79	398,97
Propé (100 un.)	20	12,77	255,40
Touca (100 un.)	20	9,90	198,00
Capuz uniforme	226	13,99	3.161,74
Camisa manga longa uniforme	226	29,90	6.757,40
Calça uniforme	226	29,90	6.757,40
Total	-	60,36	22.519,61

Fonte: autores, 2020.

A Tabela 51 apresenta um resumo dos custos contabilizados para o investimento inicial da Nutrazyme.

Tabela 51 – Investimento inicial.

Demanda	Custo (R\$)
Equipamentos	62.401.924,32
Antessalas e corredores	2.713,03
Microrganismos	1.086,00
Construção civil	5.301.300,71
ETE	100.000,00
Sala de controle	13.258,47
Laboratórios	59.970,78
Licenciamentos	23.557,08
Ambulatório	6.236,90
Área administrativa	22.220,19
Refeitório	40.125,65
Lavanderia	58.448,00
Vestiários e banheiros	7.546,20
Uniformes e EPI's	22.519,61
Total	68.059.285,10

Fonte: autores, 2020.

8.2 CUSTOS COM A PRODUÇÃO

8.2.1 Custos fixos

Além dos custos previamente mencionados, ainda foram estimados os chamados custos fixos, isto é, as despesas incluídas independentemente da taxa de operação ou produção da Nutrazyme. Estes custos englobam: manutenção dos equipamentos, folha de pagamento, tratamento de efluentes.

8.2.1.1 Estimativa de custos com manutenção dos equipamentos

O montante destinado à manutenção dos equipamentos, incluindo mão de obra e materiais necessários foi estimado como sendo 5% do ISBL (TOWLER & SINNOTT, 2013), o que totaliza R\$3.120.096,22.

8.2.1.2 Estimativa de custos com folha de pagamento

A fim de estimar os custos fixos relacionados à folha de pagamento, o número de funcionários é determinado a partir da metodologia desenvolvida por Turon *et al.* (2009). A partir da Equação 4, estima-se o número de operadores por turno (N_{OL}) a partir do número de etapas de processamento envolvendo o manuseio de partículas sólidas (P) e o número de etapas de processamento não particuladas (N_{np}) que incluem.

$$N_{OL} = (6,29 + 31,7 P^2 + 0,23 N_{np})^{0,5} \quad (4)$$

As etapas com manuseio de partículas sólidas incluem o controle de tamanho de particulado, remoção de particulado, transporte e distribuição. A unidade industrial da Nutrazyme apresenta 4 etapas com manuseios de partículas sólidas, sendo elas: recebimento e padronização do substrato, manuseio das bandejas com substrato durante a esterilização, manejo de insumos durante a purificação e manuseio na etapa de embalagem. Enquanto as etapas envolvendo não particulados incluem compressão, aquecimento e resfriamento, mistura e reação. A Nutrazyme conta com 12 etapas com não particulados, sendo elas: fracionamento, inoculação, fermentação, mistura de extração, centrifugação, ultrafiltração, atomização, mistura de adjuvante, mistura de aditivos, estoque, caldeira, torre de resfriamento.

A partir destes parâmetros, estima-se o número de funcionários por turno de 23 operadores. Para calcular o número total de funcionários, estratificaram-se as funções dos 23 operários por turno e ainda se estima 12 operários extra para cobrir períodos de folgas e férias visto que a planta opera 24 h por dia com 3 turnos de 8 h cada. Ainda, estimaram-

se os funcionários do administrativo. Assim, a Nutrazyme apresenta um quadro de funcionários com 98 colaboradores ao total, conforme Tabela 52.

Tabela 52 - Quadro de funcionários.

Quadro de funcionários da área industrial			
Função	Frequência	Qtde/turno	Qtde/dia
Recebimento e preparo da matéria-prima	Por turno	2	6
Carga e descarga mecânica da esterilização	Por turno	2	6
Carga e descarga nas salas de fermentação	Por turno	4	12
Descarga das bandejas para centrifugação	Por turno	2	6
Manutenção e limpeza dos equipamentos	Por turno	2	6
Operação da sala de máquinas e caldeira	Por turno	2	6
Laboratório inóculo	Por turno	2	6
Laboratório controle de qualidade	Por turno	2	6
Engenheiro químico	Para a planta	1	1
Gerente industrial	Para a planta	1	1
Supervisores	Por turno	1	3
Vigilantes	Por turno	2	6
Total	-	23	65
+ Funcionários extras			12
Quadro de funcionários da área administrativa			
Função	Frequência	Qtde/turno	Qtde/dia
Diretor Geral	Horário Comercial	1	1
Gerente Comercial	Horário Comercial	1	1
Analista de Gente	Horário Comercial	1	1
Analista Financeiro	Horário Comercial	1	1
Lavanderia	Horário Comercial	2	2
Cozinha	Por turno	2	6
Faxina	Por turno	2	6
Vigilantes	Por turno	1	3
Total	-	11	21

Fonte: autores (2020).

O primeiro turno de operação da Nutrazyme inicia às 6 h e termina às 14 h, o segundo turno atua das 14 h às 22 h e o terceiro turno é das 22 h às 6 h. Dessa forma, os funcionários que trabalham no terceiro turno recebem adicional noturno. O adicional noturno corresponde a um aumento de 20% em relação a hora dos turnos considerados diurnos (6 h às 22 h) o cálculo desse aumento foi realizado por uma calculadora digital do site Cálculo Exato. Também, foi considerado uma escala de trabalho do tipo 6x1, ou seja, os colaboradores irão trabalhar seis dias e folgar um dia.

Para calcular os salários para os funcionários extras que executam as atividades dos colaboradores de folga foi realizada uma média dos salários dos operários, técnicos de manutenção e operadores do 1º e 2º turnos.

Além de considerar o adicional noturno para o terceiro turno, o salário bruto de todos os funcionários recebe os descontos relacionados ao Instituto Nacional do Seguro Social (INSS) que equivale a, aproximadamente, 8% a 11% do salário bruto e ao imposto de renda, varia entre 7% a 27,5% do salário bruto menos o valor referente ao INSS. Para calcular o salário líquido foi utilizada a calculadora digital do site Mobills.

A distribuição de cargas, valores dos salários brutos e líquidos dos funcionários dos três turnos das áreas industrial e administrativa está descrito na Tabela 53. O custo anual com a folha de pagamento será de R\$ 3.300.084,00.

Tabela 53 – Custos com a folha de pagamento.

(continua)

Quadro de funcionários da área industrial				
Cargo	Número de funcionários	Salário bruto (R\$/mês)	Salário líquido (R\$/mês)	Custo anual (R\$)
1º e 2º Turno				
Gerente industrial	1	13.485,00	10.180,29	161.820,00
Engenheiro químico	1	7.884,00	6.011,56	94.608,00
Supervisor	2	5.109,00	4.106,06	122.616,00
Operários de produção	20	1.557,00	1.432,55	373.680,00
Técnicos de manutenção	4	2.809,00	2.507,28	134.832,00
Operadores de caldeira e sala de máquinas	4	2.714,00	2.418,89	130.272,00
Técnicos de laboratório	8	1.613,00	1.483,96	154.848,00
Vigilantes	4	1.446,50	1.330,78	69.432,00
Funcionários extras	12	2.360,00	2.119,57	339.840,00
3º Turno				
Supervisor	1	9.344,00	8.341,06	112.128,00
Operários de produção	10	2.848,00	2.723,55	341.760,00
Técnicos de manutenção	2	5.138,00	4.836,28	123.312,00
Operadores de caldeira e sala de máquinas	2	4.962,00	4.666,89	119.088,00
Técnicos de laboratório	4	2.952,00	2.822,96	141.696,00
Vigilantes	2	2.198,00	2.082,28	52.752,00
Quadro de funcionários da área administrativa				
Cargo	Número de funcionários	Salário bruto (R\$/mês)	Salário líquido (R\$/mês)	Custo anual (R\$)

continuação

1° e 2° Turno e horário comercial				
Diretor geral	1	25.484,00	18.879,56	305.808,00
Gerente comercial	1	9.645,00	7.396,29	115.740,00
Analista de gente	1	4.111,00	3.464,77	49.332,00
Analista de financeiro	1	4.111,00	3.464,77	49.332,00
Operários da lavanderia	2	1.377,00	1.266,84	33.048,00
Operários do refeitório	4	1.377,00	1.266,84	66.096,00
Vigilantes	2	1.446,50	1.330,78	34.716,00
Faxineiros	4	1.201,00	1.004,92	57.648,00
3° Turno				
Operários do refeitório	2	2.520,00	2.409,84	60.480,00
Faxineiros	2	1.201,00	1.004,92	28.824,00
Vigilantes	1	2.198,00	2.082,28	26.376,00
Total	98	121.091,00	100.635,77	3.300.084,00

Fonte: autores, 2020.

8.2.1.3 Estimativa de custos com tratamento de efluentes

Assim como os demais equipamentos, foi considerado que o custo de manutenção com a estação de tratamento de efluentes será de 5% do valor de seus equipamentos, assim, o custo anual será de R\$ 5.000,00 (TOWLER & SINNOTT, 2013).

8.2.2 Custos variáveis

Os custos variáveis são dependentes da quantidade produzida pela Nutrazyme, ou seja, variam com a taxa de operação ou produção. Dessa forma, os custos variáveis da empresa serão relacionados a matérias-primas, embalagens e utilidades.

8.2.2.1 Estimativa de custos com matérias-primas, reagentes e embalagem

Na determinação dos custos estimados com matérias-primas considera-se: a quantidade anual a ser utilizada, o valor de cotação do produto, a distância entre a cidade de origem e Chapecó e o preço do frete por tonelada e quilômetro. Para determinar o custo do frete, utilizou-se a média dos valores encontrados no site FresBrasil para fretes e entre Santa Catarina, Rio Grande do Sul e Paraná, dessa forma, é considerado o valor de R\$ 0,17 por tonelada e por quilômetro. O custo total com as matérias-primas será de R\$ 2.554.957,47 os custos detalhados estão descritos na Tabela 54.

Tabela 54 – Custos com matérias-primas.

Matéria-prima	Qtdd. anual (ton)	Custo/ton (R\$)	Cidade de origem	Distância (km)	Custo com transporte (R\$/ton)	Custo Total (R\$).
Palha de milho	139	120,00	Palmas/PR	125	21,30	19.640,84
Farelo de arroz	2895	410,00	Passo Fundo/RS	180	Incluso	1.186.950,00
Casca de arroz	1184	50,00	Passo Fundo/RS	180	27,00	91.168,00
Cloreto de sódio	170	185,00	Imbituba/SC	367	88,65	46.520,50
Maltodextrina	431	1.551,00	Toledo/PR	383	65,11	696.543,41
Farelo de soja	79	1.680,00	Bom Jesus do Oeste/RS	81	13,78	133.807,83
Amido de milho	282	1.275,00	Trombudo Central/SC	367	62,39	377.143,98
Total	5180	5.271,00	-	-	-	2.551.554,75

Fonte: autores, 2020.

O controle de qualidade demanda reagentes para a determinação da atividade enzimática de cada batelada produzida. Os reagentes utilizados são utilizados glicose, fitato de sódio e tiosina para os testes de, respectivamente, celulases, fitases e proteases. A quantidade anual do uso de reagentes foi considerada em relação ao número de bateladas anuais de cada enzima. O custo total com reagentes será de R\$ 16.615,02 e os custos individuais com cada reagente estão descritos na Tabela 55.

Tabela 55 – Custos com reagentes.

Reagentes	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo Total (R\$)
Glicose (5 kg)	1	170,20	170,20
Fitato de sódio (1 kg)	14	98,23	1.375,22
Tiosina (1 kg)	18	837,20	15.069,60
Total	-	1.105,63	16.615,02

Fonte: autores, 2020.

Além das matérias-primas e reagentes, as embalagens dependem da taxa de produção que irá demandar 162.252 unidades por ano. O custo unitário do saco de polietileno metalizado para 5 kg é de R\$ 1,03, assim, o custo total com as embalagens em um ano será de R\$ 167.119,56.

8.2.2.2 Estimativa de custos com utilidades (energia e vapor)

O custo estimado com o uso de energia elétrica foi calculado de acordo com a concessionária fornecedora de energia no município de Chapecó, a Centrais Elétricas de

Santa Catarina S.A (Celesc). As demandas de energia elétrica pelos equipamentos estão contempladas na Tabela 56. Os demais gastos com energia da planta foram considerados como 50% do custo total com energia elétrica dos equipamentos.

Tabela 56 – Demanda de energia por equipamento.

Equipamento	Código	Número de equipamentos	kWh	Tempo de operação (horas/dia)	kW/dia
Moinho	SR – 101	1	44,13	20	882,60
Peneira	S – 102	1	1,1	4	4,40
Misturador substrato	M – 101	1	5,52	0,8	4,42
Dosadora	W – 201	1	0,2	5,2	1,04
Mistura inóculo	M – 301	1	0,06	6	0,36
Esterilizador	WT – 301	1	0,075	24	1,80
Centrífuga	CF – 401	1	18,5	1	18,50
Braço robótico	RA – 401	1	2	7,2	14,40
Spray dryer	SD – 401	1	110	5,6	616,00
Mistura aditivos	M – 403	1	4,41	5,6	24,70
Embaladora	PG – 401	1	5,2	3	15,60
UTA's	UT - 301 a 317	17	4,68	24	1909,44
Torre de resfriamento	TR – 601	1	4,5	21,5	96,75
Compressor	C – 601	1	7,5	13,12	98,40
Compressor	C – 602	1	37	24	888,00
Bombas	-	17	0,24	7,2	29,38
Outros	-	-	-	-	2.302,89
Total	-	-	-	-	6.908,67

Fonte: autores, 2020.

O valor tarifado na prática é corrigido pelas alíquotas de PIS, COFINS e ICMS. Esses tributos também podem ser encontrados no site da Celesc e para fins de cálculos os valores empregados foram referentes a agosto de 2020 (CELESC, 2020). A taxaço segundo os períodos, cobrada em agosto de 2020 pela Celesc, estão indicadas no Anexo F10. Além disso, para efeito de cálculo, a Nutrazyme foi classificada como grupo B3 também no referido Anexo. Desse modo, o valor tarifado é:

$$Tarifa\ final\ (R\$) = \frac{Tarifa\ homologada}{[100 - (alíquota\ PIS + alíquota\ COFINS + alíquota\ ICMS)]/100} \cdot total \quad (5)$$

$$Tarifa\ final\ (R\$) = \frac{0,50599}{[100 - (25 + 0,89 + 4,11)]/100} \cdot 6908,67$$

$$Tarifa\ final\ (R\$) = 1.677.943,88$$

Segundo Ruediger (2020), sabe-se que uma tonelada de vapor está relacionada a 75,46 kg de GLP. No entanto, é necessário pontuar que o kg de gás é R\$ 2,10 (PETROBRAS, 2020) e, com isso, o preço resultante de vapor é R\$ 158,99.

Tabela 57 - Estimativa de custos com utilidades.

Utilidade	Demanda	Preço (R\$)	Custo (US\$/ano)	Referência
Energia elétrica (kW/dia)	6.908,67	0,72 (/kWh)	1.677.943,88	Celesc (2020)
Vapor (ton/dia)	19,5	158,99 (/ton)	1.041.702,48	BERMO (2020) e PETROBRAS (2020)
Total	-	-	2.719.646,36	-

Fonte: autores, 2020.

A Tabela 58 resume os valores relacionados aos custos fixos e variáveis da Nutrazyme.

Tabela 58 – Custos fixos e variáveis.

Demanda	Custo (R\$)
Matérias-primas	2.551.554,75
Embalagem	167.119,56
Reagentes	16.615,02
Tratamento de efluentes	5.000,00
Utilidades	2.719.646,36
Empregatícios	3.300.084,00
ISSQN	1.696.038,68
Manutenção de equipamentos	3.120.096,22
Total	13.576.154,58

Fonte: autores, 2020.

8.3 FINANCIAMENTO

O investimento necessário para a abertura da Nutrazyme é de R\$ 68.059.285,10 (Tabela 57), para isso será realizado um financiamento de R\$ 50.000.000,00 no Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES) o que equivale a cerca de

73,5% do investimento inicial. Os demais R\$ 18.059.285,10 serão de capital próprio de investidores.

A taxa de juros do financiamento corresponde a 10,85% a.a. (BNDES, 2020), o financiamento terá duração de dez anos e não terá carência, por fim, o sistema de amortização escolhido foi o constante (SAC). Na Tabela 59 está demonstrado o comportamento do financiamento ao longo dos dez anos.

Tabela 59 – Financiamento.

Ano	Saldo Devedor	Prestação (R\$)	Juros (R\$)	Amortização (R\$)
0	50.000.000,00	0,00	0,00	0,00
1	45.000.000,00	10.425.000,00	5.425.000,00	5.000.000,00
2	40.000.000,00	9.882.500,00	4.882.500,00	5.000.000,00
3	35.000.000,00	9.340.000,00	4.340.000,00	5.000.000,00
4	30.000.000,00	8.797.500,00	3.797.500,00	5.000.000,00
5	25.000.000,00	8.255.000,00	3.255.000,00	5.000.000,00
6	20.000.000,00	7.712.500,00	2.712.500,00	5.000.000,00
7	15.000.000,00	7.170.000,00	2.170.000,00	5.000.000,00
8	10.000.000,00	6.627.500,00	1.627.500,00	5.000.000,00
9	5.000.000,00	6.085.000,00	1.085.000,00	5.000.000,00
10	0,00	5.542.500,00	542.500,00	5.000.000,00
Total		79.837.500,00	29.837.500,00	50.000.000,00

Fonte: autores, 2020.

8.4 FLUXO DE CAIXA

A receita bruta da empresa é calculada com base no valor de venda de celulases, fitases e proteases comerciais com atividade enzimática e finalidade semelhante às produzidas pela Nutrazyme, dessa forma, o lucro bruto será de R\$ 33.920.773,60 por ano, conforme a Tabela 60. Ressalta-se que os preços da Nutrazyme se tornam competitivos devido à proximidade dos consumidores, os quais não necessitam pagar taxas de exportação e podem repor seus estoques conforme demanda.

Tabela 60 – Receita bruta.

(continua)			
Produtos	Preço/kg (R\$)	Quantidade anual	Lucro bruto (R\$)
Celulase	155,10	33.928,72	5.262.344,47
Fitase	103,40	107.290,99	11.093.888,15

(continuação)

Protease	26,37	666.156,22	17.564.540,97
Total	-	-	33.920.773,60

Fonte: autores, 2020.

A receita líquida anual é determinada pela diferença entre o lucro bruto e:

- ✓ Os custos com a produção demonstrados na Tabela 60;
- ✓ Financiamento no BNDS na Tabela 58;
- ✓ A depreciação de 10% a.a. (PERLINGEIRO (2005));
- ✓ Os impostos sobre o lucro bruto: imposto sobre circulação de mercadorias e serviços - ICMS (12% a.a.), Programas de Integração Social- PIS (0,65% a.a.) e Contribuição para Financiamento da Seguridade Social - CONFINS (3% a.a.);
- ✓ E os impostos sobre o lucro líquido: Contribuição Social sobre o Lucro Líquido - CSLL (9% a.a.) e Imposto de Renda Pessoa Jurídica (10% a.a da soma o CSLL com o lucro líquido).

Além disso, para o cálculo do comportamento do fluxo de caixa ao longo dos anos considerou-se que o produto receberia reajuste de 18,7% ao final de cinco anos considerando uma inflação anual de 3,74%. Também, a cada cinco anos os custos com a produção aumentaram 5%. A Tabela 61 e 62 apresentam o fluxo de caixa da Nutrozyme por um período de dez anos.

Tabela 61 – Fluxo de Caixa do primeiro ao quinto ano.

Ano	1	2	3	4	5
Receita bruta (R\$)	33.920.773,60	33.920.773,60	33.920.773,60	33.920.773,60	33.920.773,60
Custos de produção (R\$)	13.576.154,58	13.576.154,58	13.576.154,58	13.576.154,58	13.576.154,58
Depreciação (R\$)	6.240.192,43	6.240.192,43	6.240.192,43	6.240.192,43	6.240.192,43
ICMS (R\$)	4.070.492,83	4.070.492,83	4.070.492,83	4.070.492,83	4.070.492,83
PIS (R\$)	220.485,03	220.485,03	220.485,03	220.485,03	220.485,03
CONFINS (R\$)	1.017.623,21	1.017.623,21	1.017.623,21	1.017.623,21	1.017.623,21
Financiamento (R\$)	10.425.000,00	9.882.500,00	9.340.000,00	8.797.500,00	8.255.000,00
Lucro líquido (R\$)	-1.629.174,49	-1.086.674,49	-544.174,49	-1.674,49	540.825,51
CSLL (R\$)	146.625,70	97.800,70	48.975,70	150,70	48.674,30
IRPJ (R\$)	148.254,88	98.887,38	49.519,88	152,38	58.949,98
Lucro líquido final (R\$)	-1.334.293,90	-889.986,40	-445.678,90	-1.371,40	648.449,79
Saldo acumulado (R\$)	-1.334.293,90	-2.224.280,31	-2.669.959,21	-2.671.330,62	-2.022.880,83

Fonte: autores, 2020.

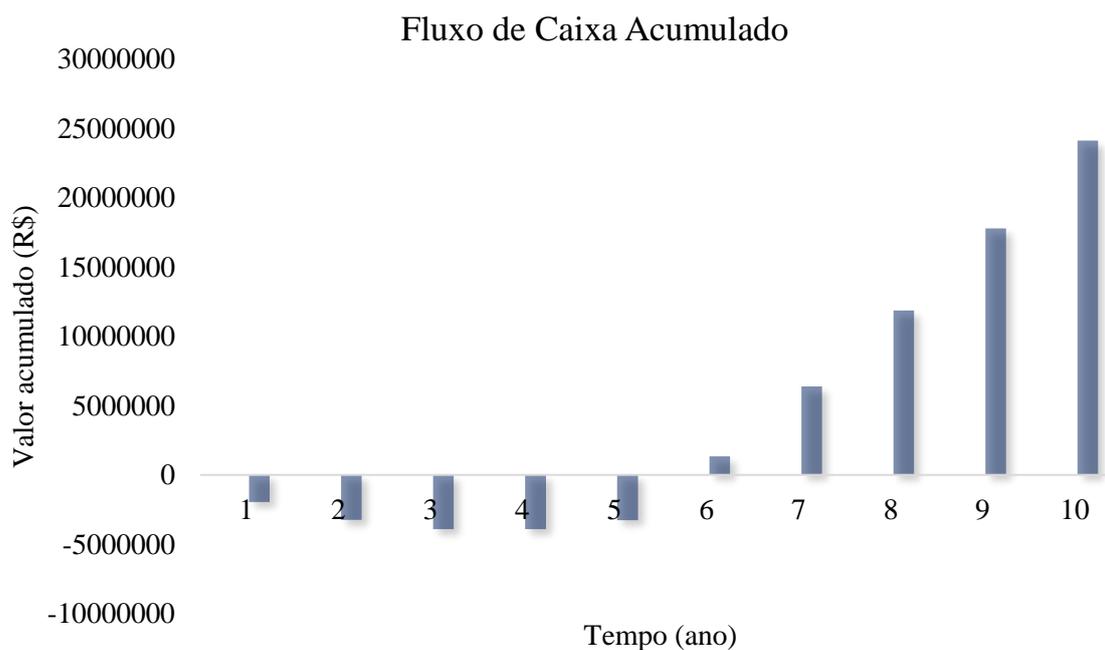
Tabela 62 – Fluxo de Caixa do sexto ao décimo ano.

Ano	6	7	8	9	10
Receita bruta (R\$)	40.263.958,26	40.263.958,26	40.263.958,26	40.263.958,26	40.263.958,26
Custos de produção (R\$)	14.254.962,31	14.254.962,31	14.254.962,31	14.254.962,31	14.254.962,31
Depreciação (R\$)	6.240.192,43	6.240.192,43	6.240.192,43	6.240.192,43	6.240.192,43
ICMS (R\$)	4.831.674,99	4.831.674,99	4.831.674,99	4.831.674,99	4.831.674,99
PIS (R\$)	261.715,73	261.715,73	261.715,73	261.715,73	261.715,73
CONFINS (R\$)	1.207.918,75	1.207.918,75	1.207.918,75	1.207.918,75	1.207.918,75
Financiamento (R\$)	7.712.500,00	7.170.000,00	6.627.500,00	6.085.000,00	5.542.500,00
Lucro líquido (R\$)	5.754.994,05	6.297.494,05	6.839.994,05	7.382.494,05	7.924.994,05
CSLL (R\$)	517.949,46	566.774,46	615.599,46	664.424,46	713.249,46
IRPJ (R\$)	627.294,35	686.426,85	745.559,35	804.691,85	863.824,35
Lucro líquido final (R\$)	4.609.750,23	5.044.292,73	5.478.835,23	5.913.377,73	6.347.920,23
Saldo acumulado (R\$)	2.586.869,41	7.631.162,14	13.109.997,37	19.023.375,10	25.371.295,33

Fonte: autores, 2020.

Como pode observar-se na Figura 12, a partir do sexto ano, o valor final acumulado indica uma tendência positiva do projeto possuir boa lucratividade com o passar do tempo.

Figura 12 – Lucros líquidos acumulados.



Fonte: autores (2020).

8.5 TAXA MÍNIMA DE ATRATIVIDADE E VALOR PRESENTE LÍQUIDO

A Taxa Mínima de Atratividade (TMA) é um índice de juros que reflete o retorno financeiro mínimo esperado de um investimento. Nesse caso, o TMA utilizado será a taxa SELIC que equivale a 2,18% em 2020 (Melhor Câmbio, 2020). De acordo CAMARGO (2017), o Valor Presente Líquido (VPL) consiste em trazer para a data zero o valor dos fluxos de caixa do projeto e somá-los ao valor do investimento inicial, usando como taxa de desconto a Taxa Mínima de Atratividade (TMA). O VPL (Tabela 63) resultou em R\$ 19.794.141,20 positivos o que indica que o projeto é viável economicamente.

Tabela 63 – Valor Presente Líquido

Ano	Financiamento (R\$)	Custo Total (R\$)	Receita (R\$)	Lucro (R\$)	Saldo Acumulado (R\$)	VPL
1	10.425.000,00	25.449.153,81	33.920.773,60	-1.953.380,21	-1.953.380,21	-1.911.705,04
2	9.882.500,00	25.341.196,31	33.920.773,60	-1.302.922,71	-3.256.302,92	-1.247.920,32
3	9.340.000,00	25.233.238,81	33.920.773,60	-652.465,21	-3.908.768,13	-611.589,00
4	8.797.500,00	25.125.281,31	33.920.773,60	-2.007,71	-3.910.775,84	-1.841,78
5	8.255.000,00	25.017.323,81	33.920.773,60	648.449,79	-3.262.326,05	582.166,03
6	7.712.500,00	27.941.708,03	40.263.958,26	4.609.750,23	1.347.424,19	4.050.251,62
7	7.170.000,00	28.049.665,53	40.263.958,26	5.044.292,73	6.391.716,92	4.337.495,06
8	6.627.500,00	28.157.623,03	40.263.958,26	5.478.835,23	11.870.552,15	4.610.638,29
9	6.085.000,00	28.265.580,53	40.263.958,26	5.913.377,73	17.783.929,88	4.870.152,23
10	5.542.500,00	28.373.538,03	40.263.958,26	6.347.920,23	24.131.850,12	5.116.494,10
Total	79.837.500,00	266.954.309,19	370.923.659,30	24.131.850,12	45.233.920,12	19.794.141,20

Fonte: autores (2020).

9 CONCLUSÃO

É possível perceber que, devido ao crescimento na utilização de enzimas a nível internacional aliado à grande relevância desse produto como aditivo para melhoria e barateamento de nutrição animal, a produção de enzimas de origem microbiana direcionadas ao enriquecimento de rações para aves é uma opção possível de ser explorada no Brasil. A produção de carne de frango é significativamente expressiva no país, bem como o consumo de enzimas com destaque para celulases, fitases e proteases.

A escolha da cidade de Chapecó (SC) para implantação do projeto se mostra devido a sua localização estratégica, isto é, próxima tanto de fornecedores de matérias-primas quanto de mercado consumidor. Justifica isso o destaque dos estados do Paraná e Rio Grande do Sul na produção tanto de arroz quanto de milho, além do beneficiamento e/ou processamento de grãos. Ademais, a Região Sul se sobressai no que diz respeito ao efetivo de galináceos bem como o Paraná. Desse modo, o trabalho apresentou o projeto de uma indústria de produção de três tipos de enzimas: celulases, fitases e proteases, a partir do aproveitamento da palha de milho, farelo e casca de arroz, intitulada Nutrazyme.

De acordo com os cálculos realizados, a capacidade de produção da unidade anualmente será de 807 toneladas de enzimas, das quais 34 toneladas serão de celulases, 107 toneladas de fitases e 666 toneladas de proteases. Os produtos serão comercializados em sacos de polietileno contendo 5 kg de conteúdo enzimático mais aditivos, responsáveis pela estabilidade. A produção total da Nutrazyme atenderá 1,1 milhões de toneladas de ração anualmente, sendo que 100% dos clientes irão utilizar fitases, 31,6% adicionarão também celulases e outros 20,7% irão complementar com proteases além da fitase. Assim, pode-se concluir que a produção está próxima dos valores estimados de 0,9 milhões de toneladas de ração atendidas com 100% de fitases, além de 35% que complementa com celulases e outros 25% que adicionam também proteases.

Apesar da complexidade (envolvimento de microrganismos e necessidade de parâmetros de processo bem controlados), robustez de equipamentos e quantidade de mão de obra necessária, foi possível concluir que a escolha da fermentação em estado sólido (FES) como rota tecnológica possibilita a obtenção de produtos com atividade enzimática desejada. Além disso, investimento em pesquisas relacionadas ao *scale-up* de FES são necessários para que esse processo seja otimizado e cada vez mais implementado. O entendimento real acerca de rendimento e desempenho do processo é dificultado uma vez que grande parte das informações disponíveis estão relacionadas à escala laboratorial.

Avanços nesse sentido irão possibilitar o aumento de produção e até mesmo a diversificação do catálogo de enzimas produzidas aliada à ampliação do mercado consumidor.

A implementação do projeto da empresa Nutrazyme é interessante do ponto de vista econômico. Os indicadores analisados traduzem a viabilidade econômica de acordo com a conjuntura de preço de aquisição de matéria-prima e venda dos produtos. A venda das enzimas resultará em receita bruta anual de R\$ 5.262.344,47, R\$ 11.093.888,15 e R\$17.564.540,97 para celulases, fitases e proteases, respectivamente. Embora os custos iniciais para compra e instalação dos equipamentos sejam altos, assim como a área demandada para a planta, o projeto possui tendência de atingir boa lucratividade com o passar do tempo. A análise econômica demonstrou que a partir do ano de operação, o investimento inicial será recuperado.

Portanto, infere-se que o projeto proposto exhibe viabilidade tecnológica e econômica para ser implementado em Santa Catarina, o que indica o potencial para utilização de matéria-prima de baixo valor agregado em processo que atende aos princípios de inovação e engenharia.

Observação: o nome Nutrazyme foi escolhido de acordo com o intuito do projeto: uma unidade industrial alinha à preocupação de nutrição animal através da suplementação de rações, porém, ressalta-se que o nome é fictício e não está relacionado a produtos presente no mercado.

REFERÊNCIAS

AGÊNCIA EMBRAPA DE INFORMAÇÃO TECNOLÓGICA (AGEITEC). **Enzimáticos**. Disponível em: <https://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/tecnologia_de_alimentos/arvore/CONT000fid5sgif02wyiv80z4s473v6o7sud.html>. Acesso em: 02 dez. 2019.

AGÊNCIA NACIONAL DE VIGILÂNCIA SANITÁRIA (ANVISA). **Guia da Qualidade para Sistemas de Tratamento de Ar e Monitoramento Ambiental na Indústria Farmacêutica**. 1ª edição. Brasília, 2013.

AGROCERES MULTIMIX. **Uso de enzimas na alimentação de aves**. 2018. Disponível em: <<https://agrocereasmultimix.com.br/Painel/uploads/22082018103829.pdf>>. Acesso em: 3 nov. 2019.

AGROLINK. **Farelo de arroz para animais**. Disponível em: <https://www.agrolink.com.br/agrovenda/anuncio/farelo-de-arroz-para-animais_6637.html>. Acesso em: 5 dez. 2019.

ALVES, D. A. H. Dissertação de mestrado. **Avaliação do potencial energético de resíduos de produção agrícola provenientes do beneficiamento da mandioca e do milho**. Universidade Federal de Alagoas, 2014.

ASMONTEC SALAS LIMPAS. **Sala limpa**. Disponível em: <https://asmontec.com.br/salas-limpas/>. Acesso em: 08 set. 2020.

ASSEMBLEIA LEGISLATIVA DE SANTA CATARINA (ALESC). **Lei nº 15.940**, de 20 de dezembro de 2012, altera a Lei nº 14.262, de 2007, que dispõe sobre a Taxa de Prestação de Serviços Ambientais.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DA INDÚSTRIA TÊXTIL E CONFECÇÃO (ABIT). **Perfil do Setor**. 2018. Disponível em: <<https://www.abit.org.br/cont/perfil-do-setor>>. Acesso em: 13 set. 2019.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE INDÚSTRIA DE ALIMENTOS (ABIA). **Relatório Anual**. 2018. Disponível em: <<https://www.abia.org.br/vsn/temp/z2019422RelatorioAnual2018.pdf>>. Acesso em: 13 set. 2019.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (ABNT). **NBR ISO 14644-4: Salas limpas e ambientes controlados associados: Parte 1: Classificação da limpeza do ar**. Rio de Janeiro, p. 41. 2019.

Associação Brasileira de Normas Técnicas. **NBR 5590**: Tubos de aço-carbono com ou sem solda longitudinal, pretos ou galvanizados - Especificação. Rio de Janeiro, 2008.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE PROTEÍNA ANIMAL (ABPA). **Relatório Anual**. 2018. Disponível em: <<http://abpa-br.com.br/storage/files/relatorio-anual-2018.pdf>>. Acesso em: 03 nov. 2019.

AVISITE. **Formulando dietas**. 2014. Disponível em: <https://www.avisite.com.br/revista/pdfs/revista_edicao83.pdf>. Acesso em: 04 nov. 2019.

BASF. **Enzimas são destaque da Basf no Simpósio Brasil de Avicultura**. 2017. Disponível em: <https://www.basf.com/br/pt/media/news-releases/2017/04/09052017_r5.html>. Acesso em: 07 dez. 2019.

BASF. **Localizações:** América do Sul. 2019. Disponível em: <<https://www.basf.com/br/pt/who-we-are/organization/locations/south-america.html>>. Acesso em: 07 dez. 2019.

BATTAGLINO, R. A. **Culture requirements for the production of protease by *Aspergillus oryzae* in solid state fermentation**. Appl Microbiol Biotechnol. p. 292-296, 1991.

BEDIN, S. Tese de doutorado. **Extração de proteína do farelo de arroz: processo alcalino, por ultrassom e micro-ondas**. Campinas, 2018.

BERTECHINI, A. G. **Nutrição de monogástricos**. 2006. Disponível em: <<http://ovocaipira.net/onewebmedia/LIVRO%20NUTRICA0%20DE%20MONOGAS%20TRICOS%20BERTECHINI%20UFLA.pdf>> Acesso em: 03 nov. 2019.

BIOF TECHNOLOGY CO. LTD. Factory Supply Cellulase Enzyme For Wholesale. Disponível em: <https://www.alibaba.com/product-detail/Factory-Supply-Cellulase-Enzyme-For-Wholesale_60797577063.html?spm=a2700.7724838.0.0.7ff131c57JNTH0>. Acesso em: 05 nov. 2019.

BNDES. BNDES, c2020. **Simule seu beneficiamento**. Disponível em: <https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/financiamento/simulador/?productCode=AOI_054&valorBem=40000000&percentualFinanciado=100&prazoFinanciamento=120&prazoCarenacia=24&spreadAgente=3&projecaoInflacaoAnual=3.63>. Acesso em: 09 de ago. de 2020.

BON, E. P. S. *et al.* **Enzimas em biotecnologia: produção, aplicações e mercado**. Rio de Janeiro: Interciência: UFRJ: CAPES: FAPERJ: FCT [Portugal], 2008.

BORZANI, W. *et al.* **Biotecnologia industrial v.2: Engenharia Bioquímica**. São Paulo: Editora Edgard Blücher Ltda, 2001.

BRASIL, **Decreto nº 76.986**, de 06 de janeiro de 1976, regulamenta a Lei nº 6.198, de 26 de dezembro de 1974, que dispõe sobre a inspeção e a fiscalização obrigatória dos produtos destinados à alimentação animal e dá outras providências.

BRASIL, **Instrução Normativa nº 13**, de 01 de dezembro de 2004, do Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento, dispõe sobre o regulamento técnico sobre aditivos para produtos destinados à alimentação animal.

BRASIL, **Instrução Normativa nº 13**, de 30 de novembro de 2004, do Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento, dispõe sobre os procedimentos a serem adotados para avaliação de segurança de uso, registro e comercialização dos aditivos utilizados nos produtos destinados à alimentação animal.

BRASIL, **Instrução Normativa nº 4**, de 01 de março de 2007, do Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento, dispõe sobre o regulamento técnico sobre as

condições higiênico-sanitárias e de boas práticas de fabricação para estabelecimentos fabricantes de produtos destinados à alimentação animal e o roteiro de inspeção.

BRASIL, **Resolução nº 237**, de 19 de dezembro de 1997, do Conselho Nacional Do meio Ambiente.

BRITO, A. B. 2018. **O Uso de Carboidrases na Nutrição Avícola: Mitos e Realidades**. Disponível em: <<https://pt.engormix.com/avicultura/artigos/uso-carboidrases-nutricao-avicola-t42515.htm>>. Acesso em: 07 dez. 2019.

CÁLCULO EXATO. Cálculo Exato Calculadoras Online, c2020. **Cálculo de adicional noturno**. Disponível em: <<https://www.calculo-exato.com/calculo-de-adicional-noturno/>>. Acesso em: 09 de ago. de 2020.

CAMPOS, C. F. A. *et al.* **Enzimas fúngicas em dietas com alimentos alternativos para frangos de crescimento lento**. Revista Desafios, [s. l.], v. 4, n. 2, p. 35-53, 2017.

CANILHA, L. *et al.* **Uso de diferentes matérias-primas para la producción biotecnológica de xiliton**. Ciencia y Tecnología de los Alimentos, v.3, p.295-301, 2002.

CARDOSO, Thamyres. Membranas de polietersulfona/argila e sua permeabilidade à água. **Revista Matéria**, v. 22, n. 2. 2017.

CARVALHO, J. L. V.; BASSINELLO, P. Z. **Aproveitamento industrial**. In: SANTOS, A. B.; STONE, L. F.; VIEIRA, N. R. A. A cultura do arroz no Brasil. 2. ed. Santo Antônio de Goiás: Embrapa Arroz e Feijão, 2006. Cap. 24. P. 1007-1042.

CELESC. **Tarifas e taxas de energia**. Disponível em: <<https://www.celesc.com.br/tarifas-de-energia#tributos>>. Acesso em: 10 set. 2020.

ÇENGEL Y. A.; BOLES M. A. (2013). **Termodinâmica**, Editora McGraw Hill: 7ª edição.

CHAHAL, D. S. **Solid-state Fermentation with Trichoderma reesei for Cellulase Production**. Applied and environmental microbiology. p. 205-210, 1985.

CHAPECÓ. **Lei nº 4093, de 16 de dezembro de 1999**. Altera normas referente à política municipal de desenvolvimento econômico e relativas ao conselho municipal de desenvolvimento econômico e ao fundo municipal de desenvolvimento econômico e dá outras providências. Chapecó, Câmara Municipal. Disponível em: <<https://leismunicipais.com.br/a/sc/c/chapeco/lei-ordinaria/1999/410/4093/lei-ordinaria-n-4093-1999-altera-normas-referente-a-politica-municipal-de-desenvolvimento-economico-e-relativas-ao-conselho-municipal-de-desenvolvimento-economico-e-ao-fundo-municipal-de-desenvolvimento-economico-e-da-outras-providencias-1999-12-16-versao-original>>. Acesso em: 7 dez. 2019.

CLICMERCADO. **Cotações**. Disponível em: <<http://www.clicmercado.com.br/novo/cotacoes/buscacot.asp>>. Acesso em: 5 dez. 2019.

CLIMATE DATA. **Chapecó clima**. Disponível em: <<https://pt.climate-data.org/america-do-sul/brasil/santa-catarina/chapeco-4486/>>. Acesso em 03. set. 2020.

COMEX STAT. Exportação e Importação Geral. 2019. Disponível em: <<http://comexstat.mdic.gov.br/pt/geral/3647>>. Acesso em: 04. nov. 2019.

COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO (CONAB). **A cultura do arroz**. Organizador Aroldo Antônio de Oliveira Neto. -Brasília: Conab, 2015.

COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO (CONAB). **A cultura do trigo**. Organizadores Aroldo Antônio de Oliveira Neto e Candice Mello Romero Santos. - Brasília: Conab, 2017.

COOPER, A. R. Polymer Science and Technology: **Ultrafiltration membranes and applications**. v.13, p. 141-159, 173-203, 2018.

COSTA, D. R. Trabalho de Conclusão de Curso. **Suplementação de fitase em dietas com redução nos níveis nutricionais para codornas de corte**. Areia, 2017.

COURI, S; DAMASCO, M.C.T. Agência Embrapa de Informação Tecnológica - Enzimáticos. Disponível em: <<https://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/tecnologia/dealimentos/arvore/CONT000fid5sgif02wyiv80z4s473v6o7sud.html>>. Acesso em: 06. dez. 2019.

CURSOS CPT. **Plantio de milho**. Disponível em: <https://www.cpt.com.br/noticias/plantio-de-milho-saiba-qual-e-a-epoca-adequada-para-se-plantar-milho-em-todas-as-regioes-do-pais#:~:text=Mas%2C%20de%20forma%20geral%2C%20nas.meses%20de%20mar%2C%203%20de%20abril.&text=Os%20plantios%20fora%20de%20C%203%20poca,o%20caso%20do%20milho%20safrinha>. Acesso em: 07 jul. 2020.

DELMASCHIO, I. B. **Enzimas na alimentação de animais monogástricos**. Revista científica de Medicina Veterinária, v.2, n.1, p. 06-20, 2018.

DELMASCHIO, I. B. **Produção de fitases por fermentação em estado sólido e imobilização das enzimas por *spray drying***. Dissertação de Mestrado. São José do Rio Preto, 2014.

DSM. **A empresa**. 2018. Disponível em: <https://www.dsm.com/countrysites/latam/pt_BR/about/our-company.html>. Acesso em: 07 dez. 2019.

EMBRAPA AGROENERGIA. Novo microrganismo produz enzima de interesse industrial com mais sustentabilidade. Disponível em : <<http://www.canalbioenergia.com.br/microrganismo-produz-enzima-de-interesse-industrial/>>. Acesso em: 03 out. 2019.

FEDERAÇÃO DAS INDÚSTRIAS DO ESTADO DO RIO DE JANEIRO (FIRJAN). **Manual de Licenciamento ambiental : guia de procedimento passo a passo**. Rio de Janeiro: GMA, 2004.

FOOD INGREDIENTS BRASIL. **Chr. Hansen: Improving food & health**. 2014. Disponível em: <<http://www.revista-fi.com/materias/401.pdf>>. Acesso em: 07 dez. 2019.

FRETEBRAS. **Transjogui Agência de Carga**. Disponível em: <<https://www.fretebras.com.br/frete/transjogui-agencia-de-cargas/carga-de-candido-de->

abreu-pr-para-sao-francisco-do-sul-sc/veiculo-rodotrem,vanderleia,bitrem,carreta-ls/especie-granel/carga-graos/437191957560/>. Acesso em: 5 set. 2020.

FRICKE, B.A.; BECKER, B.R. **Evaluation of Thermophysical Property Models for Foods**. HVAC&R Research. Vol. 7, n.4. 2001.

GAMARRA, N.N.; VILLENA, G.K.; GUTIÉRREZ-CORREA, M. **Cellulase production by *Aspergillus niger* in biofilm, solid-state, and submerged fermentations**. Applied Microbiology & Biotechnology. n 87. P. 545-551. 2010. DOI 10.1007/s00253-010-2540-4.

HERIKANG. Alta qualidade granel enzima Celulase pó. Disponível em: <<https://portuguese.alibaba.com/product-detail/high-quality-bulk-cellulase-enzyme-powder-cas-9012-54-8-1600061995274.html?spm=a2700.galleryofferlist.0.0.37f56f649psW0H&s=p>>. Acesso em: 05 nov. 2019.

HOFFPAUER, D. W. **New applications for whole rice bran**. Cereal Foods World, Minneapolis, v.50, n.4, p. 173 – 174, 2005.

HON, D. N. S. **Chemical modification of lignocellulosic materials**. New York: Marcel Dekker, 1996, 370p.

HWANG, Kuo-Jen; CHOU, Yiang-Chen. **Mechanism of centrifugal filtration for separation of microbe/protein bio-suspension**. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, v. 47, n. 9-10, p. 1647-1655, 2008.

INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA (IBGE). **Pesquisa da Pecuária Municipal - PPM** : Efetivos dos rebanhos. 2018. Disponível em: <<https://www.ibge.gov.br/estatisticas/economicas/agricultura-e-pecuaria/9107-producao-da-pecuaria-municipal.html?=&t=resultados>>. Acesso em: 07 dez. 2019.

INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA (IBGE). **Produção Agrícola Municipal - PAM** : Lavouras temporárias. 2018. Disponível em: <<https://www.ibge.gov.br/estatisticas/economicas/agricultura-e-pecuaria/9117-producao-agricola-municipal-culturas-temporarias-e-permanentes.html?=&t=resultados>>. Acesso em: 07 dez. 2019.

INSTITUTO DO MEIO AMBIENTE DE SANTA CATARINA (IMA). **Licenciamento Ambiental**. Disponível em: <<https://ima.sc.gov.br/index.php/licenciamento/informacoes-e-procedimentos/licenciamento-ambienta>>. Acesso em: 06 set. 2020.

INVESTE SC. **Por que investir em Santa Catarina**. 2018. Disponível em: <<http://www.investesc.com/por-que-santa-catarina/dados-gerais/>>. Acesso em: 07 dez. 2019.

JR., A. P.; KILIKIAN, B. V. **Purificação de Produtos Biotecnológicos**. São Paulo: Manoele, 2005.

JR., H. S. P; BOSE, M. L. V. **Uso de análise física para estimar a composição química em ingredientes para rações**. Scientia Agricola, Piracicaba-SP, 1992.

JULIANO, B.O. **Rice: chemistry and quality**. Muñoz: Philippine Rice Research Institute, 2003. 480 p.

KEPLER WEBER. **Catálogo Silos Industriais**. Disponível em: <http://paginapessoal.utfpr.edu.br/fernandaleimann/planejamento-de-projetos-el39b/Catalogo%20Silos.pdf/at_download/file>. Acesso em: 15 mai. 2020.

KIRK, O.; BORCHERT, T. V.; FUGLSANG, C. C. **Industrial enzyme applications**. Current Opinion in Biotechnology, v. 13, p. 345-351, 2002.

KORNEGAY, E. T. **Nutrient management of food animals to enhance and protect the environment**. p. 368, 1996.

LE VAN, V. M. *et al.* **Characterization of protease from *Aspergillus oryzae* surface culture and application in fish sauce processing**. 2005.

LIMA, A. D. R.; FARIA, V. A.; OLIVEIRA, H. D. **Prospecção Tecnológica de Patentes Relativas a Proteases na Produção de Queijos**. Fortaleza, 2018.

LIMA, M. B.; MONTEALEGRE, R.; PADILHA, G.S. **Produção de fitase por fermentação em estado sólido utilizando farelo de arroz e *aspergillus niger* e *aspergillus oryzae***. XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química, Florianópolis, 2014.

LIMA, U. A. *et al.* **Biotecnologia Industrial: processos fermentativos e enzimáticos**. Volume 3. São Paulo: Editora Edgard Blücher Ltda, 2001.

LINTER FILTROS INDUSTRIAIS. **A importância do filtro HEPA: da climatização ambiente aos setores industriais**. Disponível em: <<https://linterfiltros.com.br/filtro-hepa/>>.. Acesso em: 08 set. 2020.

LINTER FILTROS INDUSTRIAIS. **Entenda o que são as Unidades de Tratamento de ar e como elas funcionam**. Disponível em: <https://linterfiltros.com.br/unidade-de-tratamento-de-ar/>. Acesso em: 08 set. 2020.

LUTZ, Herb. **Ultrafiltration for bioprocessing**. Elsevier, 2015.

MACINTYRE, A. J. **Instalações Hidráulicas - Prediais e Industriais**. 4. ed. -[Reimpr.]. - Rio de Janeiro: LTC, 2017.

MANACHINI, P. L *et al.* **Thermostable alkaline protease produced by *Bacillus thermoruber* - a new species of *Bacillus***. Universidade de Milão, 1988.

MANSARAY, K.G.; GHALY, A.E. **Physical and thermochemical properties of rice husk**. Energy Sources, v. 19 n.9, p. 989-1004, 1997.

MARQUES, N. P. **Produção de Celulases por Fungos Endofíticos e Aplicação das Enzimas na Sacarificação do Bagaço de Cana-de-Açúcar**. Universidade Estadual Paulista “Júlio de Mesquita Filho”, 2017.

MARQUES, N. P. Tese de doutorado. **Produção de Celulases por Fungos Endofíticos e Aplicação das Enzimas na Sacarificação do Bagaço de Cana-de-Açúcar.** Araraquara, 2017.

MELHOR CÂMBIO. Melhor Câmbio, c2020. **Taxa Selic.** Disponível em: <<https://www.melhorcambio.com/taxa-selic>>. Acesso em: 09 de ago. de 2020.

MFRURAL. **Casca de Arroz.** Disponível em: <<https://www.mfrural.com.br/detalhe/323309/casca-de-arroz>>. Acesso em: 5 dez. 2019.

MFRURAL. **Farelo de Arroz Desengordurado.** Disponível em: <<https://www.mfrural.com.br/detalhe/275154/farelo-de-arroz-desengordurado>>. Acesso em: 5 dez. 2019.

MFRURAL. **Sabugo de Milho em Cravinhos.** Disponível em: <<https://www.mfrural.com.br/detalhe/338707/sabugo-de-milho>>. Acesso em: 5 dez. 2019.

MINISTÉRIO DA AGRICULTURA, PECUÁRIA E ABASTECIMENTO (MAPA). **Agropecuária em números.** 2018. Disponível em: <<http://www.agricultura.gov.br/assuntos/politica-agricola/agropecuaria-brasileira-em-numeros>>. Acesso em: 10 nov. 2019.

MINISTÉRIO DA AGRICULTURA, PECUÁRIA E ABASTECIMENTO (MAPA). **Valor Bruto da Produção Agropecuária (VBP).** 2019. Disponível em: <<http://www.agricultura.gov.br/assuntos/politica-agricola/valor-bruto-da-producao-agropecuaria-vbp>>. Acesso em: 10 nov. 2019.

MINISTÉRIO DO DESENVOLVIMENTO, INDÚSTRIA E COMÉRCIO (MDIC). **Estudo de viabilidade técnica e econômica destinado à implementação do parque produtivo nacional de aditivos da indústria de alimentação de animais de produção.** Disponível em: <<http://www.agricultura.gov.br/assuntos/camaras-setoriais-s-tematicas/documentos/camaras-setoriais/carne-bovina/anos-anteriores/estudo-de-viabilidade-tecnica-e-economica-destinado-a-implantacao-do-parque-produtivo-nacional-de-aditivo-da-industria-de-alimentacao-de-animais-de-producao-mdic.pdf/view>>. Acesso em: 07 dez. 2019.

MOBILLS. Mobills Labs, c2020. **Cálculo de salário líquido.** Disponível em: <<https://calculadoras.mobills.com.br/calculadora-salario-liquido/>>. Acesso em: 09 de ago. de 2020.

MONTEIRO, V. N.; SILVA, R. N. **Aplicações Industriais da Biotecnologia Enzimática.** Revista Processos Químicos: Revista científica da Faculdade de Tecnologia SENAI Roberto Mange, Goiânia, ano 3, v. 3, n. 5, p. 9-23, 2009.

MOREIRA, E.G; ROCHA, J.C.G; RAMOS, A.M. **A ultrafiltração e sua aplicabilidade na área de alimentos.** Disponível em <<https://www.tratamentodeagua.com.br/artigo/a-ultrafiltracao-e-sua-aplicabilidade-na-area-de-alimentos/>>. Acesso em: 08 dez. 2019.

MORES, Wendy D.; KNUTSEN, Jeffrey S.; DAVIS, Robert H. Cellulase recovery via membrane filtration. **Applied biochemistry and biotechnology**, v. 91, n. 1-9, p. 297-309, 2001.

MUSSATO, S.; MILAGRES, A. M.; FERNANDES, M. **Enzimas: Poderosa Ferramenta na Indústria.** Ciência Hoje, vol. 41. n° 242.

NAKASHIMA, G.T; MARTINS, M. P; SILVA, D.A; CHRISOSTOMO, W; YAMAJI, F. M. **Aproveitamento de resíduos vegetais para a produção de briquetes.** Revista Brasileira de Ciências Ambientais, n° 34, dez. 2014.

NAMALDI, A.; ÇALIK, P.; ULUDAG, Y.; **Effects of Spray Drying Temperature and Additives on the Stability of Serine Alkaline Protease Powders.** Drying Technology An International Journal, 2006.

NAZIR, A. *et al.* **Purification and characterization of an endoglucanase from Aspergillus terreus highly active against barley β -glucan and xyloglucan.** World Journal of Microbiology and Biotechnology, v. 25, n. 7, p. 1189-1197, 2009.

NELSON, D. L.; COX, M.M. **Princípios de Bioquímica de Lehninger.** 7. ed. Porto Alegre: Artmed, 2019. p. 187 a 225.

NETO, L. D. S. Dissertação de mestrado. **Complexos enzimáticos em rações para frangos de corte.** Universidade Federal de Goiás, 2016.

NOVOZYMES. **Fatos e dados sobre a Novozymes.** 2018. Disponível em: <https://www.novozymes.com/-/media/Project/Novozymes/Website/website/document-library/Brochures_Downloads/General-materials/Novozymes_factsheet-2018_PT.pdf?la=en>. Acesso em: 07 dez. 2019.

OPERE FUTUROS. **Safras e entressafras.** Disponível em: <https://www.operefuturos.com.br/analise-fundamentalista/safras-e-entressafras/> Acesso em: 07 jul. 2020.

OSTERWALDER, A. e PIGNEUR, Y. **Business Model Generation: A Handbook for Visionaries, Game Changers, and Challengers.** United States of America, 2010.

PANDEY, A. **Solid-state fermentation.** *Biochemical Engineering Journal*, v. 13, n. 2/3, p. 81-84, 2003.

PASTORE, G.M; BICAS, J.L; MARÓSTICA, M.R.J. **Biotecnologia de alimentos.** Coleção Ciência, Tecnologia, Engenharia de Alimentos e Nutrição, v. 12. São Paulo: Editora Atheneu, 2013.

PERIM, F. S. Dissertação de mestrado. **Celulase em rações para frangos de corte de um a 21 dias de idade.** Rio Verde, 2014.

PETROBRAS. **GLP.** Disponível em: <<https://petrobras.com.br/pt/nossas-atividades/precos-de-venda-as-distribuidoras/glp/>>. Acesso em: 09 set. 2020.

PFOST, H.; HEADLEY, V. **Methods of determining and expressing particle size.** Feed Manufacturing Technology, p 512-517. H.B. Pfost and D. Pickering, eds. Arlington, Va.: American Feed Manufacturers Association, 1976.

PIROTA, R. D. P . B. *et al.* **Bioprocess developments for cellulase production by *Aspergillus oryzae* cultivated under solid-state fermentation.** Brazilian Journal of Chemical Engineering, v. 33, n 01, p. 21-31, 2016.

POLITZER, K. *et al.* **Enzimas Industriais e Especiais.** Rio de Janeiro: Centro de Gestão e Estudos Estratégicos, v. 2, p. 47-63, 2006.

RAO, M. B. *et al.* **Molecular and biotechnological aspects of microbial proteases.** Microbiology and Molecular Biology Reviews, v. 62, n. 3, p. 597-635, 1998.

ROMÃO, D.R. Monografia. **Potencial de fibras de resíduo agrícola: palha de milho (*Zea mays* L.) para produção de celulose.** Brasília – DF, 2015.

RUEDIGER, R. **Uso racional do vapor na indústria.** Disponível em: <<https://fiesc.com.br/sites/default/files/inline-files/PALESTRA%20BERMO.pdf>>. Acesso em: 12 set. 2020.

SAITHI, S. *et al.* **Mathematical modeling of biomass and enzyme production kinetics by *Aspergillus niger* in solid-state fermentation at various temperatures and moisture contents.** Journal of Microbial % Biochemical Technology. 2016. DOI: 10.4172/1948-5948.1000274.

SALOMÃO, G. S. B. Dissertação de mestrado. **Análise da produção de celulases por fungos utilizando bagaço de cana como substrato.** São Mateus, 2017.

SCHIMIDELL, W. *et al.* **Biotecnologia Industrial .** Volume 2: Engenharia Bioquímica. 1. ed. São Paulo: Editora Atheneu, 2013.

SEBASTIAN, S.; TOUCHBURN, S. P.; CHAVEZ, E. R. **Implication of phytic acid and supplemental microbial phytase in poultry nutrition: a review.** World's Poultry Science Journal, London, v. 54, n. 1, p. 27-47, 1998.

SERVIÇO BRASILEIRO DE APOIO A MICRO E PEQUENAS EMPRESAS. **Startup: o que é e como fazer um modelo de negócios.** Sebrae Nacional, 2019.

SHIOTA, V. M. **Secagem de celulases de origem fúngica por *spray-drying*.** Dissertação de Mestrado. São José do Rio Preto, 2014.

SILVA, C. L. C. *et al.* **Pressão negativa do ar ambiente em área de limpeza do centro de material e esterilização: revisão sistemática.** Rev. Latino-Am. Enfermagem. São Paulo, 2016.

SINDIRAÇÕES. **Boletim Informativo do Setor.** 2019. Disponível em: <<https://sindiracoes.org.br/produtos-e-servicos/boletim-informativo-do-setor/>>. Acesso em: 04 nov. 2019.

SINGH, B. *et al.* **Purification and characterization of a protease-resistant phytase of *Aspergillus oryzae* SBS50 whose properties make it exceptionally useful as a feed supplement.** International journal of biological macromolecules, v. 103, p. 458-466, 2017.

SINOBEST. Food Grade ácido Protease . Disponível em: <<https://portuguese.alibaba.com/product-detail/food-grade-acid-protease-1744273152.html?spm=a2700.galleryofferlist.0.0.10f43a73mQJ6IC>>. Acesso em: 05 nov. 2019.

SKOOG, D. A.; HOLLER, F. J.; CROUCH, S. R. **Princípios de Análisis Instrumental**. México: Cengage Learning, 2008.

SMITH, R. **Chemical process design and integration**. 1. ed. England: John Wiley, 2005. 687 p.

SOUZA, D. O. Dissertação de mestrado. **Celulase de *Humicola grisea* var. *thermoidea* em rações para frangos de corte no período de um a 21 dias de idade**. Rio Verde, 2014.

SOUZA, P. M. Tese de doutorado. **Produção de proteases por fungos filamentosos isolados do cerrado do centro-oeste brasileiro**. São Paulo, 2015.

SPIER, M. R. Tese de doutorado. **Development of a Bioprocess for Production of a New *a. niger* fs3 Phytase**: Studies of its Purification and Characterization. Curitiba, 2008.

SPIER, M. R. Tese de Doutorado. **Development of a bioprocess for production of a new *A. niger* FS3 phytase**: studies of its purification and characterization. Curitiba, 2008.

THE EXPRESS WIRE. **Global Animal Feed Enzymes Market 2019 with top countries data: Key Vendors, Current Trends, Challenges, Drivers, Opportunities & Forecast to 2025**. 2019. Disponível em: <https://www.theexpresswire.com/pressrelease/Global-Animal-Feed-Enzymes-Market-2019-with-top-countries-data-Key-Vendors-Current-Trends-Challenges-Drivers-Opportunities-Forecast-To-2025_10217979>. Acesso em: 07 dez. 2019.

TONKING. **Alta Qualidade de Grau Alimentar Enzima Fitase Preço**. Disponível em: <<https://portuguese.alibaba.com/product-detail/high-quality-food-grade-enzyme-phytase-price-62022216290.html?spm=a2700.galleryofferlist.0.0.6a9443f66XSNdd>>. Acesso em: 05 nov. 2019.

TORRES M.D. et al. **Eficiência das enzimas amilase, protease e xilanase sobre o desempenho de frangos de corte**. Ciência e Agrotecnologia, Lavras. v.27 n. 6, p. 1401-1408, nov/dez., 2003.

TOWLER, G.; SINNOTT, RK. **Chemical Engineering Design – Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**. 2ª ed. Elsevier Ltd, 2013.

TSAO, G. T. *et al.* **Conversion of Pentoses by Yeasts**. Biotechnology e Bioengineering, v. 5, p. 85-102, 1978.

VALE, A.T. *et al.* **Potencial energético dos resíduos da cultura do milho (*Zea mays*)**. Evidência, Joaçaba v.13 n. 2, p. 153-164, 2013.

VATS, P.; BANERJEE, U. C. **Production studies and catalytic properties of phytases (myo-inositolhexakisphosphate phosphohydrolases): an overview.** Enzyme and Microbial Technology 35, p. 3-14, 2004.

VERDARTIS. **Empresa.** Disponível em: <<https://verdartis.com.br/empresa.html>>. Acesso em: 07 dez. 2019.

VOHRA, A.; SATYANARAYANA, T. **Phytases: microbial sources, production, purification, and potential biotechnological applications.** Critical Reviews in Biotechnology, v. 23, n. 1, p. 29-60, 2003.

WENG, G. H. *et al.* **Production and characterization of cellulolytic enzymes from the thermoacidophilic fungal *Aspergillus terreus* M11 under solid-state cultivation of corn stover.** Bioresource Technology, 2008.

ZOTESSO, F. **Efeitos de diferentes níveis proteicos e inclusões de proteases sobre o desempenho de frangos de corte.** Trabalho de Conclusão de Curso - Universidade de São Paulo, São Paulo, 2015.

APÊNDICES

APÊNDICE A – BALANÇO DE MASSA E DE ENERGIA

A.1 BALANÇO GLOBAL

A unidade industrial Nutrazyme terá operação batelada durante 24 horas por dia durante 336 dias por ano, produzindo anualmente 807 toneladas de enzima em pó para nutrição animal, sendo cerca de 34 toneladas de celulases, 107 toneladas de fitases e 666 toneladas de proteases. Para atender esta demanda anual, será consumido 4.215,72 toneladas de substrato, dos quais 138,02 toneladas são palha de milho, 2.894,02 toneladas são farelo de arroz e 1.183,68 toneladas são casca de arroz. O resíduo da biomassa representa 4.714,43 toneladas anuais que será vendido para a produção de biofertilizante. As quantidades de substratos necessárias referentes à batelada e ao mês estão dispostas nas Tabelas A1.1 e A1.2.

Tabela A1.1 – Demanda de substratos por batelada.

	Palha de milho	Farelo de arroz Fitase	Farelo de arroz Protease	Casca de arroz
Densidade "in natura" (kg/m ³)	446,00	328,70	328,70	130,00
Massa (kg)	5764,04	6372,69	1038,44	1853,64
Volume (m ³)	12,92	19,39	3,16	14,26

Fonte: autores (2020).

Tabela A1.2 – Demanda de substratos mensal.

	Nº batelada	Massa (kg)	Massa (ton)	Volume (m ³)
Celulase	3	17292,12	17,29	38,77
Fitase	46	293143,89	293,14	891,83
Protease I	60	62306,55	62,31	189,55
Protease II	60	111218,67	111,22	855,53

Fonte: autores (2020).

A.2 BALANÇO PARCIAL POR EQUIPAMENTO

A.2.1 TANQUES ARMAZENAMENTO DE MATÉRIA-PRIMA (TT – 101 a 104)

O tanque de armazenamento de palha de milho cuja massa específica é igual a 446 kg/m³ (ALVES, 2014), deve possuir capacidade para armazenar o volume necessário desse substrato para a produção mensal, isto é 17,29 toneladas, que corresponde a 38, 77 m³. De acordo com catálogo do produto, para que essa condição fosse atendida, o volume escolhido para o TT -101 foi de 47,5 m³.

O mesmo raciocínio de produção mensal foi utilizado para o farelo e casca de arroz, porém nesses casos, a empresa receberá 7 e 3 cargas respectivamente, por mês. Sabe-se que o farelo de arroz possui densidade de 328,7 kg/m³ (JUNIOR E BOSE, 1992) enquanto a casca de arroz 130 kg/m³. Assim, dividindo-se a massa de cada carregamento pela densidade, foram obtidos os volumes de 174 e 320 m³ para farelo e casca de arroz. Conforme produtos escolhidos dos fornecedores, o volume dos tanques TT – 102 e TT – 103 são iguais a 181,8 e 342,1 m³.

O tanque TT – 104 foi dimensionado com o intuito de contemplar o material peneirado, de acordo com a programação da produção. A capacidade requerida baseou-se na maior demanda de produto pós peneiramento, correspondente à produção da protease cujo volume demandado é igual a 16 m³. Assim, foi escolhido um tanque de 25,40 m³ presente em catálogo de fornecedor.

A.2.2 TANQUE ARMAZENAMENTO RESÍDUOS SÓLIDOS (TT-402)

O resíduo sólido gerado na produção fica armazenado por um tempo até destinação correta. Além disso, ele também contempla os resíduos provenientes da filtração e centrifugação os quais são compostos majoritariamente por biomassa. A Tabela A2.1 apresenta a quantidade de resíduos gerados na etapa.

Tabela A2.1 - Volume de resíduo para armazenamento no tanque TT – 402 em m³/batelada.

Etapa	Celulases	Fitases	Proteases
Centrifugação	2,96	13,10	13,14
Filtração	0,09	0,08	0,17
Resíduos do peneiramento	3,1	4,85	0,79
Total por batelada	6,15	18,03	14,09

Fonte: autores, 2020.

Com base nos dados apresentados, a maior vazão de resíduo igual a 18,03 m³ foi multiplicada por 4, isto é, o número de bateladas realizadas. Desse modo, o volume total é igual a 72,13 m³ e optou-se por um tanque de armazenamento de resíduos com volume igual a 107,70 m³ de acordo com catálogo do fornecedor.

A.2.3 TANQUES ARMAZENAMENTO FORA DE ÉPOCA (TT – 105 a 107)

Além dos tanques mencionados anteriormente, também foram empregados três tanques de armazenamento em maior escala, levando-se em consideração os períodos de produção dos substratos utilizados. Levou-se em consideração o melhor período de safra de milho: setembro a novembro (CURSOS CTP, 2020) e para o arroz, fevereiro a maio (OPERE FUTUROS, 2020).

Portanto, o dimensionamento dos tanques foi feito para 8 e 9 meses de estocagem referentes ao arroz e ao milho, respectivamente. A fim de atender-se essa consideração, multiplicou-se o volume demandado em um mês pelo tempo de estocagem, o que resultou nos volumes apresentados na Tabela A2.2.

Tabela A2.2 - Dimensionamento estocagem a longo prazo.

Substrato	Volume calculado (m ³)	Volume catálogo (m ³)
Palha de milho	351,00	355,60
Farelo de arroz	1392,00	1436,00
Casca de arroz	2560,00	2631,20

Fonte: autores (2020).

A.2.4 MOEDOR E PENEIRA (SR – 101 E S – 102)

Considerando rendimento de 76% para o processo de moagem, o moinho utilizado deve possuir capacidade de receber 864,61 kg/h de palha de milho. Esse valor foi obtido dividindo-se a massa mensal da matéria-prima pelo tempo estimado de operação contínua do moinho, igual a 20 horas. Além disso, o moinho contém peneiras de 40 mesh e não há perdas nessa etapa. Assim, a vazão de saída resultante é 657,10 kg/h.

A peneira deve atender a uma vazão de 1600 kg/h relativa ao farelo de arroz e, devido ao rendimento de 75%, a vazão de saída é igual a 1200 kg/h. O cálculo foi realizado em relação a quantidade de massa pela batelada de produção da fitase, cuja demanda é a maior. Para chegar nesse resultado, utilizou-se como referência o tempo de 4 horas de operação para o peneiramento da massa por batelada.

A.2.5 DOSADORA (W – 201)

Para o fracionamento da matéria-prima foi escolhida uma dosadora automática, adequada para pós. A dosagem é realizada através de uma balança eletrônica. A vazão volumétrica calculada para o equipamento é de 0,213 m³/min. O equipamento permite regulagem de acordo com a massa a ser dosada. Para cada matéria-prima foi determinada uma massa de substrato tal que, após a umidificação de acordo com os valores de referência, a camada do meio fermentativo nas bandejas fosse de 5 cm.

A partir desses valores em massa e das densidades dos substratos em natura, calculou-se o volume total a ser colocado em cada bandeja. A partir desse valor, determinou-se a quantidade de bandejas que a dosadora poderia preencher a cada minuto, para cada linha de produção. Com a capacidade de dosagem do equipamento e as quantidades totais de bandejas utilizadas por batelada em cada linha de produção, foi possível determinar o tempo total de operação através da Equação 1.

$$t = B/C \quad (1)$$

Onde t é o tempo total de operação em minutos, B o número de bandejas por batelada e C a capacidade de dosagem do equipamento, em número de bandejas por minuto. A Tabela A2.3 apresenta os resultados obtidos, bem como os valores utilizados.

Tabela A2.3 – Variáveis relacionadas ao fracionamento.

Linha de produção/enzima	Celulases	Fitases	Proteases	
Matéria-prima	Palha de milho	Farelo de arroz	Farelo de arroz (30%)	Casca de arroz (70%)
Densidade "in natura" (kg/m ³)	446	328,7	328,7	130
Massa (kg)/bandeja	5,70	5,84		3,21
Volume (m ³)/bandeja	0,0128	0,0178		0,0202
Vazão dosadora (m ³ /min)	0,213	0,213		0,213
Capacidade - bandejas/min	17	12		11
Número de bandejas/batelada	769	819		821
Tempo total da operação (min)	46	68		78

Fonte: autores (2020).

A.2.6 AUTOCLAVE (B – 201 e B – 202)

Nas autoclaves o vapor entra em contato diretamente com o substrato, realizando a esterilização por transferência de calor úmido. Parte desse vapor condensa, alterando os valores de umidade do material a ser esterilizado. Como a umidade é uma variável

importante quando se tratando de fermentação em estado sólido, se fez necessário estimar essa quantidade de água absorvida pelos substratos e, a partir disso, determinar os valores de umidade após essa etapa.

Como forma de aproximação, considerou-se que a água acrescentada a massa de substrato seria equivalente à massa de água condensada do vapor durante o aquecimento do equipamento e estabilização da temperatura. Logo, a massa de água condensada está relacionada com o calor latente cedido pelo vapor necessário para aquecer o substrato até a temperatura de operação da autoclave, de 121 °C. Após isso, considerou-se que não ocorreriam mais trocas significativas, já que não existiria mais um gradiente significativo de temperatura, nem de concentração, por se tratar de vapor saturado.

O calor latente cedido pela condensação da água é igual ao calor absorvido pelo substrato para se aquecer até 121°C, de acordo com a Equação 2.

$$\lambda \cdot m_v = m_s \cdot C_{p_s} \cdot \Delta T \quad (2)$$

Onde λ é o calor latente de vaporização da água (J/kg), m_v é a massa de água que passa do estado de vapor para líquido (kg), m_s a massa total de substrato a ser aquecida, C_{p_s} ao calor específico médio do sólido (J/kg°C) e ΔT a diferença entre a temperatura final e inicial do sólido. A determinação do C_{p_s} foi feita de acordo com Fricke e Becker (2001), onde foram calculados os calores específicos para cada componente, como proteínas, lipídeos, carboidratos, de acordo com a temperatura e coeficientes específicos fornecidos. Em seguida, o calor específico médio para cada substrato foi calculado multiplicando-se a fração de cada um desses componentes no substrato pelo calor específico calculado para cada componente.

A Tabela A2.4 representa os coeficientes utilizados para o cálculo Cp's de cada componente (J/kg°C) e a Tabela A2.5 apresenta os resultados obtidos para o C_{p_s} médio de cada substrato, bem como a massa de água condensada em cada operação.

Tabela A2.4 – Coeficientes para o cálculo dos calores específicos de cada componente.

	T ⁰	T ¹	T ²
Proteínas	2008,2	1,21E-03	-1,31E-06
Lipídeos	1984,2	1,47E-03	-4,80E-06
Carboidratos	1548,8	1,96E-03	-5,94E-06
Fibras	1845,9	1,83E-03	-4,65E-06
Cinzas	1092,6	1,89E-03	-3,68E-06

Fonte: adaptado de Fricke e Becker (2001).

Tabela A2.5 – Parâmetros calculados e valor final de massa de água.

	Enzima	Celulases	Fitases	Proteases
	Substrato	Palha de milho	Farelo de arroz	Casca + farelo de arroz (1:3)
	T0 (°C)	25	25	25
	T esterilização (°C)	121	121	121
	t (min)	15	15	15
	Massa (úmida)/batelada - kg	4.380,67	4.779,52	2.632,48
Composição (fração)	Proteínas	0,047	0,113	0,048
	Lipídeos	0,000	0,150	0,046
	Carboidratos	0,694	0,429	0,282
	Fibras	0,128	0,114	0,357
	Cinzas	0,006	0,099	0,159
	Água	0,125	0,095	0,108
Capacidade calorífica à 25°C (J/kg°C)	Proteínas	2.008,23	2.008,23	2.008,23
	Lipídeos	1.984,23	1.984,23	1.984,23
	Carboidratos	1.548,85	1.548,85	1.548,85
	Fibras	1.845,94	1.845,94	1.845,94
	Cinzas	1.092,64	1.092,64	1.092,64
	Água	4.180,00	4.180,00	4.180,00
	Cp sólido	1.934,01	1.905,65	1.907,97
Capacidade calorífica a 121°C (J/kg°C)	Proteínas	2.008,33	2.008,33	2.008,33
	Lipídeos	1.984,31	1.984,31	1.984,31
	Carboidratos	1.548,95	1.548,95	1.548,95
	Fibras	1.846,05	1.846,05	1.846,05
	Cinzas	1.092,77	1.092,77	1.092,77
	Água	4.245,80	4.245,80	4.245,80
	Cp sólido	1.942,31	1.912,02	1.915,16
Calor de evaporação (kJ/kg)	$\lambda_{\text{vap}} \text{ água}$	2.200,40	2.200,40	2.200,40
Massa de água condensada	Cp médio sólido (J/kg°C)	1.938,16	1.908,83	1.911,56
	ΔT (°C)	96	96	96
	m H2O condensada (kg)	370,42	398,04	219,54

Fonte: autores (2020); Fricke e Becker (2001), Çengel (2015), Romão (2015) e Bedin (2018).

A Tabela A2.6, por sua vez, apresenta um balanço de massa simplificado para esta etapa, com identificação da umidade final do substrato após a esterilização.

Tabela A2.6 – Balanço de massa de água e percentual de umidade final do substrato, para uma batelada de cada enzima.

	Enzima	Celulases	Fitases	Proteases
Entra	m _{ss} (kg)	3.833,96	4.323,79	2.348,57
	m _{H₂O} (kg)	546,71	455,73	283,91
	m _{total} (kg)	4.380,67	4.779,52	2.632,48
Sai	m _{ss} (kg)	3.833,96	4.323,79	2.348,57
	m _{H₂O} (kg)	917,13	853,76	503,45
	m _{total} (kg)	4.751,10	5.177,56	2.852,02
	Fração de umidade (base úmida)	19%	16%	18%

Fonte: autores (2020).

A.2.7 MISTURADOR (M – 301 E M-302)

Durante a etapa de inoculação optou-se por fazer a adição da biomassa do inóculo juntamente com a massa de água necessária para se atingir as especificações de umidade do substrato. Através desses valores de massa foram escolhidos os misturadores M-301 e M-302. A Tabela A2.7 representa um balanço de massa simplificado para a determinação da quantidade de água a ser adicionada, em cada batelada, para cada enzima, à quantidade total de substrato de modo a se obter valores adequados de umidade.

Tabela A2.7 – Cálculo da demanda de água para umidificação dos substratos.

	Enzima	Celulases	Fitases	Proteases
	Substrato	Palha de milho	Farelo de arroz	Casca + farelo de arroz (1:3)
Entra	m _{ss} (kg)	3.833,96	4.323,79	2.348,57
	m _{H₂O} (kg)	917,13	853,76	503,45
	m _{total} (kg)	4.751,10	5.177,56	2.852,02
	Fração de umidade (base úmida)	0,19	0,16	0,18
Adiciona	m _{H₂O} (kg)	8.028,78	12.117,62	1.845,11
Sai	m _{ss} (kg)	3.833,96	4.323,79	2.348,57
	m _{H₂O} (kg)	8.945,91	12.971,38	2.348,57
	m _{total} (kg)	12.779,88	17.295,17	4.697,14
	Fração de umidade (base úmida)	0,7	0,75	0,5

Fonte: autores (2020).

Como se pode observar, as quantidades de água a serem adicionadas por batelada variam bastante de uma enzima para outra. Por isso se fez necessário a separação em dois tanques de mistura, um para as celulases e fitases, com quantidades elevadas de água a

serem adicionadas e outro somente para a proteases, com uma massa de água a ser adicionada muito inferior.

A.2.8 BIOREATORES (R – 301 a 317)

A.2.8.1 RENDIMENTO DA FERMENTAÇÃO

Para se determinar alguns parâmetros aplicados em etapas posteriores, como a de purificação, por exemplo, fez-se necessário estimar alguns rendimentos para a fermentação, tanto com relação à biomassa como com relação a massa de produto final.

Esse tipo de rendimento geralmente é determinado experimentalmente devido à especificidade das variáveis envolvidas, as quais podem ser influenciadas pelo substrato utilizado, pelo microrganismo, por condições do processo fermentativo, entre outros. Para possibilitar algum tipo de cálculo com relação ao rendimento nessa etapa, essencial em etapas posteriores, foi necessário buscar à fundo na literatura processos com condições o mais similar possível às selecionadas para a produção de celulase. O consumo do substrato foi determinado a partir da Equação 3 (BORZANI et al, 2001).

$$Y_{x/s} = \frac{(X - X_0)}{(S_0 - S)} \quad (3)$$

Onde $Y_{x/s}$ é um fator de conversão de substrato em biomassa (g de biomassa formada/g substrato consumido), X é o valor final de biomassa, X_0 é o valor inicial de biomassa, S_0-S : quantidade de substrato consumida.

A partir do valor de substrato consumido e do fator de conversão de substrato em produto (U produto formado/g substrato consumido), foi possível determinar a atividade final do produto através da Equação 4.

$$Y_{P/s} = \frac{(P - P_0)}{(S_0 - S)} \quad (4)$$

Onde P_0 (U) é a atividade inicial no meio fermentativo e P é a atividade final obtida (U). Além disso, para a conversão de valores de atividade para valores em massa foram utilizadas referências comerciais em que foi possível se aproximar valores de (U/g de enzima). A Tabela A2.8 traz um compilado dos cálculos realizados e dos valores obtidos relacionados ao rendimento da etapa de fermentação.

Tabela A2.8 – Cálculo do rendimento da fermentação.

	Enzima	Celulases	Fitases	Proteases
SUBSTRATO	Y _{x/s} (g biomassa/g _{ss})	0,44	0,5	0,5
	X ₀ (kg de biomassa)	76,68	64,86	32,88
	X (g biomassa/g _{ss})	0,24	0,273	0,266
	S ₀ (kg _{ss} /batelada)	3.833,96	4.323,79	2.348,57
	X (kg biomassa)	920,15	1.180,40	624,72
	S (kg _{substrato residual})	1.916,98	2.092,72	1.164,89
PRODUTO	Y _{ps} (U/g _{substrato consumido})	1231	594,55	5266,8
	P ₀ (U)	0	0	0
	P (U)	2,36E+09	1,33E+09	6,23E+09
	Atividade estimada (U)	2,15E+09	7,97E+08	4,57E+09
	Proporção atividade	0,29	0,11	0,61
	Atividade residual (U)	2,05E+08	5,30E+08	1,66E+09
	Relação atividade/massa (U/g)	384.615,38	66.666,67	102.040,82
	Massa (kg)	6,14	19,90	61,10
	Massa fina de enzima (kg)	5,60	11,95	44,79

Fonte: autores (2020); Gamarra, Villena e Gutiérrez-Correa (2010); Saithi *et al* (2016); Spier (2008) e Soccol (2017).

A.2.8.2 AERAÇÃO

É de conhecimento que o crescimento microbiano depende não só do tempo de fermentação, da natureza do meio e da espécie de microrganismo, mas também da disponibilidade de oxigênio do meio.

A fim de obter-se a quantidade necessária de oxigênio para o crescimento desejado dos microrganismos, utilizou-se a Equação 5, referente ao fator de conversão de oxigênio em células.

$$Y_{X/O} = \frac{(X - X_0)}{(O_{20} - O_2)} \quad (5)$$

A partir da equação acima, foi possível obter a quantidade de oxigênio, em massa, que cada microrganismo necessita respectivamente segundo cada enzima a ser produzida. Os valores empregados de rendimento foram obtidos da literatura (SPIER, 2008). A Tabela A2.9 resume as variáveis e parâmetros empregados no cálculo.

Tabela A2.9 - Demanda de oxigênio de acordo com o tipo de enzima.

	Celulase	Fitase	Protease	Unidade
Y _{x/o}	0,87	0,90	0,90	g biomassa/g O ₂
X _o	76679,27	64856,89	32879,95	g biomassa
X	920151,25	1180395,42	624718,97	g biomassa
m _{O2}	967396,18	1239487,25	657598,92	g O ₂ consumidos
n _{O2}	30231,13	38733,98	20549,97	mol de O ₂ consumidos
n ar	143957,76	184447,51	97856,98	mol de ar consumidos
n ar/h	1499,56	1921,33	1019,34	mol de ar/h
Fluxo em min	631,21	795,62	417,93	L/min
Fluxo de ar	37872,89	47737,32	25075,85	L/h

Fonte: autores (2020).

Para fins de cálculo, considerou-se que a massa molar do oxigênio é igual a 32 g/mol e, fazendo uma simples regra de três com a massa obtida, determinou-se a demanda de oxigênio em mols. Além disso, sabe-se que a composição do ar pode ser aproximada como 79% de N₂ e 21% de O₂. Essa consideração foi empregada para encontrar a quantidade de ar necessária nas salas para a fermentação.

Além disso, também foram determinadas as quantidades de CO₂ geradas em cada produção. Na fase exponencial, o gás carbônico resultante da manutenção é muito menos significativo do que o CO₂ produzido pelo crescimento microbiano. Assim sendo, é razoável adotar a suposição de que a análise da produção e gás carbônico indique o crescimento celular (PIROTA *et al.*, 2016). Logo, foi considerado que a quantidade de biomassa obtida é igual à quantidade de CO₂ produzido. Os resultados estão dispostos na Tabela A2.10.

Tabela A2.10 – Produção de CO₂ para cada enzima.

Variável	Celulases	Fitases	Proteases	Unidades
n CO ₂	20.907,78	26.821,07	14.194,93	mol CO ₂ produzido
Tempo	96	96	96	h
CO ₂ /O ₂	69,16	69,24	69,06	%

Fonte: autores (2020).

Através do rearranjo da Equação 6 a seguir, foi calculado o volume requerido de ar. As variáveis e parâmetros dos cálculos estão resumidos na Tabela A2.11. Já a Tabela A2.12 indica os resultados conforme a temperatura de cada produção.

$$P.V = n.R.T$$

$$V = \frac{n.R.T}{P} \quad (6)$$

Tabela A2.11 – Variáveis e parâmetros utilizados para obtenção da taxa de aeração.

Variável	Valor	Unidade
P	1	atm
R	0,082	atm. L/mol. K
T	96	Horas

Fonte: autores, 2020.

Tabela A2.12 – Taxa de aeração correspondente a cada temperatura de fermentação.

	T _{ferm.} (K)	V (L)	V (L/h)	Taxa de aeração (cm ³ /(kg ss . min))
Celulases	308	3.635.797,29	37.872,89	164,64
Fitases	303	4.582.782,77	47.737,32	184,01
Proteases	300	2.407.281,76	25.075,85	177,95

Fonte: autores (2020).

A.2.9 MISTURADOR (M – 401)

Após a fermentação, os produtos formados são misturados com solventes para que as enzimas passem da fase sólida para a líquida. Para escalar a quantidade de solvente a ser utilizado por batelada foi realizada uma regra de três: utilizou-se uma relação de solvente e substrato descrita no artigo base e a massa de substrato definida a partir da análise de mercado. No caso das celulases e fitases o solvente era a água destilada, enquanto para a protease o solvente era uma solução de NaCl 1%, assim, foram realizados os cálculos para determinar a massa de NaCl sólido por batelada. Na Tabela A2.13 estão descritos os resultados das massas de solvente encontradas e na Tabela A2.14 está demonstrado como foi definida a massa de NaCl por batelada.

Tabela A2.13 - Massa de solvente na mistura por batelada.

Enzimas/ Escala	Celulases		Fitases		Proteases	
	Substrato (kg)	Solvente (L)	Substrato (kg)	Solvente (L)	Substrato (kg)	Solvente (L)
Laboratorial	0,005	0,050	0,010	0,050	0,010	0,100
Industrial	3.833,96	38.339,64	4.323,79	21.618,96	2.348,57	23.485,68

Fonte: autores (2020).

Tabela A2.14 - Massa de NaCl sólido utilizada na Solução de NaCl 1% por batelada.

Escala	NaCl (kg)	Solvente(L)
Laboratorial	0,001	0,100
Industrial	234,86	23.485,68

Fonte: autores (2020).

O balanço de massa da mistura trata-se da soma de toda a massa obtida na fermentação (m_{14}) com a quantidade de solvente ($m_{12,c}$) correspondente formando a corrente total de massa que entrará na centrifugação (m_{15}), conforme a Equação 7. Os resultados para o balanço de massa para a produção das três enzimas estão descritos na Tabela A2.15.

$$m_{12,c} + m_{14} = m_{15} \quad (7)$$

Tabela A2.15 - Balanço de massa da primeira mistura.

Corrente	Entrada		Saída
	$m_{12,c}$ (kg)	m_{14} (kg)	m_{15} (kg)
Celulases	11789,18	38171,32	49960,51
Fitases	16264,39	21524,06	37788,44
Proteases	4199,27	23720,53	27919,80

Fonte: autores (2020).

A.2.10 CENTRÍFUGA (CF – 401)

A centrifugação irá separar a massa vinda da mistura em uma corrente líquida (17) rica em enzimas da corrente sólida (16) composta majoritariamente de biomassa e substrato. Considerou-se que a centrífuga em 97% de eficiência (η), ou seja, 97% da água e enzimas estão presentes na corrente de saída líquida junto de 3% de biomassa e substrato e o contrário ocorre na corrente de saída sólida.

Dessa forma, para calcular o balanço de massa é necessário determinar a quantidades de cada produto nas correntes. A partir dos cálculos da fermentação estimou-se a massa de enzima, substrato, biomassa e água ao final do processo e com os cálculos de proporção para a mistura determinou-se a quantidade de solvente está presente no sistema. Assim, faz-se necessário apenas equações de balanço de massa por componente: enzima (a), biomassa + substrato (b) e solvente (c) descritas, respectivamente, pelas Equações 8, 9 e 10. Os resultados dos balanços da centrifugação para celulases, fitases e proteases estão demonstrados na Tabelas A2.16, A2.17 e A2.18, respectivamente.

Como a celulase e a fitase têm como solvente a água destilada ao calcular as frações de água para a saída das correntes soma-se a água decorrente do processo da

fermentação, quanto ao processo da protease a quantidade de água do processo fermentativo e a solução de NaCl 1% são calculados separados.

$$m_{15,a} = \eta \cdot m_{17,a} + (1-\eta) \cdot m_{16,a} \quad (8)$$

$$m_{15,b} = (1-\eta) \cdot m_{17,b} + \eta \cdot m_{16,b} \quad (9)$$

$$m_{15,c} = \eta \cdot m_{17,c} + (1-\eta) \cdot m_{16,c} \quad (10)$$

Tabela A2.16 – Balanço de massa da centrifugação para as celulases.

Condição	Corrente de entrada	Eficiência	Corrente de saída líquida	Corrente de saída sólida
Enzima (kg)	6,14		5,95	0,18
Biomassa + substrato (kg)	4754,11	0,97	142,62	4611,49
Água (kg)	47117,24		45703,72	1413,52
Total (kg)	51877,49		45852,30	6025,19

Fonte: autores (2020).

Tabela A2.17 – Balanço de massa da centrifugação para as fitases.

Condição	Corrente de entrada	Eficiência	Corrente de saída líquida	Corrente de saída sólida
Enzima (kg)	19,90		19,30	0,60
Biomassa + substrato (kg)	3273,11	0,97	98,19	3174,92
Água (kg)	34495,43		33460,57	1034,86
Total (kg)	37788,44		33578,07	4210,38

Fonte: autores (2020).

Tabela A2.18 – Balanço de massa da centrifugação para as proteases.

Condição	Corrente de entrada	Eficiência	Corrente de saída líquida	Corrente de saída sólida
Enzima (kg)	1789,61		59,26	1,83
Biomassa + substrato (kg)	23720,53		53,69	1735,92
Solução de NaCl (kg)	2348,57	0,97	23008,92	711,62
Água (kg)	27919,80		2278,11	70,46
Total (kg)	1789,61		25399,98	2519,83

Fonte: autores (2020).

A.2.11 FILTROS SIMPLES (F – 401 e F – 402)

Durante a filtração simples, o resíduo da fermentação ainda presente no processo (biomassa e substrato) é retido por uma quantidade de filtros específicas para cada

processo de produção. Uma eficiência de retenção de biomassa e substrato de 100% foi considerada nesta etapa e as perdas de atividade enzimática foram desconsideradas.

A Tabela A2.19 mostra as vazões, as composições e as atividades enzimáticas referentes às correntes da filtração simples de cada enzima por batelada. As atividades enzimáticas não sofrem perdas na filtração simples, o que significa que a saída de permeado apresenta a mesma atividade enzimática que a corrente de entrada da filtração. Já, as vazões e composições de cada enzima foram calculadas através do balanço de massa como mostram as Equações 11, 12, 13 e 14.

$$F_{17,i} = F_{18,i} + F_{19,i} \quad (11)$$

$$x_{17i,a} \cdot F_{17,i} = x_{18i,a} \cdot F_{18,i} + x_{19i,a} \cdot F_{19,i} \quad (12)$$

$$x_{17i,b} \cdot F_{17,i} = x_{18i,b} \cdot F_{18,i} + x_{19i,b} \cdot F_{19,i} \quad (13)$$

$$x_{17i,c} \cdot F_{17,i} = x_{18i,c} \cdot F_{18,i} + x_{19i,c} \cdot F_{19,i} \quad (14)$$

Onde os subíndices 17, 18 e 19 correspondem respectivamente às correntes de entrada na filtração, de saída de retido e de saída de permeado. Já a, b e c correspondem, respectivamente, aos componentes: enzima, biomassa + substrato e solvente.

Tabela A2.19 – Condições de filtração para celulases, fitases e proteases por batelada.

Condição	Celulases	Fitases	Proteases
$F_{17,i}$ (kg/h)	13324,77	13339,01	13328,18
$AE_{17,i}$ (U)	$2,29 \cdot 10^9$	$1,29 \cdot 10^9$	$6,05 \cdot 10^9$
$x_{17i,a}$	0,00013	0,00057	0,00233
$x_{17i,b}$	0,00186	0,00292	0,00211
$x_{17i,c}$	0,99801	0,99560	0,99555
$F_{18,i}$ (kg/h)	24,77	39,01	28,17
$AE_{18,i}$ (U)	0	0	0
$x_{18i,a}$	0	0	0
$x_{18i,b}$	1	1	1
$x_{18i,c}$	0	0	0
$F_{19,i}$ (kg/h)	13300	13300	13300
$AE_{19,i}$ (U)	$2,29 \cdot 10^9$	$1,29 \cdot 10^9$	$6,05 \cdot 10^9$
$x_{19i,a}$	0,00013	0,00058	0,00234
$x_{19i,b}$	13300	13300	13300
$x_{19i,c}$	0,99987	0,99942	0,08988

Fonte: autores (2020).

A quantidade de filtros necessária para o processamento de celulases, fitases e proteases como mostra a Tabela A2.20 foi dimensionada a partir da demanda de vazão

necessária pela ultrafiltração combinada com as características do modelo de filtro simples empregado.

A ultrafiltração demanda uma vazão de entrada total por batelada igual a 13300 kg/h para as três linhas de produção. O filtro de cartucho empregado tem um volume interno aproximadamente igual a 25 L. Logo, para atender a vazão demandada pela ultrafiltração e não saturar o volume do cartucho, foi definida a quantidade de 7 cartuchos para o processo das celulases, 7 cartuchos para o processo das fitases e 14 cartuchos para o processo das proteases. Assim, o volume ocupado pelos retidos dos processos de celulases, fitases e proteases não ultrapassa 51% do volume total do cartucho.

Tabela A2.20 – Dimensionamento da quantidade de cartuchos para a filtração cada enzima.

Condição	Celulases	Fitases	Proteases
Massa total de resíduos por batelada (kg)	85,11	98,19	53,69
Volume total de resíduos por batelada (L)	88,72	79,10	167,93
Número de filtros por batelada	7	7	14
Massa de resíduos por cartucho (kg)	12,16	14,03	3,83
Volume de resíduos por filtro (L)	12,67	11,30	12
Vazão de entrada por filtro (kg/h)	13324,77	13339,01	6669,50
Vazão de saída por filtro (kg/h)	13300	13300	6650

Fonte: autores (2020).

A.2.12 ULTRAFILTROS (UF – 401, UF – 402)

A corrente de 13300 kg/h é bombeada ao ultrafiltro específico de cada linha de produção e tem sua água removida até que o extrato enzimático atinja uma concentração de 1,5% em massa na corrente de retido. Nesse processo sabe-se que o rendimento de atividade enzimática para a produção de celulases, fitases e proteases é, respectivamente, 88%, 91% e 85%.

Outra perda conhecida é a massa de enzima adsorvida na membrana (m_a), a qual está representada pela Equação 15 e sua taxa (F_{ma}) está apresentada pela Equação 16. A Tabela A2.20 mostra os valores de perda de massa por adsorção para cada enzima.

$$m_a = 0,26 \cdot A_m \quad (15)$$

$$F_{ma} = \frac{0,26 \cdot A_m}{t \cdot 1000} \quad (16)$$

Onde A_m é a área de ultrafiltração da membrana (m^2) e t é o tempo (h).

Tabela A2.20 – Condições da ultrafiltração para celulases, fitases e proteases por batelada.

Condição	Celulases	Fitases	Proteases
A_m (m ²)	17	17	17
t (h)	2,11	2,23	3,51
m_a (g)	4,42	4,42	4,42
F_{ma} (kg/h)	0,0021	0,0020	0,0013

Fonte: autores (2020).

A Tabela A2.21 apresenta as vazões, as composições e as atividades enzimáticas referentes às correntes da ultrafiltração de cada enzima por batelada, onde as vazões e composições foram obtidas através do balanço de massa representado pelas Equações 17, 18 e 19.

$$F_{19,i} - F_{ma} = F_{20,i} + F_{21,i} \quad (17)$$

$$x_{19i,a} \cdot F_{19,i} - F_{ma} = x_{20i,a} \cdot F_{20,i} + x_{21i,a} \cdot F_{21,i} \quad (18)$$

$$x_{19i,c} \cdot F_{19,i} - F_{ma} = x_{20i,c} \cdot F_{20,i} + x_{21i,c} \cdot F_{21,i} \quad (19)$$

Na Tabela A2.21 está representado também a conversão da etapa de ultrafiltração, a qual é obtida pela razão entre a vazão de saída de permeado e a vazão de entrada na ultrafiltração.

Tabela A2.21 – Condições da ultrafiltração por batelada.

Condição	Celulases	Fitases	Proteases
$F_{19,i}$ (kg/h)	13300	13300	13300
$AE_{19,i}$ (U)	$2,29 \cdot 10^9$	$1,29 \cdot 10^9$	$6,05 \cdot 10^9$
$x_{19i,a}$	0,00013	0,00058	0,00234
$x_{19i,c}$	0,99987	0,99942	0,99766
$F_{20,i}$ (kg/h)	13184,85	12789,15	11228,50
$AE_{20,i}$ (U)	0	0	0
$x_{20i,a}$	0	0	0
$x_{20i,c}$	1	1	1
$F_{21,i}$ (kg/h)	115,15	510,85	2072,82
$AE_{21,i}$ (U)	$2,02 \cdot 10^9$	$1,17 \cdot 10^8$	$5,14 \cdot 10^9$
$x_{21i,a}$	0,0150	0,0150	0,0150
$x_{21i,c}$	0,9850	0,9850	0,9850
Conversão (%)	99,13	96,16	84,42

Fonte: autores (2020).

A.2.13 MISTURADOR M – 402

A corrente de produto proveniente dos ultrafiltros é misturada com o adjuvante na proporção adequada para proteção das enzimas, de forma a obter a atividade residual e o teor de sólidos final adequado à etapa subsequente, conforme Tabela A2.22.

Tabela A2.22 – Condições da mistura de adjuvante para celulases, fitases e proteases.

Condição	Celulases ¹	Fitases ²	Proteases ³
Adjuvante	Maltodextrina	Farelo de Soja	Maltodextrina
Proporção (kg _{adj} /kg _{enzima})	19	5,67	10
Teor de sólidos (%)	10	7,50	10
Atividade Residual (%)	116,97	83	90

Fonte: autores (2020). 1. SHIOTA (2014). 2. DELMASCHIO, 2014. 3. NAMALDI, ÇALIK e ULUDAG, 2006.

Para ajustar a corrente de saída do misturador M-402 com teor de sólidos desejado, adiciona-se água destilada como solvente. O balanço de massa global do misturador corresponder à Equação 20 e o balanço parcial para o solvente (água) e para os sólidos (enzima/adjuvante) corresponde, respectivamente, à Equação 21 e 22.

$$F_{21,i} + F_{22,i} + F_{23,i} = F_{24,i} \quad (20)$$

$$x_{21i,c} F_{21,i} + x_{22i,c} F_{22,i} + x_{23i,c} F_{23,i} = x_{24i,c} F_{24,i} \quad (21)$$

$$x_{21i,d} F_{21,i} + x_{22i,d} F_{22,i} = x_{24i,d} F_{24,i} \quad (22)$$

Onde F corresponde a vazão mássica (kg/h), x a fração mássica e os subíndices 21, 22, 23 e 24 correspondem respectivamente às correntes de entrada de produto na mistura, entrada de adjuvante, entrada de água destilada e saída da mistura. Já os subíndices c e d correspondem, respectivamente, ao solvente (água) e componentes sólidos (enzima e/ou adjuvante). Com os dados da corrente de entrada no misturador e sabendo que o maltodextrina utilizado apresenta umidade de 6% e o farelo de soja umidade de 12%, pode-se calcular a quantidade de solvente e de adjuvante a serem adicionados, conforme Tabela A2.23.

Tabela A2.23 – Condições da mistura para celulases, fitases e proteases por batelada.

(continua)

Condição	Celulases	Fitases	Proteases
F _{21,i} (kg/h)	115,15	510,85	2072,82
AE _{21,i} (U)	1,90.10 ⁹	7,25.10 ⁸	3,88.10 ⁹
x _{21i,a}	0,015	0,015	0,015
x _{21i,c}	0,985	0,985	0,985
F _{22,i} (kg/h)	32,82	43,42	310,92

			(continuação)
X _{22i,a}	0,94	0,88	0,94
X _{22i,c}	0,06	0,12	0,06
F _{23,i} (kg/h)	177,79	57,39	849,86
X _{23i,a}	0,00	0,00	0,00
X _{23i,c}	1,00	1,00	1,00
F _{24,i} (kg/h)	325,76	611,66	3233,61
AE _{24,i} (U)	2,22.10 ⁹	6,02.10 ⁸	3,50.10 ⁹
X _{24i,a}	0,10	0,075	0,10
X _{24i,c}	0,90	0,925	0,90
Tempo (h)	2,11	2,23	3,51

Fonte: autores (2020).

A.2.14 SPRAY DRYER (SD – 401)

Para dimensionar o processo de secagem por atomização, realizou-se o balanço de massa para água e o balanço de energia para o componente a ser evaporado (água) e para o componente secante (ar). O balanço de massa é a igualdade entre a entrada e a saída da soma da quantidade água contida no ar e no produto, conforme Equação 23.

$$F_{i,d} X_{24i,d} + F_{i,ar} \mathcal{H}_{25,i} = F_{i,d} X_{26,i} + F_{i,ar} \mathcal{H}_{27,i} \quad (23)$$

Onde F_d é a vazão de produto (kg de sólido seco/h), F_{ar} é a vazão de ar (kg de ar seco/h), \mathcal{H} é a umidade absoluta do ar (kg de água/kg de ar seco), X é a umidade do produto (kg água/kg de sólido seco) e os subíndices 24, 25, 26 e 27 correspondem respectivamente às correntes de entrada de produto, entrada de ar, saída de produto e saída de ar. Já os subíndices d e ar correspondem, respectivamente, ao sólidos secos e ar seco. Para realizar o balanço de energia, considera-se a entalpia do ar e do produto na entrada e na saída do *spray dryer*, conforme Equação 24. Para o cálculo da entalpia do ar e entalpia do produto tem-se as Equações 25 e 26 respectivamente.

$$F_{i,d} H_{24i,d} + F_{i,ar} H_{25i,ar} = F_{i,d} H_{26i,d} + F_{i,ar} H_{27i,ar} + q \quad (24)$$

$$H_{i,ar} = c_s (T_{ar} - T_R) + \mathcal{H} \cdot \lambda \text{ onde } c_s = 1,005 + 1,88 \cdot \mathcal{H} \quad (25)$$

$$H_{i,d} = c_{pd} (T_d - T_R) + X_{CL} (T_d - T_R) \quad (26)$$

Onde q refere-se a perdas de calor do sistema (kJ), H_{ar} é a entalpia do ar (kJ/kg ar seco), H_d é a entalpia do produto (kJ/kg sólido seco), c_s é o calor específico do ar úmido (kJ/kg ar seco.°C), T_{ar} é a temperatura do ar (°C), T_R é a temperatura de referência (0°C), λ é o calor latente de vaporização da água (kJ/kg de água), c_{pd} é o calor específico do sólido (kJ/kg°C), T_d é a temperatura do produto (°C) e c_L é o calor específico da água

(kJ/kg°C). Para o cálculo da entalpia da água e produto, sabe-se que o calor latente de vaporização da água (λ) é 2501,4 KJ/kg, o calor específico da água (c_L) é 4,18 KJ/kg°C e o calor específico do produto (c_{pd}) é de 1,981 KJ/kg°C.

A partir do sistema de equações resultantes do balanço de massa e de energia, é possível encontrar a vazão de ar seco e umidade final do ar para a secagem do produto, conforme Tabela A2.24.

Tabela A2.24 – Condições da atomização para celulases, fitases e proteases por batelada.

Condição	Celulases	Fitases	Proteases
Fi,d (kg/h)	678,17	404,72	454,56
Fi,ar (kg ar seco/h)	26821,97	26581,24	25847,17
X _{24i,d} (kg água / kg sólido seco)	9,00	12,33	9,00
X _{26i,d} (kg água / kg sólido seco)	0,057	0,051	0,08
$\mathcal{H}_{25,i}$ (kg água / kg ar seco)	0,011	0,011	0,011
$\mathcal{H}_{27,i}$ (kg água / kg ar seco)	0,235	0,198	0,163
T _{24i,d} (°C)	25	130	130
T _{26i,d} (°C)	39	83	90
T _{25i,ar} (°C)	135	25	25
T _{27i,ar} (°C)	80	39	39
H _{24i,d} (KJ/kg)	990,04	1338,37	990,04
H _{26i,d} (KJ/kg)	86,62	85,59	90,32
H _{25i,ar} (KJ/kg)	165,98	160,85	160,85
H _{27i,ar} (KJ/kg)	704,56	609,11	525,53
Tempo (h)	1,20	2,05	5,01

Fonte: autores (2020).

O dimensionamento da câmara de secagem do *spray dryer* foi realizado conforme Equações 27 a 31. A Equação 27 apresenta o cálculo do volume da câmara de secagem que é a multiplicação do tempo espacial (τ) e a vazão volumétrica (Q_c) obtida pela Equação 28. O tempo espacial é aproximadamente 25 segundos para as condições de saída do ar (PERRY *et al.*, 2007). Para isso, necessita-se da massa específica (ρ), calculada pela Equação 29, e a vazão mássica (F) do ar na temperatura de saída do atomizador, calculada pelo balanço de massa e de energia.

$$V = \tau \cdot Q_c \quad (27)$$

$$Q_c = \frac{F_{\text{ar na temp de saída}}}{\rho_{\text{ar na temp de saída}}} \quad (28)$$

$$\rho = \frac{P \cdot M}{R \cdot T} \quad (29)$$

Onde P é a pressão absoluta (1 atm), M a massa molar do ar (28,96 g/mol), R a constante dos gases (0,082 atm.L.mol⁻¹.K⁻¹) e T a temperatura do ar (K). Para o dimensionamento da câmara de secagem, considera-se uma câmara cilíndrica com diâmetro D, altura do corpo H igual a D e altura total, considerando o fundo cônico de 60°, como altura total H'. Com a informação do volume da câmara de secagem, obtém-se o diâmetro interno por meio da Equação 30 e a partir da Equação 31 obtém a altura do *spray dryer*.

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 \left(H + \frac{\sqrt{3}}{2} \cdot D \right) \rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{V}{1,47}} \quad (30)$$

$$H' = 3,4640 + \tan 60^\circ \cdot \frac{D}{2} \quad (31)$$

Tabela A2.25 – Condições da atomização para celulases, fitases e proteases por batelada.

Condição	Celulases	Fitases	Proteases
Volume da câmara de secagem (m ³)	186,25	186,15	184,57
Tempo espacial do ar (s)	25	25	25
Q _c (m ³ /h)	26.820,39	26.805,47	26.577,51
T _{ar saída} (K)	353,15	356,15	363,15
ρ _{ar saída} (kg/m ³)	1,00	0,99	0,97
F _{ar seco} (kg/h)	26821,97	26581,24	25847,17
D (m)	5,02	5,02	5,01
Altura do <i>spray dryer</i> (m)	9,37	9,37	9,34
Tempo por <i>spray dryer</i> (min)	10	17	84 (=1,4 h)

Fonte: autores (2020).

Após o dimensionamento do *spray dryer* e de acordo com uma pesquisa de mercado, o equipamento escolhido disponível no mercado e que atende à demanda, possui dimensões de 5,2 m de diâmetro e 12 m de altura.

A.2.15 MISTURADOR Y/V (M – 403)

A corrente de produto proveniente do *spray dryer* é misturada com amido de milho com o intuito de padronizar o produto em pó de acordo com a atividade mínima declarada de produtos disponíveis no mercado (Natugrain®TS, Natuphos® e protease ácida, CNLAB Nutrition).

Partindo de um produto da etapa anterior concentrado em enzimas e com alta atividade, para se atingir a atividade mínima declarada desejada para o produto final deve-se realizar uma espécie de “diluição” da atividade total com a adição do amido. Os valores absolutos de atividade foram considerados constantes e a quantidade de amido a ser adicionada foi determinada de acordo com a Equação 32, onde U/g_{ref} é a atividade específica final que se deseja obter (U/g produto).

$$\frac{AE_{batela\ atomização}}{(m_{atomização} + m_{amido})} = U/g_{ref} \quad (32)$$

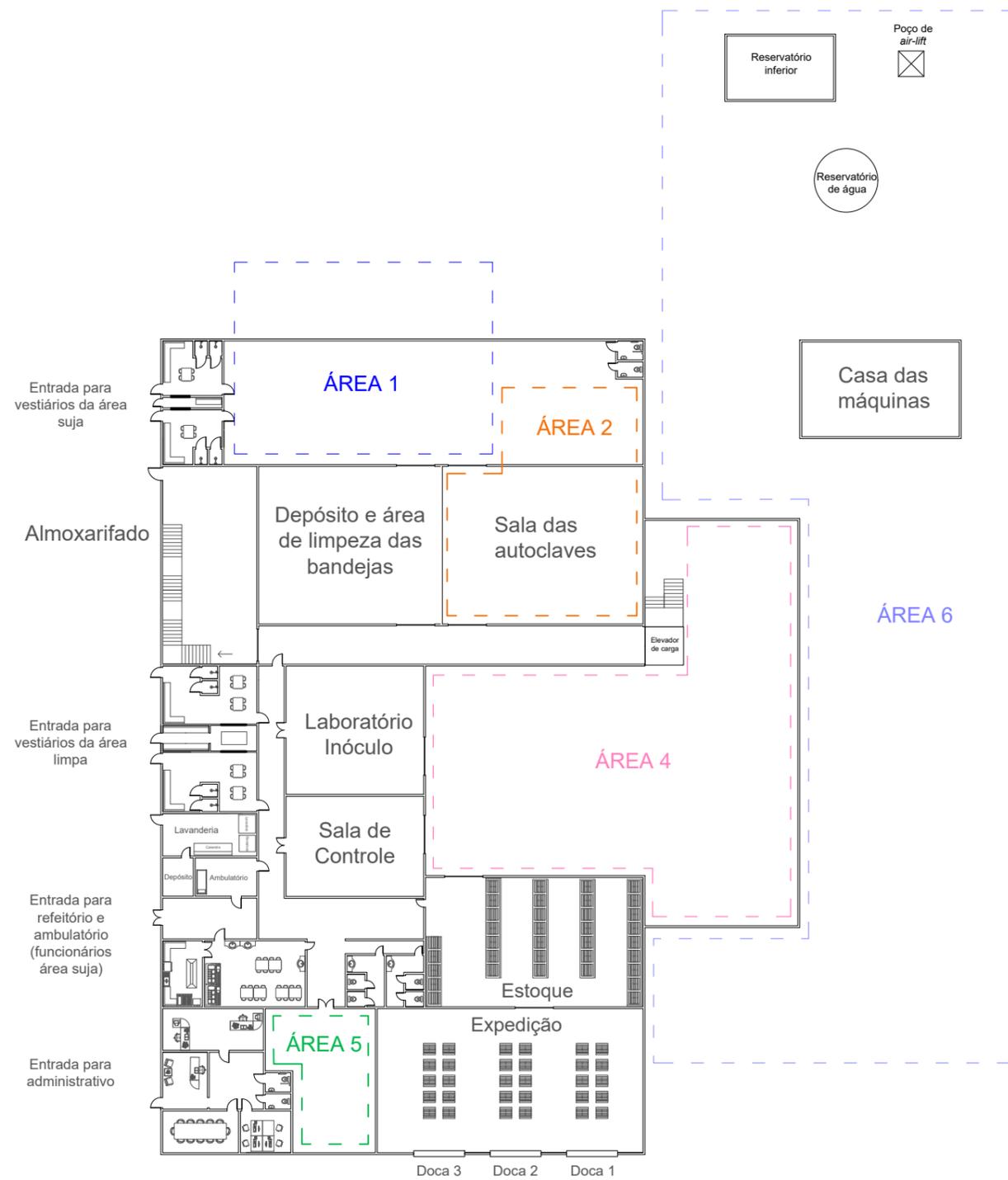
Os valores utilizados na Equação 32, bem como o resultado obtido para a necessidade de adição de amido em cada batelada, para cada enzima estão indicados na Tabela A2.26.

Tabela A2.26 – Condições da mistura com amido de milho.

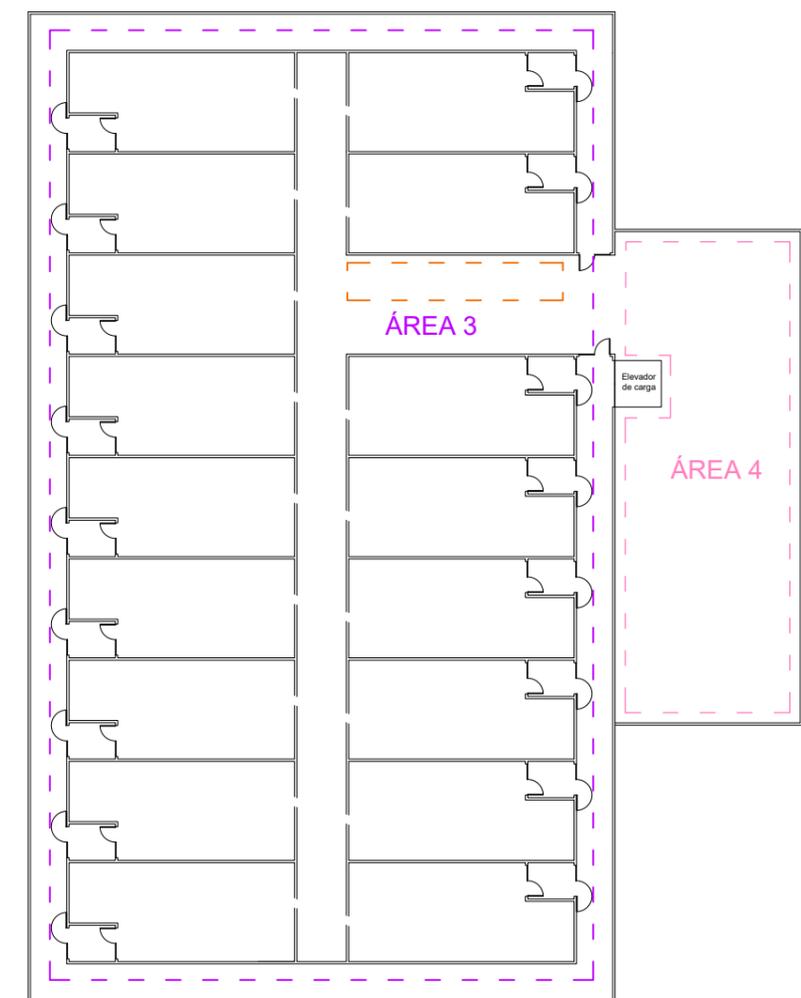
Condição	Celulases	Fitases	Proteases
Atividade por batelada (U/batelada)	2,36.10 ⁹	9,72.10 ⁸	4,63.10 ⁹
Massa total SD - 401 (kg/batelada)	113,03	115,64	636,38
Massa de enzima (kg/batelada)	5,65	18,33	56,29
Massa de adjuvante (kg/batelada)	100,90	91,41	529,17
Massa de amido de milho (kg/batelada)	829,44	78,73	288,84
Massa total por batelada (kg/batelada)	942,46	194,37	925,22
U/g final (Atividade mínima declarada)	2500	5000	5000

Fonte: autores (2020).

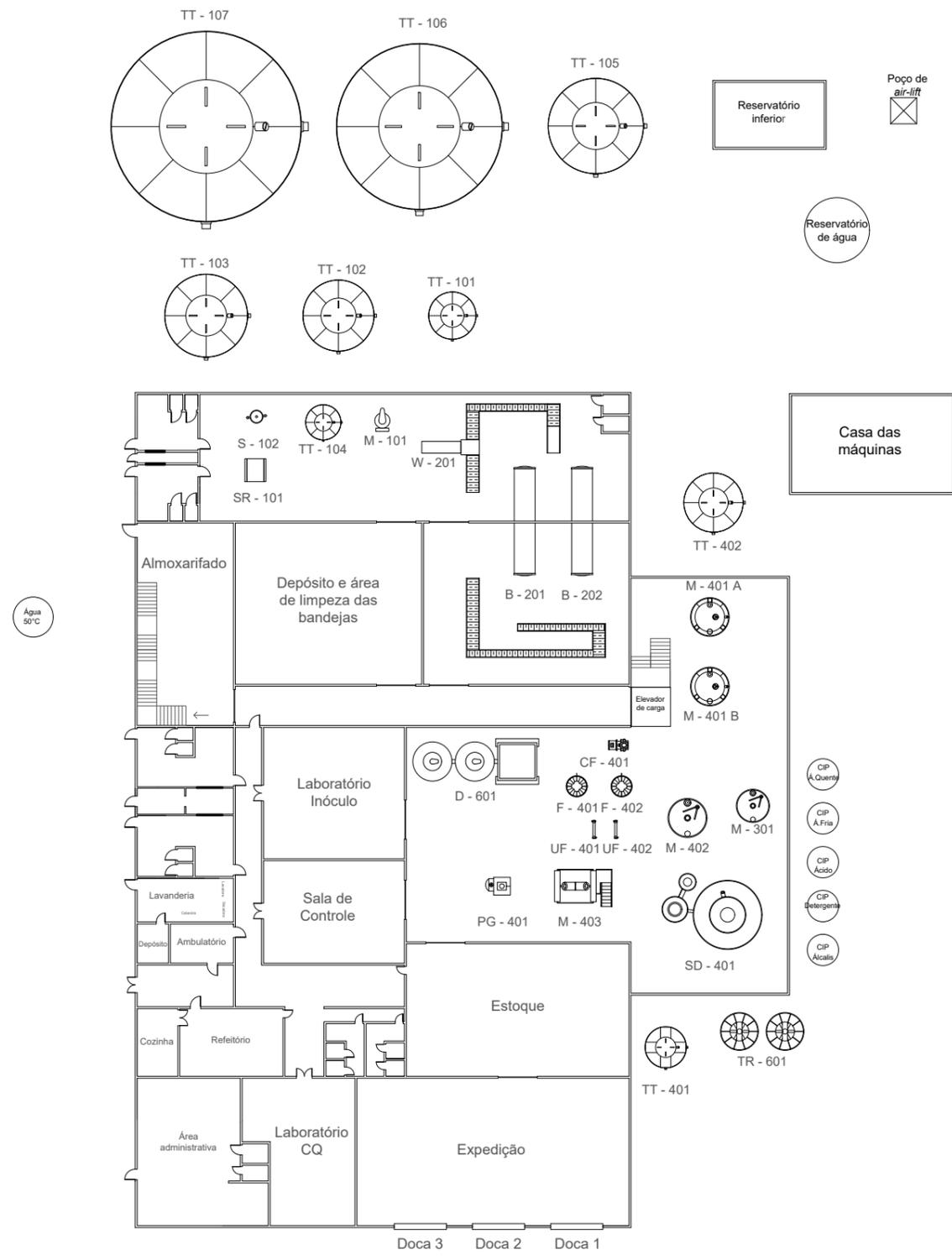
B.1 LAYOUT GERAL



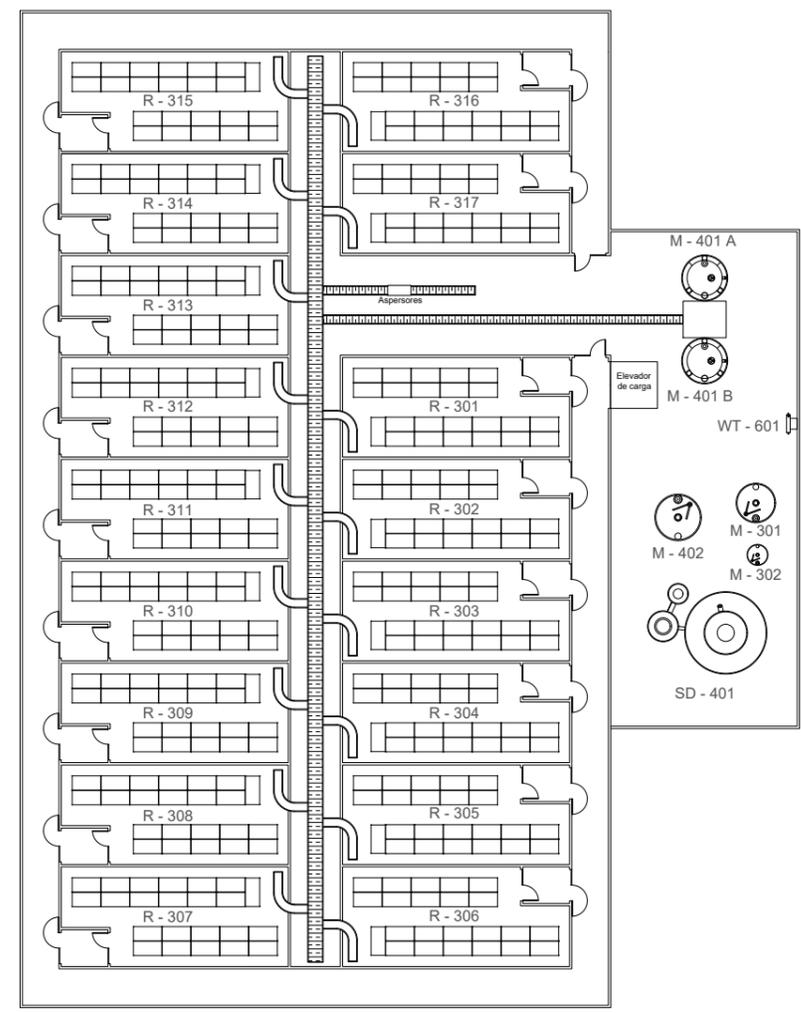
1º andar



2º andar

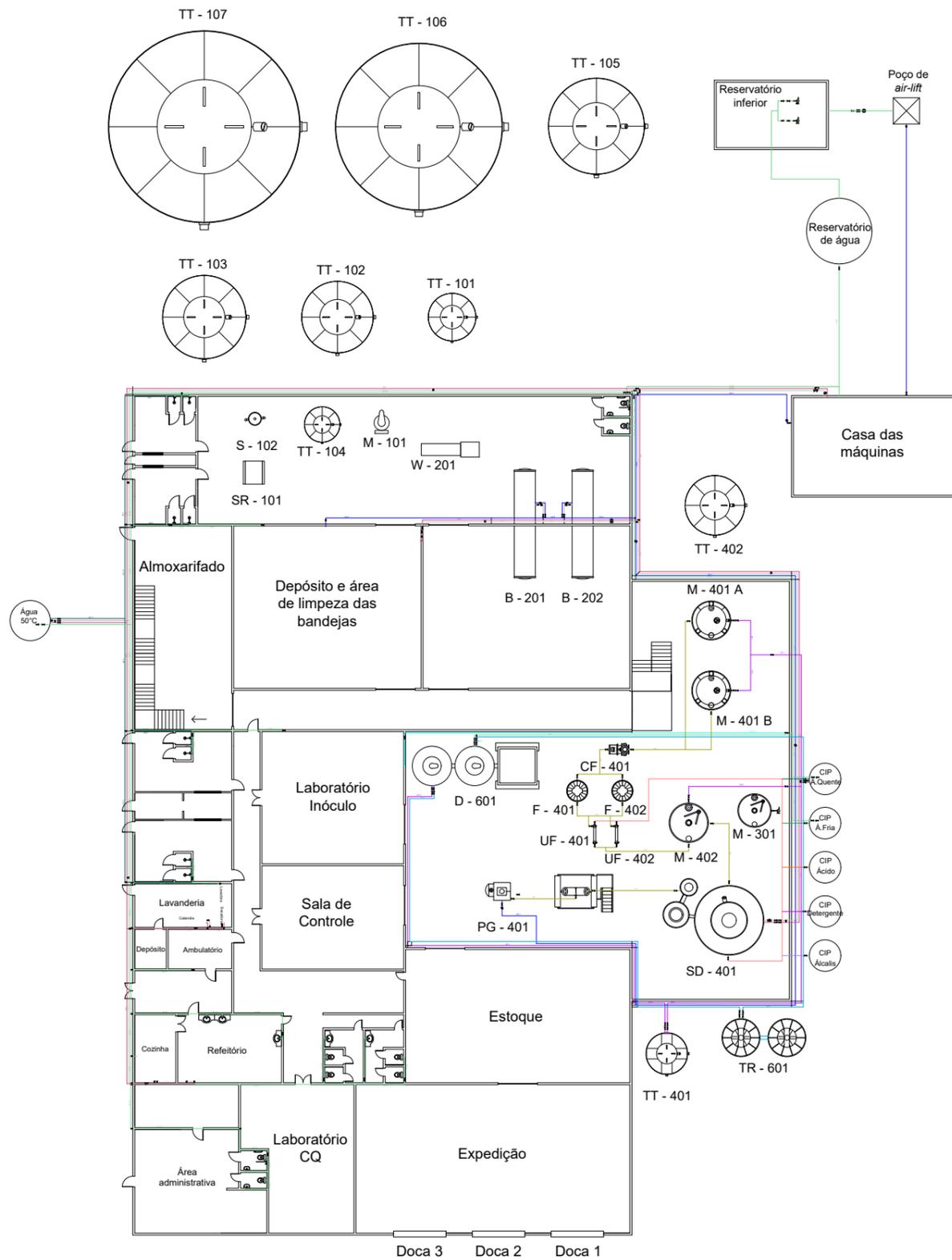


1º andar

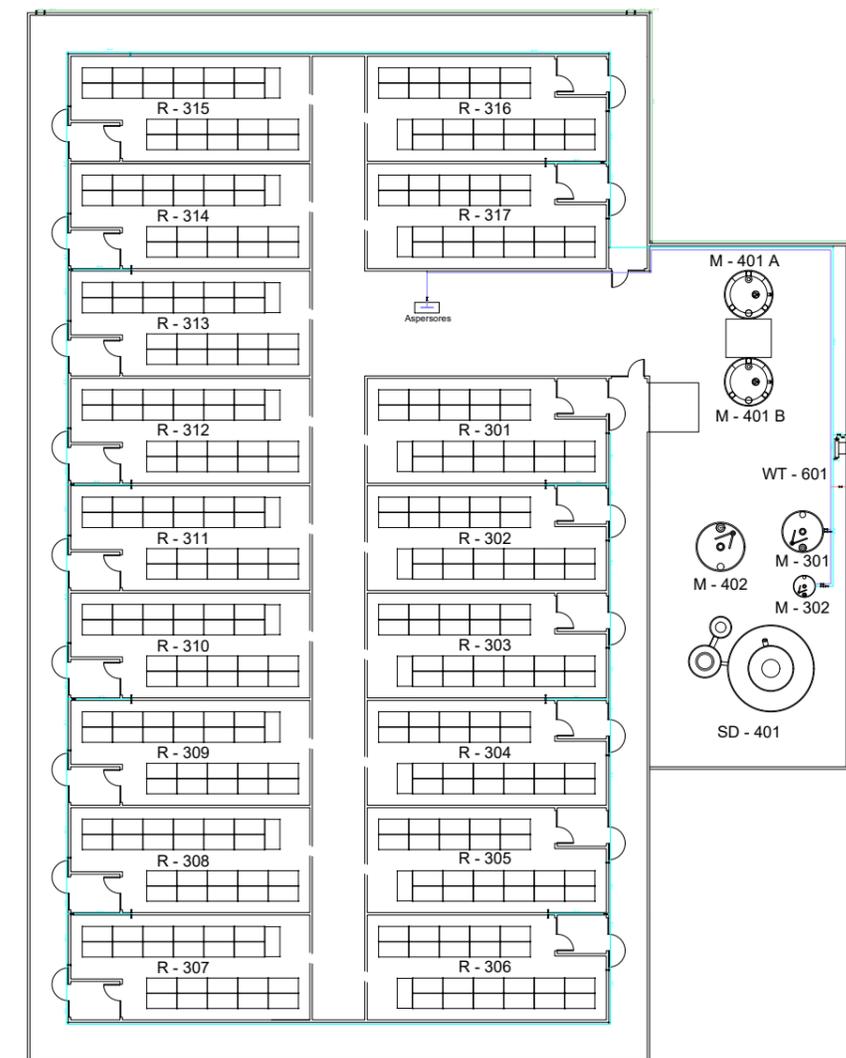
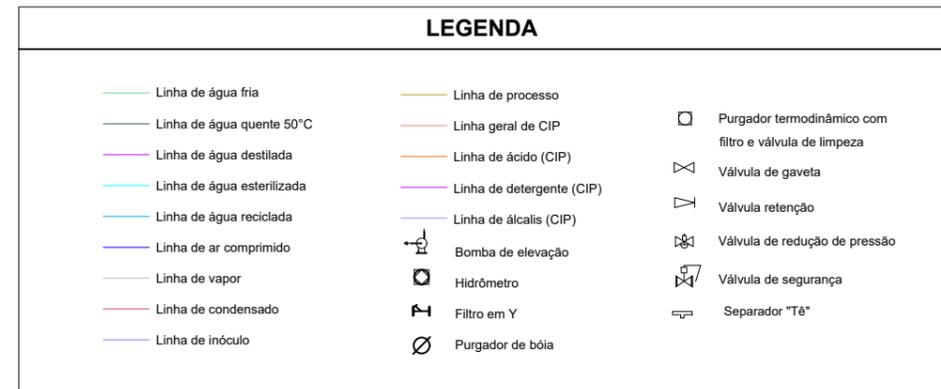


2º andar

Fonte: autores (2020).



1º andar



2º andar

APÊNDICE C – MEMORIAL PROJETO DE INSTALAÇÕES

C.1 INSTALAÇÕES DE ÁGUA FRIA E ÁGUA QUENTE

O dimensionamento das tubulações de água fria e água quente foi realizado de acordo com o comprimento e a demanda de cada trecho. O sistema de distribuição de tubulação foi dividido em trechos conforme estão apresentados nas tabelas de água potável, água esterilizada, água destilada, água recirculada e água quente, conforme Tabelas C1.1, C1.3, C1.5, C1.7 e C1.9 respectivamente, juntamente com seus respectivos valores de comprimento, vazão, área e diâmetro.

O consumo de cada trecho, em m³/h, representa o somatório de todas as vazões volumétricas que a tubulação suporta. A área de cada trecho, em m², foi calculado pela Equação 33, em que a vazão volumétrica é representada por Q e a velocidade de escoamento por v, sendo 2 m/s a velocidade recomendada para água fria e quente (MACINTYRE, 2017). O diâmetro calculado por trecho, em m, é obtido através da área do tubo naquele trecho, de acordo com a Equação 34.

$$A = Q/v \quad (33)$$

$$D = \frac{\sqrt{4 \cdot A}}{\pi} \quad (34)$$

Para determinar a bitola das tubulações, considera-se os dados do Anexo F4 referente aos tubos de aço carbono, SCH40, de acordo com as normas ANSI B.36.10 e 36.19. Para a escolha da bitola, analisou-se o diâmetro imediatamente inferior e imediatamente superior ao valor calculado nas tabelas de dimensionamento, sendo definido o diâmetro que proporcione a velocidade de escoamento na tubulação mais próxima à velocidade recomendada de 2 m/s. As bitolas selecionadas são mostradas nas Tabelas C1.2, C1.4, C1.6, C1.8 e C1.10, respectivamente para água potável, água esterilizada, água destilada e água quente.

Tabela C1.1 – Dimensionamento das tubulações de água fria (potável).

(continua)

Trecho	L (dm)	Vazão (m ³ /h)	Área (m ²)	D (m)
1	51,94	2,50	0,0003	0,0210
2	51,61	5,00	0,0007	0,0297
3	251,31	11,20	0,0016	0,0445
4	349,75	16,20	0,0023	0,0535
5	27,85	16,92	0,0024	0,0547
6	11,39	17,46	0,0024	0,0556

(continuação)

7	31,72	18,18	0,0025	0,0567
8	12,78	18,72	0,0026	0,0575
9	390,24	11,26	0,0016	0,0446
10	8,75	0,72	0,0001	0,0113
11	359,25	1,44	0,0002	0,0160
12	8,75	2,16	0,0003	0,0195
13	14,25	2,88	0,0004	0,0226
14	12,00	14,14	0,0020	0,0500
15	0,53	32,86	0,0046	0,0762
16	25,60	0,72	0,0001	0,0113
17	9,14	1,26	0,0002	0,0149
18	29,47	1,98	0,0003	0,0187
19	45,78	2,52	0,0004	0,0211
20	117,86	3,24	0,0005	0,0239
21	15,89	0,54	0,0001	0,0098
22	40,42	1,08	0,0002	0,0138
23	68,14	1,80	0,0003	0,0178
24	16,61	0,72	0,0001	0,0113
25	15,89	1,26	0,0002	0,0149
26	9,64	1,80	0,0003	0,0178
27	146,96	3,60	0,0005	0,0252
28	21,50	6,84	0,0010	0,0348
29	36,80	7,56	0,0011	0,0366
30	67,05	0,72	0,0001	0,0113
31	14,45	1,44	0,0002	0,0160
32	60,20	2,16	0,0003	0,0195
33	33,45	9,72	0,0014	0,0415
34	48,88	0,72	0,0001	0,0113
35	66,13	10,44	0,0015	0,0430
36	22,61	0,20	0,0000	0,0059
37	12,70	0,37	0,0001	0,0081
38	6,85	0,75	0,0001	0,0115
39	46,90	0,94	0,0001	0,0129
40	116,07	11,38	0,0016	0,0449
41	71,36	0,72	0,0001	0,0113
42	12,70	0,37	0,0001	0,0081
43	6,85	0,75	0,0001	0,0115
44	46,90	1,47	0,0002	0,0161
45	80,50	12,85	0,0018	0,0477

(continuação)

46	147,69	13,09	0,0018	0,0481
47	57,98	0,30	0,0000	0,0073
48	12,70	0,67	0,0001	0,0109
49	33,88	1,05	0,0001	0,0136
50	139,74	14,14	0,0020	0,0500
51	6,60	0,37	0,0001	0,0081
52	9,30	0,75	0,0001	0,0115
53	338,89	14,88	0,0021	0,0513
54	166,19	47,74	0,0066	0,0919
55	101,76	47,74	0,0066	0,0919

Fonte: autores (2020).

Tabela C1.2 – Definição da bitola para tubulações de água fria (potável).

(continua)

Trecho	D int (m)	Menor Diâmetro			Maior Diâmetro			Bitola escolhida
		Bitola (in)	A int (m ²)	u[m/s]	Bitola [in]	A int (m ²)	u[m/s]	
1	0,0210	3/4'	0,00034	2,02	2'	0,00217	0,32	3/4'
2	0,0297	3/4'	0,00034	4,04	2'	0,00217	0,64	2'
3	0,0445	3/4'	0,00034	9,04	2'	0,00217	1,43	2'
4	0,0535	2'	0,00217	2,07	2 1/2'	0,00309	1,46	2'
5	0,0547	2'	0,00217	2,17	2 1/2'	0,00309	1,52	2'
6	0,0556	2'	0,00217	2,24	2 1/2'	0,00309	1,57	2'
7	0,0567	2'	0,00217	2,33	2 1/2'	0,00309	1,63	2'
8	0,0575	2'	0,00217	2,40	2 1/2'	0,00309	1,68	2 1/2'
9	0,0446	3/4'	0,00034	9,09	2'	0,00217	1,44	2'
10	0,0113	1/4'	0,00007	2,99	1/2'	0,000123	1,63	1/2'
11	0,0160	1/2'	0,00012	3,25	3/4'	0,000344	1,16	3/4'
12	0,0195	1/2'	0,00012	4,88	3/4'	0,000344	1,74	3/4'
13	0,0226	3/4'	0,00034	2,33	2'	0,00217	0,37	3/4'
14	0,0500	3/4'	0,00034	11,42	2'	0,00217	1,81	2'
15	0,0762	2 1/2'	0,00309	2,95	3'	0,00477	1,91	3'
16	0,0113	1/4'	0,00007	2,99	1/2'	0,000123	1,63	1/2'
17	0,0149	1/2'	0,00012	2,85	3/4'	0,000344	1,02	1/2'
18	0,0187	1/2'	0,00012	4,47	3/4'	0,000344	1,60	3/4'
19	0,0211	3/4'	0,00034	2,03	2'	0,00217	0,32	3/4'
20	0,0239	3/4'	0,00034	2,62	2'	0,00217	0,41	3/4'
21	0,0098	1/4'	0,00007	2,24	1/2'	0,000123	1,22	1/2'
22	0,0138	1/2'	0,00012	2,44	3/4'	0,000344	0,87	1/2'
23	0,0178	1/2'	0,00012	4,07	3/4'	0,000344	1,45	3/4'
24	0,0113	1/4'	0,00007	2,99	1/2'	0,000123	1,63	1/2'

(continuação)

25	0,0149	1/2'	0,00012	2,85	3/4'	0,000344	1,02	1/2'
26	0,0178	1/2'	0,00012	4,07	3/4'	0,000344	1,45	3/4'
27	0,0252	3/4'	0,00034	2,91	2'	0,00217	0,46	3/4'
28	0,0348	3/4'	0,00034	5,52	2'	0,00217	0,88	2'
29	0,0366	3/4'	0,00034	6,10	2'	0,00217	0,97	2'
30	0,0113	1/4'	0,00007	2,99	1/2'	0,000123	1,63	1/2'
31	0,0160	1/2'	0,00012	3,25	3/4'	0,000344	1,16	3/4'
32	0,0195	1/2'	0,00012	4,88	3/4'	0,000344	1,74	3/4'
33	0,0415	3/4'	0,00034	7,85	2'	0,00217	1,24	2'
34	0,0113	1/4'	0,00007	2,99	1/2'	0,000123	1,63	1/2'
35	0,0430	3/4'	0,00034	8,43	2'	0,00217	1,34	2'
36	0,0059	-	-	-	1/4'	0,000067	0,81	1/4'
37	0,0081	-	-	-	1/4'	0,000067	1,55	1/4'
38	0,0115	1/4'	0,00007	3,10	1/2'	0,000123	1,69	1/2'
39	0,0129	1/2'	0,00012	2,13	3/4'	0,000344	0,76	1/2'
40	0,0449	3/4'	0,00034	9,19	2'	0,00217	1,46	2'
41	0,0113	1/4'	0,00007	2,99	1/2'	0,000123	1,63	1/2'
42	0,0081	-	-	-	1/4'	0,000067	1,55	1/4'
43	0,0115	1/4'	0,00007	3,10	1/2'	0,000123	1,69	1/2'
44	0,0161	1/2'	0,00012	3,32	3/4'	0,000344	1,19	3/4'
45	0,0477	3/4'	0,00034	10,38	2'	0,00217	1,65	2'
46	0,0481	3/4'	0,00034	10,57	2'	0,00217	1,68	2'
47	0,0073	-	-	-	1/4'	0,000067	1,24	1/4'
48	0,0109	1/4'	0,00007	2,80	1/2'	0,000123	1,52	1/2'
49	0,0136	1/2'	0,00012	2,37	3/4'	0,000344	0,85	1/2'
50	0,0500	3/4'	0,00034	11,41	2'	0,00217	1,81	2'
51	0,0081	-	-	-	1/4'	0,000067	1,55	1/4'
52	0,0115	1/4'	0,00007	3,10	1/2'	0,000123	1,69	1/2'
53	0,0513	3/4'	0,00034	12,02	2'	0,00217	1,91	2'
54	0,0919	3'	0,00477	2,78	4'	0,00821	1,62	4'
55	0,0919	3'	0,00477	2,78	4'	0,00821	1,62	4'

Fonte: autores (2020).

Tabela C1.3 – Dimensionamento das tubulações de água fria (esterilizada).

(continua)

Trecho	L (dm)	Vazão (m ³ /h)	Área (m ²)	D (m)
1	34,50	0,00	0,0000002	0,0004
2	39,50	0,72	0,0001	0,0113
3	34,25	0,72	0,0001	0,0113

(continuação)

4	68,75	0,72	0,0001	0,0113
5	34,50	0,72	0,0001	0,0113
6	39,50	0,72	0,0001	0,0113
7	34,25	1,44	0,0002	0,0160
8	68,75	1,44	0,0002	0,0160
9	34,50	1,45	0,0002	0,0160
10	39,50	0,72	0,0001	0,0113
11	34,25	2,17	0,0003	0,0196
12	404,25	2,17	0,0003	0,0196
13	34,50	2,17	0,0003	0,0196
14	39,50	0,72	0,0001	0,0113
15	404,25	2,89	0,0004	0,0226
16	68,75	2,89	0,0004	0,0226
17	34,50	2,89	0,0004	0,0226
18	39,50	0,72	0,0001	0,0113
19	34,25	3,61	0,0005	0,0253
20	68,75	3,61	0,0005	0,0253
21	34,50	3,61	0,0005	0,0253
22	39,50	0,72	0,0001	0,0113
23	34,25	4,33	0,0006	0,0277
24	68,75	4,33	0,0006	0,0277
25	34,50	4,33	0,0006	0,0277
26	39,50	0,72	0,0001	0,0113
27	34,25	5,05	0,0007	0,0299
28	68,75	5,06	0,0007	0,0299
29	75,15	5,06	0,0007	0,0299
30	332,35	5,78	0,0008	0,0320
31	34,50	5,78	0,0008	0,0320
32	39,50	0,72	0,0001	0,0113
33	34,25	6,50	0,0009	0,0339
34	271,28	6,50	0,0009	0,0339
35	94,38	4,04	0,0006	0,0267
36	338,45	0,72	0,0001	0,0113
37	14,81	7,22	0,0010	0,0357
38	2,00	11,26	0,0016	0,0446

Fonte: autores (2020).

Tabela C1.4 – Definição da bitola para tubulações de água fria (esterilizada).

Trecho	D int (m)	Menor Diâmetro			Maior Diâmetro			Bitola escolhida
		Bitola (in)	A int (m ²)	u[m/s]	Bitola (in)	A int (m ²)	u[m/s]	
1	0,0004	-	-	-	1/4'	0,000067	0,00	1/4'
2	0,0113	1/4'	0,000067	2,99	1/2'	0,000123	1,63	1/2'
3	0,0113	1/4'	0,000067	2,99	1/2'	0,000123	1,63	1/2'
4	0,0113	1/4'	0,000067	2,99	1/2'	0,000123	1,63	1/2'
5	0,0113	1/4'	0,000067	3,00	1/2'	0,000123	1,63	1/2'
6	0,0113	1/4'	0,000067	2,99	1/2'	0,000123	1,63	1/2'
7	0,0160	1/2'	0,000123	3,26	3/4'	0,000344	1,17	3/4'
8	0,0160	1/2'	0,000123	3,26	3/4'	0,000344	1,17	3/4'
9	0,0160	1/2'	0,000123	3,26	3/4'	0,000344	1,17	3/4'
10	0,0113	1/4'	0,000067	2,99	1/2'	0,000123	1,63	1/2'
11	0,0196	1/2'	0,000123	4,89	3/4'	0,000344	1,75	3/4'
12	0,0196	1/2'	0,000123	4,89	3/4'	0,000344	1,75	3/4'
13	0,0196	1/2'	0,000123	4,90	3/4'	0,000344	1,75	3/4'
14	0,0113	1/4'	0,000067	2,99	1/2'	0,000123	1,63	1/2'
15	0,0226	3/4'	0,000344	2,33	2'	0,00217	0,37	3/4'
16	0,0226	3/4'	0,000344	2,33	2'	0,00217	0,37	3/4'
17	0,0226	3/4'	0,000344	2,33	2'	0,00217	0,37	3/4'
18	0,0113	1/4'	0,000067	2,99	1/2'	0,000123	1,63	1/2'
19	0,0253	3/4'	0,000344	2,91	2'	0,00217	0,46	3/4'
20	0,0253	3/4'	0,000344	2,92	2'	0,00217	0,46	3/4'
21	0,0253	3/4'	0,000344	2,92	2'	0,00217	0,46	3/4'
22	0,0113	1/4'	0,000067	2,99	1/2'	0,000123	1,63	1/2'
23	0,0277	3/4'	0,000344	3,50	2'	0,00217	0,55	2'
24	0,0277	3/4'	0,000344	3,50	2'	0,00217	0,55	2'
25	0,0277	3/4'	0,000344	3,50	2'	0,00217	0,55	2'
26	0,0113	1/4'	0,000067	2,99	1/2'	0,000123	1,63	1/2'
27	0,0299	3/4'	0,000344	4,08	2'	0,00217	0,65	2'
28	0,0299	3/4'	0,000344	4,08	2'	0,00217	0,65	2'
29	0,0299	3/4'	0,000344	4,08	2'	0,00217	0,65	2'
30	0,0320	3/4'	0,000344	4,66	2'	0,00217	0,74	2'
31	0,0320	3/4'	0,000344	4,67	2'	0,00217	0,74	2'
32	0,0113	1/4'	0,000067	2,99	1/2'	0,000123	1,63	1/2'
33	0,0339	3/4'	0,000344	5,25	2'	0,00217	0,83	2'
34	0,0339	3/4'	0,000344	5,25	2'	0,00217	0,83	2'
35	0,0267	3/4'	0,000344	3,26	2'	0,00217	0,52	2'
36	0,0113	1/4'	0,000067	2,99	1/2'	0,000123	1,63	1/2'
37	0,0357	3/4'	0,000344	5,83	2'	0,00217	0,92	2'
38	0,0446	3/4'	0,000344	9,09	2'	0,00217	1,44	2'

Fonte: autores (2020).

Tabela C1.5 – Dimensionamento das tubulações de água fria (destilada).

Trecho	L (dm)	Vazão (m ³ /h)	Área (m ²)	D (m)
1	41,27	19,14	0,0027	0,0582
2	42,34	19,14	0,0027	0,0582
3	138,70	38,29	0,0053	0,0823
4	98,38	0,85	0,0001	0,0123
5	289,91	39,14	0,0054	0,0832
6	403,03	8,00	0,0011	0,0376

Fonte: autores (2020).

Tabela C1.6 – Definição da bitola para tubulações de água fria (destilada).

Trecho	D int (m)	Menor Diâmetro			Maior Diâmetro			Bitola escolhida
		Bitola (in)	A int (m ²)	u[m/s]	Bitola [in]	A int (m ²)	u[m/s]	
1	0,0582	2'	0,00217	2,45	2 1/2'	0,00309	1,72	2 1/2'
2	0,0582	2'	0,00217	2,45	2 1/2'	0,00309	1,72	2 1/2'
3	0,0823	3'	0,00477	2,23	4'	0,00821	1,30	3'
4	0,0123	1/4'	0,00007	3,54	1/2'	0,00012	1,93	1/2'
5	0,0832	2 1/2'	0,00309	3,52	3'	0,00477	2,28	3'
6	0,0376	3/4'	0,00034	6,46	2'	0,00217	1,02	2'

Fonte: autores (2020).

Tabela C1.7 – Dimensionamento das tubulações de água fria (recirculada).

Trecho	L (dm)	Vazão (m ³ /h)	Área (m ²)	D (m)
1	447,21	160,00	0,0222	0,1682
2	509,19	156,80	0,0218	0,1665
3	7,16	160,00	0,0222	0,1682

Fonte: autores (2020).

Tabela C1.8 – Definição da bitola para tubulações de água fria (recirculada).

Trecho	D int (m)	Menor Diâmetro			Maior Diâmetro			Bitola escolhida
		Bitola (in)	A int (m ²)	u[m/s]	Bitola [in]	A int (m ²)	u[m/s]	
1	0,1682	6'	0,01864	2,38	8'	0,03226	1,38	6'
2	0,1665	6'	0,01864	2,34	8'	0,03226	1,35	6'
3	0,1682	6'	0,01864	2,38	8'	0,03226	1,38	6'

Fonte: autores (2020).

Tabela C1.9 – Dimensionamento das tubulações de água quente.

Trecho	L (dm)	Vazão (m³/h)	Área (m²)	D int (m)
1	1,22	0,35	0,0000	0,0078
2	17,25	0,69	0,0001	0,0111
3	1,22	0,35	0,0000	0,0078
4	5,75	0,69	0,0001	0,0111
5	8,55	1,38	0,0002	0,0156
6	1,22	0,35	0,0000	0,0078
7	13,58	0,69	0,0001	0,0111
8	1,22	0,35	0,0000	0,0078
9	3,86	0,69	0,0001	0,0111
10	7,16	1,38	0,0002	0,0156
11	5,68	2,76	0,0004	0,0221

Fonte: autores (2020).

Tabela C1.10 – Definição da bitola para tubulações de água quente.

Trecho	D int (m)	Menor Diâmetro			Maior Diâmetro			Bitola Selecionada
		Bitola (in)	A int (m²)	u(m/s)	Bitola (in)	A int (m²)	u (m/s)	
1	0,0078	-	-	-	1/4'	0,00007	1,43	1/4'
2	0,0111	1/4'	0,000067	2,87	1/2'	0,00012	1,56	1/2'
3	0,0078	-	-	-	1/4'	0,00007	1,43	1/4'
4	0,0111	1/4'	0,000067	2,87	1/2'	0,00012	1,56	1/2'
5	0,0156	1/2'	0,000123	3,12	3/4'	0,00034	1,12	3/4'
6	0,0078	-	-	-	1/4'	0,00007	1,43	1/4'
7	0,0111	1/4'	0,000067	2,87	1/2'	0,00012	1,56	1/2'
8	0,0078	-	-	-	1/4'	0,00007	1,43	1/4'
9	0,0111	1/4'	0,000067	2,87	1/2'	0,00012	1,56	1/2'
10	0,0156	1/2'	0,000123	3,12	3/4'	0,00034	1,12	3/4'
11	0,0221	3/4'	0,000344	2,23	2'	0,00217	0,35	3/4'

Fonte: autores (2020).

C.2 INSTALAÇÕES DE VAPOR

Os trechos empregados no dimensionamento das tubulações de vapor encontram-se na planta baixa, Apêndice B3. O dimensionamento da tubulação de vapor foi realizado de acordo com o comprimento e demanda de cada trecho. O diâmetro da tubulação por trecho foi determinado a partir da Equação 35 de acordo com a descarga de vapor de cada linha, adotando a pressão relativa inicial de 7 kgf/cm² e a velocidade de escoamento de 30 m/s. O Anexo F4 foi utilizado para determinar a bitola dos tubos de aço carbono, SCH40. O volume específico adotado para o dimensionamento foi 0,2778 m³/kg (MACINTYRE, 2017).

$$D = \sqrt{\frac{F \cdot \gamma}{0,283 \cdot v}} \quad (35)$$

Em que D é o diâmetro (m), F é a vazão em massa de vapor (kg/s), γ é o volume específico do vapor na pressão de operação (m³/kg) e v é a velocidade de escoamento (m/s). Em relação ao comprimento equivalente (Leq) da tubulação, utilizou-se o acréscimo de 25% no comprimento de linha em cada trecho para compensar a existência de peças e acessórios. Assim, as informações dos comprimentos das tubulações, vazões requeridas e o diâmetro de cada trecho, encontram-se na Tabela C2.1.

Tabela C2.1 – Comprimento, vazão e diâmetro para cada trecho de vapor.

Trecho	L (m)	Leq (m)	Vazão (kg/h)	D (m)
V1	13,17	16,46	1425,00	0,11381
V2	32,76	40,95	1626,57	0,12159
V3	10,68	13,34	80,00	0,02697
V4	2,01	2,51	880,00	0,08943
V5	6,01	7,51	1680,00	0,12357
V6	10,00	12,49	3306,57	0,17336
V7	2,45	3,06	4,35	0,00629
V8	13,95	17,44	153,95	0,03741
V9	1,32	1,66	175,00	0,03988
V10	7,04	8,80	215,00	0,04421
V11	29,38	36,72	368,95	0,05791
V12	56,25	70,31	387,82	0,05937
V13	14,73	18,41	3694,38	0,18324

Fonte: autores (2020).

Com base nos valores de diâmetro calculados, seleciona-se a bitola de acordo com o critério do maior e do menor diâmetro, respeitando a velocidade de 30 m/s, conforme Tabela C2.2. A velocidade do vapor (u) foi calculada de acordo com a Equação 36, em que F é a vazão mássica (kg/h), γ é o volume específico (m^3/kg) e A é a área da seção de escoamento do tubo (cm^2).

$$u = 2,78 \cdot \frac{F \cdot \gamma}{A} \quad (36)$$

Tabela C2.2 – Seleção das bitolas da tubulação de vapor.

Trecho	D int (m)	Menor Diâmetro			Maior Diâmetro			Bitola escolhida
		Bitola (in)	A int (m^2)	u (m/s)	Bitola (in)	A int (m^2)	u (m/s)	
1	0,1138	4'	0,00821	13,40	6'	0,01864	5,90	4'
2	0,1216	4'	0,00821	15,30	6'	0,01864	6,74	4'
3	0,0270	3/4'	0,000344	17,96	2'	0,00217	2,85	3/4'
4	0,0894	3'	0,00477	14,25	4'	0,00821	8,28	3'
5	0,1236	4'	0,00821	15,80	6'	0,01864	6,96	4'
6	0,1734	6'	0,01864	13,70	8'	0,03226	7,92	6'
7	0,0063	-	-	-	1/4'	0,00006 7	5,02	1/4'
8	0,0374	3/4'	0,000344	34,56	2'	0,00217	5,48	2'
9	0,0399	3/4'	0,000344	39,29	2'	0,00217	6,23	2'
10	0,0442	3/4'	0,000344	48,27	2'	0,00217	7,65	2'
11	0,0579	2'	0,00217	13,13	2 1/2'	0,00309	9,22	2'
12	0,0594	2'	0,00217	13,80	2 1/2'	0,00309	9,69	2'
13	0,1832	6'	0,01864	15,31	8'	0,03226	8,84	6'

Fonte: autores (2020).

A partir do dimensionamento dos diâmetros foi possível calcular as perdas de carga para cada trecho e a variação de pressão através das Equações 37 e 38, respectivamente.

$$J = \frac{0,029 F^{1,95} \gamma^{0,95}}{D^{5,1}} \quad (37)$$

$$\Delta J = \frac{J \cdot Leq}{100} \quad (38)$$

Em que J é a perda de carga ($\text{kgf}/\text{cm}^2 \cdot 100 \text{ m}$), F é a vazão (kg/h), γ é o volume específico (m^3/kg), D é o diâmetro (cm), ΔP é a variação de pressão na linha (kgf/cm^2) e Leq é o comprimento equivalente (m). Os valores estão apresentados na Tabela x.

Além disso, considerou-se uma declividade de 0,5% do comprimento equivalente (0,5 cm/m de tubulação), sendo que a declividade da linha deve ser no sentido de escoamento de vapor. Os valores da declividade em cada trecho encontram-se na Tabela C2.3. Outro efeito mensurado foi a dilatação das tubulações devido às altas temperaturas que as linhas de vapor operam. Para isso, utilizou-se a Equação 39.

$$\Delta L = \Delta T \cdot C \cdot L_{eq} \quad (39)$$

Em que ΔL é a dilatação linear (mm), C é a constante de dilatação térmica do aço (0,0126 mm/°C m para 164,2°C), L_{eq} é o comprimento equivalente da tubulação (m) e ΔT é a variação máxima de temperatura (149,2°C). Os valores calculados para a dilatação em cada trecho estão na Tabela C2.3.

Tabela C2.3 – Perdas de carga, dilatação e declividade em cada trecho de vapor.

Trecho	D (m)	Leq (m)	J (kgf/cm ²)	ΔP (kgf/cm ²)	Declividade (cm)	Dilatação (mm)
V1	0,11381	16,46	0,0444	0,0073	82,2846	30,9377
V2	0,12159	40,95	0,0410	0,0168	204,7718	76,9909
V3	0,02697	13,34	0,2499	0,0333	66,7188	25,0852
V4	0,08943	2,51	0,0593	0,0015	12,5659	4,7246
V5	0,12357	7,51	0,0402	0,0030	37,5659	14,1242
V6	0,17336	12,49	0,0268	0,0033	62,4728	23,4888
V7	0,00629	3,06	1,4337	0,0439	15,3132	5,7575
V8	0,03741	17,44	0,4800	0,0837	87,1908	32,7824
V9	0,03988	1,66	0,1562	0,0026	8,2781	3,1124
V10	0,04421	8,80	0,1381	0,0122	44,0184	16,5502
V11	0,05791	36,72	0,0999	0,0367	183,6070	69,0333
V12	0,05937	70,31	0,0969	0,0682	351,5683	132,1841
V13	0,18324	18,41	0,0251	0,0046	92,0701	34,6169

Fonte: autores (2020).

Ao analisar a Tabela C2.3, observou-se que a perda de carga calculada para cada trecho é inferior a 0,5 kgf/cm², indicando que o dimensionamento das linhas de vapor está dentro das condições estabelecidas anteriormente.

C.3 INSTALAÇÕES DE CONDENSADO

Considerou-se uma perda de 10% para os cálculos da tubulação de retorno de condensado. Logo, a massa de condensado que retorna corresponde a 90% da massa de vapor utilizado no projeto industrial. O cálculo da vazão de condensado e do diâmetro da tubulação é ilustrado pela Tabela C3.1. Utilizou-se o Anexo x para a determinação do diâmetro da tubulação de condensado onde determinou-se o diâmetro da tubulação de condensado a partir da vazão de condensado e da declividade (cm/m) da tubulação. O peso da tubulação de vapor para cada trecho foi calculado a partir do peso unitário de cada tubo de aço (ANEXO F4) e do comprimento de cada trecho.

Tabela C3.1 – Cálculo da vazão de condensado e do diâmetro da tubulação.

Trecho	Peso tub. vapor (kg)	Vazão (kg/h)	Bitola
C1	211,44	83,76	3/4"
C2	526,18	208,45	1 1/4"
C3	17,93	7,10	1/2"
C4	282,18	111,79	1"
C5	1,52	0,60	1/2"
C6	23,44	9,28	1/2"
C7	2,23	0,88	1/2"
C8	11,83	4,69	1/2"
C9	159,81	63,31	3/4"
C10	306,01	121,23	1"
C11	415,86	164,75	1"

Fonte: autoras

A quantidade de condensado formado é igual à demanda de vapor dos próprios equipamentos e maquinários, uma vez que todo vapor será condensado. Na Tabela C3.2 está apresentada a quantidade de condensado formado em cada equipamento.

Tabela C3.2 –Quantidade de condensado formado em cada trecho.

Trecho	L (m)	Vazão (kg/h)	Trecho	L (m)	Vazão (kg/h)
1	13,35	1425,00	7	1,69	175,00
2	32,90	1626,57	8	6,71	215,00
3	18,33	80,00	9	29,13	368,95
4	10,00	3306,57	10	56,85	401,75
5	3,27	4,35	11	14,96	3708,31
6	14,14	153,95			

Fonte: autores (2020).

C.4 INSTALAÇÕES DE AR COMPRIMIDO

Para o dimensionamento do *air-lift*, considerou-se a submersão (S) da ordem de 65% que apresenta melhor desempenho (MACINTYER, 2017). A partir dessa informação definiu-se o valor de altura geométrica total de elevação (H_g) como 45,5 m com a utilização do quadro disponível no Anexo F5. A porcentagem de submersão relaciona-se com a altura geométrica total de elevação e a submersão dinâmica do ponto de descarga do ar (H_s) pela Equação 40.

$$S = \frac{H_s}{(H_s + H_a)} \cdot 100 \quad (40)$$

Determinou-se, assim, a submersão dinâmica do ponto de descarga do ar (H_s) é igual a 84,5 m. Para determinar o fator de consumo de ar (f) utilizou-se a Equação 41, em que C é um parâmetro tabelado e apresenta valor de 14,18, considerando que o tubo de ar seja externo, conforme Anexo F6.

$$f = \frac{H_g}{C \log\left(\frac{H_s + 10,3}{10,37}\right)} \quad (41)$$

O valor obtido de fator de consumo de ar foi de 3,38. Para determinar a vazão de ar comprimido para o bombeamento da vazão de água demanda pela indústria, multiplicou-se o fator de consumo de ar pela vazão de água (12,7 m³/h), obtendo, assim, a demanda de 717 L/min de ar comprimido para o *air-lift*. Por fim, acrescentou-se o valor das perdas de ar comprimido (6,5%) totalizando a vazão de 764 L/min de ar comprimido.

Para o dimensionamento da tubulação, a perda de carga máxima para todas as tubulações foi estabelecida como sendo 0,0002 kgf/cm² e que o comprimento equivalente (L_{eq}) é 25% maior que o comprimento da tubulação. Para a determinação do diâmetro interno das tubulações utilizou-se a Equação 42.

$$D = 14,56 \left(\frac{F}{R \cdot V} \right)^{1/2} \quad (42)$$

Onde, d é o diâmetro interno da tubulação (cm), F é vazão de ar (m³/min), R é relação de compressão (razão entre a pressão do compressor e a pressão atmosférica) e V é velocidade que é igual a 8 m/s. A Tabela C4.1 apresenta os resultados para o comprimento equivalente e o diâmetro interno da tubulação.

Tabela C4.1 – Comprimento equivalente e diâmetro da tubulação para o ar comprimido.

Trecho	L (m)	Leq (m)	Q (m ³ /min)	R	D int (cm)
1	79,5	99,4	1,1	12	1,6410
2	17,4	21,7	0,5	10	0,8139
3	2,1	2,6	1,7	8	3,1446
4	6,3	7,9	2,9	8	5,3644
5	23,4	29,3	4,0	8	7,2800
6	20,7	25,8	0,7	7	1,3957

Fonte: autores (2020).

A partir dos valores de diâmetro calculados, seleciona-se a bitola de acordo com o critério do maior e do menor diâmetro, respeitando a perda de carga máxima de 0,0002 kgf/cm². A Equação 43 relaciona o diâmetro com o critério da perda de carga. A Tabela C4.2 apresenta as bitolas selecionadas.

$$D = \left(\frac{0,008 \text{ Leq } F^{1,85}}{p \cdot hp} \right)^{1/5} \quad (42)$$

Onde, hp é perda de carga total (kgf/cm²), Leq é comprimento total da tubulação (m), F é vazão de ar normal (m³/min) e p é a pressão absoluta inicial, sendo 12 kgf/cm² para o trecho 1, 10 kgf/cm² para o trecho 2, 8 kgf/cm² para os trechos 3, 4 e 5 e 7 kgf/cm³ para o trecho 6.

Tabela C4.2 – Seleção de bitolas para tubulações de ar comprimido.

Trecho	D int (cm)	Menor Diâmetro			Maior Diâmetro			Bitola Escolhida
		Bitola (in)	Dint (cm)	hp (kgf/cm ²)	Bitola (in)	Dint (cm)	hp (kgf/cm ²)	
1	1,64	1/2'	1,25	0,003108	3/4'	2,09	0,000238	3/4'
2	0,81	-	-	-	1/4'	0,92	0,000732	1/4'
3	3,14	3/4'	2,09	0,000017	2'	5,25	0,000000	3/4'
4	5,36	2'	5,25	0,000001	2 1/2'	6,27	0,000001	2'
5	7,28	2 1/2'	6,27	0,000004	3'	7,79	0,000001	2 1/2'
6	1,40	1/2'	1,25	0,000458	3/4'	2,09	0,000035	1/2'

Fonte: autores (2020).

C.5 INSTALAÇÕES DO PROCESSO

As operações *upstream* consistem em processamento de sólidos, enquanto as operações *downstream* consistem majoritariamente em correntes líquidas com suspensão de sólidos para extração das enzimas (trechos 1 a 5), além das etapas finais de processamento do pó enzimático final (trechos 6 e 7). Então, o dimensionamento das tubulações do processo foi realizado para as operações *downstream* envolvendo correntes líquidas com suspensão de sólidos.

De acordo com a vazão de cada operação, calculou-se a área de cada trecho e considerou-se a velocidade de escoamento recomendada como 2 m/s, assim como no dimensionamento das tubulações de água. As bitolas das tubulações foram selecionadas de acordo com as normas ANSI B.36.10 e 36.19, Anexo F4. AS informações encontram-se nas Tabelas C5.1 e C5.2.

Ressalta-se que as correntes líquidas com sólidos em suspensão das operações *downstream* apresentam propriedades específicas a serem estudadas e determinadas com a execução do projeto. Sendo assim, com a falta de informações específicas da corrente do processo e a composição expressiva de água nestas, utilizou-se parâmetros da água para o dimensionamento das tubulações, bem como o posterior dimensionamento das bombas.

Tabela C5.1 – Dimensionamento das tubulações do processo.

Trecho	L (m)	Vazão (m ³ /h)	Área (m ²)	D (m)
1	19,51	13,34	0,0018528	0,0486
2	6,66	13,38	0,0019	0,0486
3	7,78	13,34	0,0019	0,0486
4	9,51	13,22	0,0018	0,0484
5	6,35	5,67	0,0008	0,0317

Fonte: autores (2020).

Tabela C5.2 – Definição da bitola para tubulações do processo.

Trecho	D int (m)	Menor Diâmetro			Maior Diâmetro			Bitola escolhida
		Bitola (in)	A int (m ²)	u[m/s]	Bitola [in]	A int (m ²)	u[m/s]	
1	0,0486	3/4'	0,00034	10,77	2'	0,00217	1,71	2'
2	0,0486	3/4'	0,000344	10,81	2'	0,00217	1,71	2'
3	0,0486	3/4'	0,000344	10,77	2'	0,00217	1,71	2'
4	0,0484	3/4'	0,000344	10,68	2'	0,00217	1,69	2'
5	0,0317	3/4'	0,000344	4,58	2'	0,00217	0,73	2'

Fonte: autores (2020).

C.5.1 DIMENSIONAMENTO DAS BOMBAS

O sistema de bombeamento composto por 17 bombas foi dimensionado de acordo com a vazão, diâmetro da tubulação e perda de carga. A listagem de bombas, os respectivos trechos em que foram instaladas e as condições de velocidade estão apresentados na Tabela C5.3.

Tabela C5.3 – Bombas do processo e condições.

Bomba	Equipamentos		Velocidade (m/s)
	Saída	Entrada	
P - 101	Reservatório inferior	Reservatório superior	1,615
P - 102	Reservatório superior	Água 1º andar	1,615
P - 103	Água 1º andar	Água 2º andar	1,810
P - 301	WT - 601	M - 301	3,262
P - 302	WT - 601	AE 1	0,924
P - 303	M - 301	Inoculação	1,566
P - 401	D - 601	TT - 401	1,024
P - 402	TT - 401	Tê (M - 401 e M 402)	2,279
P - 402	Tê (M - 401 e M 402)	M - 401	2,230
P - 403	M - 401	CF - 401	1,708
P - 405	CF - 401	F - 401 e 402	1,713
P - 407	F - 401 e 402	UF - 401 e 402	1,708
P - 409	UF - 401 e 402	M - 402	1,693
P - 410	Tê (M - 401 e M 402)	M - 402	1,927
P - 411	M - 402	SD - 401	0,726
P - 412	D-601	TR-601	2,384
P - 413	TR-601	D-601	2,337

Fonte: autores (2020).

Como comentado anteriormente, utilizaram-se as propriedades da água para o dimensionamento das bombas, sendo considerado a densidade como 997 kg/m³ e viscosidade dinâmica (μ) de 10⁻³ kg/m.s, sendo possível calcular a viscosidade cinemática (ν') de 10⁻⁶ m²/s. Com estes dados, foi possível calcular o número de Reynolds (Re), de acordo com a Equação 43. Além disso, tem-se a rugosidade (ϵ) de 0,00175 do aço comercial, possibilitando o cálculo da rugosidade relativa (ϵ/D) pelo Diagrama de Moody, Anexo F8. Na Tabela C5.4 pode-se visualizar todas essas informações.

$$Re = \frac{v \cdot D}{\nu'} \quad (43)$$

Tabela C5.4 – Propriedades das tubulações do processo.

Bomba	Diâmetro (m)	Re	Rugosidade relativa (ϵ/D)	Fator de atrito (f)
P - 101	0,102	1,65E+05	0,00044	0,01900
P - 102	0,102	1,64E+05	0,00044	0,01900
P - 103	0,051	9,17E+04	0,00088	0,02100
P - 301	0,019	6,19E+04	0,00233	0,02700
P - 302	0,051	4,68E+04	0,00088	0,02400
P - 303	0,051	7,93E+04	0,00088	0,02250
P - 401	0,051	5,19E+04	0,00088	0,02350
P - 402	0,076	1,73E+05	0,00058	0,02000
P - 402	0,076	1,69E+05	0,00058	0,02000
P - 403	0,051	8,65E+04	0,00088	0,02250
P - 405	0,051	8,68E+04	0,00088	0,02250
P - 407	0,051	8,65E+04	0,00088	0,02250
P - 409	0,051	8,57E+04	0,00088	0,02250
P - 410	0,013	2,44E+04	0,00350	0,03000
P - 411	0,051	3,68E+04	0,00088	0,02500
P - 412	0,152	3,62E+05	0,00029	0,01700
P - 413	0,152	3,55E+05	0,00029	0,01700

Fonte: autores (2020).

O comprimento total da tubulação (L_{total}) consiste ao somatório do comprimento real e do comprimento equivalente dos acessórios. O comprimento real da tubulação (L_{real}) corresponde ao somatório da altura de cada equipamento com o comprimento horizontal da tubulação de acordo com a planta baixa da indústria. Já o comprimento equivalente (L_{eq}) obtido a partir do Anexo F7. Estas informações, assim como os acessórios de cada trecho, estão na Tabela C5.5.

Calculou-se, ainda, a perda de carga nas tubulações (lwf) e a potência requerida (W) com as informações de comprimento total da tubulação, queda de pressão (Δp) e a diferença de altura (Δz), através das Equações 44 e 45.

$$lwf = \frac{v^2 \cdot L_{total}}{2 \cdot D} \cdot f \quad (44)$$

$$g \cdot \Delta z + \frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta v}{2} + lwf + W \cdot \eta = 0 \quad (45)$$

Considerou-se a eficiência da bomba como 75% (η), as velocidades de sucção e recalque iguais ($\Delta v = 0$) e a aceleração da gravidade de 9,81 m/s² (g).

Tabela C5.5 – Acessórios e comprimento total das tubulações.

Bomba	L_{total} (m)	L_{real} (m)	L_{eq} (m)	Acessórios
P - 101	45,53	31,13	14,4	2 válvulas de gaveta, 2 válvulas de retenção
P - 102	47,24	33,14	14,1	2 tê, 1 válvula de gaveta
P - 103	104,33	79,33	25	5 tê, 5 cotovelos, 5 válvula de gaveta
P - 301	14,08	10,58	3,5	1 tê, 1 cotovelo, 2 válvulas gaveta, 1 válvula de retenção
P - 302	413,68	273,08	140,6	35 tê, 7 cotovelos, 26 válvulas de gaveta
P - 303	66,26	54,26	12	1 tê, 7 cotovelos, 2 válvula de gaveta
P - 401	60,95	46,25	14,7	5 cotovelos, 2 válvulas gaveta, 2 válvulas de retenção
P - 402	48,99	33,79	15,2	1 tê, 2 cotovelos, 1 válvula de gaveta, 1 válvula de retenção
P - 402	45,42	22,82	22,6	1 tê, 3 cotovelos, 3 válvulas de gaveta, 2 válvulas de retenção
P - 403	27,27	20,372	6,9	1 tê, 2 cotovelos, 3 válvulas gaveta
P - 405	15,96	7,96	8	1 tê, 3 cotovelos, 3 válvulas gaveta
P - 407	20,78	7,78	13	2 tê, 4 cotovelos, 4 válvulas gaveta
P - 409	23,86	14,76	9,1	1 tê, 4 cotovelos, 3 válvulas gaveta
P - 410	12,01	10,41	1,6	1 cotovelo, 2 válvulas de gaveta, 1 válvula de retenção
P - 411	17,55	15,65	1,9	1 cotovelo, 2 válvulas gaveta
P - 412	92,32	44,72	47,6	6 cotovelos, 2 válvulas de gaveta, 2 válvulas de retenção
P - 413	104,52	50,92	53,6	4 cotovelos, 2 válvulas de gaveta, 2 válvulas de retenção

Fonte: autores (2020).

Tabela C5.6 – Perda de carga e potência requerida para as bombas.

Bomba	lwf (m)	Δp (Pa)	Δz (m)	W	Potência	
					hp	cv
P - 101	11,04	0	15,0	-210,916	-0,283	-0,287
P - 102	11,53	0	6,80	-104,311	-0,140	-0,142
P - 103	70,63	0	1,20	-109,866	-0,147	-0,149
P - 301	106,12	-500000	1,14	512,271	0,687	0,696
P - 302	83,44	500000	1,60	-800,856	-1,074	-1,089
P - 303	35,97	0	5,10	-114,659	-0,154	-0,156
P - 401	14,78	0	6,10	-99,501	-0,133	-0,135
P - 402	33,40	0	4,80	-107,316	-0,144	-0,146
P - 402	29,63	0	0,59	-47,222	-0,063	-0,064
P - 403	17,61	0	-0,86	-12,233	-0,016	-0,017
P - 405	10,37	200000	1,30	-298,298	-0,400	-0,406
P - 407	13,42	0	0,00	-17,891	-0,024	-0,024
P - 409	15,14	-200000	5,25	178,606	0,240	0,243
P - 410	52,64	0	0,57	-77,645	-0,104	-0,106
P - 411	2,28	0	9,30	-124,679	-0,167	-0,170
P - 412	29,27	0	2,78	-75,394	-0,101	-0,103
P - 413	31,83	0	3,20	-84,295	-0,113	-0,115

Fonte: autores (2020).

ANEXOS

ANEXO A - PROGRAMAÇÃO DA PRODUÇÃO



ANEXO B – EQUIPAMENTOS DO PROCESSO

ANEXO B1 – SILOS ELEVADOS

Silos Elevados

A linha de silos elevados atende pequenas e médias capacidades, possuindo como característica a facilidade na descarga em virtude de seu funil cônico elevado por pilares metálicos. Podem ser utilizados como armazenagem temporária na recepção ou secagem, regulando o fluxo do produto e otimizando o rendimento dos equipamentos. Também são utilizados para expedição rodoviária/ferroviária.



MODELO	Diâmetro nominal (m)	Dimensões dos silos funil 30° (m)			Volume total (m ³)	Toneladas soja (0,75 t/m ³)	Toneladas arroz (0,60 t/m ³)
		Altura total	Altura corpo	Altura estrutura de sustentação			
0902-E	2,73	5,08	1,83	2,55	14,7	11,0	8,8
0903-E		6,00	2,74		20,1	15,1	12,0
0904-E		6,91	3,66		25,4	19,1	15,3
0905-E		7,83	4,57		30,7	23,1	18,5
1202-E		3,63	5,85		1,86	2,94	28,5
1203-E	6,76		2,77	38,0	28,5		22,8
1204-E	7,67		3,69	47,5	35,7		28,5
1205-E	8,59		4,60	57,0	42,8		34,2
1206-E	9,50		5,52	66,5	49,9		39,9
1502-E	4,55		6,56	1,86	3,39		48,3
1503-E		7,48	2,77	63,1		47,8	38,2
1504-E		8,39	3,69	78,0		58,9	47,1
1505-E		9,31	4,60	92,8		70,0	56,0
1506-E		10,22	5,52	107,7		81,2	64,9
1507-E		11,13	6,43	122,5		92,3	73,8

1802-E	5,46	7,29	1,86	3,84	74,9	56,7	45,4
1803-E		8,20	2,77		96,2	72,8	58,2
1804-E		9,11	3,69		117,6	88,8	71,1
1805-E		10,03	4,60		139,0	104,9	83,9
1806-E		10,94	5,52		160,4	120,9	96,7
1807-E		11,86	6,43		181,8	136,9	109,6
1808-E		12,77	7,34		203,1	153,0	122,4
1809-E		13,69	8,26		224,5	169,0	135,2
2104-E		6,36	9,79		3,69	4,29	167,4
2105-E	10,70		4,60	196,5	147,4		117,9
2106-E	11,61		5,52	225,6	169,2		135,4
2107-E	12,53		6,43	254,7	191,1		152,8
2108-E	13,44		7,34	283,8	212,9		170,3
2109-E	14,36		8,26	313,0	234,7		187,8
2110-E	15,27		9,17	342,1	256,5		205,2

Fonte: Kepler Weber (2020).

ANEXO B2 – SILOS FUNDO PLANO

Silo Fundo Plano

A linha de silos fundo plano possui como característica baixo custo/tonelada armazenada, sendo a melhor opção para armazenagens de longo período, com preservação da qualidade e integridade dos grãos. Seu projeto possibilita ampliações verticais, otimizando o espaço físico das instalações.



MODELO	Diâmetro nominal (m)	Dimensões (m)		Volume total (m³)	Toneladas soja (0,75 t/m³)	Toneladas arroz (0,60 t/m³)
		Alt. total	Alt. do corpo			
2404	7,28	5,87	3,76	183,2	136,7	109,3
2405		6,79	4,68	221,2	165,2	132,1
2406		7,70	5,59	259,2	193,7	154,9
2407		8,61	6,51	297,2	222,2	177,8
2408		9,53	7,42	335,2	250,7	200,6
2409		10,44	8,34	373,3	279,2	223,4
2410		11,36	9,25	411,3	307,7	246,2
2411		12,27	10,17	449,3	336,2	269,0
2412		13,19	11,08	487,3	364,8	291,8
4208		12,72	11,21	7,42	1.086,7	815,0
4209	12,12		8,34	1.203,1	902,3	721,9
4210	13,04		9,25	1.319,5	898,7	791,7
4211	13,95		10,17	1.436,0	1.077,0	861,8
4212	14,86		11,08	1.552,4	1.164,3	931,4
4213	15,78		11,99	1.668,8	1.251,6	1.001,3
4214	16,69		12,91	1.785,3	1.338,9	1.071,2
4215	17,61		13,82	1.901,7	1.426,3	1.141,0
4216	18,52		14,74	2.018,1	1.513,6	1.210,9
4217	19,44		15,65	2.134,6	1.600,9	1.280,7
4218	20,35		16,57	2.251,0	1.688,2	1.350,6
4219	21,27		17,48	2.367,4	1.775,6	1.420,4
4220	22,18		18,39	2.483,8	1.862,9	1.490,3
4808	14,55		11,74	7,42	1.443,7	1.079,9
4809		12,65	8,34	1.595,8	1.193,9	955,2
4810		13,57	9,25	1.747,9	1.308,0	1.046,4
4811		14,48	10,17	1.900,0	1.422,1	1.137,6
4812		15,40	11,08	2.052,0	1.536,1	1.228,9
4813		16,31	11,99	2.204,1	1.650,2	1.320,1
4814		17,23	12,91	2.356,2	1.764,2	1.411,4
4815		18,14	13,82	2.508,3	1.878,3	1.502,6
4816		19,06	14,74	2.660,4	1.992,3	1.593,9
4817		19,97	15,65	2.812,4	2.106,4	1.685,1
4818		20,88	16,57	2.964,5	2.220,4	1.776,3
4819		21,80	17,48	3.116,6	2.334,5	1.867,6
4820		22,71	18,39	3.268,7	2.448,5	1.958,8
4821		23,63	19,31	3.420,8	2.532,6	2.050,1
4822		24,54	20,22	3.572,8	2.676,6	2.141,3

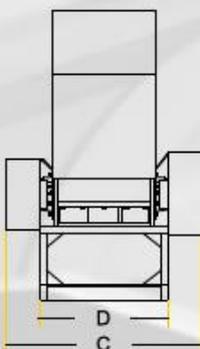
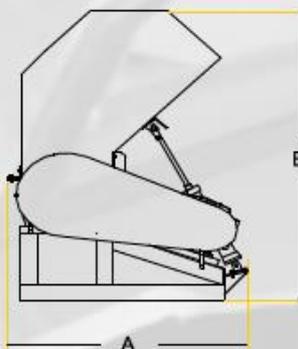
Fonte: Kepler Weber (2020).

ANEXO B3 – MOINHO

MFB-300/380/500

Os moinhos MFB-300, MFB-380 e MFB-500, são indicados para trabalhar em centrais de moagem de grande produção, na moagem de borras, peças de maior porte e em recuperação de filmes, podendo operar a seco ou com água. Suas principais características são:

- Alto rendimento com baixo consumo de energia.
- Corte tipo tesoura, com facas rotativas intercaladas.
- Facas de corte com regulação total.
- Moega de carga de paredes duplas, com revestimento acústico.

**DADOS TÉCNICOS**

MODELO	BOCA DE ALIMENTAÇÃO	PRODUÇÃO HORÁRIA	Nº FACAS ROTATIVAS	Nº FACAS ESTATORAS	POTÊNCIA CV	DIMENSÕES PRINCIPAIS				PESO kg
						A	B	C	D	
MFB-200/5	200x225	30-55	3	2	5	842	1192	485	450	195
MFB-200/7.5	200x225	40-80	3	2	7,5	842	1192	485	450	203
MFPB-230/10	150x380	180-250	3	2	10	1500	1225	860	705	494
MFB-230/12.5	350x380	180-350	3	2	12,5	1014	1500	725	617	472
MAB-240/3	240x280	até 60 kg/h	2, 3 ou 5	2	3	1029	1350	682	-	286
MFB-300/20	380x520	250-450	6 (2x3)	2	20	1350	1900	1100	724	880
MFB-300/25	380x520	300-550	6 (2x3)	2	25	1350	1900	1100	724	890
MFB-300/30	380x520	350-750	6 (2x3)	2	30	1350	1900	1100	724	910
MFB-380/40	500x600	500-800	6 (2x3)	4 (2x2)	40	1400	2150	1256	956	1450
MFB-380/50	500x600	550-900	6 (2x3)	4 (2x2)	50	1400	2150	1256	956	1470
MFB-500/60	650x700	600-1200	10 (2x5)	4 (2x2)	60	1750	2400	1600	1300	2790
MFB-500/75	650x700	750-1500	10 (2x5)	4 (2x2)	75	1750	2400	1600	1300	2820

Reservamo-nos o direito de alterar as especificações sem prévio aviso. / Nos reservamos el derecho de alterar las especificaciones sin previo aviso.

Painel de comando especialmente dimensionado para cada modelo, sendo a partida do tipo estrela/triângulo para potências acima de 10cv.

Para os modelos MFB/300/380/500, a abertura do bocal de alimentação é feita por sistema pneumático, eliminando-se esforços do operador.

Todos os modelos são providos de sistema de segurança para a abertura da moega de carga.

ANEXO B4 – PENEIRA

II TECHNICAL DETAILS			
Picture	Name	Model/Size	Material /Description
	Model	TCXZS1000-1F	SS304 for contacting parts
	Diameter	1000mm	
	Screening dia	930mm	
	Layer	1	
	Screening mesh size	40mesh	
	Outlet	2	
	Vibrating Motor	1.1KW, 380V 50HZ, 3phase	

Fonte: Xinxiang Techang (2020).

ANEXO B5 – MISTURADOR SÓLIDOS



MISTURADORES VERTICAIS

Benefícios:

- Utilizados para mistura de rações secas e silagem de grão úmido;
- Tempo de mistura de 3 a 5 minutos - ótima homogeneidade;
- Ótimo acesso para limpeza;
- Facilidade de carga e descarga;
- Atendem as exigências da NR 12;
- Produzidos em chapa de aço galvanizado - Maior durabilidade;
- Baixa manutenção;
- Garantia de fábrica.

Características:



• Mesa basculante serve para carga e descarga



• Saída basculante facilita descarga



• Tempo de inspeção para limpeza



• Visor em acrílico



• Respira com filtro, facilita o abastecimento.

Características Técnicas dos modelos	PRODUTO SECO		PRODUTO SECO OU ÚMIDO	
	MP - 300	MP - 500	MP - 502	MP - 1000
Capacidade de carga	0,46 m ³	0,77 m ³	1,04m ³	1,70 m ³
Tempo de carga	2min	2,5 min	2 min	3 min
Tempo de mistura	3 a 5 min	3 a 5 min	3 a 5 min	3 a 5 min
Tempo de descarga	2 min	2,5 min	1,5 min	4 min
Misturas por hora	6 a 8 cargas	6 a 8 cargas	6 a 8 cargas	6 a 8 cargas
Força motriz	2 CV	3 CV	5 CV	7,5 CV
Rotação do misturador	430 RPM	430 RPM	370 RPM	370 RPM
Altura	1,92 m	2,42 m	2,59 m	3,10 m
Largura	1,19 m	1,20 m	1,20 m	1,54 m
Largura c/ mesa basculada	1,47 m	1,47 m	1,46 m	1,70 m
Peso total sem motor	110 kg	126 kg	161 kg	300 kg

A empresa se reserva o direito de proceder, sem aviso prévio, a pequenas modificações quanto a forma e dimensões dos produtos indicados nos catálogos, desde que isso venha a ser necessário.

Marcas Produzidas:



- Secadores de Cereais
- Silos para Armazenagem
- Fábrica de Ilhações
- Prf. Linhas de Cereais
- Transportadores de Grãos
- Misturadores de Rações
- Elevador/Transportador de Cereais
- Batedeiras para Salinas

INDUSTRIAL METALÚRGICA
RUA JOSE DE ARAUJO, 1100 - JARDIM SÃO CARLOS
14190-000 - SÃO CARLOS - SP
(19) 3442.3466
www.perozin.com.br



MÓVILS DE AÇO PARA INDÚSTRIAS DE CEREALIS E RAÇÕES

Fone: (49) 3444.1699
www.poliformamoveis.com.br

- Mesas
- Corretas
- Batejetas
- Poltronas
- Pivôs
- Chales
- Espregaladeiras
- Onduladores

Fonte: Perozin (2020).

ANEXO B6 – DOSADORA

Dosadora Automática 1 Balança

DC-10K



DIFERENCIAIS

- Sensor de óptico
- Abastecedor de alta capacidade
- Esteira de caneca
- Abastecimento contínuo
- Sensor de nível no funil
- 2 calhas independentes
- Dosagem por balança
- Painel digital IHM Exclusivo Cetro
- Controle de velocidade da dosagem
- Máquina automatizada por CLP e controle pelo usuário por IHM

ESPECIFICAÇÕES TÉCNICAS

Modelo	Dosadora de Balança DC-10K
Dimensões do Abastecedor e Esteira de caneca	3000 X 900 X 3100 mm
Dimensões da Dosadora	1420 X 1150 X 2500 mm
Voltagem	220 V

Fonte: Cetro (2020).

ANEXO B7 – AUTOCLAVES



Opção 03 - Autoclave 1600 x 8.000mm Dupla Porta.

Preço - R\$ 650mil (Valor estimado).
 Consumo de vapor - 800 kgv/h.
 Pressão de trabalho - 2,0kgf/cm².
 Material e número de carrinhos - Carros em Aço Carbono e Cestos em Aço Inox - 08 Cestos
 Temperatura de projetos - 135 graus Celsius.
 Tempo de operação total - 40 minutos (aproximadamente).

Agradeço sua atenção e fico no seu aguardo para avançarmos para uma proposta formalizada!

Atenciosamente,

Andre Luiz Clemente.
 Comercial
Fhaizer Autoclaves
(47) 3461-6528
 (47) 9643-5733 (Whatsapp)
 Skype: andre.fhaizer

André Luiz c.:

Autoclave de 1.350 x 1.500 -
 Caberiam 36 bandejas.

Autoclave de 1.350 x 6.000 -
 Caberiam 144 bandejas.

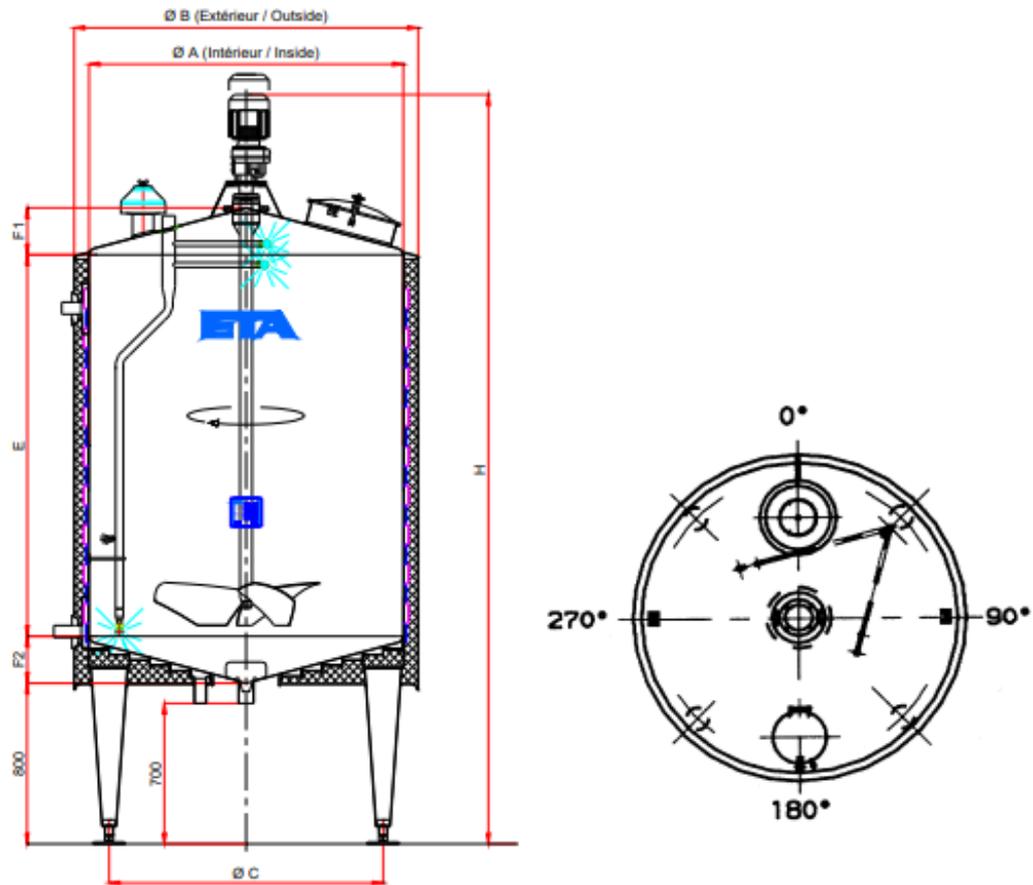
Autoclave de 1.600 x 8.000 -
 Caberiam 450 bandejas.

13:50

ANEXO B8 – MISTURADORES SÓLIDO-LÍQUIDO



TANK DE PROCÉDÉ
 Type : PEMTA
 (pression atmosphérique)



, fond : 15° jusqu'à 20 000 L
 20° > 20 000 L

CAPACITE	ØA	ØB	E	F1	F2	Nb pieds	H	ØC	Poids (kg)
10 000 L	2146	2294	2800	337	337	3	4970	1950	1790
15 000 L	2385	2533	3320	369	369	3	5590	2085	2610
20 000 L	2850	2998	3000	432	565	3	5570	2560	3220
25 000 L	2850	2998	3800	432	565	4	6430	2560	3720
30 000 L	2850	2998	4600	432	565	4	7030	2560	4220
40 000 L	3340	3488	4420	497	654	4	7200	2800	5160
50 000 L	3340	3488	5590	497	654	5	8410	3040	5960
60 000 L	3578	3726	5840	529	698	6	9130	3280	7050

Fonte: ETA (2020).

ANEXO B9 – MISTURADOR



TANQUE MISTURADOR EM AÇO INOX – CAPACIDADE DE 2.000 LITROS

Tanque misturador em aço inox 316 sanitário, capacidade útil 2000 litros, sistema de agitação tipo pás, tampo e fundo abaulados, com motor e redutor SEW 220/380v, 1700/121 rpm, 60hz. Dimensional: Ø1350mm x 1450mm altura +300mm abaulado.

Fonte: Jemp (2020).

ANEXO B10 – BANDEJAS



- Medidas externas: 80 x 40 x 3 cm
- Material: Alumínio 0,5 mm
- Reforçada com arames de ferro 4 mm.
- Laterais retas ou inclinadas (opcional)
- Disponibilidade: Sob encomenda

Fabricamos sob medida / personalizado.

Enviamos para todo Brasil.

📞 **Whatsapp: (47) 99950-7974**

✉ **vendas@dogninimetalurgica.com.br**

☎ **(47) 3328-1582**

✍ **Formulário de contato**

Fonte: Dognini Metalúrgica (2020).

ANEXO B11 – PRATELEIRAS

Stainless Steel Wire Shelving Unit - 72 x 36 x 86"

Twice the price and well worth it. Strong, durable and absolutely will not rust.

- Used in hospitals, labs and restaurants.
- Type 304 **stainless steel** withstands the harshest environments.
- Open wire maximizes airflow, reduces dirt and dust buildup.
- Shelves adjust in 1" increments.
- NSF certified.
- Optional 5" stainless steel [Swivel Stem Casters](#) add 6" to height.
- [Additional Shelves](#) available.

Fonte: Uline (2020).

ANEXO B12 – SUPORTES

Additional Stainless Steel Wire Shelves - 72 x 36"

Add extra shelves to [Stainless Steel Wire Shelving](#).

- NSF certified.
- Type 304 **stainless steel** withstands the harshest environments.
- Includes snap-on plastic shelf supports.

Fonte: Uline (2020).

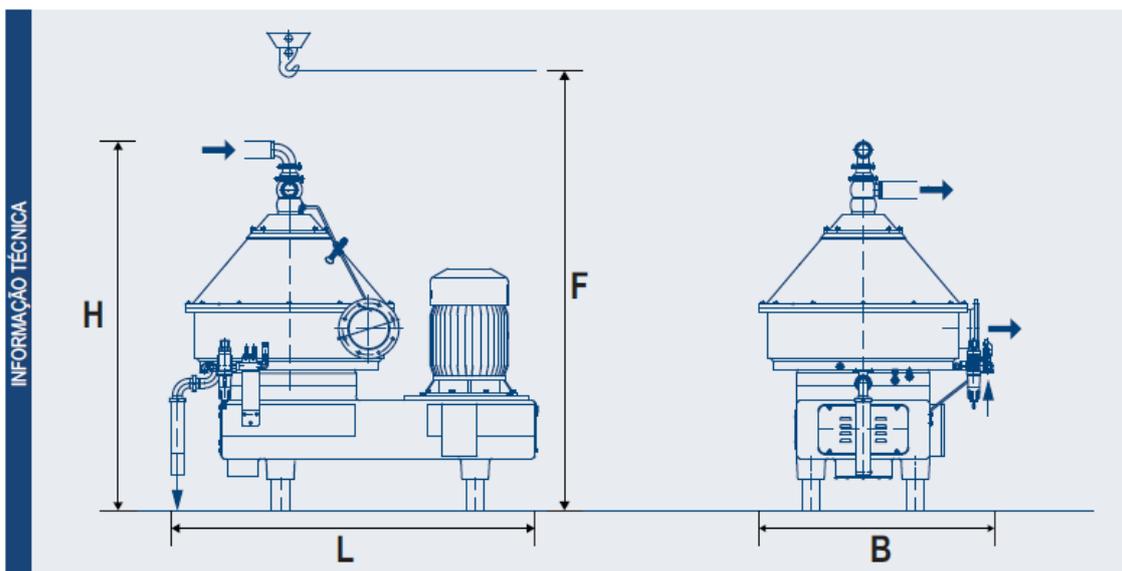
ANEXO B13 – CENTRÍFUGA



DADOS TÉCNICOS DA LINHA AC FLOTTWEG				
Tipo	AC 1000	AC 1500	AC 2000	AC 2500
Volume máximo do tambor (litros)	4	14	25	58
Volume máximo de sólidos (litros)	1,5	7	11,5	22,5
Capacidade máxima do motor (kW)	5,5	18,5	37	55
Dimensões (L x B x H x F)*	1 100 x 600 x 1000 x 1500 mm	1500 x 1000 x 1700 x 2400 mm	2000 x 1 100 x 2000 x 2750 mm	2 100 x 1 300 x 2100 x 2 800 mm
Peso total**	390 kg	1 550 kg	2 900 kg	3 750 kg
Volume hidráulico de produção*	10 000 l/h	20 000 l/h	45 000 l/h	85 000 l/h

* Os dados fornecidos entendem-se como valores de referência.

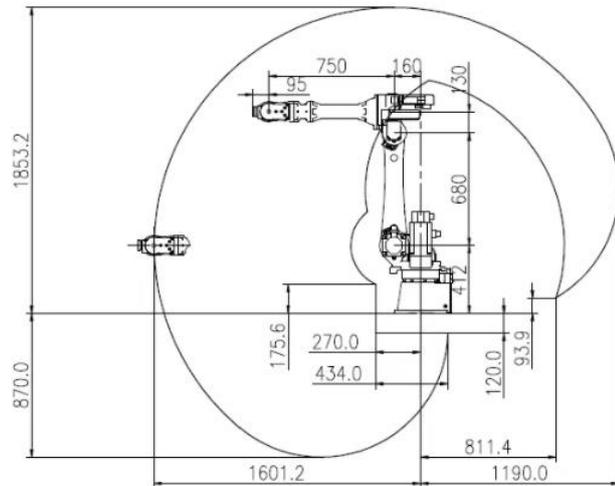
** Separador com tambor e motor



Fonte: Flottweg (2020).

ANEXO B14 – BRAÇO ROBÓTICO

High payload 150kg 6 DOF robot arm price for picking and placing



Fonte: IKV Robot (2020).

ANEXO B15 – FILTRO SIMPLES



ORDER REFERENCE

L FILTER REFERENCE - [S1] - [PP] - [E]
Tab 1 Tab 2 Tab 3

Table 1 : filtre height

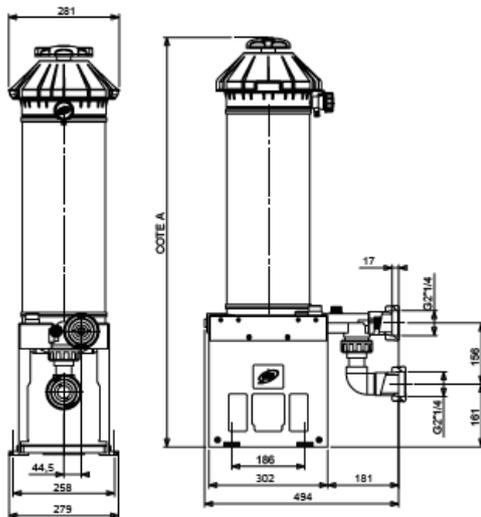
Code	Description
31	10" 250 mm
51	20" 500 mm
81	30" 750 mm

Table 2 : materials

Code	Description
PP	Polypropylene
PVDF	PVDF

Table 3 : gasket

Code	Description
E	EPDM
V	Viton



Side A
 L 31 -> 788 mm
 L 51 -> 1042 mm
 L 81 -> 1296 mm

Fonte: Quali Filtres (2020).

ANEXO B16 – ULTRAFILTRO

PRODUCT SPECIFICATION - ULTRADYN™ FK20-FO-FUS0181

ULTRADYN™ FK20-FO-FUS0181

Ultrafiltration Modules

MEMBRANE CHARACTERISTICS

Membrane Chemistry	Polyethersulfone (PES)
Molecular Weight Cut-Off	10,000 Dalton
Hollow Fiber Inner Diameter	0.8 mm

OPERATING PARAMETERS & MODULE SPECIFICATIONS

Membrane Area	17.0 m ² (183 ft ²)
Standard Water Flux^a	6.3 m ³ /h (27 gpm)
Shipping Water Flux^a	5.1 m ³ /h (22 gpm)
Maximum Transmembrane Pressure	3 bar (44 psi)
Maximum Temperature	85°C (185°F)
Applicable pH range	1 - 13
Standard Inlet Feed Flow^c	13.3 m ³ /h (58.5 gpm)
Operating Weight	23 kg (50.7 lb)
Shipping Weight	16 kg (35 lb)
Standard Preservative	1000 ppm Benzoic acid

a Initial water flux by dead end filtration with pure water under TMP 0.1 MPa at 25°C.

b Standard condition is adjusted to 1 m/sec feed velocity. The optimum velocity is different for each application.

c This value is applicable at 25°C.

d Maximum pressures depend on operating temperature. See instruction manual for further information.

* DAICEN Membrane Systems Ltd. is the manufacturer of the ULTRADYN modules and markets and distributes them under the registered trademark MOLSEP®.

ULTRADYN™ FK20-FO-FUS0382

Ultrafiltration Modules

MEMBRANE CHARACTERISTICS

Membrane Chemistry	Polyethersulfone (PES)
Molecular Weight Cut-Off	30,000 Dalton
Hollow Fiber Inner Diameter	0.8 mm

OPERATING PARAMETERS & MODULE SPECIFICATIONS

Membrane Area	17.0 m ² (183 ft ²)
Standard Water Flux^a	7.1 m ³ /h (31.2 gpm)
Shipping Water Flux^a	5.1 m ³ /h (22.4 gpm)
Maximum Transmembrane Pressure	3 bar (44 psi)
Maximum Temperature	85°C (185°F)
Applicable pH range	1 - 13
Standard Inlet Feed Flow^c	13.3 m ³ /h (58.5 gpm)
Operating Weight	23 kg (50.7 lb)
Shipping Weight	16 kg (35 lb)
Standard Preservative	1000 ppm Benzoic acid

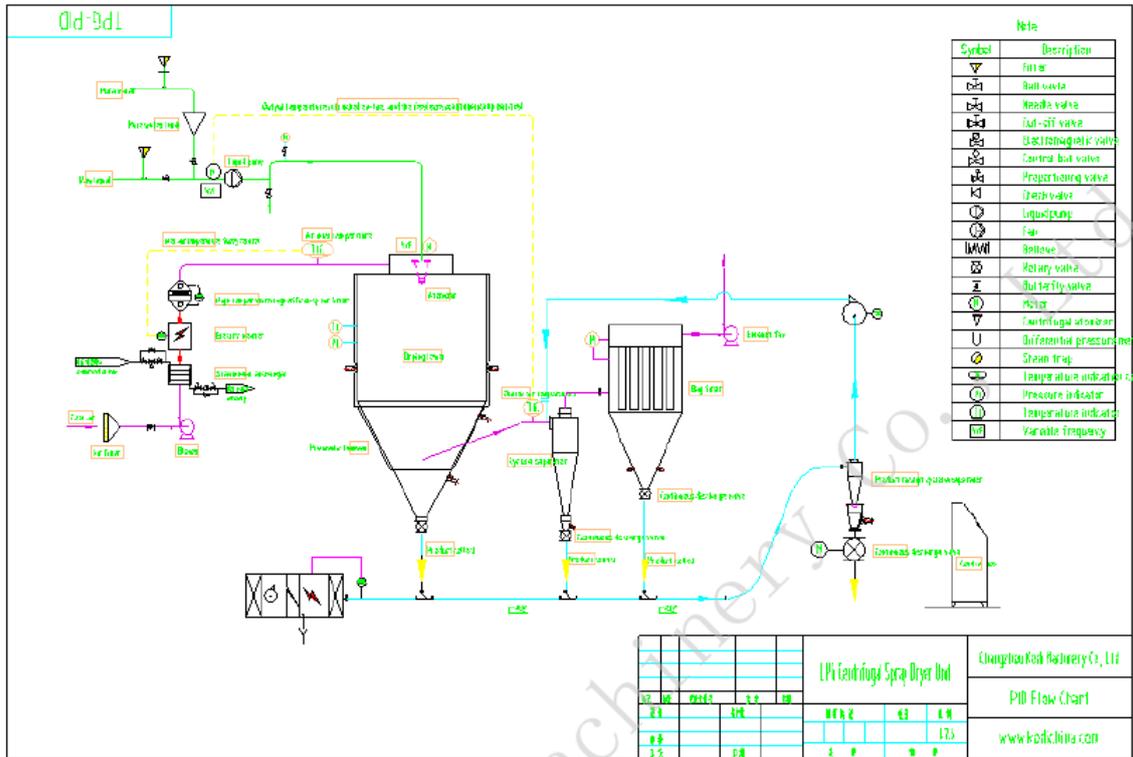
a Initial water flux by dead end filtration with pure water under TMP 0.1 MPa at 25°C.

b Standard condition is adjusted to 1 m/sec feed velocity. The optimum velocity is different for each application.

c This value is applicable at 25°C.

d Maximum pressures depend on operating temperature. See instruction manual for further information.

ANEXO B17 – SPRAY DRYER



Water Evaporation	500kg/h(max)	Diameter/Height	5.2M/12M
Operation temp	In 130 °C/Out 90 °C	Atomizer	Rolling speed 15500 rpm
Electricity Power	Drive 110kw	R-XH-300	Diameter 160mm
Heat supply	About 7.91x10 ⁵ kcal/h	Hot water consumption	1000kg/time (for cleaning)
Steam consumption	1188-1425kg/h	Electric heating consumption	269-323 kilowatt-hour

Drying type	Open circle system	Feeding type	Screw pump
Hot air way	Co current	Heat source	Saturated steam + electric

Fonte: KODI (2020).

ANEXO B18 – MISTURADOR Y/V



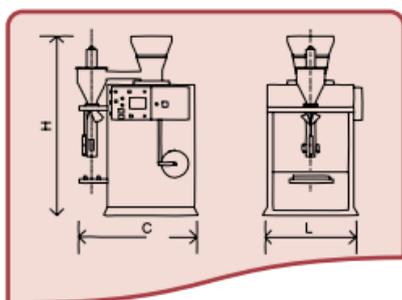
TABELA DE VOLUMES <small>modelos standard</small>							
MODELO	Volume Total Litros	Volume de Trabalho Litros	DIMENSÕES BÁSICAS (mm)			Potência C.V	Rotação RPM
			Comp.	Larg.	Profund.		
AGX-V25	50 L	25 L	1180	820	1200	0.5	30
AGX-V60	100 L	60 L	1620	1400	1700	0.75	25
AGX-V120	200 L	120 L	2100	1600	2400	2	25
AGX-V250	415 L	250 L	2200	2000	2800	3	20
AGX-V500	840 L	500 L	3100	2300	3100	4	20
AGX-V750	1250 L	750 L	3420	2600	3500	5	18
AGX-V1000	1600 L	1000 L	4200	2850	3800	6	15

*Consulte-nos para modelos especiais acima da tabela

Fonte: Agimix (2020).

ANEXO A19 – EMBALADORA

Descrição	MPR	EXPR	ULPR	SUPR
Largura da Bobina até (mm)	420	500	660	850
Passo da Bobina (mm)	300	350	450	650
Faixa de Peso do Pacote (gramas)*	5 a 250 100 a 600 200 a 1.000	500 a 2.000	1.000 a 5.000	5.000 a 10.000
Produção por hora (pacotes/hora)**	2.200 a 4.000	1.800 a 2.200	1.200 a 1.800	400 a 1.200
Altura (mm) (H)	2.500	2.700	2.800	2.900
Largura (mm) (L)	1.100	1.350	1.350	1.700
Comprimento (mm) (C)	1.700	1.900	1.900	2.000
Peso (Kg)	670	680	680	1.100
Tensão de entrada (Volts) - trifásico	220 ou 380	220 ou 380	220 ou 380	220 ou 380
Consumo Elétrico (Kw/h)	5,2	5,2	5,2	7,0
Consumo de ar (Nl / min)***	120	120	120	120



*Faixa de peso, depende da densidade do produto necessário para encher o pacote.

** Produção depende do peso do pacote e tipo de produto.

*** Compressor de ar não acompanha o equipamento. Pressão nominal necessária de 175 libras (alta carga) e 40 pés³/min.

Fonte: Embrapac (2020).

ANEXO A20 – ELEVADOR DE CARGAS

dimensão do elevador de carga Bretão

capacidade	área mínima da cabina	área máxima da cabina	capacidade	área mínima da cabina	área máxima da cabina
450 kg	1 m ²	1,8 m ²	5000 kg	3 m ²	20 m ²
500 kg	1 m ²	2 m ²	6000 kg	4 m ²	24 m ²
750 kg	1,5 m ²	3 m ²	7000 kg	4 m ²	28 m ²
900 kg	1,8 m ²	3,6 m ²	8000 kg	5 m ²	32 m ²
1000 kg	2 m ²	4 m ²	9000 kg	6 m ²	36 m ²
1200 kg	2 m ²	4,8 m ²	10000 kg	8 m ²	40 m ²
1500 kg	2 m ²	6 m ²	11000 kg	8 m ²	44 m ²
2000 kg	2 m ²	8 m ²	12000 kg	10 m ²	48 m ²
2500 kg	2 m ²	10 m ²	13000 kg	10 m ²	52 m ²
3000 kg	2 m ²	12 m ²	14000 kg	10 m ²	56 m ²
3500 kg	2 m ²	14 m ²	15000 kg	10 m ²	60 m ²
4000 kg	2,5 m ²	16 m ²	16000 kg	10 m ²	64 m ²

Fonte: Alfabra Elevadores (2020).

ANEXO C – INSUMOS

ANEXO C1 – CLORETO DE SÓDIO DE GRAU ALIMENTÍCIO



Indicado para indústrias de alimentos em geral, que necessitam utilizar sal isento de iodo em sua composição. Possui granulometria homogênea e é comercializado em embalagens de 25 quilos.

DISPONÍVEL EM: 25kg

Fonte: Refisa (2020).

ANEXO C2 – ADJUVANTE MALTODEXTRINA



Cargill Maltodextrin, Packaging Size: 25kg

Packaging Size	25kg
Packaging Type	PP Sack bag
Usage	Food product
Cargill	Powder
Minimum Order Quantity	250 Kilogram

Fonte: Cargil (2020).

ANEXO C3 – ADJUVANTE FARELO DE SOJA



Aplicações

É indicado para alimentação animal e pode ser usado em:

- Vacas em lactação;
- Confinamento;
- Gado de Corte;
- Suínos em várias fases;
- Aves;
- e outros animais.

Comercialização

Sacos de 30kg e a granel.

Fonte: BomJe (2020).

ANEXO C4 – ADITIVO AMIDO DE MILHO



Fonte: Cargil (2020).

ANEXO D – UTILIDADES

ANEXO D1 – ESTERILIZADOR



Esterilizador de Água AKR-AG-20 Industrial

Características Técnicas do Equipamento

Vazão nominal (m ³ /h).....	20
Pressão máxima de operação (Kgf/cm ²)	7,0
Temperatura de trabalho (°C).....	25 à 45
Potência (W).....	75
Tensão de alimentação (V).....	127/220
Vida efetiva da lâmpada (h).....	8.500
Peso total Líquido (Kg).....	14
Corpo do reator (Aço inox).....	304
Dimensões (mm).....	1.300x226x680

Fonte: Akari UVC (2020).

ANEXO D2 – DESTILADOR

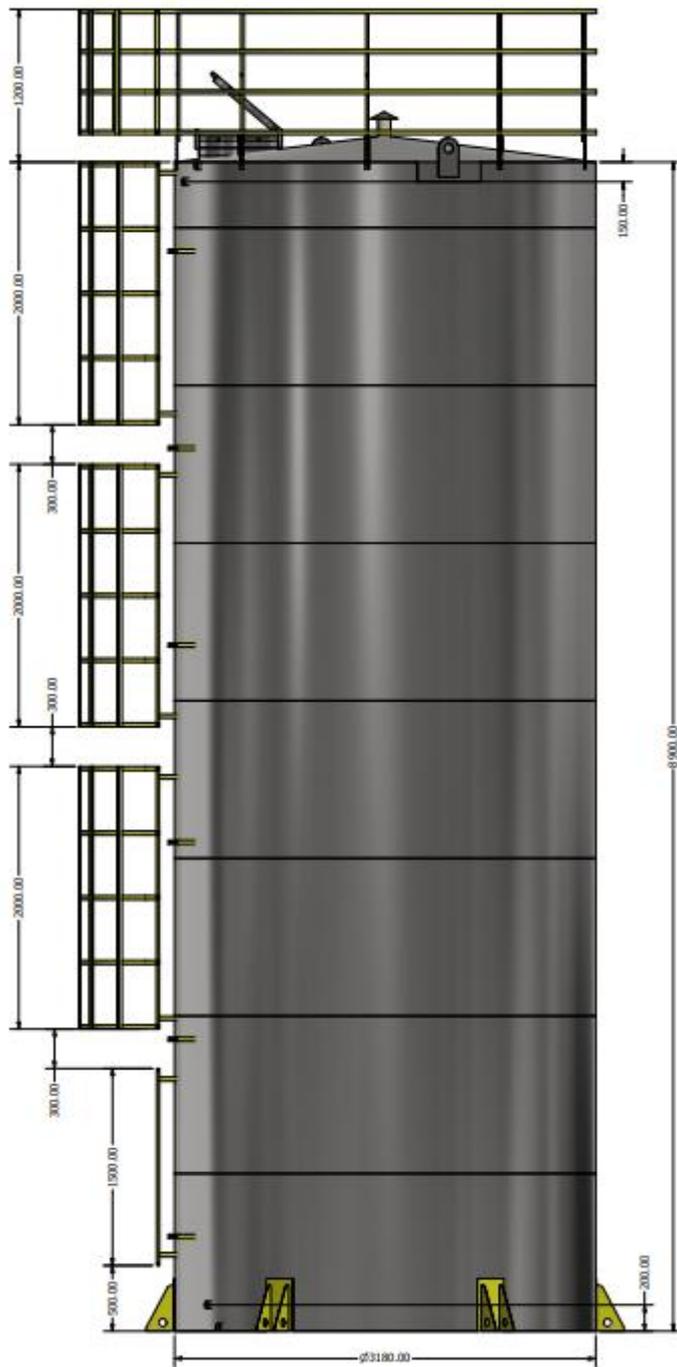


5. Especificação da máquina

modelo No.	capacidade (M3/H)	potência (kw)	Taxa de recuperação (%)	área de terra Total LX W X H (mm)
RO-250	0.25	1.5	50	2500X1000X2800
RO-500	0.5	1.5	50	2500X1000X2800
RO-1000	1	2	50	3500X1200X2800
RO-2000	2	4	50-60	6500X1500x2800
RO-3000	3	4.5	55-65	7500X1500X2800
RO-4000	4	6.5	55-65	7500X1500X2800
RO-5000	5	11	60-70	10000X2500X3500
RO-6000	6	11	60-70	10000X2500X3500
RO-8000	8	18	60-70	10000X3500X3500
RO-10000	10	20	60-70	10000X4000X3800
RO-20000	20	30	70-75	15000X5000X5000
RO-30000	30	40	70-75	20000X6000X5000
RO-50000	50	50	70-75	30000X8000X5000

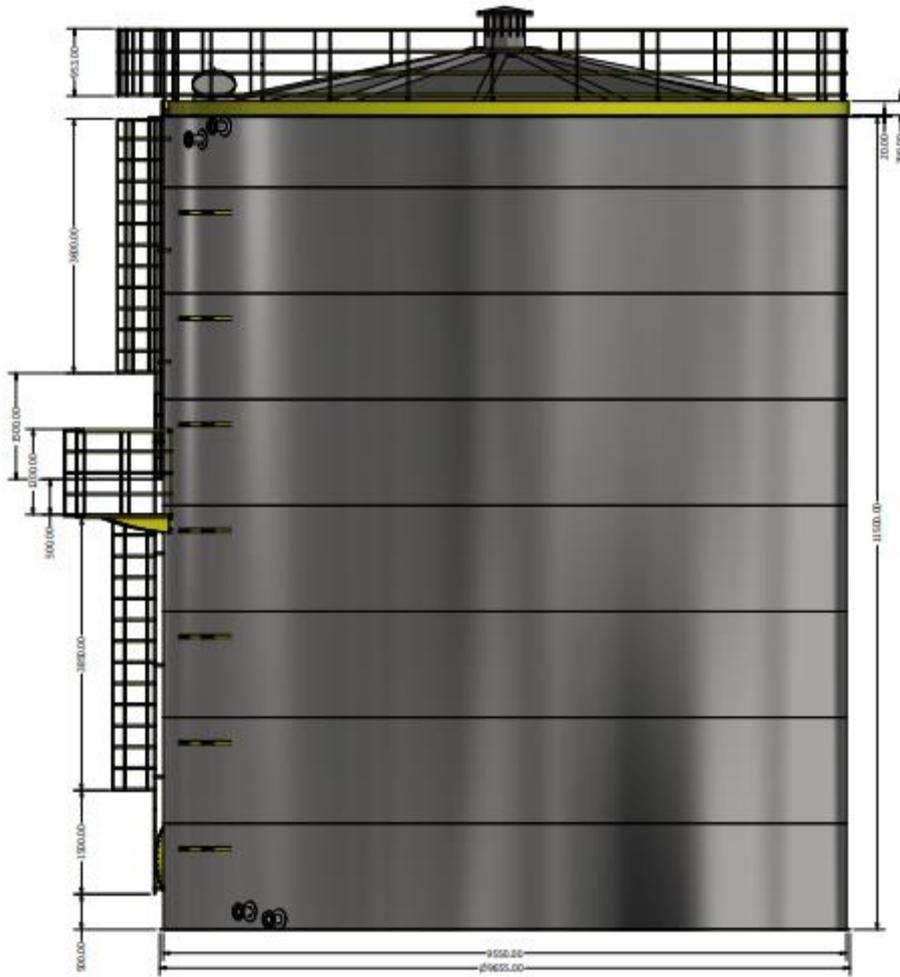
Fonte: Kywater (2020).

ANEXO D3 – TANQUE DE ÁGUA DESTILADA



Fonte: Faz Forte (2020).

ANEXO D4 – RESERVATÓRIO ÁGUA FRIA



Fonte: Faz Forte (2020).

ANEXO D5 – CALDEIRA

Caldeira Aalborg Mini

Tradição e Qualidade

- Caldeira flamotubular a diesel, gás ou mista
- Traseira úmida (Wet Back)
- Três passagens de gases
- Eficiência: 90%
- Combustor Monobloco
- Caldeira fornecida como unidade completa pronta para instalação
- Tubos de gases espiralados



Caldeira	UN	Mini 0,500	Mini 0,625	Mini 0,800	Mini 1,00	Mini 1,25	Mini 1,60	Mini 2,00	Mini 2,50
Produção de Vapor (água @ 20°C)	kg/h	500	625	800	1.000	1.250	1.600	2.000	2.500
Produção de Vapor (água @ 80°C)	kg/h	550	690	880	1.100	1.360	1.760	2.200	2.750
Consumo máximo de gás natural	Nm³/h	39,5	49,3	63,1	78,9	98,7	126	158	197
Consumo máximo de óleo diesel	kg/h	34,9	43,6	55,8	69,7	87,2	112	130	162
Peso da caldeira em operação	kg	3320	3720	4480	6030	6790	7750	9960	11580
Comprimento da caldeira	mm	2650	3200	3400	3800	3940	4150	4150	4650
Altura da caldeira	mm	1630	1705	1855	1935	2090	2145	2205	2205
Largura da caldeira	mm	1725	1815	1915	1990	2100	2215	2235	2235
Diâmetro da saída de gases	mm	170	250	250	250	340	340	340	340

Observações: Gás natural com PCI = 9.065cal/Nm³, e óleo diesel = 10.260 kcal/kg

Fonte: Alfa Laval (2020).

ANEXO D6 – TORRE DE RESFRIAMENTO



Model	Capacity (m ³ /h)	Air flow(m ³ /h)	Noise(dB(A))	N.W(kg)	Fan Dia.	Power(KW)	Size(mm)
JHNL-8	6.23	4,200	45.5	42	550 mm	0.18	930x1460
JHNL-10	7.81	5,100	47	46	635	0.18	920*1850
JHNL-15	11.7	8,400	48	54	635	0.18	1160*1840
JHNL-20	15.62	9,600	50	67	770	0.55	1160*1940
JHNL-25	19.51	12,000	52	98	770	0.55	1385*2050
JHNL-30	23.4	13800	54	116	770	0.75	1650*2055
JHNL-40	31.21	16,800	56.5	130	930	1.5	1650*2130
JHNL-50	39.24	19800	57.5	190	960	1.5	1180*2210
JHNL-60	46.8	25200	57	240	1180	1.5	2100*2440
JHNL-80	62.64	27000	59	260	1180	1.5	2100*2540
JHNL-100	78.12	48000	60	510	1450	2.25	2900*2885
JHNL-125	97.56	49,800	60	530	1450	2.25	2900*3080
JHNL-150	117.0	57,000	60	590	1450	2.25	2900*3080
JHNL-175	136.8	69,000	60	830	1750	3.75	3300*3300
JHNL-200	156.24	75,000	60	850	1750	3.75	3300*3300

Fonte: Jhcooling Tower (2020).

ANEXO D7 – UNIDADE DE TRATAMENTO DE AR



Fresh Air Handling Unit

Model	Air Flow	4Rows						6Rows						ESP	Sound Level	Condensate Water Pipe	Power Supply	Drive Type
		Rated Cooling Capacity	Rated Heating Capacity	Water Flow	Water Pressure Drop	Motor Power	Chilled Water Pipe	Rated Cooling Capacity	Rated Heating Capacity	Water Flow	Water Pressure Drop	Motor Power	Chilled Water Pipe					
ZFD	m ³ /h	kW	kW	l/s	kPa	kW	DN	kW	kW	l/s	kPa	kW	DN	Pa	dB(A)	DN		
010	1000	5.1	10.2	0.24	3.0	0.18	32	7.2	12.4	0.34	8.8	0.18	32	80	53	25	380V 3N - 50Hz	Direct Drive
015	1500	8.3	15.2	0.40	9.0	0.18	32	11.0	18.5	0.52	19.5	0.25	32	80	53	25		
020	2000	11.5	21.2	0.55	11.0	0.32	32	14.9	25.3	0.71	26.0	0.32	32	80	55	25		
025	2500	14.4	26.0	0.69	18.0	0.37	32	18.2	30.8	0.87	38.0	0.45	32	120	56	25		
030	3000	17.5	32.0	0.83	31.0	0.75	32	22.0	37.3	1.05	24.0	0.75	32	160	59	25		
040	4000	23.4	41.5	1.13	60.0	1.1	40	30.1	49.1	1.43	49.5	1.1	40	200	60	25		
050	5000	28.3	51.4	1.37	40.0	1.5	40	35.2	61.8	1.68	32.0	1.5	40	200	62	25		
060	6000	34.5	61.7	1.64	43.8	1.5	40	43.7	73.9	2.08	44.0	2.2	40	200	63	25	Belt Drive	
070	7000	40.3	71.3	1.92	58.0	2.2	40	49.4	85.3	2.35	59.0	2.2	50	240	64	25		
080	8000	46.2	83.1	2.20	26.0	2.2	40	57.6	98.3	2.74	56.0	3.0	50	240	64	25		
090	9000	52.1	93.1	2.48	34.0	3.0	40	64.8	110.3	3.09	25.4	3.0	50	280	66	25		
105	10500	59.9	108.1	2.85	51.0	3.0	50	75.1	135.3	3.58	35.8	4.0	50	280	67	25		
120	12000	69.3	131.7	3.30	54.0	4.0	50	85.8	161.1	4.09	41.6	4.0	50	280	68	25		
135	13500	76.8	146.6	3.66	43.8	4.0	50	102.3	176.4	4.87	36.3	4.0	65	320	68.5	32		
150	15000	85.3	162.8	4.06	38.1	5.5	50	108.5	189.7	5.17	34.3	5.5	65	320	69	32		

Fonte: Zero (2020).

ANEXO D8 – COMPRESSORES

Compressores Velocidade Constante

										
	Potência do Motor		Pressão Máxima		Vazão Efetiva		Conexão de Descarga	Peso Líquido	Dimensões (L x A x P)	Ruído
	hp	kW	bar	ft ³ /psiP	pcm	l/min	pol	kg	mm	dB(A)
	5	3,7	7,5	109	18	521	1/2	258 - 248	1360 x 1245 x 475	69
			9	131	17	470				
			11	160	14	396				
SRP 4005E DYNAMIC	5	3,7	7,5	109	18	521	1/2	Sob consulta	1360 x 1255 x 600	69
			9	131	17	470				
			11	160	14	396				
SRP 4008E (TS-R) and SRP 4008E (ADS-AD)	7,5	5,5	7,5	109	28	801	1/2	270 - 250	1360 x 1245 x 475	69
			9	131	25	722				
			11	160	21	595				
SRP 4008E (R) DYNAMIC (AD)	7,5	5,5	7,5	109	28	801	1/2	Sob consulta	1360 x 1255 x 600	69
			9	131	25	722				
			11	160	21	595				
SRP 4010 (R) DYNAMIC (AD)	10	7,5	7,5	109	40	1133	3/4	276	1010 x 1485 x 700	69
			9	131	35	991				
			11	160	30	850				
SRP 4010E (TS-R) and SRP 4010E (ADS-AD)	10	7,5	7,5	109	40	1.133	3/4	390 - 363	1905 x 1485 x 700	69
			9	131	35	991				
			11	160	30	850				
SRP 4015 (R) DYNAMIC (AD)	15	11	7,5	109	59	1671	3/4	290	1010 x 1485 x 700	69
			9	131	51	1444				
			11	160	45	1274				
SRP 4015E (TS-R) and SRP 4015E (ADS-AD)	15	11	7,5	109	59	1.671	3/4	410 - 377	1905 x 1485 x 700	69
			9	131	51	1.444				
			11	160	45	1.274				
SRP 4020E (TS-R) and SRP 4020E (ADS-AD)	20	15	7,5	109	84	2.378	1	610 - 567	1900 x 1885 x 770	68
			9	131	74	2.093				
			11	160	65	1.837				
SRP 4020E (R) DYNAMIC (AD)	20	15	7,5	109	84	2.378	1	520	1010 x 1885 x 770	68
			9	131	74	2.093				
			11	160	65	1.837				
SRP 4025E (TS-R) and SRP 4025E (ADS-AD)	25	18,5	7,5	109	102	2.888	1	620 - 560	1900 x 1885 x 770	69
			9	131	92	2.605				
			11	160	80	2.265				
SRP 4025E (R) DYNAMIC (AD)	25	18,5	7,5	109	102	2.888	1	534,5	1010 x 1885 x 770	69
			9	131	92	2.605				
			11	160	80	2.265				
SRP 4030E (TS-R) and SRP 4030E (ADS-AD)	30	22	7,5	109	124	3.510	1	640 - 580	1900 x 1885 x 770	70
			9	131	113	3.200				
			11	160	105	2.973				
SRP 4030E (R) DYNAMIC (AD)	30	22	7,5	109	124	3.510	1	538,5	1010 x 1885 x 770	70
			9	131	113	3.200				
			11	160	105	2.973				
SRP 4040E (TS-R) and SRP 4040E (ADS-AD)	50	30	7,5	109	165	4.672	1	812 - 731	1900 x 1900 x 810	76
			9	131	150	4.247				
			11	160	135	3.822				
SRP 4050E (ADS-AD)	50	37	7,5	109	224	6.343	1 1/2	800 - 750	1750 x 1660 x 990	76
			9	131	207	5.862				
			11	160	185	5.239				
SRP 4060E (ADS-AD)	60	45	7,5	109	274	7.759	1 1/2	920 - 850	1750 x 1660 x 990	78
			9	131	232	6.569				
			11	160	221	6.258				
SRP 4075E*	75	55	7,5	109	340	9.625	1 1/2	1.190	2000 x 1960 x 1100	78
			9	131	305	8.634				
			11	160	285	8.066				
SRP 4100E*	100	75	7,5	109	445	12.601	1 1/2	1.260	2000 x 1960 x 1100	78
			9	131	385	10.899				
			11	160	356	10.081				
SRP 4125E*	125	93	7,5	109	550	15.570	2	1.450	2400 x 1950 x 1500	78
			9	131	540	15.291				
			11	160	-	-				
SRP 4150E (ADS-AD)	150	110	7,5	109	710	20.105	4	3.900 - 3.680	2700 x 2040 x 1800	81
			9	131	705	19.966				
			11	160	550	15.570				
SRP 4200E (ADS-AD)	200	150	7,5	109	945	26.760	4	3.640 - 3.420	2700 x 2040 x 1800	81
			9	131	855	24.215				
			11	160	708	20.048				
SRP 4250E*	250	184	7,5	109	1.212	34.311	4	3.550	2700 x 2040 x 1800	81
			9	131	1.141	32.309				
			11	160	1.041	29.478				

Compressores Velocidade Variável

	Potência de Motor		Pressão Máxima		Vazão Efetiva		Conexão de Descarga	Peso Líquido	Dimensões (L x A x P)	Ruído
	hp	kW	bar	ibf/pol	pcm	l/min	pol	kg	mm	dB(A)
SRP 4005E Flex (TS-R) SRP 4005E Flex (ADS-AD)	5	3,7	7,5	109	3 - 18	85 - 521	1/2	268 - 248 204 - 184	1350 x 1245 x 475 1100 x 710 x 475	69
			9	131	3 - 16	85 - 470				
			11	160	3 - 14	85 - 396				
SRP 4008E Flex (TS-R) SRP 4008E Flex (ADS-AD)	7,5	5,5	7,5	109	5 - 28	141 - 801	1/2	268 - 248 204 - 184	1350 x 1245 x 475 1100 x 710 x 475	69
			9	131	5 - 25	141 - 722				
			11	160	5 - 21	141 - 595				
SRP 4010E Flex (TS-R) SRP 4010E Flex (ADS-AD)	10	7,5	5	73	10 - 45	283 - 1.274	3/4	420 - 363 259 - 232	1905 x 1485 x 700 1140 x 900 x 700	69
			7,5	109	10 - 40	283 - 1.133				
			9	131	9 - 35	255 - 991				
			13*	189*	9 - 25	255 - 708				
SRP 4015E Flex (TS-R) SRP 4015E Flex (ADS-AD)	15	11	5	73	14 - 65	396 - 1.841	3/4	425 - 377 279 - 246	1905 x 1485 x 700 1140 x 900 x 700	69
			7,5	109	14 - 59	396 - 1.671				
			9	131	13 - 51	368 - 1.444				
			13*	189*	12 - 39	340 - 1.104				
SRP 4020E Flex (TS-R) SRP 4020E Flex (ADS-AD)	20	15	5	73	27 - 95	765 - 2.689	1	588 - 627 529 - 496	1900 x 1900 x 810 1590 x 1315 x 810	69
			7,5	109	26 - 84	736 - 2.377				
			9	131	25 - 74	708 - 2.092				
			14*	203*	21 - 60	595 - 1.700				
SRP 4025E Flex (TS-R) SRP 4025E Flex (ADS-AD)	25	18,5	5	73	27 - 116	765 - 3.289	1	560 - 634 549 - 503	1900 x 1900 x 810 1590 x 1315 x 810	69
			7,5	109	26 - 102	736 - 2.887				
			9	131	25 - 92	708 - 2.605				
			14*	203*	21 - 80	595 - 1.926				
SRP 4030E Flex (TS-R) SRP 4030E Flex (ADS-AD)	30	22	5	73	27 - 141	765 - 3.992	1	580 - 640 559 - 509	1900 x 1900 x 810 1590 x 1315 x 810	70
			7,5	109	26 - 124	736 - 3.511				
			9	131	25 - 113	708 - 3.200				
			14*	203*	21 - 97	595 - 2.265				
SRP 4040E Flex (TS-R) SRP 4040E Flex (ADS-AD)	40	30	5	73	36 - 183	1.021 - 5.190	1	1019 - 731 690 - 600	1900 x 1900 x 810 1530 x 1315 x 810	70
			7,5	109	36 - 165	1.021 - 4.672				
			9	131	35 - 150	992 - 4.248				
			15*	218*	34 - 117	965 - 3.318				
SRP 4050E Flex (ADS-AD)	50	37	6	87	69 - 239	1.957 - 6.678	1,1/2	880 - 790	1750 x 1660 x 990	71
			7,5	109	68 - 224	1.928 - 6.354				
			9	131	67 - 207	1.900 - 5.871				
			14*	203*	66 - 160	1.872 - 4.538				
SRP 4060E Flex (ADS-AD)	60	45	6	87	94 - 274	2.666 - 7.758	1,1/2	970 - 900	1750 x 1660 x 990	72
			7,5	109	92 - 264	2.609 - 7.475				
			9	131	89 - 232	2.524 - 6.569				
			14*	203*	79 - 163	2.240 - 4.615				
SRP 4075E Flex (ADS-AD)	75	56	5	87	95 - 397	2.689 - 11.239	1,1/2	1420 - 1280	2000 x 1960 x 1100	78
			7,5	109	92 - 340	2.604 - 9.625				
			9	131	90 - 305	2.547 - 8.634				
			14*	203*	79 - 221	2.236 - 6.256				
SRP 4100E Flex (ADS-AD)	100	75	6	87	95 - 471	2.689 - 13.334	1,1/2	1560 - 1380	2000 x 1960 x 1100	79
			7,5	109	92 - 445	2.609 - 12.601				
			9	131	90 - 385	2.547 - 10.899				
			13*	203*	79 - 295	2.236 - 8.951				
SRP 4125E Flex (ADS-AD)	125	90	5	73	137 - 607	3.878 - 17.184	2	2240 - 2000	2400 x 1950 x 1500	79
			7,5	109	135 - 550	3.821 - 15.570				
			9	131	133 - 500	3.765 - 14.155				
			14*	218*	128 - 358	3.623 - 10.134				
SRP 4125 E Flex Maxx (ADS-AD)	125	90	5	73	137 - 657	3.878 - 18.607	2	2240 - 2000	2400 x 1950 x 1500	81
			7,5	109	137 - 604	3.878 - 17.103				
			9	131	137 - 572	3.878 - 16.197				
			14*	218*	137 - 464	3.878 - 13.139				
SRP 4150E Flex (ADS-AD)	150	110	6	87	145 - 720	4.105 - 20.388	4	3600 - 3380	2700 x 2040 x 1800	81
			7,5	109	142 - 710	4.020 - 20.106				
			9	131	134 - 670	3.794 - 18.972				
			12*	174*	125 - 605	3.539 - 17.131				
SRP 4200E Flex (ADS-AD)	200	150	6	87	182 - 1059	5.152 - 29.980	4	3600 - 3380	2700 x 2040 x 1800	81
			7,5	109	171 - 945	4.841 - 26.760				
			9	131	165 - 855	7.427 - 24.215				
			12*	174*	258 - 751	7.303 - 21.260				
SRP 4250E Flex (AD)	250	186	6	87	295 - 1387	8.351 - 39.265	4	3580	2700 x 2040 x 1800	83
			7,5	109	289 - 1212	8.181 - 34.311				
			9	131	285 - 1141	8.068 - 32.301				
			12*	174*	275 - 1002	7.785 - 28.366				

Fonte: Schuz (2020).

ANEXO D9 – BOMBA



Modelo	Potência (cv)	Monofásico	Ø Sucção (pol)	Ø Recalque (pol)	Pressão máxima sem vazão (m c.a.)	Altura máxima de sucção (m c.a.)	Ø Rotor (mm)	CARACTERÍSTICAS HIDRÁULICAS - Rotação corrigida para 3500 rpm																		
								Altura Manométrica Total (m c.a.)																		
								2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	
								Vazão em m ³ /h válida para sucção de 0 m c.a.																		
BC-98	1/3	x	3/4	3/4	18	8	107	4,5	4,3	4,2	4,1	3,9	3,7	3,6	3,4	3,2	3,0	2,8	2,5	2,3	2,0	1,6	1,2			
	1/2	x	3/4	3/4	20	8	107	5,5	5,4	5,2	5,1	4,9	4,7	4,5	4,3	4,1	3,9	3,7	3,5	3,2	2,9	2,6	2,3	1,8	1,1	

- Obs.:** – Dados hidráulicos conforme Portaria 455, de 01 de dezembro de 2010, com motor de linha e frequência indicados. Para condições diferentes consulte a Fábrica.
 – Não utilize a motobomba na faixa com asteriscos (*).
 – Para obter a altura manométrica total em m c.a., não deixe de utilizar o diâmetro da tubulação compatível com a vazão e considerar as perdas de carga por atrito da instalação.
 – **Obrigatório o aterramento do motor elétrico, conforme previsto na NBR 5410 ou norma equivalente do país onde o produto será instalado.**

Fonte: Schneider Motobombas (2020).

ANEXO E – EQUIPAMENTOS AUXILIARES

ANEXO E1 – LAVADORA

MODELO	LE-30 AS	LE-50 AS	LE-110 AS
Capacidade (1:9)	34 kg	55 kg	122 kg
Capacidade (1:10)	30 kg	50 kg	110 kg
Volume do Cesto	304 litros	502 litros	1105 litros
Diâmetro do Cesto	800 mm	970 mm	1230 mm
Profundidade do Cesto	605 mm	680 mm	930 mm
Rotação média de lavagem	40 rpm	40 rpm	30 rpm
Rotação média de centrifugação	845 rpm	770 rpm	685 rpm
Duas Entradas de Água	Opcional	Opcional	Opcional
Dois Drenos	Opcional	Opcional	Opcional
Diâmetro da Porta	405 mm	530 mm	715 mm
Altura até a porta	920 mm	995 mm	1240 mm
Potência do Motor	5,6 kw	7,5 kw	15 kw
Potência na lavagem	1,12 kw	1,5 kw	3,75 kw
Potência na Centrifugação	2,25 kw	5,6 kw	7,5 kw
Consumo elétrico médio	1,4 kw/h	2,7 kw/h	4,9 kw/h
Entrada de água	2"	2"	2"
Entrada de produtos químicos	1"	1"	1"
Entrada de vapor	1/2"	3/4"	1"
Pressão máx. de vapor	7 kgf/cm ²	7 kgf/cm ²	7 kgf/cm ²
Consumo médio de vapor	33 kg/h	55 kg/h	120 kg/h
Diâmetro do Dreno	3"	3"	6"
Largura	1320 mm	1500 mm	1960 mm
Altura	1530 mm	1700 mm	2070 mm
Profundidade	1450 mm	1630 mm	2220 mm
Suspensão Inteligente	Molas e Amortecedores	Molas e Amortecedores	Molas e Amortecedores



Fonte: Mamute (2020).

ANEXO E2 – SECADORA

MODELO		S-60	S-120
Capacidade (1:18)		70 kg	135 kg
Capacidade (1:20)		62 kg	120 kg
Volume do Cesto		1260 litros	2440 litros
Diâmetro do Cesto		1170 mm	1650 mm
Profundidade do Cesto		1170 mm	1140 mm
Altura até porta		1220 mm	1150 mm
Potência motor do cesto		0,56 kw	3 kw
Potência motor de exaustão		1,5 kw	2 x 1,5 kw
Diâmetro do rotor do exaustor		400 mm	2 x 400 mm
Vazão de ar do exaustor		38 m ³ /min	76 m ³ /min
Dimensões Externas	Largura	1280 mm	1785 mm
	Altura	2150 mm	2360 mm
	Profundidade	1530 mm	2090 mm
Aquecimento Elétrico	Potência da Câmara Aquecimento Elétrico	49,5 kw	99 kw
	Consumo Elétrico	36,7 kw/h	75,3 kw/h
Aquecimento Gás (GLP) Gás (GNV)	Potência da Câmara Aquecimento a Gás	60.200 kcal	120.400 kcal
	Pressão do Gás GLP ou GNV	0,8 kgf/cm ²	0,8 kgf/cm ²
	Consumo de Gás (GLP)	3,7 kg/h	7,3 kg/h
	Consumo de Gás (GNV)	4,5 m ³ /h	8,9 m ³ /h
	Consumo Elétrico	2 kw/h	6 kw/h
Aquecimento Vapor	Potência da Câmara Aquecimento a Vapor	80.000 Kcal	150.000 Kcal
	Pressão do Vapor	7 kgf/cm ²	7 kgf/cm ²
	Entrada Vapor	1"	1"
	Saída de Condensado	3/4"	3/4"
	Consumo de Vapor	120 kg/h	240 kg/h
	Consumo Elétrico	2 kw/h	6 kw/h



Fonte: Mamute (2020).

ANEXO E3 – CALANDRA

MODELO		CM-4520	CM-4530	CM-8030
Capacidade de Passadoria		60 a 85 kg/h	80 a 115 kg/h	180 a 220 kg/h
Velocidade de Passadoria		2,8 a 9,2 m/min	2,8 a 9,2 m/min	5 a 15 m/min
Diâmetro do cilindro		450 mm	450 mm	800 mm
Comprimento do Cilindro		2100 mm	3100 mm	3100 mm
Dimensões Externas	Altura	1840 mm	1840 mm	2050 mm
	Largura	2980 mm	3980 mm	4080 mm
	Profundidade	900 mm	900 mm	1275 mm
Altura da entrada das roupas		1170 mm	1170 mm	1200 mm
Altura da saída frontal das roupas		940 mm	940 mm	900 mm
Altura da saída traseira das roupas		750 mm	750 mm	800 mm
Potência do motor principal		0,37 kw	0,37 kw	1,5 kw
Potência do motor do exaustor		0,37 kw	0,37 kw	1,5 kw
Quantidade de exaustor		2	2	2
Aquecimento Elétrico	Potência da Câmara Aquec. Elétrico	20 kw	30 kw	60 kw
	Consumo Elétrico	18,2 kw	26,2 kw	50 kw
Aquecimento Gás (GLP) Gás (GNV)	Potência da Câmara Aquecimento a Gás	22.000 Kcal	32.800 Kcal	65.500 Kcal
	Pressão do Gás (GLP ou GNV)	0,8 kgf/cm ²	0,8 kgf/cm ²	0,8 kgf/cm ²
	Consumo de Gás (GLP)	1,5 kg/h	2,3 kg/h	4,5 kg/h
	Consumo de Gás (GNV)	1,8 m ³ /h	2,8 m ³ /h	5,6 m ³ /h
	Consumo Elétrico	1,12 kw/h	1,12 kw/h	4,5 kw/h
Aquecimento a Vapor	Potência da Câmara Aquec. a Vapor	25.800 kcal	38.700 kcal	77.400 kcal
	Pressão do Vapor	7 kgf/cm ²	7 kgf/cm ²	7 kgf/cm ²
	Entrada de Vapor	1"	1"	1"
	Saída de Condensado	1/2"	1/2"	1/2"
	Consumo de Vapor	40 kg/h	72 kg/h	144 kg/h
	Consumo Elétrico	1,12 kw/h	1,12 kw/h	4,5 kw/h



Fonte: Mamute (2020).

ANEXO E4 – ISOLAMENTO TÉRMICO DE LÃ DE VIDRO

Isolamento térmico com lã de vidro



Fonte: VA Isolamentos Térmicos (2020).

ANEXO E5 – BALANÇA DETERMINADORA DE UMIDADE



MB27
Analisador de umidade



MB27 Moisture Analyzer

Modelo	MB27
Capacidade	90 g
Repetibilidade (Std Dev) (g)	0,2% (amostra de 3 g) 0,05% (amostra de 10 g)
Legibilidade	0,01% / 0,001 g
Tamanho da amostra	típico: 3g - 20g; minimum: 0,5g
Interface	bidirecional RS232
Temporizador	1 a 99 minutos, incrementos de 30 segundos a 60 minutos
Tecnologia de aquecimento	halogênio
Faixa de temperatura	50 ° C a 160 ° C em incrementos de 5 ° C
Potência	Para capacidade por subtração
Faixa de Tara	100 a 240 VAC, 50/60 Hz
Faixa de temperatura operacional	LCD Retroiluminado
Display	5 ° C a 40 ° C
Exibe	% de umidade ou % de sólidos ou peso (g), temperatura, tempo
Tamanho do Pan (Diâmetro)	90 mm
Dimensões (L x A x P)	17 x 14 x 28 cm
Peso Líquido	2,3 kg
Peso de envio	3,9 kg

Fonte: Ohaus (2020).

ANEXO F – TABELAS

ANEXO F1 – NÚMERO MÍNIMO DE APARELHOS SANITÁRIOS.

TABELA 1.3 Número mínimo de aparelhos para diversas serventias

Tipo de edifício ou ocupação	Lavatórios		Banheiras ou chuveiros	Bebedouros instalados fora dos compartimentos sanitários	Vasos sanitários		Mictórios
Residência ou apartamentos	1 para cada residência ou apartamento		1 para cada residência ou apartamento e chuveiro para serviço	—	1 para cada residência ou apartamento e um para serviço		—
Escolas primárias	1 para cada 60 pessoas		1 para cada 20 alunos (caso haja Educação Física)	1 para cada 75 alunos	Meninos: 1 para cada 100 Meninas: 1 para cada 25		1 para cada 30 meninos
Escolas secundárias	1 para cada 100 pessoas				Meninos: 1 para cada 100 Meninas: 1 para cada 45		
Escritórios ou edifícios públicos	Número de pessoas	Número de aparelhos	—	1 para cada 75 pessoas	Número de pessoas	Número de aparelhos	
	1-15 16-35 36-60 61-90 91-125	1 2 3 4 5			1-15 16-35 36-55 56-80 81-110 111-150	1 2 3 4 5 6	Quando há mictórios, instalar 1 vaso sanitário para cada mictório, contanto que o número de vasos não seja reduzido a menos de 2/3 do especificado
	Acima de 125, adicionar 1 aparelho para cada 45 pessoas a mais				Acima de 150, adicionar 1 aparelho para cada 40 pessoas a mais.		
Estabelecimentos industriais	Número de pessoas	Número de aparelhos	1 chuveiro para cada 15 pessoas dedicadas a atividades contínuas ou expostas a calor excessivo ou contaminação da pele com substâncias venenosas, infecciosas ou irritantes	1 para cada 75 pessoas	Número de pessoas	Número de aparelhos	Mesma especificação feita para os escritórios ou 1 para cada 50 operários
	1-100	1 para cada 10 pessoas			1-9 10-24 25-49 50-74 75-100	1 2 3 4 5	
	Mais de 100	1 para cada 15 pessoas			Acima de 100, adicionar 1 aparelho para cada 30 empregados		
Cinemas, teatros, auditórios e locais de reunião	Número de pessoas	Número de aparelhos	—	1 para cada 100 pessoas	1 para cada residência ou apartamento e um para serviço		
	1-200 201-400 401-750	1 2 3					
	Acima de 750, adicionar 1 aparelho para cada 500 pessoas						
Dormitórios	1 para cada 12 pessoas. Acima de 12 adicionar um lavatório para cada 20 homens ou para cada 15 mulheres		1 para cada 8 pessoas. No caso de dormitório de mulheres, adicionar banheiras na razão de 1 para cada 30 pessoas	1 para cada 75 pessoas	Meninos: 1 para cada 100 Meninas: 1 para cada 25		1 para cada 25 homens. Acima de 150 pessoas, adicionar 1 aparelho para cada 20 pessoas.
Acampamentos e inst. provisória			1 para cada 30 operários		1 para cada 30 operários		

Fonte: Macintyre (2017).

ANEXO F2 – VAZÃO DE PROJETO.

Aparelho sanitário e peças de utilização	Vazão de projeto l/s	Pesos
		P
Bacia sanitária com caixa de descarga	0,15	0,3
Bacia sanitária com válvula de descarga	1,70	40,0
Banheira (Misturador – água fria)	0,30	1,0
Bebedouro com registro de pressão	0,10	0,1
Bidê (Misturador – água fria)	0,10	0,1
Chuveiro (Misturador – água fria)	0,20	0,5
Lavatório (Torneira ou misturador)	0,15	0,5
Chuveiro elétrico	0,10	0,1
Máquina de lavar roupas ou pratos	0,30	1,0
Mictório cerâmico com válvula de descarga	0,50	2,8
Mictório de descarga descontinua tipo calha (por metro)	0,15	0,3
Pia/Torneira ou misturador (água fria)	0,25	0,7
Pia/Torneira elétrica	0,10	0,1
Tanque de lavar – Torneira	0,25	0,7
Torneira de jardim ou lavagem em geral	0,20	0,4

Fonte: Macintyre (2017).

ANEXO F3 – TUBULAÇÕES 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

Fonte: Macintyre (2017).

ANEXO F4 – DIMENSÕES NORMALIZADAS

Diâmetro nominal (pol) – Diâmetro externo (mm)	Designação de espessura. (v. Nota 2)	Espessura de parede (mm) (v. Nota 3)	Diâmetro interno (mm)	Área da seção livre (cm ²)	Área da seção de metal (cm ²)	Superfície externa (m ² /m)	Peso aproximado (kg/m)		Momento de inércia (cm ⁴)	Momento resistente (cm ³)	Raio de giração (cm)			
							Tubo vazio (Nota 5)	Conteúdo de água						
¼ – 13,7	10S	1,65	10,4	0,85	0,62	0,043	0,49	0,085	0,116	0,169	0,430			
	Std. 40, 40S	2,23	9,2	0,67	0,81		0,62	0,067				0,138	0,202	0,413
	XS, 80, 80S	3,02	7,7	0,46	1,01		0,79	0,046				0,157	0,229	0,393
1/8 – 17,1	10S	1,65	13,8	1,50	0,81	0,054	0,63	0,150	0,236	0,285	0,551			
	Std. 40, 40S	2,31	12,5	1,23	1,08		0,84	0,123				0,304	0,354	0,531
	XS, 80, 80S	3,20	10,7	0,91	1,40		1,10	0,090				0,359	0,419	0,506
½ – 21	Std. 40, 40S	2,77	15,8	1,96	1,61	0,071	0,42	0,20	0,71	0,67	0,66			
	XS, 80, 80S	3,73	13,8	1,51	2,06		1,62	0,15				0,84	0,78	0,64
	160	4,75	11,8	1,10	2,47		1,94	0,11				0,92	0,86	0,61
–	XXS	7,47	6,4	0,32	3,52	2,55	0,03	1,01	0,95	0,56				
¾ – 27	Std. 40, 40S	2,87	20,9	3,44	2,15	0,083	1,68	0,34	1,34	1,16	0,85			
	XS, 80, 80S	3,91	18,8	2,79	2,80		2,19	0,28				1,86	1,40	0,82
	160	5,54	15,6	1,91	3,68		2,88	0,19				2,19	1,65	0,77
–	XXS	7,82	11,0	0,95	4,63	3,63	0,10	2,41	1,81	0,72				
1 – 33	Std. 40, 40S	3,37	26,6	5,57	3,19	0,105	2,50	0,56	2,64	2,18	1,07			
	XS, 80, 80S	4,55	24,3	4,64	4,12		3,23	0,46				4,40	2,63	1,03
	160	6,35	20,7	3,37	5,39		4,23	0,34				5,21	3,12	0,98
–	XXS	9,09	15,2	1,82	6,94	5,44	0,18	5,85	3,50	0,92				
1¼ – 42	Std. 40, 40S	3,56	35	9,65	4,32	0,132	3,38	0,96	8,11	3,85	1,37			
	XS, 80, 80S	4,85	32,5	8,28	5,68		4,46	0,83				10,06	4,77	1,33
	160	6,35	29,4	6,82	7,14		5,60	0,68				11,82	5,61	1,29
–	XXS	9,70	22,7	4,07	9,90	7,76	0,41	14,19	6,74	1,20				
1½ – 48	Std. 40, 40S	3,68	40,8	13,1	5,15	0,151	4,04	1,31	12,90	5,34	1,58			
	XS, 80, 80S	5,08	38,1	11,4	6,89		5,40	1,14				16,27	6,75	1,54
	160	7,14	33,9	9,07	9,22		7,23	0,91				20,10	8,33	1,48
–	XXS	10,16	27,9	6,13	12,2	9,53	0,61	23,64	9,80	1,39				
2 – 60	Std. 40, 40S	3,91	52,5	21,7	6,93	0,196	5,44	2,17	27,72	9,20	2,00			
	XS, 80, 80S	5,54	49,2	19,0	9,53		7,47	1,90				36,13	11,98	1,95
	160	8,71	42,9	14,4	14,1		11,08	1,44				48,41	16,05	1,85
–	XXS	11,07	38,2	11,4	17,1	13,44	1,14	54,61	18,10	1,79				
2¼ – 73	Std. 40, 40S	5,16	62,7	30,9	11,0	0,235	8,62	3,09	63,68	17,44	2,41			
	XS, 80, 80S	7,01	59,0	27,3	14,5		11,40	2,73				80,12	21,95	2,35
	160	9,52	54,0	22,9	19,0		14,89	2,29				97,94	26,83	2,27
–	XXS	14,0	44,9	15,9	26,0	20,39	1,59	119,5	32,75	2,14				
3 – 89	10S	3,05	82,8	53,9	8,22	0,282	6,44	5,39	75,84	17,06	3,04			
	Std. 40, 40S	5,48	77,9	47,7	14,4		11,28	4,77				125,70	28,26	2,96
	XS, 80, 80S	7,62	73,6	42,6	19,5		15,25	4,26				162,33	36,48	2,89
–	160	11,1	66,7	34,9	27,2	21,31	3,49	209,36	47,14	2,78				
–	XXS	15,2	58,4	26,8	35,3	27,65	2,68	249,32	56,22	2,66				

(continua)

Diâmetro nominal (pol) -- Diâmetro externo (mm)	Designação de espessura. (v. Nota 2)	Espessura de parede (mm) (v. Nota 3)	Diâmetro interno (mm)	Área da seção livre (cm ²)	Área da seção de metal (cm ²)	Superfície externa (m ² /m)	Peso aproximado (kg/m)		Momento de inércia (cm ⁴)	Momento resistente (cm ³)	Raio de giração (cm)
							Tubo vazio (Nota 5)	Conteúdo de água			
4	10S	3,05	108,2	91,9	10,6	0,361	8,35	9,19	164,83	28,88	3,93
	Std. 40, 40S	6,02	102,3	82,1	20,4		16,06	8,21	300,93	52,61	3,84
	XS, 80, 80S	8,56	97,2	74,2	28,4		22,29	7,42	399,99	69,99	3,75
	160	13,5	87,3	59,9	42,7		33,49	5,99	552,34	96,70	3,60
	XXS	17,1	80,1	50,3	52,3		40,98	5,03	636,42	111,29	3,49
6	10S	3,40	161,4	204,5	17,6	0,535	13,82	20,45	599,37	71,30	5,83
	Std. 40, 40S	7,11	154,0	186,4	36,0		28,23	18,64	1171,3	139,32	5,70
	XS, 80, 80S	10,97	146,3	168,2	54,2		42,51	16,82	1685,7	200,45	5,58
	120	14,3	139,7	153,4	69,0		54,15	15,34	2064,5	245,52	5,47
	160	18,2	131,8	136,4	86,0		67,41	13,64	2455,8	291,91	5,34
168	XXS	21,9	124,4	121,5	100,9	79,10	12,15	2759,6	328,29	5,23	
8	10S	3,76	211,5	351,6	25,4	0,692	19,93	35,16	1473,4	134,56	7,62
	Std. 40, 40S	8,18	202,7	322,6	54,2		42,48	32,26	3017,7	275,52	7,46
	60	10,3	198,4	309,1	67,6		53,03	30,91	3696,1	337,31	7,39
	XS, 80, 80S	12,7	193,7	294,8	82,3		64,56	29,48	4399,5	401,88	7,31
	120	18,2	182,6	261,9	115,1		90,22	26,19	5852,2	534,31	7,13
	XXS	22,2	174,6	239,4	137,4		107,8	23,94	6742,9	616,26	7,00
	219	160	23,0	173,1	235,5		141,7	111,1	23,55	6905,3	631,02
10	5S	3,40	266,2	556,8	29,2	0,858	22,54	55,68	2651,4	194,22	9,53
	10S	4,19	264,7	550,3	35,4		27,83	55,03	3200,8	234,38	9,50
	Std. 40, 40S	9,27	254,5	509,1	76,8		60,23	50,91	6692,9	490,06	9,32
	XS, 60, 80S	12,7	247,6	481,9	103,9		81,45	48,19	8824,1	645,77	9,22
	80	15,1	242,9	463,2	122,1		95,72	46,32	10193	747,38	9,14
	120	21,4	230,2	416,1	169,3		132,7	41,61	13486	988,32	8,94
	273	160	28,6	215,9	365,8		219,4	172,1	36,58	16607	1217,8
12	5S	4,19	315,5	782,0	42,1	1,018	29,11	78,20	5377,7	332,23	11,30
	10S	4,57	314,7	778,1	45,9		36,00	77,81	5848,0	361,07	11,28
	20	6,35	311,1	760,7	63,5		57,10	76,07	7987,5	493,34	11,23
	Std. 40S	9,52	304,8	729,6	94,1		73,74	72,96	11675	717,88	11,13
	40	10,3	303,2	722,0	101,5		79,65	72,20	12487	771,97	11,10
	XS, 80S	12,7	298,4	699,4	124,1		97,34	69,94	15067	929,31	11,00
	60	14,3	295,3	685,2	138,8		108,8	68,52	16691	1029,3	10,95
	80	17,4	288,9	655,5	168,0		131,7	65,55	19771	1221,1	10,85
324	120	25,4	273,0	585,8	238,1	186,7	58,58	26722	1650,5	10,59	
14	10	6,35	342,9	923,3	69,7	1,118	54,62	92,33	10630	598,24	12,34
	Std. 30	9,52	336,5	889,7	103,5		81,20	88,97	15525	873,59	12,24
	40	11,1	333,4	872,9	120,1		94,29	87,29	17856	1003,1	12,19
	XS	12,7	330,2	856,2	136,8		107,3	85,62	20145	1132,5	12,14
	60	15,1	325,5	832,3	161,2		126,3	83,23	23392	1316,1	12,04
	80	19,0	317,5	791,7	201,3		157,9	79,17	28595	1609,5	11,91
	356	100	23,8	308,0	745,2		248,4	194,5	74,52	34339	1930,7
16	10	6,35	393,7	1217,5	79,8	1,277	62,57	121,7	15983	786,72	14,15
	Std. 30	9,52	387,3	1178,1	118,8		93,12	117,8	23392	1152,2	14,05
	XS, 40	12,7	381,0	1140,1	157,1		123,2	114,0	30468	1499,7	13,92
	60	16,6	373,1	1093,0	203,9		159,9	109,3	38834	1911,1	13,79
	80	21,4	363,6	1038,1	258,7		203,0	103,8	48158	2370,0	13,64
	406	100	26,2	354,0	984,6		312,9	245,3	98,46	56815	2796,1
18	10	6,35	444,5	1551,7	89,9	1,436	70,52	155,2	22851	999,79	15,95
	Std.	9,52	438,1	1507,8	133,9		105,0	150,8	33589	1468,5	15,82
	XS	12,7	431,8	1464,6	177,4		139,0	146,5	43829	1917,6	15,72
	40	14,3	428,6	1443,3	198,7		155,9	144,3	48782	2133,9	15,67
	60	19,0	419,1	1379,4	261,9		205,6	137,9	63059	2758,4	15,49
	80	23,8	409,6	1317,5	323,9		254,1	131,7	76337	3340,3	15,34
457	100	29,4	398,5	1247,2	394,8	309,4	124,7	90738	3969,7	15,16	
20	10	6,35	495,3	1926,6	100,1	1,597	78,46	192,7	31509	1240,7	17,73
	Std. 20	9,52	488,9	1877,5	149,2		116,9	187,7	46368	1825,8	17,63
	XS, 30	12,7	482,6	1829,1	197,4		154,9	182,9	60645	2388,0	17,53
	40	15,1	477,9	1793,6	233,5		182,9	179,4	70926	2792,9	17,42
	60	20,6	466,7	1711,1	315,5		247,6	171,1	93943	3699,2	17,25
	80	26,2	455,6	1630,4	396,1		310,8	163,0	115379	4543,3	17,07
508	100	32,5	442,9	1540,7	485,8	381,1	154,1	138188	5441,5	16,84	

Fonte: Norma ANSI B.36.10 e B.36.19.

ANEXO F5 – PORCENTAGEM DE SUBMERSÃO

Altura geométrica de elevação Hg (m)	Porcentagem de submersão permissível (%)
6 — 38	50 — 70
38 — 53	40 — 65
53 — 76	40 — 60
76 — 107	37 — 55

Fonte: Yassuda (1965).

ANEXO F6 – VALORES DE C EM FUNÇÃO DE S

Altura geométrica de elevação Hg (m)	Porcentagem de submersão permissível (%)
6 — 38	50 — 70
38 — 53	40 — 65
53 — 76	40 — 60
76 — 107	37 — 55

Fonte: Yassuda (1965).

ANEXO F7 – COMPRIMENTOS EQUIVALENTES

Diâmetro nominal D	<div style="display: flex; justify-content: space-between; font-size: 8px;"> Cotovelo 90° Razo longo Cotovelo 90° Razo médio Cotovelo 90° Razo curto Cotovelo 45° Curva 90° R/d - 1/2 Curva 90° R/d - 1 Curva 45° Entrada Normal Entrada de bomba Entrada de gaveta aberta Entrada longo aberto Entrada de ângulo aberto Tê passagem direta Tê passagem de lado Tê saída bilateral Válvula de pé e crivo Saída da canaliz. Válvula de retenção tipo leve Válvula de retenção tipo pesado </div>																			
	(mm)	(pol.)	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
13	1/2	0,3	0,4	0,5	0,2	0,2	0,3	0,2	0,2	0,4	0,1	4,9	2,6	0,3	1,0	1,0	3,6	0,4	1,1	1,6
19	3/4	0,4	0,6	0,7	0,3	0,3	0,4	0,2	0,2	0,5	0,1	6,7	3,6	0,4	1,4	1,4	5,6	0,5	1,6	2,4
25	1	0,5	0,7	0,8	0,4	0,3	0,5	0,2	0,3	0,7	0,2	8,2	4,6	0,5	1,7	1,7	7,3	0,7	2,1	3,2
32	1 1/4	0,7	0,9	1,1	0,5	0,4	0,6	0,3	0,4	0,9	0,2	11,3	5,6	0,7	2,3	2,3	10,0	0,9	2,7	4,0
38	1 1/2	0,9	1,1	1,3	0,6	0,5	0,7	0,3	0,5	1,0	0,3	13,4	6,7	0,9	2,8	2,8	11,6	1,0	3,2	4,8
50	2	1,1	1,4	1,7	0,8	0,6	0,9	0,4	0,7	1,5	0,4	17,4	8,5	1,1	3,5	3,5	14,0	1,5	4,2	6,4
63	2 1/2	1,3	1,7	2,0	0,9	0,8	1,0	0,5	0,9	1,9	0,4	21,0	10,0	1,3	4,3	4,3	17,0	1,9	5,2	8,1
75	3	1,6	2,1	2,5	1,2	1,0	1,3	0,6	1,1	2,2	0,5	26,0	13,0	1,6	5,2	5,2	20,0	2,2	6,3	9,7
100	4	2,1	2,8	3,4	1,5	1,3	1,6	0,7	1,6	3,2	0,7	34,0	17,0	2,1	6,7	6,7	23,0	3,2	8,4	12,9
125	5	2,7	3,7	4,2	1,9	1,6	2,1	0,9	2,0	4,0	0,9	43,0	21,0	2,7	8,4	8,4	30,0	4,0	10,4	16,1
150	6	3,4	4,3	4,9	2,3	1,9	2,5	1,1	2,5	5,0	1,1	51,0	26,0	3,4	10,0	10,0	36,0	5,0	12,5	19,3
200	8	4,3	5,5	6,4	3,0	2,4	3,3	1,5	3,5	6,0	1,4	67,0	34,0	4,3	13,0	13,0	52,0	6,0	16,0	25,0
250	10	5,5	6,7	7,9	3,8	3,0	4,1	1,8	4,5	7,5	1,7	85,0	43,0	5,5	16,0	16,0	65,0	7,5	20,0	32,0
300	12	6,1	7,9	9,5	4,6	3,6	4,8	2,2	5,5	9,0	2,1	102,0	51,0	6,1	19,0	19,0	78,0	9,0	24,0	38,0
350	14	7,3	9,5	10,5	5,3	4,4	5,4	2,5	6,2	11,0	2,4	120,0	60,0	7,3	22,0	22,0	90,0	11,0	28,0	45,0

Os valores indicados para registro de globo aplicam-se também às torneiras, válvulas para chuveiros e válvulas de descargas.

FIG. 1.21 Comprimentos equivalentes a perdas localizadas, em metros de canalização de ferro galvanizado retilínea.

Fonte: Macintyre (2017).

ANEXO F8 – DIAGRAMA DE MOODY

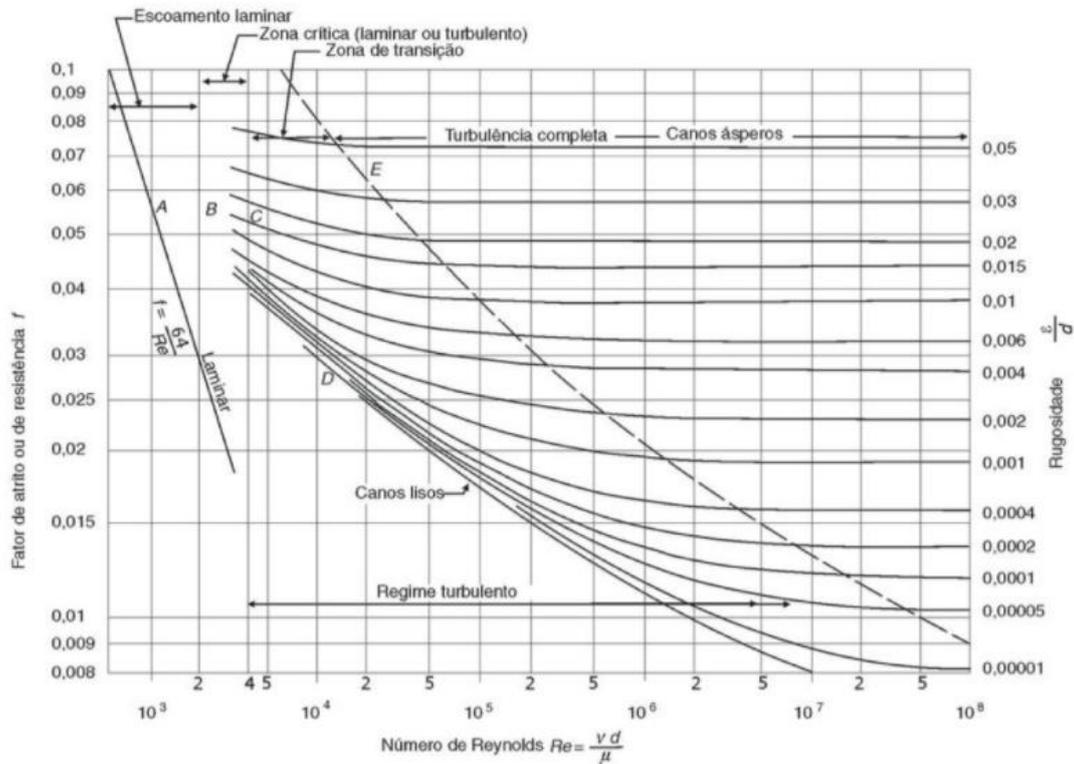


FIG. 1.17 Diagrama de Moody para determinação do coeficiente f de perda de carga.

Fonte: Macintyre (2017).

ANEXO F9 – FATORES DE MULTIPLICAÇÃO

Item	Process Type		
	Fluids	Fluids–Solids	Solids
Major equipment, total purchase cost	C_e	C_e	C_e
f_{er} Equipment erection	0.3	0.5	0.6
f_p Piping	0.8	0.6	0.2
f_i Instrumentation and control	0.3	0.3	0.2
f_{et} Electrical	0.2	0.2	0.15
f_c Civil	0.3	0.3	0.2
f_s Structures and buildings	0.2	0.2	0.1
f_l Lagging and paint	0.1	0.1	0.05
ISBL cost, $C = \Sigma C_e \times$	3.3	3.2	2.5
Offsites (OS)	0.3	0.4	0.4
Design and Engineering (D&E)	0.3	0.25	0.2
Contingency (X)	0.1	0.1	0.1
Total fixed capital cost $C_{FC} = C(1 + OS)(1 + D\&E + X)$			
$= C \times$	1.82	1.89	1.82
$= \Sigma C_e \times$	6.00	6.05	4.55

Table 2.2 Typical average equipment materials of construction capital cost factors.

Material	Correction factor f_M
Carbon steel	1.0
Aluminum	1.3
Stainless steel (low grades)	2.4
Stainless steel (high grades)	3.4
Hastelloy C	3.6
Monel	4.1
Nickel and inconel	4.4
Titanium	5.8

Table 2.5 Typical equipment pressure capital cost factors.

Design pressure (bar absolute)	Correction factor f_P
0.01	2.0
0.1	1.3
0.5 to 7	1.0
50	1.5
100	1.9

Table 2.6 Typical equipment temperature capital cost factors.

Design temperature (°C)	Correction factor f_T
0–100	1.0
300	1.6
500	2.1

Fonte: Towler e Sinnott (2013) e Smith (2006).

ANEXO F10 – TAXAS CELESC.

TARIFAS GRUPO B

O que é grupo B?

Tarifa Convencional (sem tributos)

Subgrupos	Classificação	Energia R\$/kWh
B1	Residencial Normal	0,50599
	Residencial Baixa Renda até 30kWh	0,1554875
	Residencial Baixa Renda de 31 a 100kWh	0,26655
	Residencial Baixa Renda de 101 a 220kWh	0,399825
	Residencial Baixa Renda acima de 220kWh	0,44425
B2	Rural, não cooperativa	0,4149
	Cooperativa de Eletrificação	0,4149
	Serviço Público de Irrigação	0,38455
B3	Água, Esgoto e Saneamento	0,4604509
	Demais Classes	0,50599
B4a	Iluminação Pública - Rede de Distribuição	0,27829
B4b	Iluminação Pública - Bulbo da Lâmpada	0,30359

Alíquotas de tributos

Referência	PIS	COFINS
08/2020	0,89%	4,11%
07/2020	0,39%	1,80%
06/2020	0,27%	1,27%
05/2020	0,51%	2,37%
04/2020	1,03%	4,75%
03/2020	1,34%	6,19%
02/2020	1,19%	5,48%
01/2020	0,67%	3,10%
12/2019	0,24%	1,10%
11/2019	0,11%	0,53%
10/2019	0,58%	2,70%
09/2019	0,99%	4,56%
08/2019	1,65%	7,60%
07/2019	1,54%	7,07%
06/2019	0,84%	3,89%
05/2019	0,12%	0,55%
04/2019	0,00 %	0,00 %
03/2019	0,25%	1,17%
02/2019	0,98%	4,52%
01/2019	1,52%	6,99%

(continua)

ICMS

Classe	Incidência de ICMS
Classe Residencial: consumo até 150 kWh	12%
Classe Residencial: consumo acima de 150 kWh	25%
Classe Rural: consumo até 500 kWh	12%
Classe Rural: consumo acima de 500 kWh	25%
Demais classes	25%
ICMS município de Rio Negro (PR) - todas as classes	29%

Lei Estadual n.º 7.547, de 27/01/89

Fonte: Celesc (2020).