

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

Ana Luiza Martini Devens
Darlon Antonio Mendes Neumann
Gabriella Ineu Michielin
Leonardo Ramos Ten Caten
Thiago Mateus Reschützegger Ippoliti

**PROJETO SUSTENTÁVEL DE MICRO USINA DE ETANOL HIDRATADO E
BIOFERTILIZANTE A PARTIR DE RESÍDUOS DA BATATA-DOCE**

Santa Maria, RS
2023

**Ana Luiza Martini Devens
Darlon Antonio Mendes Neumann
Gabriella Ineu Michielin
Leonardo Ramos Ten Caten
Thiago Mateus Reschützegger Ippoliti**

**PROJETO SUSTENTÁVEL DE MICRO USINA DE ETANOL HIDRATADO E
BIOFERTILIZANTE A PARTIR DE RESÍDUOS DA BATATA-DOCE**

Trabalho de Conclusão de Curso submetido ao Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Maria (UFSM, RS) 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
2023

**Ana Luiza Martini Devens
Darlon Antonio Mendes Neumann
Gabriella Ineu Michielin
Leonardo Ramos Ten Caten
Thiago Mateus Reschützegger Ippoliti**

**PROJETO SUSTENTÁVEL DE MICRO USINA DE ETANOL HIDRATADO E
BIOFERTILIZANTE A PARTIR DE RESÍDUOS DA BATATA-DOCE**

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

Aprovado em 07 de julho de 2023:

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

Fernanda de Castilhos, Dr^a. (UFSM)
(Professor convidado)

Nina Paula Gonçalves Salau, Dr^a. (UFSM)
(Professor convidado)

Santa Maria, RS
2023

RESUMO

PROJETO SUSTENTÁVEL DE MICRO USINA DE ETANOL HIDRATADO E BIOFERTILIZANTE A PARTIR DE RESÍDUOS DA BATATA-DOCE

AUTORES: Ana Luiza Martini Devens, Darlon Antonio Mendes Neumann, Gabriella Ineu Michielin, Leonardo Ramos Ten Caten, Thiago Mateus Reschützegger Ippoliti

ORIENTADORA: Lisiane de Marsillac Terra

O presente trabalho teve como objetivo projetar uma micro usina de etanol hidratado e biofertilizante a partir de resíduos de batata-doce, buscando maximizar o uso dos recursos disponíveis e promover a independência energética e a agricultura sustentável. A produção local de biocombustíveis foi identificada como vantajosa economicamente e ambientalmente, atendendo à crescente demanda por biocombustíveis no Brasil. Além de atender à demanda do setor agropecuário, a produção de biofertilizante tem como objetivo minimizar os rejeitos industriais da produção de etanol ao reaproveitá-los de forma sustentável e ambientalmente consciente. Considerando a baixa produção de cana-de-açúcar no estado do Rio Grande do Sul, a batata-doce surgiu como uma alternativa promissora para a produção de etanol, devido à disponibilidade de grandes quantidades de resíduos desse tubérculo, que são descartados por não atenderem aos requisitos comerciais. A implementação do projeto envolveu a definição dos produtos, avaliação de rotas tecnológicas, projeto da unidade produtiva, sistema de controle e instrumentação, além de análise econômica. A localização estratégica da usina, no município Barra do Ribeiro, e a seleção das melhores tecnologias contribuíram para a eficiência do processo e a sustentabilidade ambiental. A análise econômica para a produção de 2 m³/dia de etanol hidratado e 3,2 m³/dia de biofertilizante, com um consumo de 5,5 toneladas de batata doce *in natura*, demonstrou a viabilidade financeira do empreendimento com um retorno sobre o investimento alcançado no primeiro ano de produção. O projeto apresentou um Valor Presente Líquido (VPL) de R\$ 85.784.146,84, considerando os custos de produção, preços de mercado, demanda e tempo de retorno do investimento. Em suma, este trabalho acadêmico foi capaz de projetar e implementar um processo produtivo eficiente e potencialmente viável para a produção de etanol hidratado e biofertilizante a partir de resíduos de batata-doce, contribuindo para a economia circular, a sustentabilidade ambiental e o desenvolvimento regional.

Palavras-chave: Batata-doce; Etanol; Biofertilizante; Hidrólise enzimática.

ABSTRACT

SUSTAINABLE PROJECT OF MICRO ETHANOL PLANT AND BIOFERTILIZER FROM SWEET POTATO RESIDUES

AUTHORS: Ana Luiza Martini Devens, Darlon Antonio Mendes Neumann, Gabriella Ineu Michielin, Leonardo Ramos Ten Caten, Thiago Mateus Reschützegger Ippoliti

ADVISOR: Lisiane de Marsillac Terra

The present work aimed to design a micro plant for producing hydrated ethanol and biofertilizer from sweet potato waste, seeking to maximize the use of available resources and promote energy independence and sustainable agriculture. Local production of biofuels was identified as economically and environmentally advantageous, meeting the growing demand for biofuels in Brazil. Besides meeting the demand of the agricultural sector, the production of biofertilizer aims to minimize industrial waste by reusing it in a sustainable and environmentally conscious manner. Considering the low sugarcane production in the state of Rio Grande do Sul, sweet potato emerged as a promising alternative for ethanol production due to the availability of large quantities of waste from this tuber, which are discarded because they do not meet commercial requirements. The implementation of the project involved defining the products, evaluating technological routes, designing the production unit, control and instrumentation system, as well as conducting an economic analysis. The strategic location of the plant and the selection of the best technologies contributed to process efficiency and environmental sustainability. The economic analysis for the production of 2 m³/day of hydrated ethanol and 3.2 m³/day of biofertilizer demonstrated the financial feasibility of the venture, with a return on investment achieved in the first year of production. The project presented a Net Present Value (NPV) of R\$ 85,784,146.84, considering production costs, market prices, demand, and investment payback period. In summary, this academic work was able to design and implement an efficient and potentially viable production process for producing hydrated ethanol and biofertilizer from sweet potato waste, contributing to circular economy, environmental sustainability, and regional development.

Keywords: Sweet potato; Ethanol; Biofertilizer; Enzymatic hydrolysis.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1. Produção de batata-doce no RS e no município de Mariana Pimentel (2009-2021).	23
Figura 2. Rendimento médio de batata-doce no RS e no município de Mariana Pimentel (2009-2021).	23
Figura 3. Consumo final de etanol por tipo	32
Figura 4. Oferta total de etanol (2021-2031)	33
Figura 5. Demanda total de etanol (2021-2031)	33
Figura 6. Preços de revenda e distribuição de EHC no RS (2020-2022)	35
Figura 7. Vendas mensais de EHC no Brasil	36
Figura 8. Modelo Canvas da cooperativa	41
Figura 9. Estrutura molecular dos polissacarídeos: (a) amilose e (b) amilopectina	48
Figura 10. Reação genérica da fermentação	52
Figura 11. Representação da destilação em batelada	56
Figura 12. Localização do empreendimento	62
Figura 13. Diagrama de blocos	63
Figura 14. Fluxograma PFD do processo	65
Figura 15. Reação de hidrólise do amido	69
Figura 16. Esquema do equipamento de hidrólise	70
Figura 17. Esquema do equipamento SSF	71
Figura 18. Esquema da centrífuga	73
Figura 19. Esquema do equipamento de hidrólise proteica	75

Figura 20. Esquema do filtro	76
Figura 21. Fluxograma PFD com utilidades	82
Figura 22. Diagrama P&ID do destilador	95
Figura 23. Diagrama P&ID do reator de hidrólise do amido	97
Figura 24. Lucro cumulativo do empreendimento ao longo de 10 anos	117

LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Dados de composição média da batata-doce	24
Tabela 2. Fertilizantes semelhantes, com suas respectivas descrições e preços de venda	43
Tabela 3. Cálculo simplificado de viabilidade econômica	44
Tabela 4. Conversão do amido para os diferentes métodos de secagem	47
Tabela 5. Resultado do balanço energético para cada método	47
Tabela 6. Resultados da secagem	67
Tabela 7. Disposição dos colaboradores	78
Tabela 8. Legenda das cores referentes aos processos do planejamento	80
Tabela 9. Demanda total de vapor	85
Tabela 10. Reaproveitamento de água	90
Tabela 11. Materiais gerais de laboratório	91
Tabela 12. Geração de efluentes e seus destinos	91
Tabela 13. Custos com construção civil	99
Tabela 14. Custos com estocagem	100
Tabela 15. Custos com armazenamento de água	101
Tabela 16. Custos com equipamentos de processo	102
Tabela 17. Custos com equipamentos auxiliares	103
Tabela 18. Custos com matérias-primas	104
Tabela 19. Custos com transporte de matéria-prima	104

Tabela 20. Custos com utilidades, tubulações e estruturas auxiliares	105
Tabela 21. Custos com estruturas auxiliares	107
Tabela 22. Custos com folha de pagamento	108
Tabela 23. Custos com EPIs	109
Tabela 24. Custos com embalagens	109
Tabela 25. Custos de serviços	110
Tabela 26. Receitas	110
Tabela 27. Quitação de dívida do BNDES ao longo dos anos	116

LISTA DE QUADROS

Quadro 1. Especificações do etanol anidro combustível	39
Quadro 2. Especificações do teor de aminoácidos livres para comercialização do biofertilizante	40
Quadro 3. Planejamento semanal da produção	80

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	18
1.1 OBJETIVOS	19
2 DEFINIÇÃO DO PRODUTO	21
2.1 ETANOL	21
2.2 BIOFERTILIZANTE	21
2.3 MATÉRIA-PRIMA	22
2.2.1 Qualidade e características da matéria-prima	24
2.2.2 Estocagem da matéria-prima	25
2.3 ANÁLISE DE MERCADO	26
2.3.1 Descrição do mercado consumidor	27
2.3.1.1 Etanol	27
2.3.1.2 Biofertilizante	28
2.3.2 Tamanho do mercado consumidor para o produto	28
2.3.2.2 Biofertilizante	29
2.3.3 Avaliação dos competidores	30
2.3.3.1 Etanol	30
2.3.3.2 Biofertilizante	31
2.3.4 Expectativa de crescimento do mercado	31
2.3.4.1 Etanol	31
2.3.4.2 Biofertilizante	34
2.3.5 Tendência do preço de venda	35
2.3.5.1 Etanol	35
2.3.5.2 Biofertilizante	37
2.3.6 Fornecedores de matéria-prima	39
2.3.7 Exigências legais para comercialização	39
2.3.7.1 Etanol	39
2.3.7.2 Biofertilizante	40
2.4 CARACTERIZAÇÃO DOS PRODUTOS	40
2.4.1 Etanol Hidratado Combustível (EHC)	40
2.4.2 Biofertilizante	41
2.5 MODELO DE NEGÓCIO	42
2.6 CÁLCULO DA VIABILIDADE ECONÔMICA PRELIMINAR	44
3 DEFINIÇÕES DO PROCESSO	47
3.1 PRÉ-TRATAMENTO E ESTOCAGEM DA MATÉRIA-PRIMA	47
3.1.1 Estocagem	47
3.1.2 Recebimento e lavagem	47
3.1.3 Laminação, secagem e moagem	47
3.2 HIDRÓLISE DO AMIDO	49

3.2.1 Amido e enzimas amilolíticas	49
3.2.2 Hidrólise enzimática convencional separada da fermentação (SHF)	51
3.2.3 Hidrólise enzimática a frio (cold hydrolysis)	51
3.3 HIDRÓLISE PROTEICA	53
3.4 FERMENTAÇÃO	54
3.4.1. Fermentação Submersa (FS)	54
3.4.2. Sacarificação Simultânea à Fermentação (SSF)	55
3.4.3. Fermentação em Estado Sólido (FES)	55
3.4.4. Modos de Operação	56
3.4.4.1. Processo Descontínuo	56
3.4.4.2. Processo Contínuo	57
3.5 DESTILAÇÃO	58
3.5.1 Destilação em batelada	58
3.5.2 Destilação contínua	59
3.6 ROTA TECNOLÓGICA DEFINIDA	60
3.7 LABORATÓRIOS	61
3.7.1 Laboratório Químico	61
3.8 EXIGÊNCIAS LEGAIS PARA IMPLEMENTAÇÃO DO EMPREENDIMENTO	63
3.9 LOCALIZAÇÃO	63
4 PROJETO DE PROCESSO	65
4.1 DIAGRAMA DE BLOCOS	65
4.1 DESCRIÇÃO DO PROCESSO E SELEÇÃO DE EQUIPAMENTOS	66
4.1.1 Recepção e lavagem da matéria-prima	68
4.1.2 Secagem	69
4.1.3 Moagem	70
4.1.4 Pré tratamento de hidrólise do amido	71
4.1.4.1 Descrição do equipamento para hidrólise do amido	73
4.1.5 Sacarificação Simultânea à Fermentação	73
4.1.5.1 Descrição do equipamento para a SSF	74
4.1.6 Centrifugação	75
4.1.6.1 Descrição do equipamento para a centrifugação	75
4.1.7 Destilação	76
4.1.8 Tratamento de hidrólise da proteína	77
4.1.8.1 Descrição do equipamento para a hidrólise proteica	77
4.1.9 Filtro	78
4.1.9.1 Descrição do equipamento para a filtração	79
4.1.10 Envase e Expedição	79
4.1.10.1 Descrição do envase e distribuição do etanol	80
4.1.10.2 Descrição do envase e distribuição do biofertilizante	80

4.2 PLANEJAMENTO DA PRODUÇÃO	81
4.3 UTILIDADES	84
4.3.1 Água Quente	86
4.3.2 Vapor	87
4.3.3 Água Fria	88
4.4 DESCRIÇÃO DOS EQUIPAMENTOS DE UTILIDADES	89
4.4.1 Vapor	89
4.4.1.1 Caldeira	89
4.4.1.2 Trocadores de Calor (E-101 e E-301)	90
4.4.2 Água Quente	90
4.4.2.1 Tanques de armazenamento de água quente (TK-401 a TK-407)	90
4.4.3 Água Fria	91
4.4.3.1 Sistema de captação de água	91
4.4.3.2 Reservatórios	91
4.5 INTEGRAÇÃO DE UTILIDADES	92
4.6 CONTROLE DE QUALIDADE	93
4.7 TRATAMENTO DE EFLUENTES	94
4.8 LAYOUT	95
5 CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO	97
5.1 DESTILADOR	97
5.2 HIDRÓLISE DO AMIDO	99
5.3 FERMENTAÇÃO	101
6 ANÁLISE ECONÔMICA	103
6.1 CUSTOS COM CONSTRUÇÃO CIVIL	103
6.2 CUSTOS COM ESTOCAGEM	103
6.3 CUSTOS COM ARMAZENAMENTO DE ÁGUA	104
6.4 CUSTOS COM EQUIPAMENTOS	105
6.4.1 Custos com equipamentos do processo	105
6.4.2 Custos com equipamentos auxiliares	106
6.4.3 Custos com instrumentação	107
6.5 CUSTOS COM MATÉRIAS-PRIMAS	107
6.5.1 Custos com transporte de matéria-prima	108
6.6 CUSTOS COM UTILIDADES, TUBULAÇÕES E ESTRUTURAS AUXILIARES	109
6.6.1 Custos com utilidades e geração de vapor	109
6.6.2 Custos com tubulações	110
6.6.3 Custos com tratamento de efluentes	110
6.6.4 Custos com estruturas auxiliares	110
6.7 CUSTOS EMPREGATÍCIOS	111
6.7.1 Custos com EPIs	112

6.8 CUSTOS COM EMBALAGENS	113
6.9 CUSTOS COM SERVIÇOS	113
6.10 CUSTOS COM LICENÇAS E ENCARGOS GERAIS	114
6.11 RECEITAS	114
7 VIABILIDADE ECONÔMICA	115
7.1 INVESTIMENTO TOTAL	115
7.1.1 Investimentos Fixos	115
7.1.2 Capital de Giro	116
7.2 CUSTOS TOTAIS	116
7.3 LUCRO BRUTO	117
7.4 DEPRECIAÇÃO	118
7.5 IMPOSTO DE RENDA	118
7.6 INVESTIMENTO ALTERNATIVO	119
7.7 COMPENSAÇÃO PELO RISCO	119
7.9 FINANCIAMENTO	120
7.10 RENTABILIDADE	121
8 CONSIDERAÇÕES FINAIS	123
8.1. CONCLUSÃO	123
8.2. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	124
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	125
APÊNDICE A - MEMORIAL DE CÁLCULO DOS BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA	142
APÊNDICE A.1 - BALANÇO DE MASSA E ENERGIA ÁREA 100	142
APÊNDICE A.1.1 - Balanço de massa e energia secador rotativo (S-101)	142
APÊNDICE A.1.2 - Balanço de massa e energia moedor (G-101)	147
APÊNDICE A.3 - BALANÇO DE MASSA E ENERGIA ÁREA 200	147
APÊNDICE A.3.1 - Balanço de massa e energia reator de hidrólise (R-201)	147
APÊNDICE A.3.2 - Balanço de massa e energia SSF (R-202 a R-204)	150
APÊNDICE A.4 - BALANÇO DE MASSA E ENERGIA ÁREA 300	154
APÊNDICE A.4.1 - Balanço de massa e energia centrífuga (D-301)	154
APÊNDICE A.4.2 - Balanço de massa e energia destilador (T-301)	156
APÊNDICE A.4.3 - Balanço de massa e energia reator de hidrólise proteica (R-301 a R-302)	158
APÊNDICE A.4.4 - Balanço de massa filtração (F-301)	159
APÊNDICE B - MEMORIAL DE CÁLCULO E DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS DAS UTILIDADES	160
APÊNDICE B.1 - ÁGUA QUENTE	160
APÊNDICE B.1.1 - Biorreator de hidrólise do amido (HA)	160
APÊNDICE B.1.2 - Biorreator de hidrólise proteica (HP)	161
APÊNDICE B.1.3 - Chuveiros	162

APÊNDICE B.1.4 - Sistema de lavagem	163
APÊNDICE B.1.5 - Refeitório	164
APÊNDICE B.2 - VAPOR	164
APÊNDICE B.2.1 - Secador rotativo	164
APÊNDICE B.2.2 - Pré aquecimento do destilador	165
APÊNDICE B.2.3 - Tanques de água quente (TK-401 a TK-407)	166
APÊNDICE B.2.4 - Equipamentos Refeitório e Lavanderia	167
APÊNDICE B.2.5 - Reboiler	168
APÊNDICE B.3 - ÁGUA FRIA	169
APÊNDICE B.4 - DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS DE PROCESSO	170
APÊNDICE B.4.1 - Silo (L-101)	170
APÊNDICE B.4.2 - Compressor (L-101)	171
APÊNDICE B.4.3 - Trocadores de calor (E-101 e E-301)	171
APÊNDICE C - DIMENSIONAMENTO DE TUBULAÇÕES	173
APÊNDICE C.1 - DIMENSIONAMENTO DE TUBULAÇÕES DO PROCESSO	173
APÊNDICE C.2 - DIMENSIONAMENTO DE TUBULAÇÕES DO VAPOR	175
APÊNDICE C.3 - DIMENSIONAMENTO DE TUBULAÇÕES DE ÁGUA QUENTE	176
APÊNDICE C.4 - DIMENSIONAMENTO DE TUBULAÇÕES DE ÁGUA FRIA	177
APÊNDICE C.5 - DIMENSIONAMENTO DE BOMBAS	181
APÊNDICE D - LAYOUTS	191
APÊNDICE D.1 - LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE PROCESSO	191
APÊNDICE D.2 - LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE VAPOR	193
APÊNDICE D.3 - LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE ÁGUA QUENTE	194
APÊNDICE D.4 - LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE ÁGUA FRIA	195
APÊNDICE D.5 - LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE CAPTAÇÃO DE ÁGUA	196
ANEXO A - EQUIPAMENTOS DO PROCESSO	197
ANEXO A.1 - ESTEIRAS TRANSPORTADORAS TIPO REDLER	197
ANEXO A.2 - LAVADORA COM ESTEIRA DE CHUVEIROS	198
ANEXO A.3 - LAMINADOR/MÁQUINA FATIADORA	199
ANEXO A.4 - SILO (L-101)	200
ANEXO A.5 - ELEVADOR DE CANECAS	202
ANEXO A.6 - MÓDULO DO SECADOR (S-101)	203
ANEXO A.7 - MÓDULO DO MOINHO (G-101)	204
ANEXO A.8 - MÓDULO DE BIORREADORES (R-201 a R-204)	205
ANEXO A.8.1 - DIMENSÕES DE BIORREADORES (R-201 a R-204)	206
ANEXO A.9 - MÓDULO DE BIORREADORES (R-301 a R-302)	208
ANEXO A.9.1 - DIMENSÕES DE BIORREADORES (R-301 a R-302)	209
ANEXO A.10 - CENTRÍFUGA (D-301)	211
ANEXO A.11 - DESTILADOR (T-301)	212

ANEXO A.12 - DIMENSÕES DO FILTRO (F-301)	213
ANEXO A.13 - TANQUE SUBTERRÂNEO DE ARMAZENAMENTO DE EHC	214
ANEXO A.14 - BOMBA DE COMBUSTÍVEL	215
ANEXO A.15 - ENVASADORA PARA BIOFERTILIZANTE	217
ANEXO B - EQUIPAMENTOS AUXILIARES	218
ANEXO B.2 - LAVA LOUÇAS	219
ANEXO B.3 - CALANDRA	221
ANEXO B.4 - PANEAS INDUSTRIAIS	222
ANEXO B.5 - BUFFET COM CUBAS	223
ANEXO B.6 - CAIXA DE GORDURA	224
ANEXO C - EQUIPAMENTOS DE UTILIDADES	225
ANEXO C.1 - CARTA PARA DIMENSIONAMENTO DE CORRENTE PNEUMÁTICA	225
ANEXO C.2 - TANQUES DE AQUECIMENTO (TK-401 a TK-407)	226
ANEXO C.3 - CALDEIRA	227
ANEXO C.4 - TROCADORES DE CALOR TIPO CASCO E TUBO	228
ANEXO C.5 - BOMBA SUBMERSA PARA POÇO ARTESIANO	230
ANEXO C.6 - RESERVATÓRIOS DE ÁGUA E CISTERNA 108 M3.	232
ANEXO C.7 - RESERVATÓRIOS DE ÁGUA 20 M3.	233
ANEXO C.8 - RESERVATÓRIO DE ÁGUA 6 M3.	234
ANEXO D - EQUIPAMENTOS DO LABORATÓRIO	235
ANEXO D.1 - BALANÇA ANALÍTICA	235
ANEXO D.2 - PHMETRO	236
ANEXO D.3 - CONDUTIVÍMETRO	237
ANEXO D.4 - BURETA DIGITAL	238
ANEXO D.5 - ESTUFA	239
ANEXO D.6 - CAPELA	240
ANEXO D.7 - DENSÍMETRO	241
ANEXO D.8 - DEIONIZADOR	242
ANEXO E - ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE EFLUENTES	243
ANEXO F - MOTOBOMBAS	246
ANEXO F.1 - MOTOBOMBA DE 1 CV	246
ANEXO F.2 - MOTOBOMBAS DE 5 E 10 CV	247

1 INTRODUÇÃO

Este trabalho tem como objetivo projetar uma micro usina de etanol hidratado a partir dos resíduos de batata-doce que não atendem às normas para comercialização. Do resíduo do processo fermentativo será também produzido biofertilizante, como especificado na Instrução Normativa Nº 61, de 08 de julho de 2020, de alto valor agregado. Com este projeto, busca-se maximizar o uso dos recursos disponíveis e minimizar o impacto ambiental, ao mesmo tempo em que se promove a independência energética e a agricultura sustentável.

Além disso, o projeto propõe uma estruturação de um modelo de negócios que promova a economia circular, onde os resíduos de batata-doce são transformados em biocombustíveis e biofertilizante, ou seja, produtos de valor agregado. Dessa forma, se busca alcançar uma economia mais equilibrada e sustentável, onde todos os participantes do processo são beneficiados. Para alcançar esses objetivos, será utilizado o cooperativismo regional, com a filiação de produtores de batata-doce, que serão beneficiados diretamente pelo negócio, pois poderão vender sua produção para a micro usina e, ao mesmo tempo, ter acesso ao biofertilizante gerado pelo processamento da batata-doce, melhorando a produção agrícola.

Ademais, vale ressaltar que o uso de biomassa produzida localmente para a geração de biocombustíveis tem se mostrado uma opção cada vez mais vantajosa, tanto economicamente quanto ambientalmente. Isso pois, além de proporcionar uma fonte de renda para os agricultores, a produção de biocombustíveis locais contribui para a redução de emissão de gases de efeito estufa, bem como para a independência energética do país.

Em pesquisas desenvolvidas por empresas do ramo energético, juntamente com o Ministério de Minas e Energia e secretarias de Petróleo, Óleo e Gasolina foi desenvolvido um panorama promissor acerca da expectativa de crescimento no consumo de biocombustíveis no país, podendo chegar a 44,2 milhões m³ de etanol hidratado combustível (EHC) em 2031, a uma taxa de 6,6% ao ano. Além disso, projeta-se um aumento de 22,9% (20,8 bilhões de litros) das vendas em 2023. Cabe ressaltar que alguns dos principais fatores em relação a essa tendência são o aumento da oferta, o decreto de políticas públicas fomentadoras da produção e consumo interno, o impacto nos preços pela diferença tributária em relação à gasolina e o reflexo pelo aumento da competitividade.

Sabe-se que a principal matéria-prima utilizada na produção de etanol a nível brasileiro é a cana-de-açúcar e as regiões de maior produção concentram-se no centro-oeste e nordeste do país. Sendo assim, o estado do Rio Grande do Sul é um grande comprador, produzindo nos últimos anos apenas 2% do consumo estadual médio, 275 milhões de litros, de EHC. Esse fato se dá pelo clima de baixas temperaturas e incidências de geada, sendo essas condições desfavoráveis para o plantio, de modo que a produção da cana-de-açúcar ocorre apenas em pequenas partes do estado. Nesse cenário, um substituto amiláceo para essa finalidade é a batata-doce, onde o estado gaúcho recebe destaque de maior produtor do Brasil em 2021, com foco de produção na mesorregião Metropolitana de Porto Alegre.

Dados indicam que a quantidade elevada que é produzida e acaba sendo descartada devido ao grande tamanho do tubérculo ou ainda pelo tempo excessivo que o mesmo permanece em exposição no supermercado, acabam favorecendo seu possível emprego para a produção de etanol, visto que a batata-doce possui em sua composição um grande percentual de amido.

Além disso, também é importante ressaltar a flexibilização da legislação que torna economicamente favorável através da Resolução da ANP nº 43 a produção e comercialização de etanol combustível, desde que a unidade produtora tenha um laboratório de análise de qualidade vinculado à ANP. Tal ação propicia a redução dos valores que compõem o atual preço do combustível no estado do Rio Grande do Sul.

De acordo com dados recentes, o Brasil é considerado um país altamente dependente da produção externa de fertilizantes devido à insuficiência da oferta interna para atender à demanda. Aproximadamente 8,5% do consumo global de fertilizantes é realizado no Brasil. A necessidade de fertilizantes no país é superior ao que é produzido localmente, o que leva a uma dependência das importações, sendo que mais de 80% dos fertilizantes utilizados no Brasil são importados. Diante desses fatos, o presente trabalho propõe a produção de biofertilizantes visando o atendimento regional de tal demanda.

1.1 OBJETIVOS

O objetivo geral deste trabalho acadêmico é projetar um processo produtivo eficiente e possivelmente viável para a produção de etanol hidratado e biofertilizante a partir de resíduos

de batata-doce, em uma micro usina. Para atingir esse objetivo, serão estabelecidos objetivos específicos, tais como:

- A definição detalhada dos produtos que serão produzidos, incluindo suas especificações e requisitos;
- A avaliação das diferentes rotas tecnológicas para cada processamento, considerando fatores como eficiência, custo e impacto ambiental;
- A realização do projeto do processo, incluindo a seleção de equipamentos e a definição de fluxogramas;
- A realização do projeto da unidade produtiva, incluindo o *layout*, a escolha dos equipamentos e a definição das condições operacionais;
- A implementação de um sistema de controle e instrumentação para garantir a qualidade dos produtos e a segurança da operação;
- E a realização de uma análise econômica para avaliar a viabilidade do projeto, incluindo a análise do retorno do investimento.

A definição detalhada dos produtos é crucial para garantir que os produtos finalizados atendam às necessidades dos clientes e aos padrões de qualidade exigidos. A avaliação das diferentes rotas tecnológicas é importante para garantir que a melhor tecnologia seja utilizada no processo produtivo, o que pode contribuir para a redução de custos e a preservação do meio ambiente. Já a realização do projeto do processo e da unidade produtiva, são importantes para garantir que esses sejam otimizados e eficientes, e que os equipamentos sejam adequados às necessidades do processo. A implementação de um sistema de controle e instrumentação é importante para garantir que os produtos finais sejam de alta qualidade e que a operação seja segura para os operadores. E em conclusão, a realização de uma análise econômica é crucial para garantir que o projeto seja financeiramente viável e que o investimento seja recuperado em um período razoável de tempo.

2 DEFINIÇÃO DO PRODUTO

2.1 ETANOL

Define-se bioetanol como etanol obtido a partir de materiais orgânicos disponíveis de forma renovável. Dentre as matérias-primas mais utilizadas na obtenção deste biocombustível, destacam-se os açúcares e amidos como a cana-de-açúcar, mandioca, milho e beterraba, que requerem uso de processos fermentativos. Além disso, pode-se obter o mesmo produto a partir de biomassa através de fermentação e gaseificação (LUZ et al., 2009).

O etanol é um composto químico que pertence a classe dos álcoois, função que contempla compostos que possuem uma hidroxila ligada a um carbono de hibridização sp^3 (SOLOMONS, 2018). Considera-se que biocombustíveis contribuem para a diminuição de gases de efeito estufa, uma vez que estes produzem quantidades consideravelmente inferiores quando comparados com os combustíveis fósseis. Além disso, é um produto renovável e biodegradável, e possui diversos benefícios ambientais, tornando-o mais sustentável (STOEGLEHNER, G.; NARODOSLAWSKY, M., 2009). Por estes motivos, observa-se uma crescente adesão ao uso deste produto mundialmente (OECD & NATIONS, 2015).

No Brasil, por volta de 1975 foi implementado um programa que tinha como objetivo a libertação da dependência do petróleo, intitulado como Programa Nacional do Alcool após um crescimento abrupto no preço do petróleo (ANDRADE, 2009). Após alguns anos, o preço do petróleo caiu de maneira significativa, e como forma de manter o etanol em evidência, o setor automobilístico alavancou sua popularidade, com a grande adesão da população na compra de veículos *flex fuel*, isto é, que aceitam tanto gasolina quanto etanol. Tal fato, somado ao incentivo à produção de etanol a partir da cana-de-açúcar e a grande disponibilidade de área cultivável, alavancou o Brasil como país de destaque na produção de etanol mundial.

2.2 BIOFERTILIZANTE

Os biofertilizantes são as substâncias que contêm uma variedade de micro-organismos com a capacidade de aumentar a absorção de nutrientes pelas plantas. Os biofertilizantes são bem conhecidos devido seu custo, eficácia, natureza ecológica e composição, sendo eficazes alternativas aos fertilizantes sintéticos (DASGUPTA et al., 2021).

Alguns resíduos agroindustriais podem apresentar risco ambiental se não utilizados, ou descartados, na forma adequada. Todavia, o processo de adubação é um dos gargalos financeiros para a agricultura e é responsável por boa parte do custo nas produções de hortaliças. Tais resíduos podem também ser bem aproveitados como potenciais fontes de nutrientes para a agricultura e podem, em proporção e forma adequadas, ser aplicados como fertilizantes, melhorando a qualidade do solo e ainda reduzindo o custo de produção.

O biofertilizante é considerado um adubo orgânico líquido, utilizado para complementar a adubação de fertilizantes sólidos, e que pode ser produzido a partir de resíduos agroindustriais.

Tal insumo é aplicado nas plantas via pulverizações nas folhas, ou junto com a água de irrigação, propiciando uma resposta mais rápida que os fertilizantes sólidos. Normalmente é utilizado na concentração de 2% para mudas e 5% para plantas no campo (EMBRAPA, 2007).

2.3 MATÉRIA-PRIMA

Existem diversas matérias-primas para a produção do bioetanol em larga escala. Como explicitado anteriormente, vegetais com grande abundância de açúcar ou amido em sua composição podem ser utilizados como matéria-prima. Ainda não muito difundido comercialmente, está a produção de etanol a partir da batata-doce, que possui diversas vantagens frente às outras matérias-primas.

Observa-se que a batata-doce (*Ipomoea batatas*), no atual cenário, é uma espécie potencial para geração de biocombustível. Justificado por fatores como: possui fácil manejo; grande resistência a doenças; ciclos pequenos desde a plantação até a colheita; adapta-se facilmente em solos de média a baixa fertilidade (FRANCO, A. C.; FRANCO, L. S., 2021).

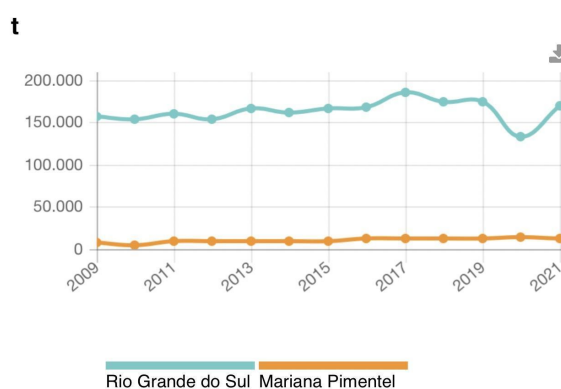
De acordo com o Calendário Agrícola da Agricultura Familiar, que objetiva auxiliar o agricultor familiar a fazer um levantamento da melhor época para plantio e disponibilização da safra, a batata-doce encontra seu período de início de safra em outubro e novembro (baixa quantidade de produto no mercado), safra/colheita de dezembro a junho (alta quantidade no mercado), fim de safra em julho (baixa quantidade de produto no mercado) e entressafra de agosto a setembro (muito difícil de encontrar o produto no mercado) (UNICAFES, 2022).

De acordo com os dados da Produção Agrícola fornecidos pelo IBGE (2022), a quantidade produzida de batata-doce, em 2021, para o Rio Grande do Sul foi de 170.323 ton. A área plantada é de 11.666 ha, área colhida de 11.566 ha e rendimento médio de 14,726 ton/ha.

O destaque cabe a cidade de Mariana Pimentel, com produção de 19.800 ton, área plantada de 1.200 ha, área colhida de 1.100 ha e rendimento médio de 18 ton/ha. Abaixo seguem gráficos (Figuras 1 e 2) da produção e rendimento médio, no período de 2009 a 2021, em comparação ao estado do RS e da cidade de Mariana Pimentel (RS).

Figura 1. Produção de batata-doce no RS e no município de Mariana Pimentel (2009-2021).

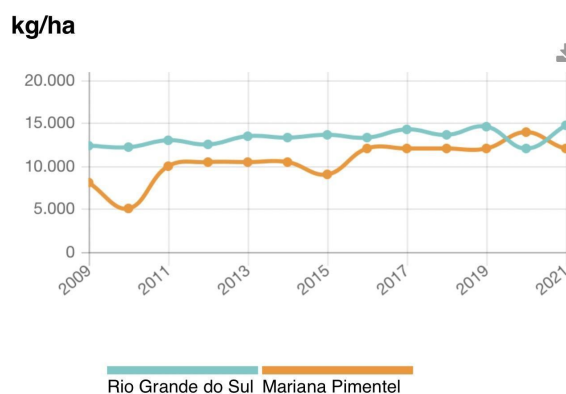
Batata-doce / **Quantidade produzida** (Unidade: t)



Fonte: IBGE (2021).

Figura 2. Rendimento médio de batata-doce no RS e no município de Mariana Pimentel (2009-2021).

Batata-doce / **Rendimento médio** (Unidade: kg/ha)



Fonte: IBGE (2021).

Além destas características em relação à sazonalidade, produção e rendimento da planta, a batata-doce também apresenta vantagens em relação à sua composição. Esta

apresenta alto valor energético, uma vez que apresenta grande quantidade de açúcar e amidos. Quando se compara com matérias-primas já consolidadas, considerando a porcentagem de carboidratos, observa-se uma grande vantagem da batata-doce sobre as opções já estudadas (MASIERO, 2012).

Ademais, segundo a EMBRAPA (2022), cerca de 20% da produção de batata-doce no Rio Grande do Sul não é comercializada, devido à forma/tamanho irregular do alimento, do vencimento do tempo de prateleira, entre outros motivos. Assim, essa quantidade pode ser utilizada como matéria-prima na produção de etanol, sem afetar a oferta de alimentos para consumo humano.

Dessa forma, considerando todos os fatores citados acima, evidencia-se o grande potencial inexplorado desta matéria-prima para a produção de etanol, sendo esta adotada para este trabalho.

2.2.1 Qualidade e características da matéria-prima

A batata-doce é um tubérculo composto basicamente de carboidratos, proteínas, lipídios e fibras vegetais. Abaixo podemos observar a Tabela 1 que mostra a composição centesimal média, fator que exprime de forma básica a proporção dos componentes que estão em 100 gramas da matéria prima em questão, considerando a umidade delas (SOAVE, 2002).

Tabela 1. Dados de composição média da batata-doce.

Umidade	64,3
Carboidratos totais	30
Proteínas	1,5
Lipídios	0,3
Fibras digeríveis	3,9

Fonte: Veríssimo (2010).

Existem diversas variedades de batata-doce no Brasil, as quais apresentam grande diversidade genética. Dentre as principais características, é possível citar que é muito resistente a pragas e doenças, podendo se adaptar a diferentes condições, como baixa fertilidade do solo, além de apresentar alta produtividade, valores nutricionais interessantes, apresentando altos valores de carboidratos e proteínas na sua composição (NERSALLA, 2023).

Segundo o portal da Embrapa (2021), existem mais de 31 cultivares de batata-doce registradas, que se diferenciam em vários aspectos, sendo algumas destas cultivares não tão interessantes para o plantio, uma vez que são cultivares obsoletas, não satisfazendo a necessidade de produção ou ainda por não serem resistentes a pragas e doenças. Assim sendo, existem vários critérios que devem ser levados em consideração para a produção de uma determinada *cultivare*: exigências de mercado, adaptação ao local, tolerância a pragas e doenças, ciclo de produção, potencial produtivo, comprimento dos tubérculos e formação, possibilidade de colheita automatizada, entre outros.

2.2.2 Estocagem da matéria-prima

Sabe-se que a batata-doce é um produto altamente perecível, e perdas podem acontecer por diversos fatores. No contexto do presente trabalho, isto é, a utilização desta matéria-prima para a produção de etanol e biofertilizante, é cauteloso analisar as perdas por danos patológicos (causados por fungos, bactérias ou vírus), visto que tais interferem na composição, podendo causar alterações no processo. No entanto, deve-se considerar também os danos físicos e fisiológicos, visto que deixam a batata-doce mais suscetível a ataques microbiológicos (DEVEREAU, 1994).

De acordo com Devereau (1994), a batata-doce é otimamente armazenada em temperaturas entre 12 a 16 °C, com umidade relativa do ar entre 85 a 90%. Além disso, é necessário armazenar em local arejado com ambiente controlado, visto que a respiração dos tubérculos gera dióxido de carbono, responsável pela aceleração da decomposição. O local de armazenamento deve conter mais de 7% de oxigênio, e menos de 10% de gás carbônico. Dessa forma, garante-se que a batata-doce dure de cinco meses a um ano, ao contrário de apenas três meses. Como o produto final deste trabalho não possui fins alimentícios, não há a necessidade de descartar tubérculos danificados mecanicamente, ao contrário do que a literatura afirma (RAMIREZ, 1992).

Existem métodos para o pré-tratamento da batata-doce que resultam em condições mais brandas de estocagem, tais como a secagem. Nesta técnica, cortam-se os tubérculos a fim de obter-se uma espessura de 2 a 4 milímetros, e em seguida, são secos. Dessa forma, remove-se a umidade, resultando na desaceleração do crescimento patogênico e, portanto, reduz a velocidade da decomposição (RAMIREZ, 1992).

A curagem também pode ser utilizada como pré-tratamento, e deve ser feita logo após a colheita. Este método consiste em expor a batata-doce a temperatura de 30 a 32 °C e umidade relativa de 80 a 95%, de 4 a 10 dias. Este processo estimula a produção de uma película protetora para a batata-doce, chamada de periderme, que impede a entrada de micro-organismos (RAMIREZ, 1992).

Extensos estudos foram desenvolvidos para avaliar o efeito do armazenamento na composição da batata-doce. Chegou-se à observação que, sob condições ideais de armazenamento, a quantidade de amido e vitamina diminuem, enquanto a de açúcar e proteína aumentam para 6,3% e 16%, respectivamente (BOUWKAMP, 1985). Dessa forma, garante-se que a estocagem da matéria-prima não afeta o produto final.

2.3 ANÁLISE DE MERCADO

A análise de mercado se reduz a um conjunto de práticas adotadas a fim de se obter informações acerca do mercado no qual o produto ou projeto irá atuar. Logo, com essas informações, é possível ter uma noção mais direta sobre o ramo de atuação, público alvo, concorrentes e fornecedores em potencial.

Assim, será feita a análise comercial de mercado aplicada ao produto/serviço de interesse, a criação de micro usinas para produção de etanol. Como justificativas tem-se a demanda aumentada do produto de interesse em função dos consecutivos reajustes dos demais combustíveis fósseis já utilizados, criando assim um mercado mais competitivo, a flexibilização da regulamentação de comercialização de etanol e também o desenvolvimento de uma rede cooperativa em diferentes regiões do estado.

Essa análise conta com a descrição do mercado, avaliação dos competidores trazendo os volumes anuais de produto já produzido pelos concorrentes, tamanho do mercado consumidor para o produto, expectativa de crescimento deste mercado, tendência do preço de venda, além da questão dos fornecedores de matéria-prima e exigências legais para a comercialização.

2.3.1 Descrição do mercado consumidor

2.3.1.1 Etanol

No Brasil, a produção de etanol é basicamente a partir da cana-de-açúcar, e é centralizada em grandes usinas as quais são detentoras das terras que produzem a matéria-prima para o processo, e que estão concentradas no estado de São Paulo e nas regiões centro-oeste e nordeste do país. Nesse cenário, o Rio Grande do Sul é um grande comprador de etanol advindo dessas regiões produtoras, e infelizmente, nos últimos anos, o RS produziu apenas 2% do consumo estadual médio, 275 milhões de litros, de etanol hidratado combustível (EHC) (UNICA, 2020).

Devido às baixas temperaturas no inverno e incidências de geadas, apenas pequena parte do estado tem condições climáticas amenas para o plantio de cana-de-açúcar. Entretanto, uma fonte de matéria-prima alternativa são as amiláceas, das quais pode-se destacar a batata-doce, visto que o RS é o maior produtor do Brasil (EMBRAPA, 2021).

Algumas referências da literatura apontam que, há alguns anos atrás, esta forma de empreendimento de produção do etanol no RS teria a logística de transporte como fator determinante na viabilidade econômica, pois o custo adicional com essa logística e com o ICMS poderia comprometer a competitividade frente à gasolina comum. Porém com a aprovação da Resolução ANP nº 828/2020, que permite à empresa realizar o controle e certificação de qualidade do etanol combustível em qualquer laboratório cadastrado, e não somente nos laboratórios da ANP, esse fator que impactava negativamente a lucratividade poderia ser contornado ou amenizado. Então, devido a tal flexibilização, pode-se pensar na possibilidade de estruturação de uma cooperativa com micro usinas de produção de etanol a partir de resíduos de batata-doce em algumas regiões do estado. A ideia consiste na obtenção da matéria-prima através de agricultores locais (resíduos de cultivo de batatas doces e/ou produto que não está ideal para a comercialização devido ao tamanho), para que então pudéssemos destinar o produto final para os consumidores.

Como o produto que será produzido se refere a um tipo de combustível produzido a partir de resíduos de batata-doce, é importante que a empresa foque em uma melhor forma de obtenção e aproveitamento desta matéria-prima, e como destinará o seu produto final aos clientes fidelizados na “cooperativa” em questão.

O empreendimento será, inicialmente a nível regional, sendo da forma *Business to Business* “B2B”, comercializando o produto diretamente com as distribuidoras de etanol. Ainda, serão estudadas abordagens em trabalhos futuros que possibilitem parcerias com os postos e distribuidoras para descontos no produto para agricultores que participam do projeto na região metropolitana de Porto Alegre/RS, gerando atratividade entre agricultores.

2.3.1.2 Biofertilizante

Observa-se que, tanto no Brasil quanto no mundo, a utilização de fertilizantes possui correlação com a produtividade agrícola. Com o aumento da produtividade desde meados do século XX, também se obteve aumento na produção de fertilizantes superior a 300% globalmente. Outro fator empírico que corrobora para esta tese é o caso da produção mundial de cereais de 2006 a 2016, que, apesar do baixo crescimento em área plantada, houve grande produção de cereais dada a proporcional utilização de fertilizantes (TRAGE, 2019).

É evidente que o rendimento da produção ocorre majoritariamente pela implementação de fertilizantes no solo, sendo de extrema importância para o setor agrícola. No Brasil, a produção interna é inferior à demanda de fertilizantes no país, formando um desbalanceamento que acarreta na importação de grandes quantidades do produto. Dessa forma, faz-se interessante suprir a demanda apresentada internamente (TRAGE, 2019).

Portanto, de forma similar ao que foi descrito para o caso do EHC, o empreendimento será da forma *Business to Consumer* “B2C”, fornecendo o biofertilizante tanto aos agricultores locais (20%), como aos grandes produtores de toda a região, principalmente de soja (80%).

2.3.2 Tamanho do mercado consumidor para o produto

2.3.2.1 Etanol

Avaliando em relação ao mercado consumidor, que se baseia nos integrantes das agroindústrias familiares, os quais fornecem matéria-prima, e distribuidoras de combustível, que fazem a distribuição na região metropolitana de Porto Alegre (composta pelas cidades de Alvorada, Cachoeirinha, Campo Bom, Canoas, Estância Velha, Esteio, Gravataí, Guaíba, Novo Hamburgo, Porto Alegre, São Leopoldo, Sapiranga, Sapucaia do Sul e Viamão), é

evidente que estes dois grandes grupos irão se privilegiar pela aquisição de etanol e assim, fortalecer o cooperativismo e economia regional.

Nos últimos anos teve-se um significativo aumento de políticas públicas em diversos países atrelado a substituição de combustíveis fósseis por biocombustíveis, seja utilização pura ou adoção como misturas em outros combustíveis. Segundo fontes da OCDE/FAO (2020), o Brasil é o único país que utiliza 10% de sua fonte energética oriunda do uso de biocombustíveis (VIDAL, 2021).

Mesmo sendo o segundo maior produtor de etanol, o Brasil ainda está muito atrás dos Estados Unidos, atual maior produtor. Nos últimos anos, houve uma significativa baixa em importações de etanol, fato este causado pela cota tarifária que expirou, fazendo com que todos os embarques partidos dos EUA e direcionados para o Brasil estejam sujeitos a uma tarifa de 20% (LEWIS, 2021).

Segundo dados apontados pela base de dados da UNICA, o consumo de Etanol Hidratado Combustível no Rio Grande do Sul em 2019/2020 foi de 78,14 milhões de litros. Já a produção de EHC no estado neste período, segundo o Balanço Energético Nacional de 2021, foi de apenas 2 milhões de litros, ou seja, nem 1% da demanda foi atendida pela produção estadual, e somente cerca de 50% da demanda foi atendida por produção da região sul. Tais dados expõem a possibilidade e também a necessidade de um acréscimo na produção para atender à demanda através da produção local.

Portanto, somado ao aumento do número de cooperativas nos últimos anos, que em 2019 eram cerca de 15,5 milhões e em 2020 já passavam de 17 milhões, é possível estabelecer o mercado consumidor para o etanol produzido através de resíduos de batata-doce não comercializada que é cultivada por grupos familiares (Portal Paraná Cooperativo, 2021).

Assim, o montante de etanol produzido será comercializado entre distribuidoras de etanol, que farão a distribuição para diferentes postos da região metropolitana de Porto Alegre, com possíveis descontos para agricultores que participam do projeto de produção de etanol, incentivando mais agricultores a também fazer parte.

2.3.2.2 Biofertilizante

Recentemente, projeções estatísticas foram traçadas relacionando a importação, exportação, e produção de fertilizantes em território nacional. Com o estudo, concluiu-se que o Brasil continuará sendo altamente dependente das importações, visto a alta demanda e pouca produção interna para o aumento de consumo (EMBRAPA, 2017).

O mercado de biofertilizantes na agricultura sul-rio-grandense pode ser explorado com sucesso, tanto em escalas pequenas como em produções extensivas, especialmente entre os grandes agricultores de soja. Com a produção de biofertilizantes, também é possível atender à demanda de agricultores familiares da região metropolitana de Porto Alegre, bem como de outras localizações. Para aumentar as vendas, é recomendável buscar parcerias com consultores agrícolas e oferecer o produto diretamente no local de produção.

O uso do biofertilizante na produção de batata-doce na região, mesmo sendo baixo, contribui para uma economia local sustentável e circular. Por isso, visa-se a venda de parte da produção de biofertilizante a preços mais baixos do que o do mercado (20%), podendo ser uma estratégia eficaz para fidelizar os fornecedores de matéria-prima e colaborar para a economia circular.

2.3.3 Avaliação dos competidores

2.3.3.1 Etanol

A produção de etanol vem sendo implementada como alternativa frente aos combustíveis fósseis, uma vez que são menos poluentes e renováveis. A produção global é liderada pelas empresas americanas Poet Biorefining, Valero Energy e Archer Daniels Midland (STATISTA, 2021), produzindo cerca de 10 bilhões de litros por ano. No Brasil, várias empresas atuam na produção, visto que o país é o segundo maior produtor global, com a empresa Raízen sendo destaque na produção, com 3,5 bilhões de litros por ano (RAÍZEN, 2022).

O modelo de comercialização convencional do etanol no Brasil é feito através de distribuidoras que comercializam o mesmo com os postos de gasolina. Novamente, temos a Raízen com 19,4% do mercado, Ipiranga, com 17,1% das vendas nacionais e a BR com 16,6% do comércio brasileiro, sendo o resto percentual dividido em empresas de menor porte.

Em pesquisa analisada no site da ANP (2020), praticamente toda a produção de etanol na região sul do país é proveniente do Paraná, com usinas nas cidades de Jussara e São Carlos do Ivaí, que são pertencentes a Companhia Melhoramentos Norte do Paraná e a Cooperativa Agrícola Regional de Produtores de Cana Ltda.

Assim sendo, dentre as principais vantagens da instalação de uma usina de etanol no estado do Rio Grande do Sul, tem-se o aumento da competitividade em função da flexibilização da norma, baixo custo da matéria-prima e também proximidade com o mercado consumidor.

2.3.3.2 Biofertilizante

Os biofertilizantes vêm sendo produzidos como forma de aproveitar resíduos agroindustriais, fazendo com que materiais que antes seriam descartados tenham um destino mais nobre. Em contrapartida, os fertilizantes, empregados em grande escala na agricultura, são responsáveis por grande parte dos custos de produção, sendo considerados como gargalos produtivos. O Brasil é um país que possui déficit na produção de fertilizantes, importando muito do que consome, visto que a importação é menos custosa que a implementação de uma empresa que produza somente fertilizantes, especialmente os constituídos de Nitrogênio, Fósforo e Potássio (EMBRAPA, 2017).

A nível de mundo, os países que mais se destacam quanto a produção de fertilizantes tem-se a Rússia, Canadá e China, detendo mais de um terço da produção global. Já no Brasil, existem poucas fábricas produtoras de fertilizantes. A Yara detém 25% do mercado produtor interno, Mosaic com 20% e Fertipart 15% (SO HELICES, 2022).

Assim, a produção de biofertilizantes entra como solução para o reaproveitamento de resíduos e também contribui para o estímulo de biofertilizantes no Brasil, aumentando a competitividade com o mercado externo.

2.3.4 Expectativa de crescimento do mercado

2.3.4.1 Etanol

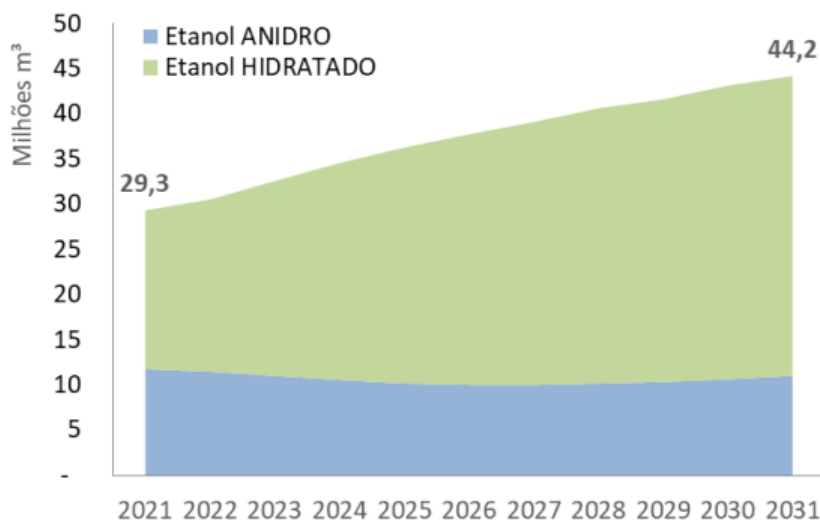
Desde o início dos anos 2000, o governo brasileiro tem se preocupado em estimular o mercado de biocombustíveis de origem renovável aplicando políticas públicas como, por exemplo, o Programa Nacional de Produção e Uso de Biodiesel (PNPB) e, mais recentemente, o RenovaBio.

O PNPB, estabelecido na Lei nº 11.097/2005 (BRASIL, 2005), determinou em 2008 a obrigatoriedade da inserção de 2% de biodiesel em mistura com o diesel fóssil. Em 2010, esse percentual atingiu 5% e, em uma rápida evolução, alcançou a margem de 13% em 2021, com um cronograma de avanço a 15% em 2023. Já a RenovaBio, atribuída a Lei nº 13.576/2017 (BRASIL, 2017), reconhece o papel dos biocombustíveis na matriz energética brasileira, focando na segurança do abastecimento de combustíveis e na redução das emissões de gases de efeito estufa (MME/EPE, 2022).

Quanto à expectativa de crescimento do mercado de biocombustíveis, a Empresa de Pesquisa Energética (EPE) juntamente com o apoio do Ministério de Minas e Energia e coordenados pelas Secretarias de Planejamento e Desenvolvimento Energético (SPE/MME) e de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (SPG/MME) desenvolveram o Plano Decenal de Expansão de Energia (PDE) 2031, que indica as perspectivas da expansão do setor de energia para os próximos 10 anos, de modo a fornecer ao mercado informações que permitam a análise do desenvolvimento e das condições de adequabilidade de suprimento sob diferentes cenários futuros possíveis.

Inicialmente, em relação ao consumo de biocombustíveis, o etanol apresenta expressivo aumento do consumo final, sendo boa parte devido ao etanol hidratado (taxa de 6,6% ao ano). Em contrapartida, o etanol anidro - gasolina A - possui redução média anual de 0,6% em função do aumento no consumo de gasolina C. Esses dados são visualizados no gráfico representado na Figura 3.

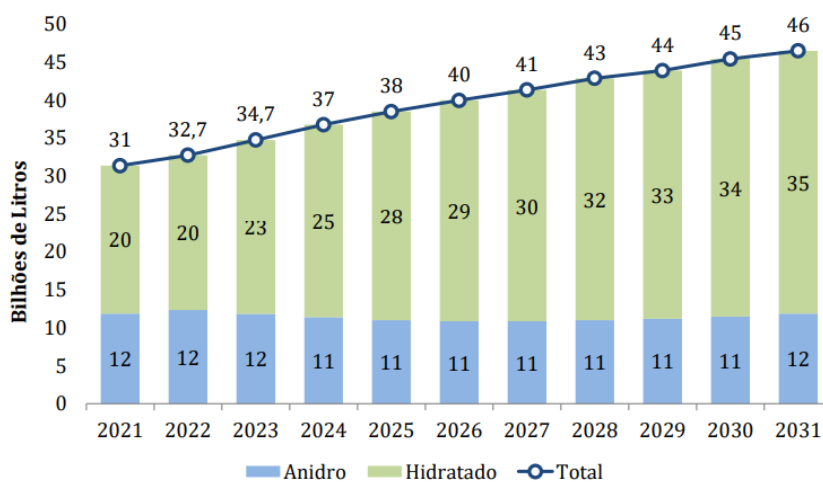
Figura 3. Consumo final de etanol por tipo.



Fonte: MME/EPE (2022).

A projeção da oferta total de etanol, considerada entre os anos de 2021 e 2031, pode ser visualizada na Figura 4. Cabe ressaltar que nesta pesquisa foram considerados os reflexos da pandemia de Covid-19, que restringiu a mobilidade pessoal, reduzindo o consumo de combustíveis em 2020. Mesmo que em curto prazo, seus desdobramentos foram avaliados na oferta e demanda de biocombustíveis. Para o etanol carburante, a oferta crescerá a uma taxa de 5,9% ao ano.

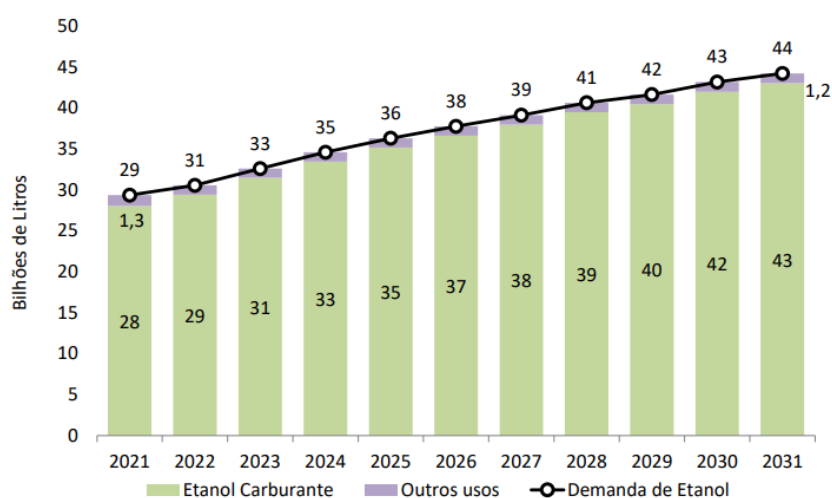
Figura 4. Oferta total de etanol (2021 - 2031).



Fonte: MME/EPE (2022).

Por fim, é possível avaliar a demanda de etanol carburante, a partir das frotas dedicadas movidas a gasolina C, etanol hidratado e veículos *flex fuel* (atendidos pelos dois tipos de combustíveis). Entre os anos 2000 e 2020, a demanda de etanol carburante atingiu 18,5 bilhões de litros, a uma taxa de 5,0% ao ano. Assim, o gráfico da Figura 5 apresenta o crescimento e a projeção das demandas de etanol total (carburante e outros usos), a uma taxa de 4,2% ao ano, entre os anos de 2021 e 2031.

Figura 5. Demanda total de etanol (2021-2031).



Fonte: MME/EPE (2022).

2.3.4.2 Biofertilizante

Em 2021, o agronegócio brasileiro correspondeu a 27,4% do PIB nacional, 20,3% do mercado de trabalho e 48% do total das exportações. Além disso, de acordo com a ONU, estima-se que cerca de 800 milhões de pessoas enfrentam a fome no mundo e, seguindo a projeção de crescimento da população nacional, espera-se que esse número aumente. Sendo assim, é de extrema importância que o Brasil aumente a produção de alimentos para contribuir com 40% dessa demanda adicional até 2050, porém, apesar do país ser rico em terras agricultáveis, produtores rurais competentes e clima favorável, carece do insumo essencial da produção agropecuária: os fertilizantes (CALIGARIS et al., 2022).

O Brasil é responsável por aproximadamente 8,5% do consumo global de fertilizantes, estando na quarta posição dos países consumidores, ficando atrás apenas da China, Índia e Estados Unidos. A demanda brasileira desses insumos supera a quantidade ofertada, por isso o país ainda é dependente das importações, chegando a importar mais de 80% dos fertilizantes

consumidos. Deste modo, o elevado nível de importação aliado à dependência tecnológica, deixa a economia brasileira vulnerável às oscilações do mercado internacional de fertilizantes, impactando na margem de ganhos de produtividade agrícola brasileira (CALIGARIS et al., 2022; FERNANDES, 2022).

Neste cenário, no dia 22 de janeiro de 2021, implementou-se o Plano Nacional de Fertilizantes (PNF) cujo objetivo é “fortalecer políticas de incremento da competitividade da produção e da distribuição de insumos e de tecnologias para fertilizantes no País de forma sustentável, abrangidos adubos, corretivos, condicionadores e novas tecnologias, para diminuir a dependência externa e a ampliar a competitividade do agronegócio brasileiro no mercado internacional.” (BRASIL, 2021).

Assim, espera-se que com a adoção desta política pública de incentivo à produção interna as importações diminuam e a competitividade nacional aumente, diminuindo os custos de importação para os produtores, auxiliando no crescimento da produtividade agrícola além de gerar empregos em um dos ramos em crescente desenvolvimento no país.

2.3.5 Tendência do preço de venda

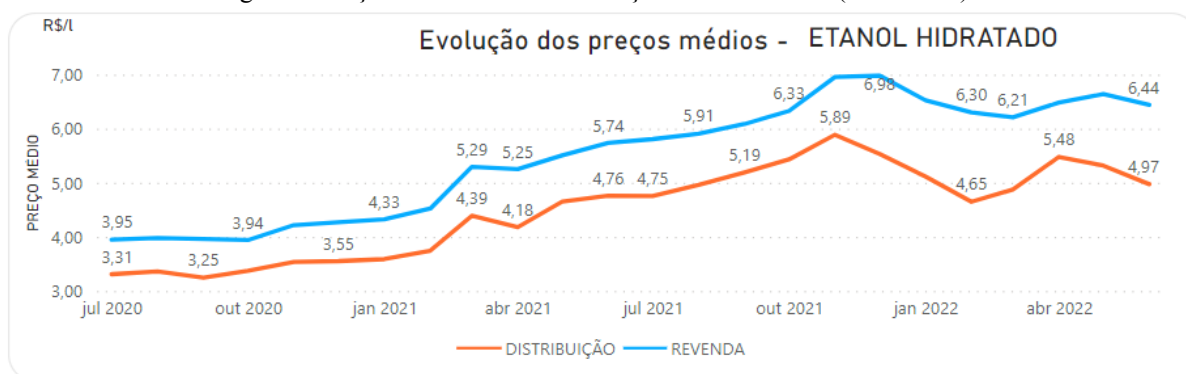
2.3.5.1 Etanol

A bioeconomia, conceito que relaciona a economia e a agricultura, vem sendo discutido como a quarta onda de revolução tecnológica. Isso é explicado pela necessidade da geração de produtos que promovam o desempenho econômico duradouro juntamente com a responsabilidade sócio-ambiental (DE OLIVEIRA, 2015).

De acordo com a Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP), em 2021, o preço médio anual do etanol hidratado ao consumidor foi de R\$ 4,334/litro, representando um aumento de 46,9% em relação ao registrado no ano anterior. Para a Região Sul, essa média foi de R\$ 4,443/litro, sendo R\$ 5,726/litro o maior valor registrado neste ano, praticado no estado do Rio Grande do Sul (ANP, 2022a).

Na Figura 6, pode-se observar a série histórica de levantamento de preços do EHC para o estado do Rio Grande do Sul durante o período de 14/06/2020 a 14/06/2022.

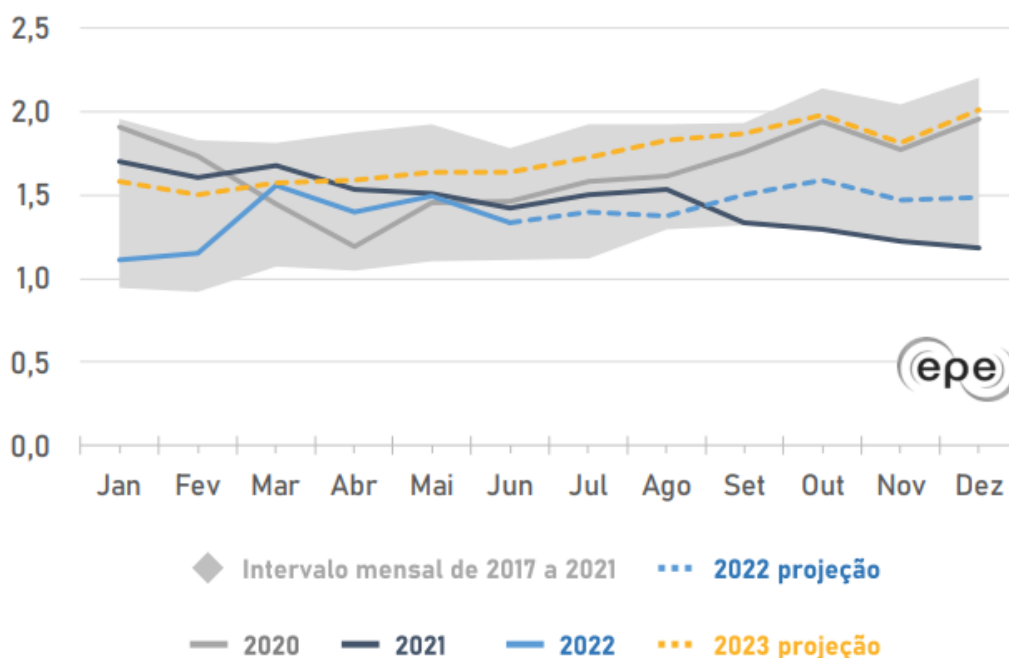
Figura 6. Preços de revenda e distribuição de EHC no RS (2020/2022).



Fonte: ANP (2022b).

Reforçando a tendência de crescimento do mercado do EHC, a EPE publicou em outubro de 2022 uma pesquisa acerca das Perspectivas para o Mercado Brasileiro de Combustíveis no Curto Prazo. Deste modo, projeta-se um aumento de 22,9% (20,8 bilhões de litros) das vendas em 2023. A Figura 7 representa os dados das vendas mensais em bilhões de litros.

Figura 7. Vendas mensais de EHC no Brasil.



Fonte: EPE (2022c).

Alguns fatores considerados relevantes para essa expansão do mercado são o aumento da oferta deste biocombustível (consistente crescimento do etanol de milho), o impacto nos preços pela diferença tributária em relação à gasolina (firmado na Emenda Constitucional nº 123/2022) e o reflexo pelo aumento da competitividade (EPE, 2022c).

2.3.5.2 Biofertilizante

Para o mercado brasileiro, a indústria responsável pela produção de biofertilizante encontra grandes oportunidades para fins de ganho de escala, no emprego de suas tecnologias de alto rendimento que, em sua maioria, trazem preços internacionais mais remuneradores, além de proporcionar o estímulo aos produtores em melhorar seus tratos culturais, conhecer novas tecnologias e busca por maiores produtividades em suas lavouras, qualidade e, consequentemente, lucros (MORAES, 2015).

Segundo matéria disponibilizada pela Embrapa (2022), com o lançamento do Programa Nacional de Bioinsumos em maio de 2020, a adoção de políticas públicas impulsionará a adoção desses insumos no território brasileiro, com perspectivas promissoras para as próximas décadas, por meio da diminuição dos gargalos para a obtenção de registros e ampliando a oferta de produtos. Assim, estima-se que o Brasil passe a ser o segundo maior mercado consumidor de bioinsumos até 2025, com aumento em 12% do mercado nacional de proteção de plantas. Então, investimentos em pesquisa e desenvolvimento favoreceram a geração de novos produtos, criando um ambiente favorável a novos negócios atraídos ao mercado interno.

Com o agronegócio em expansão, os bioinsumos entram como o mais recente investimento tecnológico nesse setor. Os bioinsumos movimentam cerca de R\$1 bilhão/ano no Brasil, crescendo a uma taxa anual superior a 10%, já tratando mais de 50 milhões de hectares de produtos agrícolas. (GROOT; NERASTRI, 2021).

O preço de venda do biofertilizante foi estipulado com base na análise do preço de venda de alguns produtos concorrentes semelhantes, apresentados na Tabela 2.

Tabela 2. Fertilizantes semelhantes, com suas respectivas descrições e preços de venda.

Nome	Fabricante	Descrição	Preço (R\$/L)
-------------	-------------------	------------------	----------------------

Aminoplant	Forplant	Fertilizante foliar orgânico simples com aminoácidos, obtidos através de um processo industrial que garantem elementos de baixo peso molecular, facilitando absorção e interação sobre os processos metabólicos das plantas, essenciais para o equilíbrio e desenvolvimento das culturas.	26 - 30
Fert+Mineral Nitrogênio/ Fósforo®	Agrooceânica	Fertilizante foliar oriundo de hidrólise enzimática de pescado marinho fresco integral, contém naturalmente macro, micronutrientes, aminoácidos e solução de matéria orgânica. É enriquecido com nitrogênio e fósforo.	47 - 50
Fert+Mineral Potássio®	Agrooceânica	Fertilizante foliar oriundo de uma hidrólise enzimática de pescado marinho fresco integral, contém naturalmente macro, micronutrientes, aminoácidos, solução de matéria orgânica e também é enriquecido com potássio.	60 - 64
BIO BOKASHI LÍQUIDO	Ophicina Orgânica	Fertilizante orgânico composto líquido utilizado para melhorar as condições biológicas da planta, proporcionando as condições ideais para o pleno desenvolvimento. Favorece o ambiente para que as folhas, raízes e micro-organismos se beneficiem mutuamente.	79 - 84
Amino Proline	Ajinomoto Fertilizantes	Fertilizante organomineral de alta tecnologia, composto por uma mistura exclusiva de aminoácidos gerados em processos fermentativos controlados, desenvolvido especialmente para auxiliar as culturas no combate a condições severas de estresse.	90 - 130

Fonte: MERCADO LIVRE (2022); Autores (2022).

Ao compararmos o biofertilizante produzido na empresa, com os concorrentes, vê-se que o nosso produto não é tão simples como um fertilizante orgânico, por ser oriundo de um processo de hidrólise enzimática, mas que também não tem nenhum enriquecimento de outros componentes. Assim, estima-se que a média do preço de venda do biofertilizante é de R\$ 40,00/litro. Então, para os agricultores o biofertilizante será vendido por R\$ 20,00/litro e para o comércio em geral o valor será de R\$ 40,00/litro, e por ser produzido a partir de um resíduo da produção do bioetanol, não há custo adicional com matéria-prima, além do custo de futuras enzimas necessárias para esta etapa.

2.3.6 Fornecedores de matéria-prima

Como foi abordado anteriormente, a obtenção da matéria-prima para produção do etanol será composta pelo resíduo de batata-doce, sendo este proveniente do cultivo, do produto que não está ideal para a comercialização devido ao tamanho, e também do que não é realmente comercializado por outros fatores.

Em contato direto com a EMATER das cidades de Barra do Ribeiro e Mariana Pimentel, foi relatado que 20% do que é produzido pelos agricultores não chega até os consumidores ou é comercializado aos supermercados. Sendo assim, generalizando para a produção destas cidades em 2021 com os dados citados no item 2.2, cerca de 4.000 ton. de batata-doce não são consumidas nos municípios de Barra do Ribeiro e Mariana Pimentel, e poderiam ser destinadas a produção de etanol.

Portanto, a matéria-prima utilizada será justamente estes resíduos de batata-doce que não são comercializados, especificamente das cidades de Mariana Pimentel e Barra do Ribeiro.

Além da matéria-prima, o empreendimento deverá possuir os fornecedores das enzimas e levedura para as etapas de hidrólises e fermentação. Em relação às enzimas, elas serão adquiridas da Genencor, divisão Dinisco, enquanto que a levedura *Saccharomyces cerevisiae* será adquirida da Fundação André Tosello.

2.3.7 Exigências legais para comercialização

2.3.7.1 Etanol

No Brasil, o órgão regulamentador da comercialização de bioetanol é a Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP). De acordo com o Art. 3º da Resolução ANP nº 43, de 22 de dezembro de 2009, “A comercialização de etanol combustível somente poderá ser efetuada pelo fornecedor após seu cadastramento na ANP.” (ANP, 2009). Para isto, é necessário também o cadastro da cooperativa no Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento.

Quanto às exigências de qualidade, o bioetanol a ser comercializado deve atender às obrigações apresentadas no item 2.4 do presente trabalho.

2.3.7.2 Biofertilizante

Quanto à comercialização de biofertilizantes no território brasileiro, só poderão ser comercializados produtos devidamente registrados no Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento (MAPA). De acordo com o artigo 17 da Instrução Normativa Nº 61, de 8 de julho de 2020, para a comercialização, também é necessário que o produto em questão esteja registrado no MAPA e devidamente classificado de acordo com suas características, além de outras especificações dispostas na instrução.

No caso do biofertilizante, também deve ser realizado o registro do produto. Neste caso, segundo o artigo 13 da Instrução Normativa previamente citada, o registro será concedido com base nas garantias mínimas exigidas para cada um dos grupos, conforme descrito no item 2.4.2, além de outras especificações dispostas na instrução.

2.4 CARACTERIZAÇÃO DOS PRODUTOS

2.4.1 Etanol Hidratado Combustível (EHC)

O etanol hidratado combustível (EHC) deve estar em conformidade com as regulamentações especificadas pela Resolução ANP nº 19 de 15.4.2015 e suas atualizações. Tais especificações estão apresentadas no Quadro 1.

Quadro 1. Especificações do etanol anidro combustível.

Característica	Unidade	Especificação
Aspecto	–	Límpido e isento de impurezas
Condutividade elétrica máxima	µS/m	300
Massa específica a 20 °C	kg/m ³	805,2 a 811,2
Teor alcóolico	% m/m	92,5 a 94,6
pH	–	6 a 8
Teor mínimo de etanol	% v/v	94,5
Teor máximo de água	% m/m	7,5
Resíduo máximo por	mg/100mL	5

evaporação		
Teor máximo de hidrocarbonetos	mg/kg	1
Teor máximo de cloreto	mg/kg	1
Teor máximo de sulfato	mg/kg	4
Teor máximo de ferro	mg/kg	5
Teor máximo de sódio	mg/kg	2
Teor máximo de cobre	mg/kg	–
Teor máximo de metanol	% v/v	0,5

Fonte: Adaptação da Resolução ANP nº 19 de 15.04.2015

2.4.2 Biofertilizante

Os biofertilizantes devem estar em conformidade com as regulamentações, de acordo com o grupo a que pertençam, especificadas pelo artigo 12 da Instrução Normativa Nº 61, de 8 de julho de 2020 e suas atualizações.

Neste caso, o produto a ser comercializado pelo presente projeto se enquadra no grupo I, dos biofertilizantes de Aminoácidos (fluido). Tal grupo necessita de apenas uma especificação, a qual é referente ao teor mínimo de aminoácidos livres, apresentado no Quadro 2.

Quadro 2. Especificações do teor de aminoácidos livres para comercialização do biofertilizante.

Garantia	TEOR MÍNIMO (porcentagem em peso)
	Fluido
Aminoácidos livres	1 %

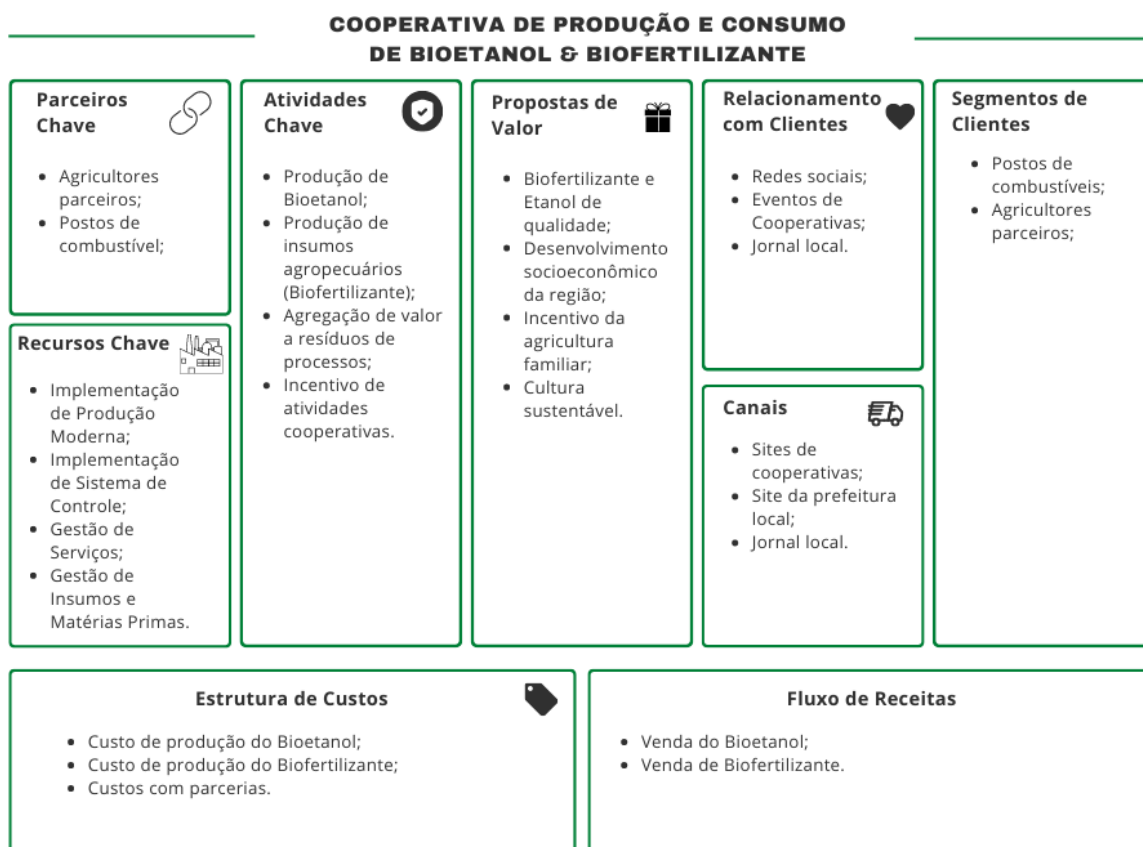
Fonte: Instrução Normativa nº 61, de 08 de julho de 2020.

2.5 MODELO DE NEGÓCIO

Para a construção do modelo de negócios da cooperativa, utilizou-se o Business Model Canvas (Figura 8), que serve como uma ferramenta de gestão estratégica para descrever como uma organização cria, entrega e capta valor. Nele, estruturam-se os segmentos considerados

essenciais no empreendimento: parcerias chave, recursos chave, atividades chave, propostas de valor, canais, segmento de clientes e relacionamento com clientes, e avaliam-se as estruturas de custo e o fluxo de receitas.

Figura 8. Modelo Canvas da Cooperativa.



Fonte: Autores (2022).

A cooperativa tem como objetivo a produção de Etanol Hidratado Combustível a partir de resíduos de batata-doce provenientes de pequenos e médios produtores. Esses produtores serão fidelizados e terão preços de compra de biofertilizante abaixo do valor de mercado. O etanol produzido será vendido diretamente a empresas de distribuição de combustíveis na região da Grande Porto Alegre. Além disso, a cooperativa também utilizará os resíduos da fermentação para produzir um biofertilizante de alto valor agregado, que se destaca como uma atividade chave da empresa.

Como propostas de valor, destacam-se a produção de etanol e biofertilizante de qualidade, promovendo o incentivo à agricultura familiar e ao cultivo sustentável, ao mesmo tempo em que contribui para o desenvolvimento socioeconômico da região.

As parcerias-chave da empresa serão estabelecidas com os agricultores associados, que fornecerão a matéria-prima a um custo baixo em troca do acesso privilegiado ao biofertilizante a preço diferenciado, reduzindo os gastos da empresa com a matéria-prima. Além disso, serão estabelecidas parcerias com motoristas de aplicativo, considerando-se a estimativa de cerca de 100 mil motoristas no estado do Rio Grande do Sul, principalmente na região metropolitana de Porto Alegre. Essa parceria possibilitará a fidelização e o crescimento junto a essa classe de trabalhadores, que se beneficiarão com o preço competitivo do Etanol Hidratado Combustível em relação ao restante do mercado. O relacionamento com esses clientes será realizado de forma direta, por meio de redes sociais, site, eventos de cooperativas e veiculação em jornais locais.

Os recursos-chave para o empreendimento envolvem a eficiente gestão de serviços, insumos e matérias-primas, agregando valor aos resíduos. Além disso, será implementado um sistema moderno de produção e controle de processo, utilizando as tecnologias mais recentes do mercado.

O fluxo de receitas da cooperativa será proveniente da venda do etanol hidratado combustível e do biofertilizante, enquanto os custos estão relacionados principalmente à produção e distribuição dos produtos, pagamento de impostos, parcerias estabelecidas e folha de pagamento dos funcionários.

2.6 CÁLCULO DA VIABILIDADE ECONÔMICA PRELIMINAR

Para o cálculo simplificado da viabilidade econômica, definiu-se uma base de produção diária, o valor pago pela matéria-prima e o preço de venda do EHC e do biofertilizante.

O valor para aquisição dos resíduos de batata-doce foi estimado acima de referências sobre a perda monetária que os agricultores possuem com este resíduo (deixam de ganhar) e também pensando na fidelização com os mesmos, pois como irão se beneficiar com o

combustível a um preço abaixo do restante do mercado, podem disponibilizar o resíduo de batata-doce a um preço bem baixo, sendo este de R\$ 0,10 por quilograma de resíduo.

A partir do Indicador Semanal do Etanol Hidratado Combustível CEPEA/ESALQ, o preço de comercialização para o etanol hidratado combustível é de R\$ 2,18 por litro. Considerando este valor, e ainda o fato de o combustível ter grande acréscimo devido a fatores logísticos para comercialização na região sul do Brasil, o preço comercializado será o mesmo das distribuidoras.

Para a produção assumiu-se como base de cálculo o consumo de 5600 kg/dia de batata-doce, produzindo 1.620 kg/dia de EHC e 3.565 kg/dia de Biofertilizante. Tomando a densidade do EHC como 0,81 kg/L (Resolução ANP nº 19 de 15.04.2015) e a do biofertilizante como 1,01 kg/L (KORIN, 2022), temos uma produção de 2.000 e 3.200 L/dia, de cada produto respectivamente. Considerando a operação da usina de 24 horas diárias, dividida em 3 turnos de 8 horas, com uma parada programada de 10 dias no ano, é estimada uma produção anual de 640 m³ de EHC e de 1024 m³ de biofertilizante.

Então, com os dados de produção, valor do produto e custos com matéria-prima, pôde-se realizar um cálculo preliminar da viabilidade econômica, considerando a receita, os custos com matéria-prima e considerando o desconto do ICMS de 17% acima da receita bruta de EHC (FECOMBUSTÍVEIS, 2022). Até 2022, fertilizantes, e, portanto, os biofertilizantes, eram isentos de taxaço de ICMS, porém ficaram de fora da renovaço dos benefícios tributários para os insumos agrícolas. Com isso, os adubos comercializados dentro dos Estados terão uma tributação progressiva. As operações internas passaram a ser taxadas em 1% de ICMS e este tributo estadual terá um acréscimo de um ponto percentual por ano até chegar à alíquota de 4 % em 2025 (ESTADÃO, 2022). Para esta análise preliminar, já foi considerada a taxaço de 4 %.

Já em relação aos valores de PIS e Cofins, são avaliadas contribuições de R\$ 23,38 de PIS por metro cúbico de etanol e de R\$ 107,52 por metro cúbico para produtores, o que resulta em um valor de R\$ 90.321,00

Os valores e resultado do lucro bruto estão apresentados na Tabela 3 a seguir.

Tabela 3. Cálculo simplificado de viabilidade econômica.

	Produto	Quantidade	Preço (R\$)	Valor Anual por Produto (R\$)	Valor Anual Total (R\$)
Receita	Etanol	2000 L/dia	R\$ 2,18/L	1.504.200,00	41.698.369,00
	Biofertilizante	3200 L/dia	R\$ 20 - 40/L	40.896.000,00	
Impostos	Etanol	-	-	-585.191,00	-701.631,00
	Biofertilizante	-	-	-116.440,00	
Custos	Resíduo de BD	5600 kg/dia	- R\$ 0,1 /kg	-	-198.800,00
					R\$
Lucro Bruto	-	-	-	-	40.797.938,00

Fonte: Autores (2022).

Analisando os resultados da Tabela 3, conclui-se que, inicialmente, o projeto aparenta ser economicamente viável, visto que apresentou uma receita consideravelmente maior que os custos (50 vezes maior levando em conta os impostos). Entretanto, para verificar a real viabilidade, posteriormente será realizada uma análise mais aprofundada, considerando os outros elementos que não foram contabilizados nesta análise preliminar.

3 DEFINIÇÕES DO PROCESSO

3.1 PRÉ-TRATAMENTO E ESTOCAGEM DA MATÉRIA-PRIMA

3.1.1 Estocagem

Como explicitado na seção 2.2.2 deste trabalho, são muitos os métodos para estocagem da batata-doce. No entanto, métodos como a estocagem em ambiente controlado, ou em formato de *chips*, são utilizadas majoritariamente para fins alimentícios, uma vez que o objetivo é a conservação da composição química inicial.

No que se refere a produção de etanol da batata-doce, não é relevante possuir controle sobre a composição da mesma, uma vez que estudos mostram que não há perda de qualidade para este fim ao mantê-la estocada em tanques e sem a utilização de etapas adicionais (RISSO, 2014).

3.1.2 Recebimento e lavagem

Ao receber a batata-doce na linha de produção, esta deve passar por um processo de lavagem para a remoção de sujidades que podem comprometer a produção. A água utilizada para a lavagem da matéria-prima pode ser destinada para a estação de tratamento de efluentes.

3.1.3 Laminação, secagem e moagem

Estudos foram desenvolvidos para avaliar a viabilidade econômica dos diferentes métodos frente ao rendimento do processo de obtenção do etanol. Entre eles, encontram-se a passagem direta da matéria-prima para o processo (ou seja, ausência de pré-tratamento), ou a utilização de um secador rotativo capaz de triturar a batata-doce e deixá-la com 8% a 20% de umidade (FERRARI et al., 2013). A utilização da batata-doce triturada pode aumentar o rendimento do processo ao permitir uma maior concentração de açúcares durante a etapa de fermentação (LAREO et al., 2019).

Utilizando simulações e validações experimentais, Ferrari et al. (2013) demonstrou que a etapa de secagem apresenta grande gasto energético, quando feita utilizando um secador rotativo. Percebeu-se que a transformação da matéria-prima em farinha pode compor de 60,2% a 80,9% da energia global do processo. Tal resultado demonstra que, considerando o poder calorífico do etanol produzido, este processo é inviável do ponto de vista energético.

Para que seja viável, é necessária a utilização de energia proveniente de fontes renováveis e sustentáveis no contexto da implementação (LAREO et al., 2019).

No entanto, estudos recentes relatam a grande influência da secagem da batata-doce na eficiência da etapa de hidrólise enzimática. Utilizando diversos métodos, estes são, secagem solar, ar quente a 60 °C, estufa a 60°C e 105 °C, liofilização e micro-ondas. A comparação entre os métodos em relação à conversão de amido e em balanço energético se encontram na Tabela 4 e 5, respectivamente (RISSO, 2014). Vale ressaltar que o balanço financeiro foi realizado considerando o valor monetário da matéria-prima como retorno.

Tabela 4. Conversão do amido para os diferentes métodos de secagem.

Método de pré-processamento	Conversão de amido (%)	Desvio Padrão
Secagem solar	61,8	7,6
Ar a 60 °C	67,1	1,2
Estufa a 60 °C	89,1	3,2
Liofilização	91,5	6,0
Estufa a 105 °C	100	3,8
Micro-ondas	100	10,7

Fonte: RISSO (2014).

Tabela 5. Resultado do balanço energético para cada método.

Método de pré-processamento	Balanço (R\$)
Secagem solar	0,03
Liofilização	-50,48
Micro-ondas	-0,07
Ar quente	-3,38
Estufa a 105 °C	-1,46
Estufa a 60 °C	-12,24

Fonte: RISSO (2014).

Dentre estes, a tecnologia que apresentou maior conversão de amido na etapa de hidrólise, juntamente com baixo custo e maior viabilidade é a utilização de estufa a 105 °C. Apesar da utilização de micro-ondas apresentar balanço mais favorável, argumenta-se que este é um processo não convencional e de difícil implementação.

A etapa de moagem é de fundamental importância para o processo, visto que tem grande importância para o aumento da área de contato dos *chips* de batata resultará em um aumento da conversão na etapa de pré-sacarificação e fermentação mais rápida para o processo (SÓ QUÍMICA, 2008). Dentre os possíveis moedores, podem ser citados moinhos de rolo, moinhos de martelo, moinhos de bolas e moinhos de discos. Considerando que o material a ser moído já foi previamente seco, não será necessário um moinho de alta potência. Assim sendo, dentre os moinhos citados, por questões relacionadas a facilidade de redução de partículas, optou-se pelo moinho de rolos para a moagem das batatas em *chips* (ROSSONI, 2020).

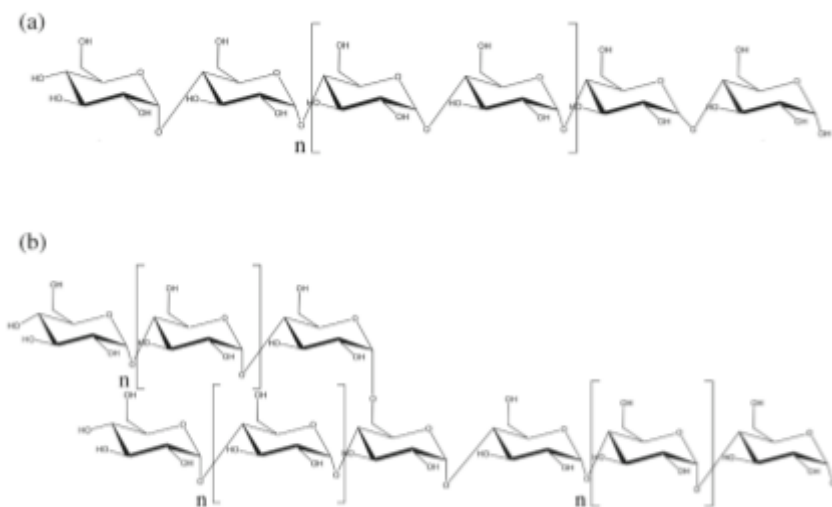
3.2 HIDRÓLISE DO AMIDO

3.2.1 Amido e enzimas amilolíticas

Amido é um componente produzido por plantas que serve para armazenamento de energia em longos períodos. Ele é sintetizado de forma granular em organelas chamadas de plastídeos, encontrados principalmente em sementes, raízes e tubérculos. Os grânulos ocorrem em diferentes formas e tamanhos podendo ser esferas, elipsóides, polímeros, plaquetas e túbulos irregulares, com diâmetros variando de cerca de 0,1 a 200 μm (PÉREZ, 2010).

O amido é uma matéria-prima adequada para a produção de etanol pois é composta de dois polímeros à base de glicose: a amilose e a amilopectina. A amilose é um polímero de unidades glicosídicas unidas por ligações $\alpha(1-4)$, enquanto a amilopectina contém ramificações causadas por ligações $\alpha(1-6)$, como mostra a Figura 9 (CASTRO et al., 2011).

Figura 9. Estrutura molecular dos polissacarídeos: (a) amilose e (b) amilopectina.



Fonte: CASTRO et al. (2011).

Como descrito em seu livro “Bioquímica”, Voet & Voet (2006) caracteriza enzimas como substâncias proteicas com estrutura especial que catalisam reações químicas, ou seja, são catalisadores biológicos. Tais estruturas possuem um sítio ativo onde ocorre a catálise propriamente dita, mas também podem possuir um grupo prostético (cofator), que pode ser orgânico (coenzima) ou um íon metálico, cuja participação é necessária no mecanismo catalítico.

O esquema para a classificação sistemática funcional e nomenclatura de enzimas adotada pela comissão de enzimas da União Internacional de Bioquímica e Biologia Molecular segue a linha de associação à reação química que as enzimas catalisam. Desta forma, amilases são enzimas que agem sobre o amido.

Tem-se o conhecimento de diversas formas de amilases e cada uma atua de forma distinta sobre o amido, gerando diferentes produtos. Segundo Gupta et al. (2003), as amilases podem ser divididas em dois grupos (endoamilases e exoamilases) de acordo com a forma como atacam a estrutura dos polímeros. As endoamilases catalisam as hidrólises de forma aleatória no interior da molécula de amido, causando a formação de ramos lineares de oligossacarídeos de cadeias de vários comprimentos. E enquanto isso, as exoamilases hidrolisam a partir das extremidades não redutoras da cadeia gerando produtos finais pequenos.

Assim, é possível entender que é necessária a ação combinada de enzimas para atingir a completa hidrólise do amido em glicose. No caso da hidrólise do amido para a produção de etanol, normalmente é utilizada a combinação de duas enzimas, sendo elas a α -amilase e a glucoamilase (RISSO, 2014; MASIERO, 2012; VIDAL et al., 2009; CASTRO et al., 2011).

3.2.2 Hidrólise enzimática convencional separada da fermentação (SHF)

A primeira etapa do processo convencional da hidrólise enzimática é a gelatinização do amido. Quando aquecidos na presença de água, os grânulos do amido absorvem água e incham, e seus componentes são lixiviados, solubilizando-se (ZHU et al., 2014). A gelatinização ocorre com uma mistura contendo cerca de 35% w/v de sólido e temperaturas de cerca de 100 °C, tornando o amido mais exposto ao ataque enzimático.

A etapa seguinte é a de liquefação, onde amilases bacteriais atuam na rápida redução do grau de polimerização do amido e consequente redução da viscosidade da solução por meio da quebra das ligações $\alpha(1-4)$. A reação é mantida por 30 - 120 min em temperaturas de 80 - 90 °C. Ao fim desta etapa, o meio é acidificado, levando o pH de 6,0 para 4,2 - 4,5.

Para a etapa de sacarificação, um preparado concentrado de glucoamilases é adicionado, e a reação é mantida a 60 - 70 °C por pelo menos 5 h (CASTRO et al., 2011).

A grande desvantagem do processo convencional é a alta demanda de energia de combustíveis fósseis, principalmente na geração de vapor de aquecimento necessário para alcançar as altas temperaturas de gelatinização e liquefação (CINELLI et al., 2015).

Robertson et al. (2006) introduz o termo “entalpia de excesso da fermentação” (em inglês LHV - Lower Heating Value), que é energia necessária para aquecer o amido da temperatura de fermentação (30 °C) à temperatura máxima atingida no processo de gelatinização. Neste mesmo estudo, ele aponta que temperaturas máximas de 100 - 120 °C geram uma entalpia de excesso da fermentação de cerca de 10 - 13% do LHV do etanol, causando um grande problema de perda energética.

3.2.3 Hidrólise enzimática a frio (*cold hydrolysis*)

Devido ao elevado gasto energético demandado pelo processo convencional de liquefação e sacarificação do amido, uma alternativa que vem sendo considerada promissora

para diminuir este custo, hidrólise a frio (cold hydrolysis), também chamada hidrólise não convencional, de amido granular ou não cozido (SÁNCHEZ & CARDONA, 2008).

Diferentemente da hidrólise convencional que ocorre em fase aquosa, o substrato da hidrólise a frio é amido granular que está ainda sólido. Então, a transferência de massa entre as fases se torna um fator limitante nesse tipo de hidrólise. Como consequência, são normalmente necessárias concentrações de enzima maiores do que no método convencional (VIDAL et al., 2009). Com os avanços desta rota, a Genencor desenvolveu uma mistura de enzimas (α -amilase e glucoamilase), chamada Stargen™, própria para hidrólise do amido granular (GENENCOR®, 2009).

Nesta tecnologia são empregadas temperaturas abaixo das de gelatinização, onde a suspensão pode passar por uma etapa inicial de um aquecimento a temperaturas entre 40 °C e 60 °C por algumas horas com ou sem adição de enzimas auxiliares, a qual tem como objetivo deixar o amido mais suscetível à ação das enzimas amilolíticas. Então, a suspensão ainda rica em amido granular é resfriada até a temperatura de até 30 °C - 32 °C. Nesse momento, são adicionadas as enzimas que degradam o amido à glicose.

Assim, como a temperatura nesta fase é compatível com a de fermentação, pode-se adicionar a levedura, adotando processos de sacarificação e fermentação simultâneas, que será explanada no item 3.4.2 de sacarificação simultânea à fermentação (SSF).

Estes estudos apontam várias vantagens que vão além da economia de energia, com a utilização da hidrólise a frio. Devido ao aumento de etapas a serem realizadas simultaneamente, ocorre uma intensificação do processo, permitindo projetar unidades de produção mais compactas. As concentrações iniciais de açúcares no início do processo são pequenas e a liberação é gradual, fazendo com que o estresse devido à pressão osmótica seja reduzido, assim evitando a repressão catabólica da levedura. Ademais, as temperaturas baixas também diminuem a ocorrência de reações indesejadas, como as de Maillard, aumentando o rendimento da conversão do amido em açúcares (CASTRO et al., 2011).

Entretanto, ainda existem algumas desvantagens para serem superadas a fim de tornar o processo de *cold hydrolysis* mais competitivo (CASTRO et al., 2011), entre elas se destacam a necessidade de um maior consumo de enzimas, maior tempo para a hidrólise completa do amido, em comparação ao método convencional, uma transferência de massa limitada do

amido granular (não solubilizado) além de problemas com contaminação pela utilização de baixas temperaturas.

3.3 HIDRÓLISE PROTEICA

Para a obtenção do biofertilizante, as proteínas do mosto fermentado precisam ser hidrolisadas para gerar aminoácidos. Na indústria alimentícia, é prática comum hidrolisar proteínas vegetais usando HCl 6M em temperaturas elevadas e períodos prolongados de tempo. A principal desvantagem desse método para produzir aminoácidos como matérias-primas químicas é a quantidade considerável de base necessária para neutralizar o hidrolisado, o que resulta em altas concentrações de sais inorgânicos. Além disso, a hidrólise ácida intensa leva à hidrólise de celulose e hemicelulose em açúcares e furanos, que se dissolvem na mistura de aminoácidos. Tanto os sais quanto as moléculas orgânicas solúveis precisam ser separados da mistura de aminoácidos, pois isso afetará negativamente a eficiência do processamento subsequente (Scott *et al.*, 2010). Além disso, vários aminoácidos são destruídos durante o processo de hidrólise, resultando em possíveis perdas.

Um método alternativo de hidrólise de proteínas, que não envolve a formação de grandes quantidades de sais e o uso de temperaturas elevadas, é baseado no uso de proteases. Com o uso de coquetéis de proteases, podem ser alcançadas boas conversões na hidrólise, como apresentado no estudo de Karnila *et al* (2020), que utiliza a enzima protease Papaína e possui conversão de 50%. Por outro lado, o uso de proteases para hidrólise de proteínas incorre em altos custos de enzimas. Para permitir o reuso de proteases e reduzir os custos, a imobilização pode ser uma opção viável. Um método economicamente atrativo poderia ser a formação de agregados de enzimas entrelaçadas (CLEAs), que também protegem contra a autólise (Zhu e Pittman, 2003; Sangeetha e Abraham, 2008).

Um desenvolvimento recente é a aplicação de água supercrítica na extração e hidrólise simultânea de proteínas a partir de resíduos de biomassa (Esteban *et al.*, 2010; Kang e Chun, 2004; Sereewatthanawut *et al.*, 2008; Zhu *et al.*, 2010). Sob condições supercríticas, a água exibe uma constante dielétrica mais baixa e um maior produto iônico da água em condições ambiente. Isso resulta em uma maior concentração de íons H_3O^+ e OH^- , o que significa que reações tanto ácido quanto base catalisadas podem ser realizadas sem adição de ácido ou base. No entanto, os rendimentos de hidrólise relatados são limitados e ainda é necessário adicionar

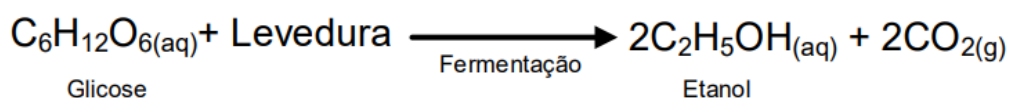
baixas concentrações de ácido ou base. As principais desvantagens do uso de água supercrítica são sua corrosividade (que afetará os custos de investimento em reatores) e o alto consumo de energia necessário para sua formação.

3.4 FERMENTAÇÃO

3.4.1. Fermentação Submersa (FS)

A fermentação submersa, ou alcoólica, é o processo responsável pela produção de álcool etílico na presença de micro-organismos fermentativos. A levedura transforma uma solução rica de açúcares, previamente hidrolisada em monossacarídeos, em etanol e dióxido de carbono, por meio de estado anaeróbico (sem presença de oxigênio) como é demonstrado na Figura 10 a seguir.

Figura 10. Reação genérica da fermentação.



Fonte: BECKER (2020).

De acordo com Wilkie et al. (2000), vários micro-organismos foram propostos para a fermentação de açúcares a etanol, porém, o destaque dá-se a *Saccharomyces cerevisiae* sendo a mais utilizada devido a sua taxa de crescimento robusta e a alta tolerância ao etanol.

Para tanto, é necessário um controle específico de temperatura, pH, disponibilidade de nutrientes e concentração de células, tendo em vista que afetam no rendimento. A fermentação deve ser realizada na faixa de temperatura de 30 °C - 37 °C, com pH entre 4,0 e 4,5 para evitar proliferação de bactérias, por um período de até 72h para hidrolisados de amido (RISSO, 2014).

Algumas limitações podem ser observadas nesse processo como, por exemplo, o álcool não pode ser produzido neste meio em concentração superior a 12%, pois limita o crescimento do fermento, e também apenas a glicose é fermentada, de modo que se outros açúcares se encontram dissolvidos no mosto, não serão convertidos em etanol, reduzindo então o rendimento do produto (SILVA, 2021).

3.4.2. Sacarificação Simultânea à Fermentação (SSF)

A sacarificação simultânea à fermentação, alternativo à fermentação da glicose tradicional, é um método onde as enzimas e a levedura são adicionadas em etapa única, não sendo necessários reatores de hidrólise. Isso porque, à medida que a glicose está sendo formada, também está sendo consumida para a produção de etanol, levando a uma maior conversão do amido, evitando a inibição enzimática (FRANÇA, 2015).

Esse processo necessita de condição intermediária de temperatura para as enzimas e leveduras, uma vez que a temperatura ótima para a sacarificação é de 55 °C e para a fermentação de 30 °C. As vantagens de sua utilização são a redução do stress osmótico, devido a uma concentração relativamente mais baixa de açúcar, além de propiciar uma mistura menos vulnerável à presença de micro-organismos indesejáveis pela presença de etanol no meio reacional. Além disso, a agitação não deve ser muito vigorosa devido à operação em condições anaeróbias da levedura *Saccharomyces cerevisiae* (FRANÇA, 2015; INÁCIO et al., 2014).

As desvantagens desse processo SSF em relação ao processo de fermentação separado da hidrólise são a não utilização da temperatura ótima da hidrólise, pela incompatibilidade da faixa de temperatura da ação das leveduras que é inferior, além da dificuldade na reutilização da levedura (INÁCIO et al., 2014).

3.4.3. Fermentação em Estado Sólido (FES)

Também conhecida como fermentação semi-sólida (FSS), apresenta-se como uma técnica capaz de fornecer caminhos alternativos para a utilização de resíduos e subprodutos da agroindústria, a fim de minimizar possíveis problemas ambientais, além de agregar valor a esses materiais. A FSS vem adquirindo relevância em prol da tradicional fermentação submersa pois apresenta vantagens como menor uso de energia, menor geração de efluentes e baixos custos operacionais (LOPES et al., 2013).

O processo baseia-se no crescimento de micro-organismos na superfície de substratos sólidos sem a presença livre de água para a produção de complexos enzimáticos. Em geral, os substratos sólidos mais utilizados são farelos, cascas e bagaços, e os principais

micro-organismos cultivados são fungos filamentosos (LOPES et al., 2013; ALVES et al., 2013).

Algumas desvantagens relacionadas a FSS são: limitação no uso de tipos de micro-organismos em função das condições do processo, dificuldade na remoção do calor gerado pelo metabolismo microbiano em operações de grande escala, rigoroso controle de temperatura sendo muitas vezes necessário um controle da composição atmosférica, complexidade nas medidas de pH, CO₂, O₂ e cálculos de rendimento, entre outros (JÚNIOR, 2014).

Por fim, como o processo fermentativo em estado sólido utiliza os resíduos da produção, para atingir os objetivos do trabalho, a FES não será utilizada, tendo em vista que o etanol produzido a partir somente da casca (material celulósico) caracteriza um etanol de 2ª geração, diferentemente do que se propõe neste que utilizará a batata-doce em completo para a produção de um etanol de 1ª geração.

3.4.4. Modos de Operação

3.4.4.1. Processo Descontínuo

Os processos descontínuos, ou fermentação por batelada, podem ser divididos em 4 tipos de fermentação industrial, sendo elas: sistema de cortes, sistema de reaproveitamento do inóculo, sistema com culturas puras e sistema de recuperação de leveduras.

O sistema de cortes é realizado por meio do compartilhamento de inóculo após a primeira fermentação, dividindo o mosto e completando as dornas de fermentação. Assim, enquanto um recipiente envia-se para a destilaria, o outro serve para produzir o inóculo para mais dois, e assim por diante (LIMA, 2019).

Já o sistema de reaproveitamento, ou reciclo, de inóculo baseia-se na recuperação e tratamento das leveduras decantadas ao fundo do fermentador, onde alimenta-se um novo mosto. O sistema clássico de fermentação é o chamado sistema de cultura pura, onde inicia-se cada ciclo a partir de um tubo de cultura pura (LIMA, 2019).

Por fim, o sistema de recuperação de leveduras é amplamente utilizado no Brasil e sua metodologia consta com a passagem do vinho por centrífugas, nas quais se separa um líquido espesso (leite de leveduras) que corresponde de 10 a 20% do volume da dorna. Esse leite é

enviado para purificação onde é diluído em água e agitado por 3 a 4h, após o tratamento com ácido sulfúrico até pH 2,2 a 3,2. O leite por fim tratado, é enviado para outro fermentador onde inicia-se uma nova fermentação (LIMA, 2019).

O processo convencional em batelada é um processo lento, onde o recipiente fermentador inicialmente é limpo e preparado para receber o mosto. A solução contendo os monossacarídeos é adicionada ao fermentador e inoculada com uma cultura de leveduras de crescimento rápido. A levedura inicia então seu processo de multiplicação, produzindo simultaneamente o álcool. A taxa de produção do etanol é inicialmente baixa, mas à medida que se aumenta a população de micro-organismos, essa taxa se eleva, alcançando seu máximo de produtividade após 20 horas. A reação se estende até que se alcance a proporção de etanol em, aproximadamente, 94% onde então o produto é descarregado e inicia-se uma nova batelada. Para que se mantenham os processos subsequentes contínuos, vários tanques fermentadores são operados em intervalos escalonados (MAIORELLA et al., 1981).

3.4.4.2. Processo Contínuo

Uma outra alternativa ao processo fermentativo em batelada é a fermentação em modo contínuo. Ela caracteriza-se por possuir linhas de saída (retirada do vinho) e de alimentação (substrato) nas dornas de fermentação, apresentando ausência de paradas para carga, descarga e limpeza. Além disso, pode-se haver ou não a recirculação de células, nesse caso, a separação da biomassa no mosto pode ser realizada por centrifugação, filtração, separação de membranas, entre outros (OLIVEIRA et al. 2012).

Segundo Wilkie et al. (2000), uma desvantagem em relação ao processo de fermentação contínuo é a suscetibilidade à contaminação por micro-organismos que produzem outros produtos da fermentação além do etanol. A maioria desses então, que permanecerão na vinhaça, aumentarão a demanda química de oxigênio (DQO), que é um dos parâmetros indispensáveis na caracterização dos efluentes industriais, que mede a matéria orgânica, a partir do oxigênio dissolvido, suscetível a ser oxidada por meios químicos em uma amostra líquida.

Li et al. (2013) avaliaram a produção de etanol a partir do sorgo sacarino em fermentação contínua em estado sólido. Para tanto, obtiveram um rendimento de 90,46% a partir de 7,72 e 16 ton de insumos de biomassa, produzindo 1,54 e 6,62 ton de etanol bruto.

3.5 DESTILAÇÃO

A operação unitária de destilação é um método muito empregado para separar os componentes de uma solução líquida, a qual depende da distribuição dos mesmos na fase de vapor e líquida. Todos os componentes estão em ambas as fases e a fase de vapor é formada pela vaporização da fase líquida (GEANKOPLIS, 1978).

O requisito básico para a separação de componentes pela destilação é que a composição do vapor seja diferente da composição do líquido em equilíbrio devido ao diferente ponto de bolha. Assim sendo, a destilação é muito empregada em misturas que possuam componentes voláteis, como a mistura álcool e água (GEANKOPLIS, 1978).

Por volta dos anos cinquenta, havia uma preocupação por parte dos engenheiros químicos em transformar os antigos processos de destilação em batelada para destilação contínua, método considerado inovador. Hoje, após vários estudos na área, ainda se encontra um grande número de processos utilizando destilação em batelada, e que dificilmente serão mudados nos anos correntes (MUTJABA, 2004).

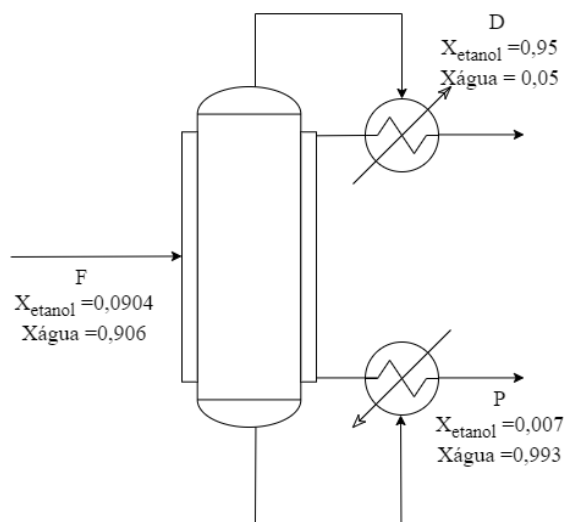
3.5.1 Destilação em batelada

Embora a maioria dos processos industriais que envolvam destilação sejam conduzidos de modo contínuo, existem diversos casos onde o processo em batelada é preferível, como em operações de semi produção com pequena escala de produção, destilação de químicos especiais onde a contaminação pode ser um problema, operações envolvendo grandes variações na corrente de alimentação e que necessitam de controle de temperatura rigoroso e processos de escala laboratorial, onde não há interesse instantâneo no *scale up* do equipamento (FAIR, 1987).

Além disso, outra grande vantagem desse processo descontínuo é o fato de uma única coluna em batelada poder separar uma mistura de N componentes em seus componentes puros, enquanto que em um processo contínuo são necessárias N-1 colunas para a mesma operação. Assim, uma simples coluna tem a capacidade de processar uma grande faixa de composições de alimentação, com variado número de componentes e também de graus de dificuldade de separação (JUNGES, 2010).

O sistema de destilação em batelada é formado de um refeedor, uma coluna de retificação, um condensador e um reservatório para a posterior coleta do material destilado, como mostra a Figura 11 a seguir.

Figura 11. Representação da destilação em batelada.



Fonte: Autores (2022).

Durante a operação, a carga líquida F a ser separada é adicionada no tanque refeedor, e devido ao aquecimento proporcionado pelo refeedor, fracionada sob uma taxa de vaporização e refluxo controlada. O volume líquido do sistema e a composição do destilado D , caso não ocorra alimentação, tendem a mudar à medida que a destilação ocorre (JUNGES, 2010).

3.5.2 Destilação contínua

A destilação contínua é uma operação unitária muito utilizada na indústria para a separação de misturas e é realizada através de um fluxo contínuo tanto na alimentação quanto na saída. De modo geral, a destilação contínua funciona utilizando dos mesmos fundamentos que a destilação em batelada, com aplicação principal na separação de grandes volumes de produtos químicos, sem interrupção do processo, como por exemplo na indústria petrolífera, separando as diferentes frações do petróleo.

Com o aquecimento da mistura, os componentes com menor ponto de bolha estarão em maior concentração no topo da coluna, enquanto que os componentes com maior ponto de

bolha estarão no fundo. Após o processo de separação, os vapores passam através de um condensador, que consiste em um tubo selado que contém um fluido de arrefecimento no seu interior. As colunas de destilação contínuas são compostas por vários pratos que são responsáveis por coletar as diferentes frações, que possuem em cada prato condensadores para transportar cada componente (MECÂNICA INDUSTRIAL, 2022).

Também chamada de destilação com refluxo, ela pode ser considerada um processo em que uma série de estágios de evaporadores flash são arranjados em série para que o vapor e o líquido fluam em contracorrente. O líquido L de um estágio segue para o estágio de vapor abaixo, e o vapor V segue o caminho ascendente. Portanto, em cada estágio ocorre uma mistura entre as fases, onde as duas fases entram em equilíbrio e se separam. A corrente de alimentação entra no meio da coluna, ou seja, se a alimentação for líquida, escoar até o fundo pelas bandejas e se for vapor, entra em contato com as bandejas, subindo pela coluna. Como a coluna possui temperatura alta na sua parte inferior, o líquido ganhará energia e tenderá a formar vapores que serão separados ao longo dos diferentes pratos, e de modo contrário, os vapores irão perder energia no topo da coluna, onde irão condensar nos pratos e seguirão para processos posteriores (GEANKOPLIS, 1978).

3.6 ROTA TECNOLÓGICA DEFINIDA

Após a análise das diferentes rotas tecnológicas que poderiam ser adotadas na produção de bioetanol EHC utilizando batata-doce como fonte de biomassa, optou-se por iniciar a produção pelo pré-tratamento de secagem em um secador rotativo, de lascas de batata-doce, pois com base nos estudos de Risso (2014), a secagem em estufa apresentou os resultados mais promissores, entretanto para aplicação industrial o secador rotativo é mais viável. Posteriormente, as lascas serão armazenadas em silos, permitindo a estocagem das mesmas para períodos onde a oferta de matéria-prima está em baixa. Esses “*chips*” de batata, serão então moídos de forma a obter-se uma farinha que então passará para um pré tratamento de hidrólise a frio (menor gasto energético), por 3 horas, e a posterior sacarificação simultânea à fermentação (SSF - *cold hydrolysis*), com duração de 24 horas, essas operações serão realizadas na forma de bateladas intercaladas em algumas dornas, para que o mosto possa ser destilado continuamente, através da destilação contínua.

Na hidrólise, optou-se pela utilização da mistura comercial otimizada de enzimas amilolíticas da STARGENTM, a STARGEN 002, que contém as enzimas α -amilase e glucoamilase, ambas derivadas de linhagens geneticamente modificadas do fungo *Trichoderma reesei* (GENENCOR®, 2009). Na fermentação alcoólica, optou-se pela *Saccharomyces cerevisiae*, pois é a levedura mais difundida nessa linha de processo, possuindo muitas informações na literatura sobre sua utilização.

Optou-se pela produção do biofertilizante através da hidrólise proteica do resíduo decantado da fermentação, utilizando a enzima protease Papaína, com base no estudo de Karnila et al (2020). Este método foi escolhido por ser menos oneroso e fácil de implementar.

Tais tecnologias foram escolhidas para que se tenha o menor gasto energético possível, além de serem tecnologias atuais, planejadas para a implementação de usinas mais modernizadas e passíveis da incorporação de um sistema de controle avançado.

3.7 LABORATÓRIOS

Frente a Resolução ANP nº 828/2020, a implementação de laboratórios certificados viabiliza economicamente a distribuição do produto final, reduzindo também o tempo empregado através de logística, antes demandado. Os laboratórios que desenvolvem o controle de qualidade devem ser certificados pela ANP, a qual irá fiscalizar a capacidade dos mesmos em analisar propriedades do álcool. Dessa forma, faz-se necessário o projeto de criação de laboratórios para viabilizar a comercialização do produto final.

3.7.1 Laboratório Químico

Quanto ao produto, algumas especificações são exigidas e demandam de análises. A turbidez é uma das propriedades analisadas, e, considerando que o etanol hidratado é uma mistura de álcool e água, deve-se apresentar límpido, incolor, e para esta averiguação, é necessário somente uma avaliação visual que comprove seu aspecto transparente. Em relação a densidade, é requerido um valor entre 807,6 a 811,0 kg/m³ para a temperatura de 20°C.

No que se refere ao teor alcoólico, a ANP estipula entre 95,1 a 96 ° GL (que se iguala ao teor percentual de álcool na mistura). Já a massa de álcool deve ser no mínimo de 92,5 até 93,8% do etanol hidratado. Com relação ao pH, o mesmo precisa estar entre 6 a 8, mantendo

característica neutra. Outra característica regulamentada é o limite mínimo de álcool necessário na mistura, que é de 94,5%, e a máxima de água sendo 4,9%.

Quanto a impurezas, é aceitável no máximo 1% em volume de metanol na mistura. Outra impureza também regulamentada é uma resina que se forma pela exposição do álcool ao ar e calor, chamada de goma lavada, que não deve ultrapassar 5 miligramas a cada 100mL, mesma medida é tolerada para resíduos sólidos após a evaporação de álcool.

Os parâmetros regulamentos e de grande importância para a posterior comercialização são a verificação da acidez pelo método da NBR 9866, a verificação da condutividade elétrica pela NBR 10547, massa específica pela NBR 5992, teor alcoólico pela NBR 15639, pH pela NBR 10891, teor de metanol pela D5501, determinação do teor de água pelos métodos das NBR 15531 e 15888, resíduos de evaporação pela NBR 8644, goma lavada pelo método ASTM D381, teor de hidrocarbonetos pela NBR 13993, teor de cloreto pela NBR 10894, cobre e ferro pela NBR 11331 e sódio pela NBR 10422.

Dessa forma, as análises laboratoriais devem ser conduzidas a fim de garantir a conformidade com todas as especificações apresentadas no Quadro 1, para o etanol. Segundo Fochi et al. (2021) *apud* Novacana (2020), serão necessário equipamentos como espectrômetro de massa, espectrofotômetro, cromatógrafo líquido de alta eficiência, balança analítica, medidor de pH, chapa de aquecimento, estufa, capela, e vidrarias de laboratório. Já para o biofertilizante, deve-se realizar as análises que atendem as especificações mostradas no Quadro 2. Para isso, utiliza-se uma análise por cromatografia gasosa com detector de ionização de chama.

Para as análises que empregam equipamentos de baixo custo, tais como titulações, análises de acidez, pH, condutivimetria e turbidez, serão realizados testes de qualidades diários para que as conformidades exigidas pelas normativas sejam cumpridas. Já as análises que demandam de equipamentos com custo elevado, tais como espectrofotometria e cromatografia, planeja-se elaborar uma parceria entre laboratórios de instituições federais, tais como universidades regionais, ou até mesmo laboratórios particulares por meio de terceirização.

3.8 EXIGÊNCIAS LEGAIS PARA IMPLEMENTAÇÃO DO EMPREENDIMENTO

De acordo com informações fornecidas pelo SEBRAE (2020), o primeiro passo para dar início às atividades industriais, é a formalização desta indústria. Inicialmente, a empresa deverá “reservar” o nome empresarial na Junta Comercial, Industrial e Serviços do Rio Grande do Sul (JUCISRS) e efetuar o registro do empreendimento e redação do contrato social. Em seguida, deve-se solicitar o CNPJ da empresa na Receita Federal e a Inscrição Estadual na Secretaria da Fazenda do Estado do Rio Grande do Sul para emissão de Nota Fiscal Eletrônica (NF-e) e Conhecimento de Transporte Eletrônico (CT-e).

Assim que formalizado o empreendimento, deve-se então requisitar a Certidão de Viabilidade e Zoneamento na prefeitura para verificar a disponibilidade da instalação física da indústria no endereço requerido e o Alvará de Localização e Funcionamento para abertura do empreendimento. Como já citado no item 2.3.7, visto que a empresa atuará no setor de combustíveis, deve-se requisitar a licença de operação à ANP e o licenciamento ambiental à Fundação Estadual de Proteção Ambiental Henrique Luís Roessler - RS (FEPAM).

Por fim, uma vez instalado o complexo industrial, deve-se realizar o requerimento do Alvará de Proteção contra Incêndios no corpo de bombeiros regional e o cadastro na Previdência Social para contratação de funcionários.

3.9 LOCALIZAÇÃO

Para a escolha da localização do empreendimento, tomou-se como principal fator a proximidade em relação aos fornecedores da matéria-prima: agricultores familiares produtores de batata-doce. Segundo dados do IBGE, no estado do Rio Grande do Sul cerca de 11% da produção anual está concentrada em dois municípios localizados a 40 km de distância: Mariana Pimentel e Barra do Ribeiro.

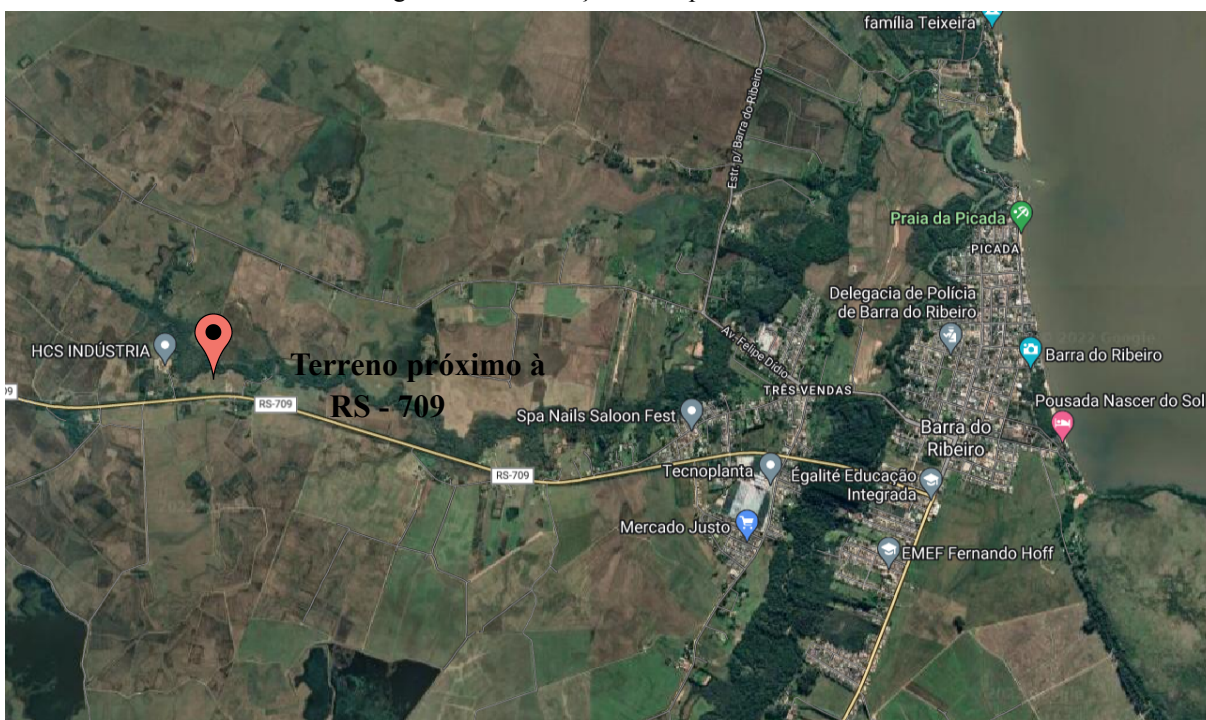
Outro fator a ser considerado é a capacidade incentivo fiscal do município a ser escolhido. A Lei N.º 1.518/2002 do Município de Barra do Ribeiro, ainda vigente nos dias atuais, prevê incentivo fiscal de até 30% do capital social integralizado de novas empresas à serem implantadas no município, na forma de subsídios financeiros para aquisição, concessão de uso ou venda subsidiada para imóveis destinados para instalação, isenção de tributos

municipais e prestação de serviços de terraplanagem e transporte de terra, aterro e material de construção adquiridos no município.

Em relação ao mercado consumidor, estipulou-se anteriormente que 40% da produção será destinada aos agricultores associados, fortalecendo a necessidade da proximidade do mercado fornecedor. Dada a proximidade da cidade de Barra do Ribeiro à região metropolitana de Porto Alegre (60 km), o escoamento do restante da produção será facilmente realizado por meio da venda às empresas distribuidoras de EHC da região.

Com isso, decidiu-se que a indústria será instalada no município de Barra do Ribeiro, na região metropolitana de Porto Alegre, Rio Grande do Sul. A Figura 12 apresenta a imagem de satélite da cidade, bem como a localização do empreendimento. O município possui 729,3 km² de área territorial e uma população estimada de 13.618 habitantes (IBGE, 2021), com um PIB per capita de R\$ 24.729,66 (IBGE, 2019).

Figura 12. Localização do empreendimento.



Fonte: Google Maps (2022).

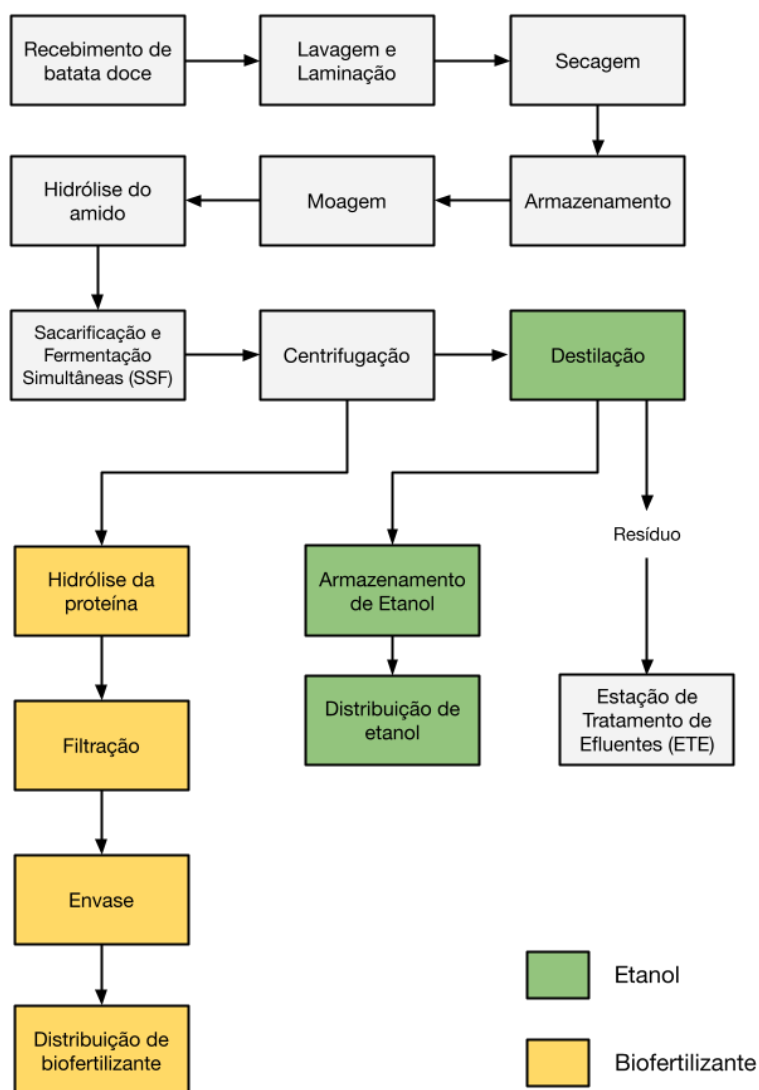
4 PROJETO DE PROCESSO

Nesta seção, serão apresentados o fluxograma e a sequência de etapas de processamento, juntamente com a especificação das condições operacionais dos equipamentos.

4.1 DIAGRAMA DE BLOCOS

A Figura 13 ilustra o esquema de blocos elaborado para o processo de produção do bioetanol e biofertilizante a partir da batata-doce, delineando as fases que abrangem desde a etapa inicial de processamento da matéria-prima até a obtenção dos produtos acabados.

Figura 13. Diagrama de Blocos.



Fonte: Autores (2023).

O processo de produção de bioetanol e biofertilizante a partir de batatas inicia-se com o pré-tratamento da matéria-prima, que consiste na lavagem e laminação das batatas em lascas. Essas lascas são secas em um secador rotativo e armazenadas em silos para serem utilizadas posteriormente na produção. A produção de bioetanol e biofertilizante propriamente dita se inicia com a moagem dos *chips*, formando uma farinha destinada a um tanque de hidrólise.

No tanque de hidrólise, a farinha é misturada com água e aquecida a 60 °C, sendo adicionadas enzimas STARGEN 002 para iniciar a hidrólise do amido. Essa hidrólise é finalizada na etapa de sacarificação e fermentação simultâneas, na qual o mosto é resfriado a 35 °C e adicionadas as leveduras, ocorrendo a conversão dos açúcares hidrolisados em álcool.

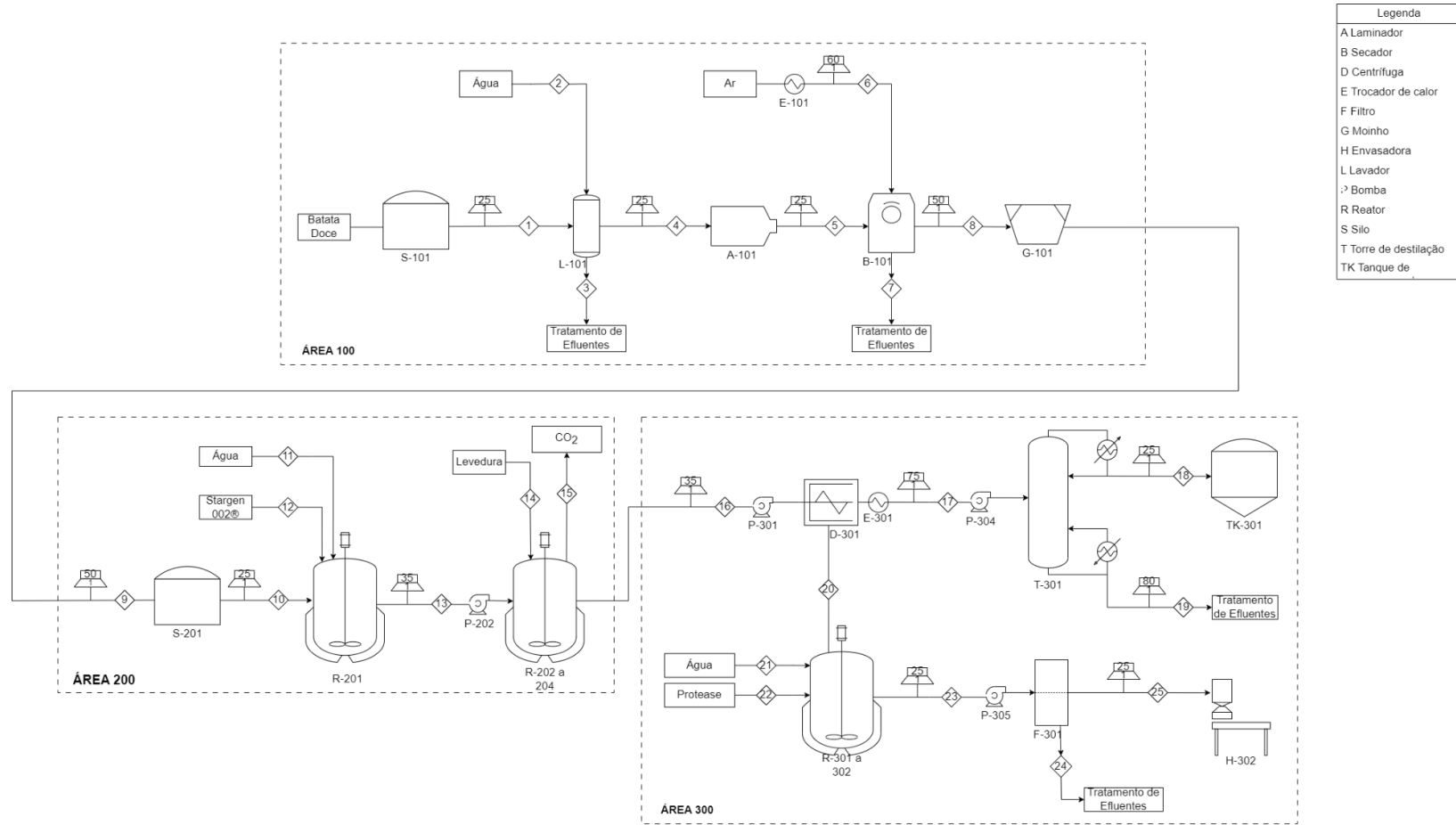
Após a etapa de fermentação, o mosto é levado a uma centrífuga para separação da fase sólida residual e da fase líquida, a qual é composta basicamente de uma mistura de água e etanol, açúcares não convertidos dissolvidos, fibras e proteínas. A maioria da fase líquida é destinada ao destilador, onde é obtido o etanol hidratado combustível como produto de topo e a vinhaça como produto de fundo, destinada à estação de tratamento de efluentes. O etanol é armazenado em tanques subterrâneos onde é destinado para a unidade de abastecimento da micro usina, ou pode ser distribuído para caminhões de distribuição.

O resíduo da centrífuga é destinado a um tanque de hidrólise, no qual ocorre a hidrólise das proteínas em aminoácidos, obtendo-se o biofertilizante que, anterior ao envase, passa por uma unidade de filtração a fim de remover qualquer particulado restante na solução. E enfim, o produto é destinado ao envase e posterior distribuição.

4.1 DESCRIÇÃO DO PROCESSO E SELEÇÃO DE EQUIPAMENTOS

Na sequência, apresentado na Figura 14, está apresentado o fluxograma PFD. Neste, estão abordados detalhadamente todos os processos envolvidos na produção do EHC e biofertilizante, desde o recebimento da matéria-prima até os produtos finais. As etapas serão detalhadas a seguir.

Figura 14. Fluxograma PFD do processo.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA - DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA	
DIAGRAMA DE FLUXO DE PROCESSO DE PRODUÇÃO DE ETANOL E BIOFERTILIZANTE A PARTIR DE RESÍDUO DE BATATA DOCE	
DESENHO Nº 01	DATA: 26/04/2023
DESENHADO POR: LEONARDO RAMOS TEN CATEN	FOLHA 01

Fonte: Autores (2023).

4.1.1 Recepção e lavagem da matéria-prima

A batata-doce, proveniente dos fornecedores conveniados à usina, será recebida na unidade industrial através de caminhões basculantes. De acordo com a previsão dos períodos de safra detalhados no tópico 2.3, esse recebimento será planejado devido a disponibilidade desta matéria-prima para que não ocorram imprevistos e possíveis paradas no processo.

Desse modo, durante o período da colheita nos meses de dezembro a junho (alta quantidade de produto no mercado) serão abastecidos semanalmente 66790,2 kg de batata-doce, de modo a atender a demanda de produção para 7 dias e armazenamento para 5 dias. Assim, ao final dos 7 meses de grande oferta, haverá um saldo de 779,22 toneladas de batata-doce *in natura* que, após trituração, secagem e moagem, serão equivalentes a 379,74 toneladas de farinha armazenadas a fim de alimentar o processo durante os 5 meses de início da safra e entressafra onde há baixa disponibilidade.

Após recebimento, as batatas serão encaminhadas pela corrente 1 para uma esteira tipo redler (arraste), apresentada no Anexo A.1, e levadas ao setor de lavagem em uma lavadora com esteira de chuveiros. L-101, com produtividade de até 1200 kg/h para remoção de sujidades provenientes da colheita, visualizado no Anexo A.2. Para a limpeza, serão utilizadas 5020,39 kg de água/dia, provenientes da corrente 2, que posteriormente serão destinadas à estação de tratamento de efluentes para a recuperação, sendo a corrente 3 com vazão de 5050,39 kg/dia com as sujidades.

Em sequência ao processo, após limpas, as batatas seguirão para o processo de laminação, por meio da corrente 4, onde serão cortadas em formato de *chips* em um fatiador/laminador industrial, A-101, com capacidade de processamento de 500 a 800 kg/h, apresentado no ANEXO A.3. Esse laminador foi selecionado para atender a vazão de alimentação da corrente 4 de 231,91 kg/h. Ao final da trituração, os *chips* da corrente 5 passarão por secagem (B-101) e armazenamento.

Para a etapa de armazenamento, serão disponibilizados 2 silos. O primeiro será referente à batata-doce crua, S-101, com capacidade de 60 m³. Este será alocado para armazenar a batata que chegará ao final do dia para que, no dia seguinte, possa seguir para os processos de pré-tratamento.

O segundo será de armazenamento da farinha de batata, S-201, com capacidade de 792,2 m³. Este tanque será responsável por estocar toda a matéria-prima necessária para os processos subsequentes à moagem, no período de entressafra, que terá duração de 5 meses/ano. Sendo assim, sua capacidade foi dimensionada para que não ocorram interrupções devido à baixa disponibilidade de batata-doce. Os silos foram adquiridos da empresa Tecsol e as especificações dos silos se encontram no Anexo A.4.

4.1.2 Secagem

Em sequência ao processo, os *chips* presentes na corrente 5, com vazão mássica de 231,91 kg/h ou 144,9 kg de sólido seco/h, em base seca, serão secos utilizando uma corrente de ar 6 de 0,01 kg/h, de modo a sair do secador pela corrente 7 diretamente à estação de tratamento de efluentes.

Na seção 3.1.3 do presente trabalho, definiu-se que a secagem do material era uma etapa crucial para alcançar a maior conversão de amido nas etapas seguintes do processo. Para isso, optou-se pela utilização de um secador rotativo, uma vez que esse equipamento apresenta menor gasto energético em comparação com o secador de esteira.

Conforme destacado por Risso (2014), é fundamental que a batata-doce seja submetida a uma temperatura de 105 °C durante a secagem. A partir desse requisito e das definições do processo, como a vazão mássica do material sólido, a temperatura de secagem e as condições iniciais da batata-doce, foi possível realizar o dimensionamento e o desenho do secador.

Diversos aspectos do processo foram considerados para a modelagem do secador, como a quantidade de ar necessária para a secagem, a velocidade de rotação do equipamento e a umidade relativa do ar. Esses aspectos são descritos de forma mais detalhada no Apêndice A.1.1, onde é possível entender como foram realizados os cálculos para dimensionar o secador de forma a atender às necessidades do processo.

Por fim, os resultados obtidos foram tabulados na Tabela 6, que apresenta os valores das principais variáveis envolvidas no processo de secagem, como a temperatura do ar, a umidade do ar e a vazão de material. Com essas informações, é possível compreender melhor como foi projetado o secador e como ele será utilizado no processo de produção de amido de batata-doce.

Tabela 6. Resultados da secagem.

Calor fornecido Q	86,35 kW
Largura do secador L_s	1,58 m
Velocidade de rotação N	0,07 RPM
Volume do secador V_s	1,24 m ³

Fonte: Autores, (2023).

4.1.2.1 Descrição do equipamento para secagem

Como já foi discutido na seção 4.1.2, para a realização da secagem será utilizado um secador rotativo de dimensões semelhantes às dispostas na Tabela 6, com 1,60 m de largura e 200 kW de potência. O secador escolhido está apresentado Anexo A.6, e foi selecionado pois é recomendado para matrizes alimentícias, as quais não demandam de alta potência.

4.1.3 Moagem

Após a etapa de secagem e armazenagem das batatas em *chips*, ocorre o processo de moagem (G-101). É na moagem que os *chips* irão ser moídos com a finalidade de redução do tamanho da partícula, o que irá aumentar a área superficial da batata seca, facilitando e reduzindo o tempo de hidrólise posteriormente (ATKNIS, 1972).

Para se dar início a moagem, a matéria-prima chegará ao equipamento através de um elevador de canecas, apresentado no Anexo A.5, que levará as batatas secas e picadas na forma de *chips* até o alto do silo, onde estará o moinho, representado pela corrente 8 de vazão 560 kg/h. Após a moagem, a farinha é alojada no silo apropriado e estará em condições para a etapa subsequente. A etapa de fermentação necessita de 101,11 kg/h de farinha de batata-doce, entretanto a moagem dos *chips* deve ser superior ao necessário neste processo, para que haja o armazenamento de matéria-prima na forma de farinha para o período do ano em que não haverá recebimento. O transporte da farinha de batata-doce irá ocorrer de maneira pneumática, com a vazão de ar e tamanho da tubulação necessários para alimentar o tanque de hidrólise apresentado na Seção 4.3.4.

4.1.3.1 Descrição do equipamento para moagem

Como já foi discutido na seção 3.1.1, para a realização da moagem será utilizado um moinho de rolos convencionalmente empregado para moagem de grãos como arroz e milho.

Para que se possa trabalhar produzindo 560 kg/h, ou ainda 4480 kg/dia, totalizando 8 horas de moagem diária, é necessário um moedor de aproximadamente 800 kg/h, que supre a demanda diária e a necessária para os períodos de não recebimento.

O moinho escolhido está apresentado Anexo A.7, e foi selecionado pois é recomendado para matrizes alimentícias, as quais não demandam de alta potência.

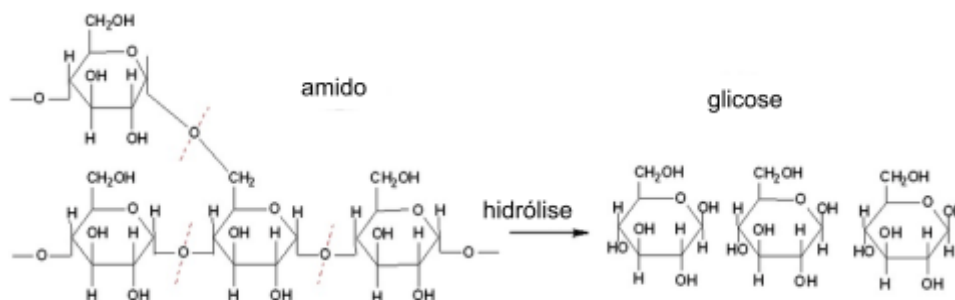
4.1.4 Pré tratamento de hidrólise do amido

Nessa etapa, a farinha armazenada segue para a hidrólise do amido, transportada pela corrente 10 de 2426,64 kg/batelada, acrescida de água presente na corrente 11 de 17333,76 kg/batelada e a enzima na corrente 12 de 3 μ L/g farinha. Desse modo, a mistura de saída na corrente 13 será de 19760,40 kg/batelada com 197,6 kg/batelada de amido e 1580,83 kg/batelada de açúcares.

Conforme a análise do processo de liquefação e sacarificação do amido, descrita na seção 3.2, revela que a técnica convencional demanda um alto consumo energético e, portanto, opta-se neste projeto, por uma solução promissora para reduzir esses custos, a hidrólise a frio (*cold hydrolysis*), também conhecida como hidrólise não convencional, de amido granular ou não cozido. Embora estudos sobre a hidrólise a frio do amido não sejam novos, eles têm sido intensificados recentemente, e trazidos para cenários onde é utilizado como pré-tratamento em processos de sacarificação e fermentação simultâneas (SSF).

Na estratégia implementada no processo, utiliza-se temperaturas inferiores às de gelatinização. Inicialmente, a suspensão de amido proveniente da moagem (farinha) é submetida a um aquecimento até 52°C (30 minutos), obtido pela circulação de vapor pela camisa do reator, e a adição da mistura enzimática comercial STARGEN 002 que é responsável pela hidrólise do amido em monômeros de menor cadeia, os quais são conhecidos como açúcares redutores (reação Figura 15); manutenção da temperatura constante de 52°C ao longo de 2 horas. Em seguida, a suspensão é resfriada para uma temperatura de até 35°C, por meio da circulação de água fria pela camisa e passa para o processo de SSF, descrito na sequência.

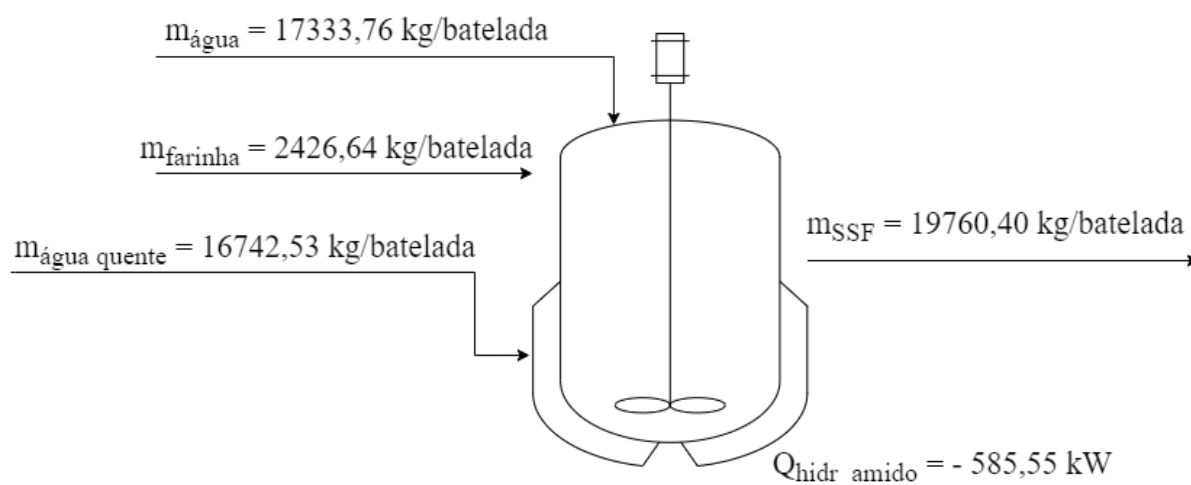
Figura 15. Reação de hidrólise do amido.



Fonte: Autores (2023).

O esquema do equipamento com as correntes de material e energia envolvidas é apresentado na Figura 16 abaixo. Todos os cálculos, estão descritos em detalhes no memorial de cálculo no Apêndice A.3.1.

Figura 16. Esquema do equipamento de hidrólise.



Fonte: Autores (2023).

4.1.4.1 Descrição do equipamento para hidrólise do amido

No processo estruturado neste projeto, o biorreator utilizado no pré-tratamento de hidrólise deve ter as mesmas características dos fermentadores. Portanto, ele será do mesmo modelo e tamanho que os fermentadores, ambos descritos no Tópico 4.1.5.1.

4.1.5 Sacarificação Simultânea à Fermentação

De acordo com o Tópico 3.2, a implementação exclusiva da SSF pode apresentar desvantagens devido à não utilização da temperatura ideal de sacarificação, uma vez que é crucial respeitar a faixa de temperatura adequada para a levedura. No entanto, é possível explorar as vantagens desse método de fermentação por meio de um pré-tratamento de hidrólise com tempo reduzido, seguido pela continuação da SSF.

O processo de fermentação começa após o pré-tratamento, quando o mosto é transferido para o fermentador a uma temperatura de 35°C e é adicionada a levedura *Saccharomyces cerevisiae* para converter os açúcares em etanol. Esta reação é exotérmica e, para evitar a inativação da levedura, é necessário manter a temperatura constante em 35°C, o que é possível graças ao uso de um reator encamisado que permite a circulação de água fria para o resfriamento do mosto e controle da temperatura.

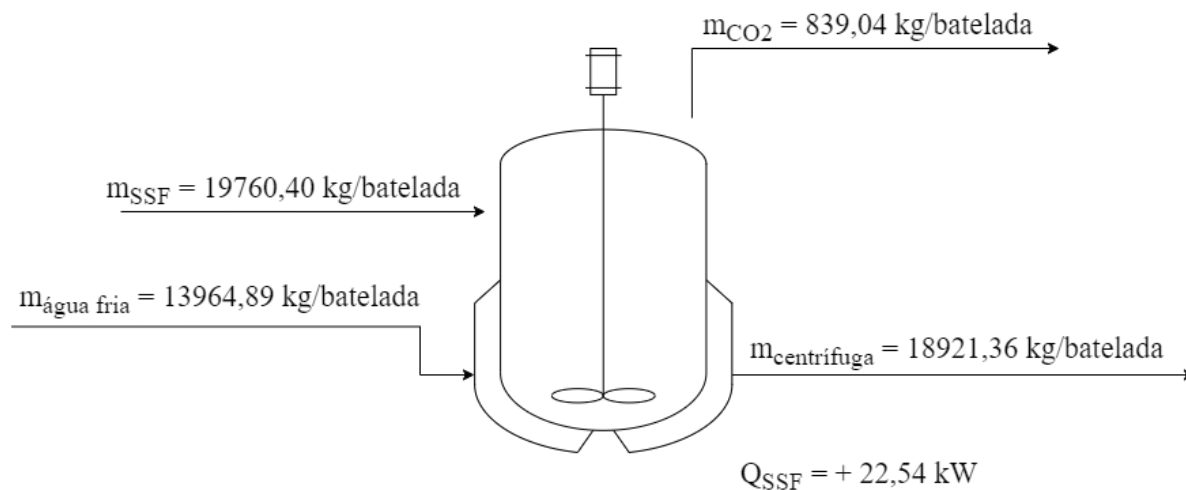
Sendo assim, a corrente de entrada no reator da fermentação 13 é de mesma composição e vazão da corrente de saída do reator de hidrólise. Nessa etapa, adiciona-se a levedura presente na corrente 14, e as saídas são as correntes 15 e 16, respectivamente, 839,04 kg/batelada de CO₂ e 18921,33 kg/batelada de mosto.

É imprescindível ressaltar que o processo fermentativo requer uma constante aeração e agitação, a fim de garantir o acesso dos micro-organismos ao oxigênio e evitar a formação de regiões sem atividade metabólica. Nesse sentido, o biorreator utilizado no presente estudo é submetido a agitação constante durante todo o tempo de fermentação, com uma velocidade de rotação de 60 RPM, empregando-se três impelidores de pás retas. O processo de fermentação tem a duração de 24 horas.

Assim como na fermentação convencional, o dióxido de carbono é gerado como subproduto da reação. Visando a não emissão de gases de efeito estufa, os reatores contarão com um sistema de adsorção com oscilação de temperatura (TSA), de modo a concentrar, pressurizar e armazenar o CO₂ em cilindros.

A seguir tem-se ilustrado o esquema do equipamento, com as correntes de material e energia envolvidas (Figura 17). Todos os cálculos estão descritos em detalhes no memorial de cálculo no Apêndice A.3.2.

Figura 17. Esquema do equipamento de SSF.



Fonte: Autores (2023).

4.1.5.1 Descrição do equipamento para a SSF

Como mencionado anteriormente, devido às particularidades do processo, é imprescindível a utilização de um reator encamisado com controle de temperatura. Ademais, é necessário manter uma agitação constante para alcançar uma homogeneização mais eficiente do meio, potencializando assim a atividade enzimática.

Em geral, reatores de dupla camada em aço inoxidável são comumente empregados em processos similares. Desta forma, o biorreator (R-201), vide Tópico 4.1.4.1, e os fermentadores (R-202 a R-204) serão adquiridos através dos serviços prestados pela Fermentec, especificamente, do tipo de reator FMT PL Series.

Adicionalmente, os reatores contam com um eixo de agitação dotado de três impelidores de pás retas. O reator também é encamisado, permitindo o controle da temperatura tanto na fase de fermentação quanto durante o processo de hidrólise.

Os equipamentos serão adquiridos seguindo as dimensões fornecidas pela empresa Pfaudler em sua série de Reatores DIN BE, em específico o modelo BE 20.000, que oferta um

reator encamisado com capacidade nominal de 20 m³. O referido equipamento apresenta uma altura total de 7,602 m, diâmetro de 2,9 m e uma altura livre de 0,6 m.

Os Anexos A.8 e A.8.1 apresentam, respectivamente, o módulo selecionado para os biorreatores e as dimensões especificadas.

4.1.6 Centrifugação

O objetivo do processo de separação é obter a biomassa insolúvel por meio de processos sólido-líquido, como sedimentação, centrifugação, flotação ou filtração (BLANCH; CLARK, 1996). Embora a filtração contínua seja o método mais comumente utilizado para separação sólido-líquido na indústria (AEHLE, 2006), há uma tendência crescente em adotar a centrifugação como alternativa nesse âmbito.

Na sequência da fermentação, é necessário realizar a separação da fase líquida composta de água e etanol, da fase sólida, que por sua vez é composta de proteínas, fibras e enzimas, muitas vezes denominado de mosto. Para separação do mosto e do produto líquido será utilizado uma centrífuga, equipamento que apresenta baixo custo energético, entrega uma separação eficiente e não emprega equipamentos sofisticados (LIMA et al., 2001).

Sendo assim, a corrente de saída da SSF será a corrente de entrada na centrífuga, composta, majoritariamente, de 37,84 kg de açúcar, 1513,71 kg de etanol e 529,8 kg de sólidos, por batelada. Para que a centrífuga processe todo o conteúdo de uma batelada em 24 horas, a vazão de entrada da corrente 16 será de 788,39 kg/h. Ao final, terão duas correntes de saída: a corrente 17 que se encaminhará para a destilação e a corrente 20, que irá para hidrólise proteica.

A corrente 17, de vazão 732,78 kg/h, possui fração mássica de água e etanol de, respectivamente, 0,906 e 0,092. Já a corrente 20, de vazão 90,57 kg/h, possui fração mássica de água e sólidos de 0,731 e 0,260, respectivamente. Todos os cálculos estão apresentados no Apêndice A.4.1.

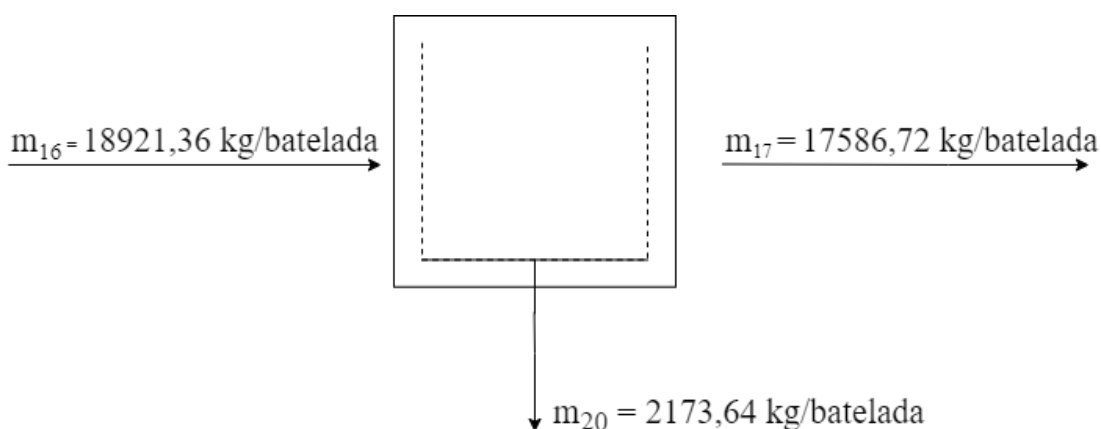
4.1.6.1 Descrição do equipamento para a centrifugação

Considerando a separação de células grandes ou ainda de proteínas, são comumente sugeridas centrífugas do tipo “*screen scroll*”, que operam em baixa força centrífuga, de modo

que o material sólido é separado continuamente através de uma rosca giratória (AEHLE, 2006). No Anexo A.10 é apresentado um modelo de centrífuga deste tipo.

Após a centrifugação, a corrente líquida é destinada ao destilador, e o material particulado é destinado para o reator de hidrólise proteica. Um esquema representativo da centrífuga é apresentado a seguir (Figura 18).

Figura 18. Esquema da centrífuga.



Fonte: Autores (2023).

4.1.7 Destilação

Como mencionado anteriormente, a etapa após a centrifugação é a destilação. A corrente de entrada 17 contém uma mistura de etanol e água que deve ser separada para se obter o etanol de acordo com as especificações da ANP. A destilação é o processo utilizado para separar esses componentes da mistura líquida, baseando-se nas diferentes volatilidades relativas do etanol e da água em equilíbrio líquido-vapor.

A corrente de entrada da destilação é composta por uma mistura líquida de etanol e água, e resíduos, com frações mássicas de 0,092 e 0,906 de etanol e água, respectivamente. Além disso, opera a uma vazão de alimentação de 732,76 kg/h e 75 °C. O equipamento é responsável pela obtenção do EHC com 95% (m/m) de etanol, conforme as especificações. Para isto, ele é composto por 22 estágios, considerando refeedor e condensador parcial. A vazão de alimentação ocorre no estágio número 18, ou seja, próximo ao refeedor. Como

produto de topo, tem-se uma corrente de 68,01 kg/h, com 95% de etanol. Como produto de fundo, tem-se uma corrente de 665,28 kg/h, com 99,3% de água.

A corrente de topo, 18, segue para armazenamento no tanque de etanol (TK-301), enquanto que a corrente de fundo, 19, segue para a estação de tratamento de efluentes.

Os valores de altura e diâmetro da coluna são de 24 m e 0,96 m, respectivamente. As demandas de calor para o condensador e refeedor da coluna equivalem a -113,547 kJ/h e 150,053 kJ/h, respectivamente. Informações adicionais sobre as correntes de topo e fundo, bem como condições operacionais, estão disponíveis no Apêndice A.4.2., enquanto que o equipamento está descrito no Anexo A.11.

4.1.8 Tratamento de hidrólise da proteína

Após a centrifugação completa do mosto da fermentação, tem-se um material sólido composto principalmente de fibras insolúveis e proteínas. O material particulado proveniente da corrente 20 é então direcionado para o reator de hidrólise proteica, semelhante ao reator de hidrólise do amido. Este, por sua vez, será mantido na temperatura de 55 °C através de um encamisamento por onde passará uma corrente de água a 80 °C. O material sólido terá adição de água de 480 L/h na corrente 21, e passará por uma hidrólise utilizando a enzima de papaína na corrente 22, processo considerado menos custoso e menos agressivo, pois não demanda de grande volume de solução básica para posterior neutralização como ocorre na hidrólise ácida ou tampouco causará problemas de desgaste no reator de hidrólise e demanda energética elevada caso fosse escolhida a tecnologia de hidrólise subcrítica.

Ao final, a corrente 23 possui o biofertilizante pronto, com grandeza de 4093,68 kg/batelada, possuindo, aproximadamente, 44,62 kg de proteínas por batelada.

Fazendo uso da enzima de papaína para a realização da hidrólise proteica, nas condições pré estabelecidas por Karnila et al. (2020), tem-se uma conversão aproximada de 50,07%, processo este que se finda após 4 horas de operação. Assim, após a hidrólise, o conteúdo do reator é direcionado para uma filtração.

4.1.8.1 Descrição do equipamento para a hidrólise proteica

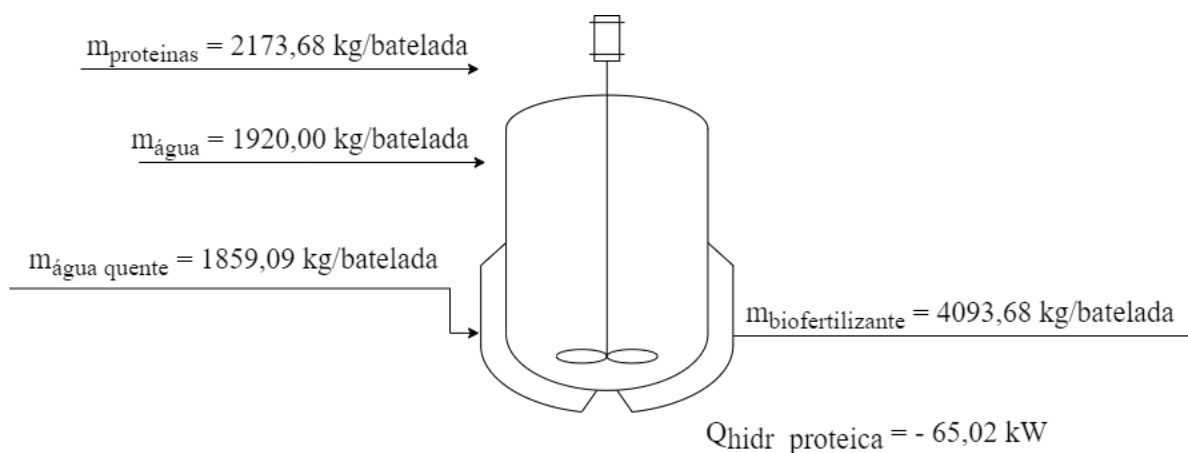
No processo estruturado neste projeto, o biorreator utilizado na hidrólise proteica, deve ter as mesmas características do reator de hidrólise do amido. Portanto, ele será do

mesmo modelo dos outros biorreatores descritos no Tópico 4.1.5.1, porém de outro tamanho.

Como a hidrólise proteica é uma operação em batelada que opera com resíduos da fermentação, o volume de conteúdo é bem reduzido, necessitando assim de um reator de dimensões fornecidas pela mesma empresa Pfaudler em sua série de Reactores DIN BE, em específico o modelo BE 4.000, que oferta um reator encamisado com capacidade nominal de 4 m^3 . O referido equipamento apresenta uma altura total de 5,265 m, diâmetro de 1,9 m e uma altura livre de 0,6 m.

Os Anexos A.9 e A.9.1 apresentam, respectivamente, o módulo selecionado para os biorreatores e as dimensões especificadas. A seguir (Figura 19), é apresentado um esquema representativo do reator de hidrólise proteica com as suas respectivas correntes de entrada, saída, calores de reação e calor necessário para o aquecimento do mesmo. Todas as informações estão dispostas no Apêndice A.4.3.

Figura 19. Esquema do equipamento de hidrólise proteica.



Fonte: Autores (2023).

4.1.9 Filtro

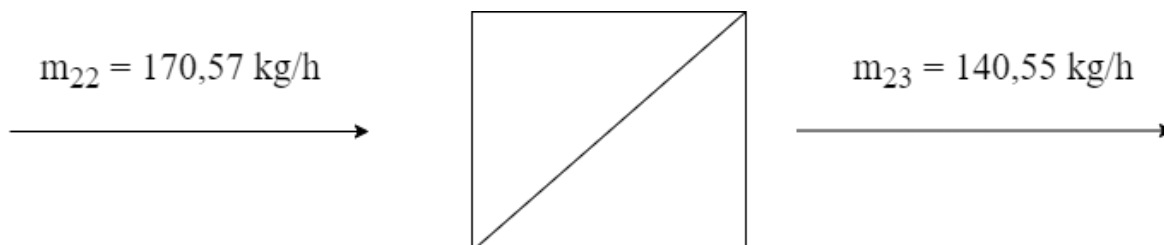
Nessa etapa, é necessário filtrar o biofertilizante da corrente 23. Sendo assim, essa corrente entra a uma vazão de $170,57 \text{ kg/h}$ no filtro, saindo para o envase na corrente 25 a $140,55 \text{ kg/h}$ e sendo retido os sólidos na corrente 24 a uma vazão de $30,02 \text{ kg/h}$, encaminhados diretamente a estação de tratamento de resíduos.

A solubilidade dos aminoácidos formados após a hidrólise proteica é superior à solubilidade das proteínas precursoras, o que foi comprovado pelo estudo recente de Navarrete *et al* (2022), o que possibilita a separação entre a fase aquosa e a fase sólida, formada após a clivagem das proteínas através de uma filtração simples, assim, o filtrado é composto majoritariamente de enzimas e fibras, e o filtrado seguirá para a etapa de envase. Como o material retido no filtro é composto majoritariamente de fibras, pode ser descartado como adubo para os agricultores, sem demais problemas.

4.1.9.1 Descrição do equipamento para a filtração

Nesta etapa, necessitam ser separados componentes de uma corrente que apresenta 170 kg/h, composta de fibras, proteínas não hidrolisadas e enzimas, para que somente o biofertilizante siga para o tanque de armazenamento. Para isto, será empregado um filtro de tela estático com capacidade de 500 L/h da empresa Yixing Holly Tecnologia. Uma representação esquemática da filtração é apresentada a seguir (Figura 20). Os dados provenientes do balanço de massa da filtração estão apresentados no Apêndice A.4.4. As dimensões do equipamento são apresentadas no Anexo A.12.

Figura 20. Esquema do filtro.



Fonte: Autores (2023).

4.1.10 Envase e Expedição

Após finalizados todos os processos serão produzidos, por dia, 2 m³ de etanol hidratado combustível e 3,24 m³ de biofertilizante. Para isso, são necessários diferentes procedimentos de envase, tendo em vista a expedição de cada produto. O processo de envase será abordado individualmente nos tópicos abaixo.

4.1.10.1 Descrição do envase e distribuição do etanol

Para o etanol, haverá um destino principal: um tanque de armazenamento conectado à bomba localizada no posto de distribuição anexo ao pavilhão industrial.

Como já mencionado no Tópico 2.3.1.1, toda a produção será distribuída aos postos de combustíveis da região. Deste modo, o tanque tem o objetivo de estocar o produto até que os caminhões sejam abastecidos e encaminhados para os postos de combustíveis parceiros da usina.

Para esta demanda, será providenciado um tanque de armazenamento subterrâneo com capacidade de 8000 litros, de modo a suprir o estoque de combustível. Este volume foi definido para manter até 3 dias de abastecimento sem retirada de produto.

Sendo assim, foi escolhido o tanque da marca HNJS, sendo construído a partir de aço carbono Q235B e pulverizado com uma camada exterior de fibra de vidro anticorrosivo. Com isso, o tanque, que será instalado abaixo da bomba de combustível, é seguro, tem resistência à corrosão, protege o ambiente, é de fácil manutenção e inspeção, além de ter uma vida útil elevada. Detalhamentos estão apresentados no Anexo A.13.

4.1.10.2 Descrição do envase e distribuição do biofertilizante

Após a última etapa do processo produtivo do biofertilizante, será necessário envasar 3241 litros por dia, em galões de 5 e 20 litros. Para isso, foi selecionada a envasadora de líquidos e cremosos com balança BECK, modelo 2050 - 40 litros/minuto, da marca CK. Essa envasadora possui balança de precisão com pesagem ideal para recipientes de até 20 litros, produtividade de até 2400 L/h (água) com peso de envase ajustável de 1 a 50kg. Seu detalhamento se encontra no Anexo A.15. Após envasados, os biofertilizantes podem seguir para expedição.

4.2 PLANEJAMENTO DA PRODUÇÃO

Para que seja possível produzir 2000 L de EHC e 3241 L de biofertilizante por dia, é necessário um planejamento da produção. Sendo assim, de acordo com a Tabela 7, a micro usina será composta por 40 colaboradores, sendo eles alocados nos seguintes setores:

administração, engenharia, sala de controle, caldeira, controle de qualidade, recursos humanos, limpeza, descarga, segurança, produção, embalagem e expedição.

Os horários de trabalho serão dispostos em 3 turnos de 8h cada, funcionando da seguinte forma: turno 1 das 8h às 16h, turno 2 das 16h às 00h e turno 3 das 00h às 8h. Além disso, os funcionários que estarão trabalhando nos turnos 1, 2 e 3 terão à disposição 1h para alimentação e descanso.

Tabela 7. Disposição dos colaboradores.

Cargo	Turno/Horário		
	1 (8h - 16h)	2 (16h - 00h)	3 (00h - 8h)
Administração	3	0	0
Engenharia	1	1	0
Sala de Controle	1	1	1
Caldeira	1	1	1
Controle Qualidade	1	1	0
Recursos Humanos	2	0	0
Limpeza	3	3	0
Descarga	0	2	0
Cozinha	2	1	0
Segurança	2	1	1
Chão de Fábrica	3	2	1
Embalagem e Expedição	2	2	0

Fonte: Autores (2023).

Além da disposição do quadro de funcionários, também foram planejados os processos no momento de *startup* e parada, e após o *startup*, quando a produção passa a ser contínua e todas as operações ocorrem diariamente.

Para o 1º dia de operação, apenas o setor de recebimento da área 100 estará ativo. Sendo assim, serão descarregadas as primeiras batatas que iniciarão seu processo no dia

seguinte. Esse recebimento será feito ao final do dia, com duração aproximada de 2h. Após descarregamento, as batatas passarão pela etapa de lavagem, para remoção de sujidades, e serão transferidas para o silo de armazenamento.

Já no 2º dia de operação, iniciando às 8h, a área 100 funcionará com os processos de laminação, secagem e moagem. Desse modo, as batatas que se encontram no silo serão transportadas até a etapa de laminação, e posterior secagem. Com os *chips* prontos, a farinha será obtida pelo moedor. Considera-se que todo este processo levará 8h para ser realizado, sendo concluído, então, ao final do segundo turno. Assim, após pronta, a farinha será transportada para o silo de armazenamento e, às 18h, ocorrerá novamente o descarregamento, lavagem e armazenamento das batatas que serão utilizadas no terceiro dia.

O 3º dia de operação contará com todos os processos de pré-tratamento já mencionados anteriormente, adicionado da hidrólise da farinha obtida no segundo dia. Sendo assim, este dia será marcado pela ativação da área 200 da produção. A farinha, transferida do silo de armazenamento, será encaminhada ao tanque de hidrólise, e esse processo iniciando às 8h será concluído às 11h, com duração de 3h. Assim, às 11h, o mosto já hidrolisado seguirá para o tanque de fermentação, onde ficará fermentando até as 11h do quarto dia de operação.

Para o 4º dia de operação após o *startup*, todos os processos anteriores serão novamente realizados e, neste dia, ocorrerá a destilação, ativando então a área 300. Às 11h, quando a fermentação estiver completa, o conteúdo da dorna será encaminhado para uma centrífuga, a uma vazão constante, para que sejam separados os sólidos do líquido fermentado. Nesse mesmo momento, a centrífuga estará enviando o líquido para o destilador e o sólido para o tanque da hidrólise proteica. Assim, a destilação entrará em modo contínuo, sendo alimentada a uma vazão de 823,35 kg/h e o tanque da hidrólise proteica levará 24h para iniciar seu processo.

O 5º dia de operação será o primeiro do regime estacionário, onde todos os processos ocorrerão de maneira sequenciada e planejada. Após 24h, o tanque de hidrólise estará apto para iniciar o processo. A hidrólise proteica ocorrerá por 4h, de modo que, ao final, o biofertilizante passará por filtro e será encaminhado para embalagem e expedição.

Após o 5º dia de operação, quando for necessária uma parada, ela ocorrerá de forma escalonada como ocorreu o *startup*. Assim, no antepenúltimo dia da parada, apenas as áreas

200 e 300 estarão ativas. Sendo assim, ainda estarão em funcionamento a fermentação, a destilação e a hidrólise proteica. Já para o penúltimo dia, estarão ativas apenas as operações da área 300, sendo elas, a destilação e a hidrólise proteica. Por fim, no dia da parada, também estarão em funcionamento as etapas da destilação e hidrólise proteica, destilando e hidrolisando ainda com os últimos conteúdos já produzidos anteriormente.

O Quadro 3 apresenta o planejamento semanal da produção da planta industrial no momento pós *startup*. A Tabela 8 em sequência mostra a legenda de cores referentes às operações descritas no Quadro 3.

Quadro 3. Planejamento semanal da produção.

Segunda	Terça	Quarta	Quinta	Sexta	Sábado	Domingo

Fonte: Autores (2023).

Tabela 8. Legenda das cores referentes aos processos do planejamento.

Área	Cor	Processo
100/300		Recebimento/Expedição
100		Laminação + Secagem + Moagem
200		Hidrólise da batata-doce
200		Fermentação
300		Destilação
300		Hidrólise proteica

Fonte: Autores (2023).

De acordo com o Quadro 3, o recebimento, descarregamento e expedição da matéria-prima será realizado nos dias da semana, de segunda-feira a sexta-feira. Além desses, todos os processos de pré-tratamento como a laminação, secagem e moagem, seja da matéria-prima necessária para o processamento diário, seja para a estocagem dos 3 meses de entressafra, ocorrerão durante os dias úteis. Essa medida foi tomada visando a diminuição dos processos que serão realizados durante o final de semana, a fim de diminuir custos com mão-de-obra. O restante dos processos ocorrerá normalmente todos os dias da semana.

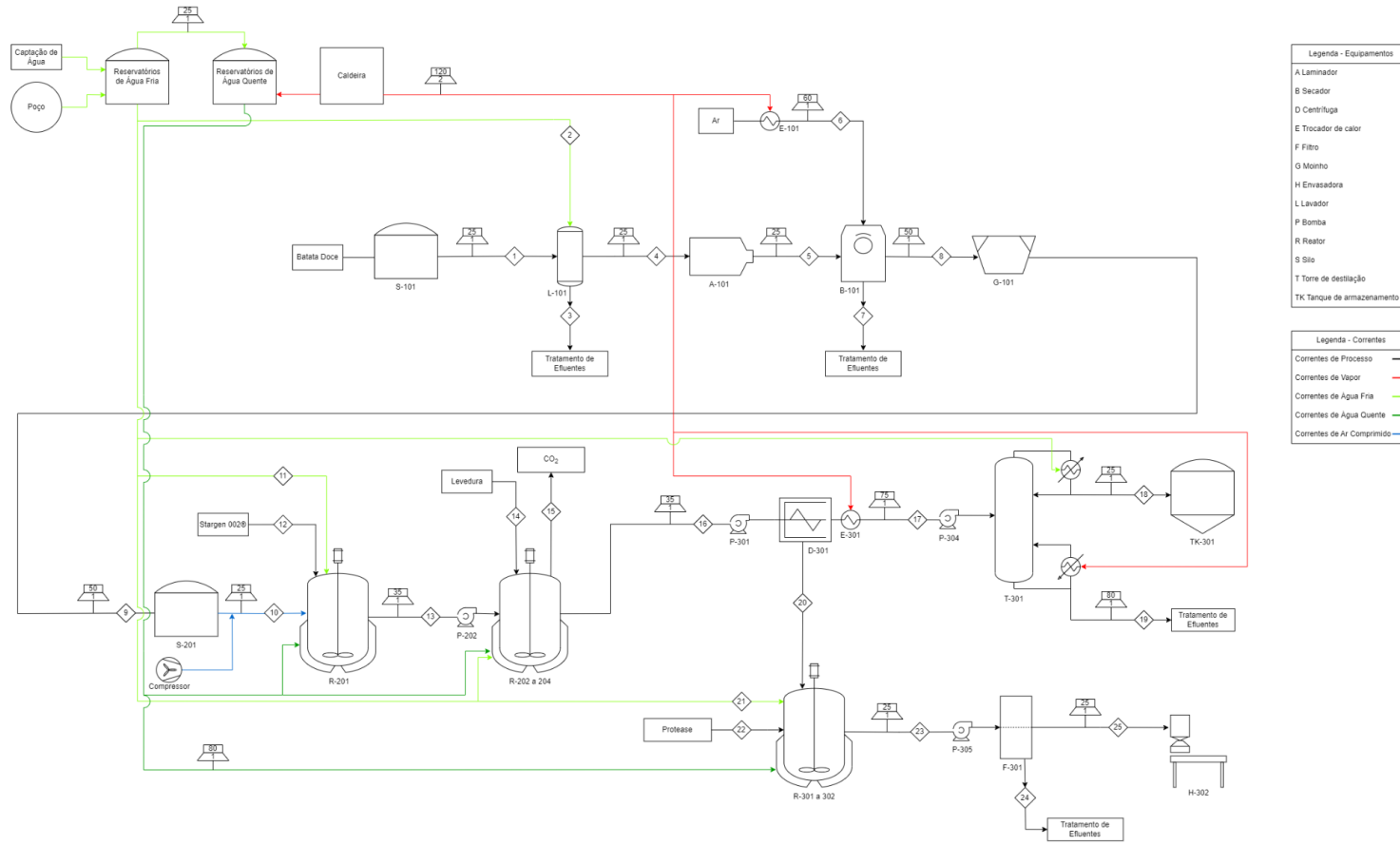
Além disso, na área 200 onde ocorre a fermentação, serão dispostas 3 dornas de fermentação, de modo que, após o *startup*, 1 dorna será destinada para a fermentação do dia, 1 dorna estará passando por procedimento de limpeza e 1 dorna estará encaminhando o mosto para a centrífuga, que terá duração de 24h até completo esvaziamento.

A área 300 onde ocorrerá a hidrólise proteica será composta por 2 tanques, de modo que enquanto um está sendo alimentado continuamente pelos sólidos da centrífuga, o outro passará por descarga e limpeza.

4.3 UTILIDADES

Na sequência, apresentado na Figura 21, está apresentado o fluxograma PFD com as utilidades do processo. Neste, estão abordados detalhadamente todas as utilidades necessárias nos processos envolvidos na produção do EHC e biofertilizante, desde o recebimento da matéria-prima até os produtos finais. As etapas serão detalhadas a seguir.

Figura 21. Fluxograma PFD com utilidades.



UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA - DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
 DIAGRAMA DE FLUXO DE UTILIDADES DA PRODUÇÃO DE ETANOL E
 BIOFERTILIZANTE A PARTIR DE RESÍDUO DE BATATA DOCE
 DESENHO Nº 62 DATA: 26/04/2023

Fonte: Autores (2023).

4.3.1 Água Quente

As demandas referentes à água quente serão necessárias tanto no processo quanto nos prédios auxiliares. Para isso, serão destinados três tanques de armazenamento de água quente. O primeiro tanque, chamado de tanque de lavagem, será destinado para a limpeza, estando a uma temperatura de 40°C e com capacidade de 40000 kg água quente. O segundo tanque, denominado tanque auxiliar, estará a 80°C e alimentará os chuveiros e refeitório, com capacidade de 3500 kg. Já o último tanque, o tanque da indústria, será utilizado para os processos, em temperatura de 80°C e capacidade de 2000 kg de água. Desse modo, o consumo diário total de água quente será de 45507,08 kg, sendo descritos individualmente na sequência. Os cálculos detalhados estão dispostos no Apêndice B.1

Inicialmente, para o processo, a demanda se concentra nos dois biorreatores de hidrólise. Logo, para a hidrólise do amido, serão utilizados 2092,83 kg de água quente/dia para o aquecimento do biorreator de 25 a 52°C. Já para o biorreator de hidrólise proteica, há demanda de 309,84 kg água/dia, aquecendo a manta do reator de 25 a 55°C.

Para os chuveiros, segundo Macintyre (2010), são necessárias 7200 L/dia de água a 50°C, sendo disso, 3266,21 kg de água quente. Essa mistura entre água fria e quente deve-se ao objetivo de atingir a temperatura ideal de banho prescrita por dermatologistas.

No refeitório serão utilizadas 3 panelas industriais de 60 litros cada, da marca Nova Real Alumínio, modelo 9745, necessárias para a produção dos alimentos consumidos pelos colaboradores, visto no Anexo B.4. Sabendo que será servida uma refeição por funcionário, a demanda para o cozimento será de 120 kg de água quente/dia. Além disso, serão utilizadas cubas do tipo buffet, que mantêm as refeições quentes por sistema de banho-maria e necessitando, então, de 30 kg de água quente para esta finalidade. O modelo do buffet, da marca IBET, está sendo apresentado no Anexo B.5.

Por fim, para o sistema de lavagem dos biorreatores, existe a demanda de 39188,2 kg água quente/dia, sendo utilizados na limpeza de 1 tanque de hidrólise do amido, 1 tanque de fermentação e 1 tanque de hidrólise proteica, diariamente.

4.3.2 Vapor

As demandas referentes ao vapor serão encontradas tanto no processo como nos prédios administrativos. Em relação ao processo, haverá consumo de vapor para o funcionamento do secador rotativo, para o pré-aquecimento do destilador e para o reboiler. Já para os prédios auxiliares, há demanda de vapor para o aquecimento dos tanques de água quente mencionados no tópico anterior, além de equipamentos do refeitório e da lavanderia.

Para o processo, inicialmente considerou-se a demanda utilizada pelo secador rotativo. Desse modo, para que seja possível aquecer o ar atmosférico de 25 a 60°C, é necessário um consumo de 0,032 kg de vapor/dia.

Além disso, para o pré-aquecimento do destilador, sabendo que é necessária uma variação de temperatura de 50°C e, considerando que a operação da destilação ocorre continuamente, haverá uma demanda de 1482,48 kg de vapor/dia.

No tópico 4.3.1, abordou-se sobre a utilização de 3 tanques de água quente, que farão a distribuição de acordo com o setor e a utilização da água quente previamente calculada sobre as suas demandas. Sendo assim, considerando que a água que enche os tanques se encontra inicialmente a 25°C, as demandas de vapor para os tanques do sistema de lavagem dos biorreatores, auxiliar e indústria serão, respectivamente, 1223,13 kg de vapor/dia, 210,63 kg de vapor/dia e 2046,3 kg de vapor/dia. Logo, o total de vapor necessário para o aquecimento desses tanques será de 3480,06 kg de vapor diários.

Por fim, para os prédios auxiliares, existe a demanda de vapor no refeitório e na lavanderia. Para isso, foram elencadas as demais demandas de todos os equipamentos necessários, sendo eles: lava-louças no refeitório, lavadora, secadora e calandra de roupas na lavanderia. Todos os cálculos foram realizados considerando o número de colaboradores, capacidade do equipamento e tempo de operação.

Utilizando a lava-louças apresentada no Anexo B.2, sendo seu consumo de 80 kg/h e considerando que o tempo de ciclo seja de 0,5 h, serão demandados 40 kg de vapor por dia. Desse modo, a quantidade de vapor total diária necessária para o refeitório será de 40 kg.

Já para lavanderia, o consumo diário será de 60 kg de vapor sendo divididos em: 17,5 kg para a lavadora, 22,5 kg para a secadora e 20 kg para a calandra. Lembrando que todos os

cálculos foram considerados para o cuidado de 40 uniformes diários, considerando o peso unitário de 1 kg.

Sendo assim, a demanda total de vapor necessária para suprir tanto o processo como os prédios auxiliares e tanques de armazenamento de água quente será de 10809,28 kg de vapor/dia, sendo estes produzidos pela caldeira que, posteriormente, será dimensionada. Tais demandas estão discretizadas na Tabela 9.

Tabela 9. Demanda Total de Vapor

Sistema	Demanda de vapor (kg/dia)
Tanque Lavagem	1223,13
Tanque Auxiliar	210,63
Tanque Indústria	2046,3
Secador	0,032
Pré aquecimento Destilador	1482,48
Destilação	5746,71
Equipamentos refeitório e lavanderia	100,00
TOTAL (kg/dia)	10809,28

Fonte: Autores (2023).

4.3.3 Água Fria

Uma corrente de grande importância dentro da empresa é a corrente de água fria, estando presente tanto no setor administrativo, industrial, banheiros, cozinha, lavanderia, entre outros. Segundo a NBR 5626, que integra a ABNT (ABNT, 1998), a água fria para uso industrial é definida como a água que está na temperatura ambiente, ou seja 25 °C.

No processo produtivo, são necessários de 5,02 m³/dia de água para lavagem de batata-doce, 17,33 m³/dia de água para a etapa de hidrólise do amido e 1,92 m³/dia de água para a hidrólise da proteína. Além disso, também serão consumidos 62,79 m³/dia para resfriamento no reator de fermentação, 234,69 m³/dia para o condensador do destilador. Também serão utilizados 44 m³/dia de água destinados para o sistema de aquecimento, totalizando assim 365,75 m³/ dia. Estratégias para reaproveitamento de correntes de utilidades serão apresentadas na seção 4.9.

Na cozinha, considerando 40 refeições por dia, serão consumidos 1 m³/dia. Considerando os gastos na lavanderia, onde serão lavados os uniformes dos colaboradores, serão despendidos 10 litros de água para 2 uniformes sendo consumidos 0,2 m³/dia de água, considerando o peso de cada jaleco como 480 g.

Distribuídos pelo pavilhão de forma a atender a NR n° 18, haverão 2 bebedouros, sendo estimado um consumo de 1 L por pessoa, totalizando 0,04 m³/dia (BRASIL, 2020). Já em relação aos chuveiros, serão consumidos 7,2 m³/dia de água a 50°C, o que representa 5,24 m³/dia de água a 25 °C, conforme calculado no Apêndice B.1.3. Já em relação aos banheiros, será consumido 20 L/dia/pessoa, totalizando um consumo de 0,8 m³/dia (MARINOSKI, 2008). Para limpeza geral, serão consumidos 1,1 L/m², e considerando 331,2 m² resultando em um gasto de 0,364 m³/dia.

Considerando excesso de 10% de excesso de água para combate a incêndio e um coeficiente de segurança de 5%, serão consumidos 411,77 m³/dia.

4.3.4 Ar Comprimido

Em relação ao ar comprimido, o mesmo será empregado unicamente no transporte da farinha de batata-doce, especificamente do silo onde a mesma é produzida até o reator de hidrólise do amido. Para tal, serão utilizados aproximadamente 0,1833 m³/min de ar para transporte da farinha. No Anexo C.1 é possível visualizar a carta utilizada para o dimensionamento da demanda da vazão de ar para o processo. Considerando que a farinha de batata-doce possui densidade de 460 kg/m³ e que a corrente necessária para o processo deve ter 231,91 kg/h, tem-se que o volume de farinha que irá circular na tubulação é de 500 L/h.

4.4 DESCRIÇÃO DOS EQUIPAMENTOS DE UTILIDADES

4.4.1 Vapor

4.4.1.1 Caldeira

Na indústria em questão, a produção de vapor a 10 atm ocorre mediante a transformação de água captada em vapor saturado, através de uma caldeira que utiliza casca de arroz, proveniente da indústria vizinha HCS e a torta do filtro (F-301) como combustível. A escolha da capacidade, dimensões e modelo da caldeira foi feita com base na análise da

demanda total de vapor do processo, incluindo as demandas relacionadas ao cozimento e à limpeza.

Nesse sentido, como a demanda total de vapor é relativamente baixa, foi selecionada a caldeira "Aalborg mini" modelo mini-0.600, que atende plenamente às necessidades da indústria, com capacidade de produção de vapor de 550 kg/h. O equipamento possui dimensões de largura de 1,725 m, comprimento de 2,85 m e altura total de 1,63 m, conforme descrito no Anexo C.3.

4.4.1.2 Trocadores de Calor (E-101 e E-301)

Os equipamentos E-101 e E-301 são responsáveis pelo aquecimento do ar que entra no secador e pelo pré-aquecimento da corrente que entra no destilador, respectivamente. Assim, ambos os trocadores de calor utilizam vapor saturado a 160°C para o aquecimento.

O trocador de calor E-101, conforme calculado no Apêndice B.4.3, necessita de área de troca térmica de 8,60 m². Assim, foi escolhido o modelo BCTH 219.10.S96, da marca Bermo (Anexo C.4), de 2,272 m de altura e 0,185 m de diâmetro.

Para pré-aquecer a corrente do destilador, o trocador de calor E-301, conforme igualmente calculado no Apêndice B.4.3, necessita de área de troca térmica de 11,12 m², sendo escolhido o equipamento de modelo BCTH 219.10.S114, da mesma marca Bermo (Anexo C.4), de 1,845 m de altura e 0,215 m de diâmetro.

4.4.2 Água Quente

4.4.2.1 Tanques de armazenamento de água quente (TK-401 a TK-407)

Conforme a demanda já apresentada, serão necessários três tanques de aquecimento de água. Porém devido à alta demanda de água, o tanque de lavagem e o tanque da indústria serão divididos em 6 reservatórios verticais, com trocador de calor que utilizam vapor para o aquecimento, da marca Arauterm (Anexo C.2), de capacidade de 10,3 m³, modelo TCR 10000.

Quatro reservatórios TCR 10000 aquecem 10 m³, destinada aos tanques que passarão por limpeza dos biorreatores. E dois reservatórios TCR 10000 aquecem 10 m³ de água até 80 °C destinada ao aquecimento e controle de temperatura de todos os tanques de hidrólise.

Outro tanque de aquecimento de modelo TCR 4000, aquece 3,5 m³ de água até 80°C sendo demanda essa destinada à mistura com água fria para os chuveiros e para uso na cozinha, dentre as demais demandas de água quente da planta administrativa.

4.4.3 Água Fria

4.4.3.1 Sistema de captação de água

A captação da água utilizada na indústria será por meio da perfuração de poços artesianos e da coleta de água pluvial. A cidade de Barra do Ribeiro possui em suas medidas de incentivo fiscal, a Lei nº 1.518/2002 (Prefeitura Municipal de Barra do Ribeiro, 2002), onde tem-se a destinação de até 30% do capital total investido na empresa como forma de bens em imóveis, materiais e prestação de serviços a empresa, dos quais serão, 1,5 % serão destinados para a perfuração de um poço de 60 metros de profundidade, considerando que o preço de perfuração é de R\$ 500/m, o qual apresenta vazão de 10,37 m³/dia (TODA ÁGUA, 2020), necessário para o abastecimento diário da empresa. Para a extração de água, será utilizada uma bomba submersa, à qual está apresentada no Anexo C.5

Como a empresa apresenta 331,2 m² de extensão no pavilhão principal, dois silos de 97,46 m² e 16,91 m², 239,2 m² proveniente do posto de combustível, quatro tanques de armazenamento com potencial de coleta pluvial de 128,68 m² e 92,07 m² da área da sala de máquinas totalizando assim 945,52 m², fica explícito a oportunidade de captação de água da chuva, o que fará com que o gasto proveniente de outras fontes diminua. Segundo dados pluviométricos provenientes do Instituto Nacional de Meteorologia, a cidade de Porto Alegre recebe em média 110 mm/mês ou o equivalente a 110 L por metro quadrado de água da chuva por mês. Assim, aproximadamente 99,6 m³ poderão ser usados mensalmente para uso na empresa, o que representa 24,24 % do consumo diário (INMET, 2020).

Para o dimensionamento da cisterna, no Apêndice B.3 é apresentado as metragens necessárias das calhas e tubulações.

4.4.3.2 Reservatórios

Para o armazenamento de água, proveniente tanto dos poços artesianos quanto da água proveniente das chuvas, serão utilizados 3 reservatórios com capacidade de 20 m³, três reservatórios com capacidade de 108 m³ e 1 uma cisterna para captação de água da chuva

com o mesmo volume, totalizando 4 tanques neste modelo de 108 m³, um reservatório de 6 m³, com capacidade de 108 m³. Acrescenta-se 5 % do volume em todos os reservatórios, para serem utilizados no combate a incêndios, se necessário. Ademais, os cálculos das tubulações são apresentados no Apêndice C.

Ainda, no Apêndice B.3 é apresentado a justificativa de escolha destes reservatórios e cisterna, visando um equilíbrio entre custo de reservatórios e demanda de utilidades. Os equipamentos escolhidos estão disponíveis no Anexo C.

4.5 INTEGRAÇÃO DE UTILIDADES

Para minimizar o consumo de água fria, com a finalidade de diminuir o gasto orçamentário, foram implementadas estratégias de integração de utilidades. Dentre as possibilidades de integração ou reutilização, podem ser citados a água da lavagem, a vinhaça proveniente da destilação, a água proveniente da lavagem dos biorreatores, chuveiros e refeitórios e a água captada pela chuva.

A vinhaça proveniente da destilação será tratada na ETE compacta (Tópico 4.7), e 16 m³/dia serão reaproveitados para utilização como água fria. Ainda, serão também reutilizados 40 m³/dia de água provenientes do sistema de lavagem dos biorreatores. Também será passível de reuso a água resultante do processo de lavagem da batata doce, a qual corresponde a 5,02 m³/dia.

Como fonte auxiliar, são compreendidos 104 m³/mês, ou ainda 5,2 m³/dia que serão economizados durante os 20 dias que a empresa realizar a lavagem da batata-doce, através da coleta de água da chuva. Outro processo em que há interesse de abordagem está ligado ao resfriamento dos tanques de fermentação, água esta que não recebe nenhum tipo de contaminação, ou seja, pode ser reutilizada para outros processos de forma segura e corresponde a 62 m³/dia.

Assim, é possível reduzir consideravelmente o consumo de água empregado na produção de etanol e biofertilizante, reaproveitando correntes de utilidades, consumindo de forma consciente e visando um menor gasto financeiro. A Tabela 10 apresenta o percentual de redução de água utilizada.

Tabela 10. Reaproveitamento de água

Grandeza	Valor	Unidade
Consumo original	411,77	m ³ /dia
Água da chuva	5,20	m ³ /dia
Tratamento CIP	40,0	m ³ /dia
Resfriamento	62,0	m ³ /dia
Vinhaça	16,0	m ³ /dia
Recuperação	39,5	%
Consumo após integrações	249,06	m ³ /dia

Fonte: Autores (2023).

4.6 CONTROLE DE QUALIDADE

O controle de qualidade do etanol hidratado e do biofertilizante produzidos, é realizado em um laboratório na própria planta industrial. Conforme exposto no item 3.7, devem ser realizados experimentos padrões de acordo com métodos dispostos nas NBR necessárias, para que os produtos finais estejam conforme o requerido pela legislação.

Para a implementação das NBRs requeridas, dispõe-se de um laboratório equipado com os equipamentos e vidrarias abaixo.

- Balança analítica (Marte[®], modelo AD200F);
- pHmetro (Bel engineering[®], modelo PHS3BW);
- Condutivímetro (MS, modelo CA150P);
- Bureta digital (Brand, modelo 4760161);
- Estufa (MyLabor, modelo 11887-SSD-);
- Capela (MyLabor, modelo CAPMDF);
- Densímetro (Anton Paar, modelo DMA 38);
- Deionizador (MyLabor, modelo M380M);
- Vidrarias gerais de laboratório (Tabela 11).

Tabela 11. Materiais gerais de laboratório.

Materiais	Quantidade
Beckers	10
Provetas	10
Pisseta (500 mL)	4
Pipeta Pasteur (500 und.)	1 pacote
Pipetas graduadas (20 mL)	10
Tubos de ensaio	50
Erlenmeyers	10

Fonte: Os autores (2023)

Os equipamentos citados acima estão dispostos no Anexo D.

4.7 TRATAMENTO DE EFLUENTES

Em relação a geração de efluentes referentes à planta industrial e o prédio administrativo, foram levantadas 5 origens de geração de efluentes, sendo eles descritos na Tabela 12.

Tabela 12. Geração de efluentes e seus destinos.

Efluente	m³/dia	Estado	Destino
Lavagem batata-doce	5,02	Líquido	ETE compacta
Sistema CIP	40,00	Líquido	
Vinhaça	16,07	Líquido	
Planta administrativa	8,00	Líquido	CORSAN

Fonte: Autores (2023).

Inicialmente, considera-se a água da lavagem da batata-doce, proveniente dos agricultores locais. Esse efluente, composto primordialmente por água e sujidades, enquadra-se em efluente líquido e possui vazão diária de 5,02 m³.

Em sequência, para o sistema de lavagem dos biorreatores, que será utilizado para limpar os tanques de hidrólise e o fermentador, será composto, principalmente, por restos de hidrolisado, biomassa, impurezas e farinha da batata-doce em grande quantidade de água.

Desse modo, esse efluente líquido possui vazão de 40 m³/dia. Ainda do processo, a vinhaça, obtida como resíduo do processo de destilação tem vazão diária de 16,07 m³.

Logo, esses 3 efluentes citados acima, que terão vazão total de 61,09 m³ de efluente/dia, serão encaminhados para Estação de Tratamento de Efluentes Compacta que estará localizada na planta industrial, e sua aplicação reduz até 90% dos custos com água. Além disso, a água de reuso poderá ser utilizada novamente no processo, principalmente, na lavagem da matéria-prima. O modelo selecionado, da marca ALFAMEC, será de vazão 5000 L/h, com área ocupada de 20 m² e potência total consumida de 3,00 kW. Os custos de instalação e manutenção serão abordados no tópico posterior de análise econômica. O restante das especificações pode ser observado no Anexo E.

Já para o prédio administrativo, foram consideradas as gerações de efluentes no refeitório, lavanderia, limpeza, banheiros e higiene com um total de 8,00 m³/dia. Os efluentes resultantes da área do refeitório serão, primeiramente, encaminhados a uma caixa de gordura, para posterior tratamento. Optou-se, então, pela caixa de gordura da marca BakofTec, com volume de retenção de 50 L, apresentado no Anexo B.6.

O tratamento dos efluentes da área administrativa será realizado pela empresa terceirizada Companhia Riograndense de Saneamento (CORSAN), responsável pelo tratamento dos efluentes do estado do Rio Grande do Sul. De acordo com a tabela tarifária, o valor do serviço para o tratamento de esgoto proveniente de instalações industriais é de R\$ 5,68/m³, observado no Anexo E.1.

Por fim, o resíduo sólido gerado pela indústria provém da torta de filtro, composto basicamente de fibras da matriz da batata-doce, a uma vazão de 528,42 kg resíduo/dia. Como este efluente sólido não possui muito interesse comercial, optou-se que fosse descarregado na caldeira, sendo utilizado para queima para produção de vapor que alimentará todo o processo.

4.8 LAYOUT

O arranjo físico dos equipamentos disposto na planta por processo, apresenta as áreas separadas em hidrólise e fermentação, processos *upstream* e processos *downstream*. Visualizações da planta baixa e das correntes do processo e de utilidades estão apresentadas no Apêndice D.

Simplificadamente, o layout consiste do prédio principal (ao centro da página) com área de 331,2 m² e pé direito de 8 m de altura. A sala de controle e o laboratório se encontram em um mezanino junto à unidade fabril, e o setor administrativo também é separado em um segundo andar, como mostrado na parte direita da página. O terreno compreende ainda uma sala de máquinas, cisternas e uma sala para o poço e tratamento de efluentes na parte superior da página e o posto de combustível na parte inferior.

5 CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO

Para manter a qualidade e garantir a conformidade dos produtos, é necessário controlar os parâmetros operacionais em cada etapa do processo produtivo. O controle de processos industriais é fundamental para garantir a consistência e a confiabilidade do produto final, bem como garantir conformidade durante as etapas intermediárias, minimizar desperdícios e reduzir custos de produção. Além disso, o controle permite o monitoramento de variáveis importantes do processo em tempo real, auxiliando na identificação de desvios dos padrões pré-estabelecidos a fim de corrigi-los antes que afetem a qualidade do produto final.

Em todas as etapas do processo, podem-se destacar operações que demandam necessidade de controle para garantir a continuidade do processo. Desta forma, torna-se evidente que a etapa de destilação, hidrólise, e fermentação são de importância para a padronização do produto final.

5.1 DESTILAÇÃO

A destilação desempenha um papel fundamental em diversos processos industriais e laboratoriais. Ao contrário de outras operações unitárias que não exigem um controle rigoroso, a destilação requer um monitoramento cuidadoso e constante. Conforme explicado por CAMPOS, 2006, o controle efetivo de uma coluna de destilação depende do gerenciamento integrado de duas variáveis: inventário e qualidade. O inventário refere-se ao monitoramento dos níveis no vaso de topo e o fundo da torre, assim como da pressão interna da coluna. Já a qualidade diz respeito à análise contínua da pureza e especificações dos produtos obtidos na cabeça e na base. Vale ressaltar que o controle de inventário é de suma importância para que o controle de qualidade seja realizado, sendo considerado como um pré-requisito para tal.

Apesar de que a diminuição da pressão em uma coluna de destilação resulte em uma menor temperatura necessária para a separação dos componentes, neste projeto manteve-se a pressão atmosférica. Para o manter a pressão constante em um sistema de condensação total, optou-se por utilizar o controle via manipulação do nível inundado no condensador. Variando-se o nível de líquido no condensador, muda-se a área de superfície fria que fica inundada (REF). Aumentando o nível inundado, diminui-se a área de condensação e conseqüentemente aumenta-se a pressão. Por outro lado, diminuindo o nível inundado,

aumenta-se a área de condensação e diminui-se a pressão da coluna. Dessa forma, manipulando adequadamente o nível de líquido, é possível controlar a pressão do condensador, mantendo-a em um ponto de ajuste desejado. Apesar do nível de líquido ser uma variável utilizada no controle, este não é monitorado.

A estratégia escolhida para o controle de pressão da coluna está demonstrada na Figura 22, destacado em azul. O vapor quente proveniente da coluna de destilação entra pela parte superior do condensador. O vapor ao contato com os tubos resfriados condensa na superfície externa dos mesmos e o líquido condensado é coletado no tanque de condensado. Há uma linha de equalização da pressão entre o tanque de condensado e o condensador, de forma a garantir que a gravidade seja responsável pela movimentação do condensado para o tanque, evitando a interferência da diferença de pressão. Para o controle da pressão do sistema, utilizou-se um transmissor de pressão que envia sinais para um controlador de pressão. Este controlador, por sua vez, envia sinais elétricos para os posicionadores das válvulas responsáveis pela passagem do condensado proveniente do condensador para o tanque.

Vale ressaltar que o condensador foi posicionado acima do tanque de condensado. Essa configuração foi escolhida em detrimento da utilização de um desvio de vapor quente (hot-vapor-bypass), pois este pode trazer instabilidade ao sistema, além de apresentar dificuldades de projeto e pouca vantagem para este caso específico. O posicionamento do condensador acima do tanque de condensado evita o uso do desvio de vapor, simplificando o projeto mecânico e o controle do sistema, trazendo maior estabilidade operacional.

O controle do nível de líquido no fundo da torre de destilação e no tanque de condensado é realizado por meio de indicadores controladores de vazão que atuam diretamente em válvulas de descarga desses equipamentos por sinal vindo de um transmissor de nível. Essa configuração busca manter os níveis dentro de faixas adequadas, evitando o acúmulo ou falta de líquido nesses compartimentos, causando problemas para a operação, como inundações (YOUNG et al., 2023).

Para isso, é necessário estabelecer limites mínimo e máximo de segurança para o nível, determinados experimentalmente, geralmente entre 20% e 80% da capacidade total (YOUNG et al., 2023). Caso ocorra algum desvio dos níveis ideais de operação, o sistema de controle deve atuar para retorná-los rapidamente à faixa desejada. Uma vez restabelecidos os

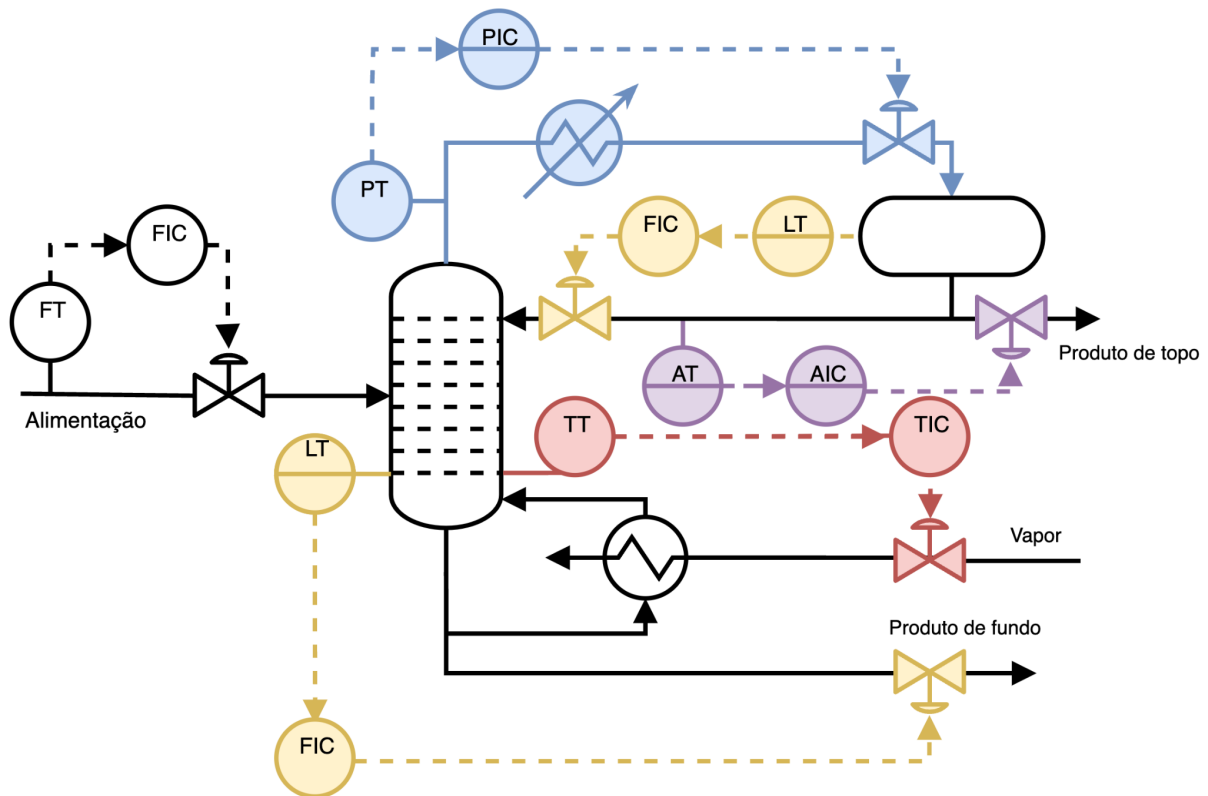
níveis dentro dos limites, o controlador deve gradualmente direcioná-los de volta ao *set-point* estabelecido, de forma lenta.

O controle da qualidade do produto de topo da coluna foi realizado pela manipulação da razão de refluxo, atuando na composição do destilado (YOUNG et al., 2023). Utilizou-se um analisador de densidade, isto é, um densímetro, para fornecer o sinal de realimentação do controle. Densímetros são instrumentos confiáveis e amplamente empregados na análise de misturas etanol-água, apresentando bom tempo de resposta em relação a outros analisadores. Além disso, não dependem de modelos termodinâmicos de equilíbrio líquido-vapor, evitando erros de acumulação em diferentes condições operacionais. Dessa forma, o sinal advindo do transmissor analítico é passado para um controlador indicador analítico que opera na válvula que permite a saída de destilado, assim manipulando a razão de refluxo. O esquema de instrumentação para controle de qualidade do destilado está representado na Figura 22, destacado em cor roxa

Optou-se por não controlar a qualidade do produto de fundo, uma vez que esta corrente não é crítica para o processo subsequente, além de causar potenciais interferências nas variáveis de processo. Nesse sentido, faz-se apenas necessário o controle de temperatura no fundo da torre através da manipulação do fluxo de vapor no refeedor. Para isto, projeta-se um transmissor de temperatura localizado na base da coluna que transmite um sinal para o controlador indicador de temperatura que atua no posicionador da válvula de carga de vapor para o refeedor. O esquema de instrumentação para controle de qualidade do destilado está representado na Figura 22, destacado em cor vermelha.

Além do controle descrito anteriormente, também realiza-se o controle de vazão de alimentação. Para isto, utiliza-se um transmissor de vazão que envia um sinal elétrico para um indicador controlador de vazão que atua no posicionador da válvula da corrente de entrada da alimentação no destilador.

Figura 22. Diagrama P&ID do destilador.



Fonte: Autores (2023).

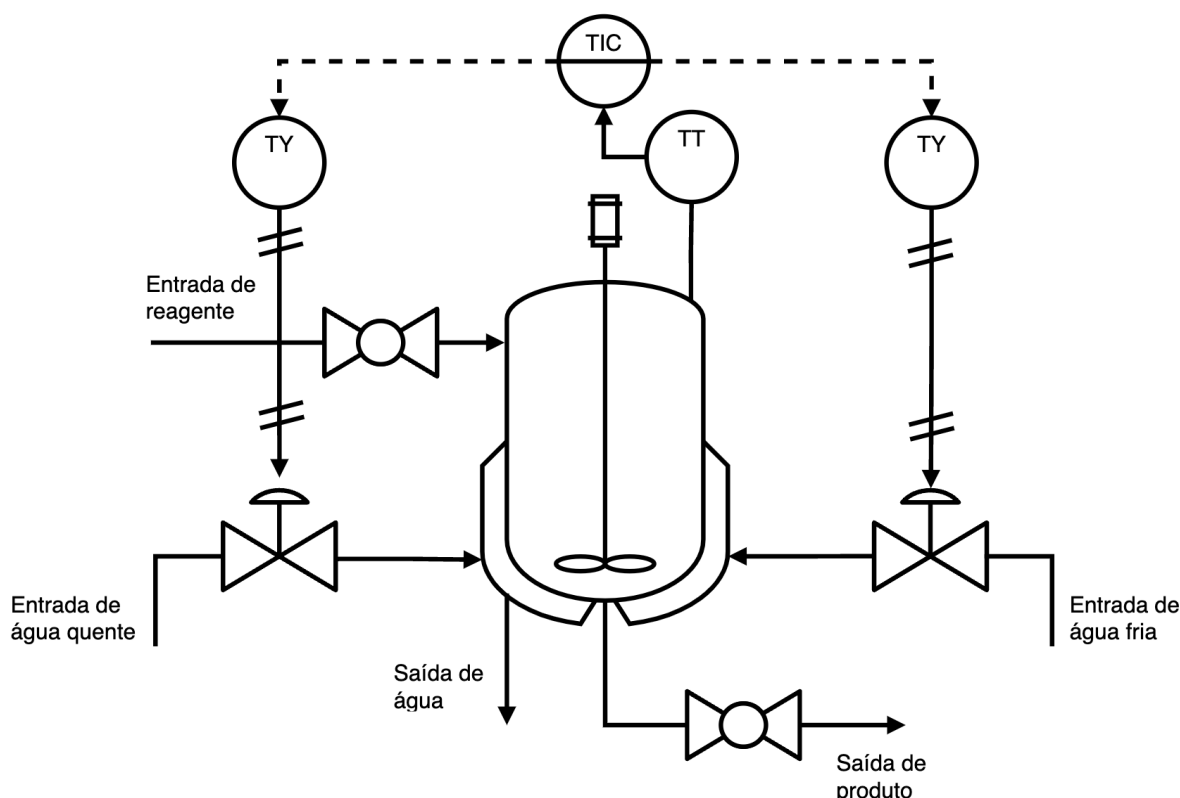
5.2 HIDRÓLISE DO AMIDO

A fim de maximizar a produtividade na etapa de hidrólise do amido, é crucial que o controle de temperatura seja estritamente monitorado. O processo requer uma mudança gradual do *set-point* da temperatura, iniciando-se na temperatura de 35 °C e elevando-se até 52 °C com uma resposta em rampa, conforme descrito no item 4.1.4. Após duas horas mantendo a temperatura constante em 52 °C por duas horas, é fundamental que a suspensão de amido seja resfriada para uma temperatura de até 35 °C, utilizando água fria pela camisa do reator.

A estratégia selecionada para essa etapa envolve o controle da temperatura através da manipulação de duas válvulas. Essas válvulas são responsáveis por regular a entrada de água fria ou quente na camisa do biorreator, permitindo o resfriamento ou aquecimento necessário de acordo com a temperatura que está sendo monitorada. De forma semelhante ao que foi adotado no secador, optou-se pela utilização de uma estratégia de controle via retroalimentação.

Portanto, para o controle de temperatura, optou-se pela utilização de um termopar como sensor de temperatura no biorreator, responsável por transmitir para um indicador controlador de temperatura (TIC). De acordo com o valor de *set-point* determinado pelo ciclo de aquecimento descrito previamente, o controlador irá operar de modo split-range, atuando na manipulação de vazão tanto da água fria como quente. Para isto, utiliza-se a instrumentação como demonstrado na Figura 23, a qual evidencia o diagrama P&ID para esta operação.

Figura 23. Diagrama P&ID do reator de hidrólise do amido.



Fonte: Autores (2023).

De acordo com a Figura 22, um transmissor de temperatura será responsável por mensurar a temperatura interna do biorreator. Em seguida, é feita a transmissão desta informação por meio de um sinal elétrico, entre 4 e 20 mA, para um TIC. O controlador, por sua vez, é responsável por receber o sinal e gerar uma resposta adequada que irá atuar na em ambas as válvulas, em modo split-range, através de dois outputs. Em seguida, as correntes elétricas emitidas pelo TIC passam pelos respectivos transdutores, que irão converter o sinal elétrico em pneumático, de 3 a 15 psig.

O controle de temperatura é realizado por meio de um indicador controlador que envia sinais elétricos inversos, de 4 a 20 mA, para os posicionadores das válvulas responsáveis pela entrada de água fria ou vapor saturado na camisa do biorreator. Para evitar conflitos na abertura das válvulas, foi utilizado o método de split-range, no qual o sinal a 50% mantém ambas fechadas, e o 0% de uma válvula equivale a 100% da outra e vice-versa. Além disso, um arranjo foi adotado para garantir que ambas as válvulas fechem em caso de falha do controlador, conhecido como falha-fecha. Essa segurança é garantida porque o sinal elétrico de 4 mA emitido pelo TIC indica o fechamento completo de ambas as válvulas. Essa estratégia foi escolhida para evitar possíveis sobreaquecimentos ou sub-resfriamentos do reator em caso de falhas no sistema de controle (KUPHALDT, 2017).

5.3 FERMENTAÇÃO

Conforme descrito no item 4.1.5.1, é essencial a utilização de um biorreator com camisa para o controle preciso de temperatura, a fim de garantir condições ideais para a fermentação. É necessário manter a temperatura constante a 35°C durante a reação exotérmica. Portanto, a estratégia de controle é semelhante à aplicada na etapa de hidrólise do amido, com a diferença de que agora o objetivo é resfriar a mistura reacional. Por essa razão, foi decidido utilizar a mesma abordagem empregada no item 5.2, dada a similaridade dos processos.

6 ANÁLISE ECONÔMICA

6.1 CUSTOS COM CONSTRUÇÃO CIVIL

Para os custos relacionados com o terreno, tem-se os custos de prospecção do terreno, limpeza, escavação e terraplanagem de áreas desniveladas, o qual está localizado na cidade de Barra do Ribeiro no estado do Rio Grande do Sul. O terreno terá área total de 3800 m² e está avaliado em R\$ 270 mil. Para limpeza e possíveis remoções de construções antigas foi orçado um valor de R\$ 2.204, escavação em R\$ 6.346 e pintura orçada a R\$ 34.920 (SAMMYLA, 2017).

Para a construção das fundações dos prédios de alvenaria, foi orçado o valor de R\$ 410,00 por metro quadrado construído (HABITISSIMO, 2023). Assim, os custos com construção civil estão apresentados na Tabela 13.

Tabela 13. Custos com construção civil.

Item	Custo unitário (R\$/m ³ ou R\$/m ²)	Custo (R\$)
Prospecção	71,05	269.990,00
Limpeza	0,58	2.204,00
Escavação	1,67	6.346,00
Fundações	410,00	387.860,00
Pintura	30	34.920,00
TOTAL		R\$ 666.400,00

Fonte: Autores (2023); Habitissimo(2023).

6.2 CUSTOS COM ESTOCAGEM

Os custos de estocagem abrangem as despesas decorrentes dos silos de armazenamento de farinha, bem como da esteira transportadora de batata-doce encarregada de conduzi-las até a fase de lavagem. Além disso, incluem-se os gastos relacionados ao elevador de canecas, que se encarrega do transporte de matéria-prima até o topo do silo, e ao sistema de transporte pneumático responsável por levar a farinha até o reator de hidrólise do amido. Nesse contexto, é importante mencionar que tal sistema engloba a tubulação necessária para viabilizar o transporte mencionado. Os custos estão apresentados na Tabela 14.

Tabela 14. Custos com estocagem.

Item	Volume (m ³)	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo total (R\$)
Silo 1	792,2	1	150.000,00	150.000,00
Silo 2		1	750.000,00	750.000,00
Esteiras		1	18.810,00	18.810,00
Elevador de caneca		1	13.804,00	13.804,00
Transporte pneumático		1	42.978,00	42.978,00
TOTAL				R\$ 975.592,00

Fonte: Autores (2023).

6.3 CUSTOS COM ARMAZENAMENTO DE ÁGUA

Os custos relacionados ao armazenamento de água serão a partir da compra e instalação da cisterna, utilizada no sistema de captação da água da chuva, além de 8 reservatórios para essa água, com volumes variados.

Também, levantou-se os custos relacionados ao armazenamento de água quente, apresentado no tópico de utilidades. Serão necessários 6 tanques do modelo TCR 10000 utilizados na limpeza dos biorreatores e aquecimento e controle de temperatura dos tanques de hidrólise. Por fim, será adquirido 1 tanque de reservatório de água quente, TCR 4000, para as demandas relacionadas ao prédio administrativo.

Os detalhes de volume da cisterna e dos tanques, além de suas quantidades e custos estão apresentados na Tabela 15. O custo total com armazenamento de água será de R\$ 189.419,67.

Tabela 15. Custos com armazenamento de água.

Item	Volume (m ³)	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo total (R\$)
Cisterna	108	1	2.465,00	2.465,00
Tanque 1	108	4	2.465,00	9.860,00
Tanque 2	20	3	8.000,00	24.000,00
Tanque 3	6	1	4.700,00	4.700,00
Tanque TCR 10000	10	6	23.186,67	139.120,00
Tanque TCR 4000	4	1	9.274,67	9.274,67
TOTAL				R\$ 189.419,67

Fonte: Autores (2023).

6.4 CUSTOS COM EQUIPAMENTOS

6.4.1 Custos com equipamentos do processo

Os equipamentos necessários para a indústria foram precificados com base no site padrão chinês de busca, Alibaba, portanto serão importados da China, o que implica o pagamento de um imposto de importação de 15% para bens de capital, como máquinas e equipamentos industriais.

Os custos dos equipamentos com diferentes capacidades foram calculados utilizando a Equação 6.1, encontrada no livro do Turton et al. (2018).

A equação é representada da seguinte forma:

$$\frac{Ca}{Cb} = \left(\frac{Aa}{Ab}\right)^n \quad (6.1)$$

Nessa equação, o subscrito *a* identifica o equipamento que está sendo calculado e o subscrito *b* representa o equipamento de referência com custo base. A dimensão a ser considerada é representada por *A*, enquanto *C* representa o custo do equipamento. O coeficiente *n* é um valor determinado de acordo com as tabelas do Turton.

Além disso, considerando os demais custos relacionados ao transporte e instalação dos equipamentos, bem como impostos como PIS, IPI, Cofins, ST, ICMS e o frete marítimo, estima-se um acréscimo de 70% ao custo do equipamento com base em consultas realizadas pelos autores junto a fornecedores.

Os custos, portanto, levando em conta a cotação do dólar de R\$ 4,94 no dia 16 de maio de 2023, estão apresentados na Tabela 16.

Tabela 16. Custos com equipamentos de processo.

			Volume (m³)	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo total (R\$)
Esteira redler				1	148.200,00	494.000,00
Lavadora com esteira de chuveiros				1	10.349,30	34.497,67
Laminadora				1	6.916,00	23.053,33
Moinho				1	24.700,00	82.333,33
Biorreator BE 20000	20			4	24.480,00	326.400,00
Biorreator BE 4000	4			1	11.820,00	39.400,00
Centrífuga	-			1	43.240,00	144.133,33
Filtro	-			1	4.940,00	16.466,67
Torre de destilação				1	150.834,67	502.782,22
Caldeira Aalborg mini				1	5.000,00	16.666,67
Tanque subterrâneo EHC	8			1	19.582,16	65.273,87

Bomba Combustível	1	10.374,00	34.580,00
Envasadora			
Biofertilizante	1	6.300,00	21.000,00
TOTAL			1.800.587,09

Fonte: Autores (2023).

6.4.2 Custos com equipamentos auxiliares

Assim como os equipamentos necessários para a indústria, os equipamentos auxiliares foram precificados com base no site padrão chinês de busca, Alibaba, e foram feitas as mesmas considerações de taxas de importação e frete. A Tabela 17 a seguir apresenta os custos de cada equipamento.

Tabela 17. Custos com equipamentos auxiliares

	Volume (m³)	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo total (R\$)
Lava-louças	-	1	2.047,00	2.047,00
Lava-roupas e secadora	-	1	35.006,81	35.006,81
Calandra	-	1	22.230,00	22.230,00
Panela Industrial	0,05	3	218,93	656,79
Caixa de Gordura	0,05	1	311,22	311,22
Buffet com 6 cubas	-	1	1.799,00	1.799,00
TOTAL				62.050,82

Fonte: Autores (2023).

6.4.3 Custos com instrumentação

Os custos relacionados ao controle e instrumentação do processo englobam a instalação de válvulas automatizadas, sensores, e controladores de temperatura, nível e pressão, válvulas de segurança, e outras instalações correlatas. Esses custos foram estimados em 27% do investimento total com equipamentos.

Além disso, os custos referentes à instrumentação dos laboratórios e do setor administrativo foram estimados em 3% do investimento total com equipamentos.

Dessa forma, os custos totais com instrumentação correspondem a R\$ 312.460,66. Esses valores incluem todas as despesas relacionadas à implementação e manutenção dos sistemas de controle e instrumentação necessários para o funcionamento eficiente e seguro da indústria.

6.5 CUSTOS COM MATÉRIAS-PRIMAS

Os custos com matéria-prima são relacionados ao custo com o resíduo de batata doce, enzimas e leveduras. Tais valores estão dispostos na Tabela 18.

Tabela 18. Custos com matérias-primas.

Matéria-prima	Custo diário (R\$)	Custo anual (R\$)
Resíduos de batata doce	556,59	197.587,68
Enzimas e leveduras	134,23	47.651,65
TOTAL		245.239,33

Fonte: Autores (2023).

A utilização do micro-organismo *Saccharomyces cerevisiae* modificado, conforme descrito na Patente WO2012019308A1, requer a aquisição de uma licença junto à Fundação André Tosello. Essa licença terá validade de um ano e possui um custo de R\$ 25.000,00.

Após o término desse período de um ano, a empresa será responsável por pagar à Fundação um valor correspondente a 2% do seu lucro líquido. Essa taxa será aplicada como compensação pelo uso contínuo e benefícios derivados do micro-organismo modificado.

Essa é uma medida que visa garantir a justa remuneração à Fundação pelos direitos de propriedade intelectual e pela contribuição proporcionada pelo micro-organismo à empresa.

6.5.1 Custos com transporte de matéria-prima

No contexto do transporte de batata-doce, a empresa optou por terceirizar o transporte de 13,56 toneladas de batata-doce diariamente em um trajeto de 70 km. Essa decisão traz vantagens como a especialização da transportadora, redução de custos fixos e maior flexibilidade. A Tabela 19 apresenta os custos relacionados ao transporte de matéria-prima, incluindo os valores de deslocamento por quilometragem e valor com a carga e descarga da

matéria-prima, tais dados foram coletados da Resolução N° 5.949 (2021). Considerou-se um superestimamento de 50% do valor, para outros custos referentes à transportadora e ao transporte.

Tabela 19. Custos transporte de matéria-prima.

	Preço	Custo diário (R\$/dia)	Custo anual (R\$)
Deslocamento	2,26 R\$/km	158,20	22.148,00
Carga e Descarga	R\$ 218,04	218,04	30.525,60
TOTAL			105.347,20

Fonte: Autores (2023).

6.6 CUSTOS COM UTILIDADES, TUBULAÇÕES E ESTRUTURAS AUXILIARES

6.6.1 Custos com utilidades e geração de vapor

Os custos relacionados às utilidades no processo são o vapor e a energia elétrica, uma vez que a água utilizada é proveniente de um poço artesiano. Os gastos com energia elétrica envolvem equipamentos, iluminação e eletrônicos. Já os custos com o vapor são relacionados à compra de cavacos de madeira para alimentar a caldeira.

De acordo com SILVA NETO, 2019 para atender à demanda de vapor de 10809,28 kg/dia calculada para a indústria, é necessário utilizar 1,77 toneladas/dia de casca de arroz na caldeira. Com base na cotação reduzida do MF RURAL, o preço que será pago pela tonelada de casca de arroz é de R\$ 30,00, considerando parceria com a indústria arroseira vizinha a planta industrial em questão.

A demanda de energia elétrica foi estimada levando em consideração a demanda conjunta das bombas centrífugas, bomba submersa, compressor e centrífuga, totalizando 67,05 kWh. O tempo de funcionamento desses equipamentos foi superdimensionado para corresponder aos demais gastos de energia elétrica da planta industrial.

O valor do kWh foi estimado com base nos dados da CEEE (2022). As demandas dessas utilidades, bem como seus custos, estão apresentadas na Tabela 20.

Tabela 20. Custos com utilidades, tubulações e estruturas auxiliares.

Utilidade	Preço	Quantidade	Custo anual
------------------	--------------	-------------------	--------------------

			(R\$)
Vapor	30 /ton	1,77 ton/dia	18.809,60
Energia	0,66 /kW	67,05 kWh	15.710,07
TOTAL			34.519,68

Fonte: Autores (2023).

6.6.2 Custos com tubulações

As tubulações utilizadas tanto no processo quanto nas utilidades da indústria são feitas de material inoxidável AISI304. Esse tipo de aço possui uma alta resistência à corrosão e estabilidade química.

A estimativa do custo total das tubulações, incluindo montagem, acessórios e construção de *pipe racks*, foi realizada utilizando uma correlação proposta por Towler e Sinnott (2008), representada pela Equação 6.2.

$$C_{tub} = bD^n \quad (6.2)$$

Onde D é o diâmetro da tubulação e os parâmetros b e n dependem do material e schedule (espessura) da tubulação.

Utilizando os parâmetros para o aço em questão e utilizando o diâmetro da maior tubulação da indústria, $D = 5$; $b = 24,5$; $n = 0,9$, e levando em consideração que a metragem total necessária corresponde $631,36 \text{ m}^2$, o custo total com a utilização desse tipo de aço na unidade industrial é de R\$ 65.843,47.

6.6.3 Custos com tratamento de efluentes

O custo com o tratamento de efluentes engloba o valor de compra da estação de tratamento compacta, que irá tratar os resíduos líquidos industriais (61 m^3) mais o custo com manutenção da mesma, definida em 5% de seu valor de compra. E ainda o custo do tratamento de esgoto dos efluentes da planta administrativa, pela CORSAN.

É necessário o tratamento de 8 m^3 de efluentes líquidos da planta administrativa, por dia, encaixando-se na tarifa de $5,68/\text{m}^3$ cobrada pela CORSAN. Desta forma, o custo anual com o tratamento de efluentes é de R\$ 54.618,54.

6.6.4 Custos com estruturas auxiliares

Os custos com estruturas auxiliares englobam os valores gastos com a implementação de sistemas elétricos, de incêndio, de ventilação e isolamento. Os orçamentos foram retirados de alguns sites e trabalhos com dados semelhantes. A Tabela 21 contém todos esses custos.

Tabela 21. Custos com estruturas auxiliares.

Estrutura	Custo (R\$)
Isolamento	14.200,00
Sistema elétrico	530.000,00
Sistema de incêndio	18.000,00
Sistema de ventilação	32.000,00
TOTAL	594.200,00

Fonte: Autores (2023); Habitissimo (2023), Safety (2022)

6.7 CUSTOS EMPREGATÍCIOS

Para o pleno funcionamento da indústria, é imprescindível considerar a alocação adequada da mão de obra. A empresa adotará um sistema de operação em três turnos, conforme descrito no Tópico 4.2. Como resultado, alguns funcionários receberão o adicional noturno correspondente.

O cálculo dos custos com a folha de pagamento foi realizado considerando o salário médio para cada atividade desempenhada. Além disso, foi considerado o adicional de 40% sobre o salário base para os trabalhadores que atuam no período noturno, bem como o pagamento do 13º salário, o adicional de um terço sobre o valor das férias e a contribuição do FGTS, equivalente a 8% do salário líquido.

Todos esses custos relacionados à folha de pagamento estão detalhados de maneira clara e organizada na Tabela 22.

Tabela 22. Custos com folha de pagamento.

Cargo	Funcionários	Salário líquido unitário (R\$)	Salário líquido (R\$)/mês	Salário bruto (R\$)	Adicionais férias
Administração	3 diurnos	2.384,00	7.152,00	7.773,91	2.384,00
Recursos Humanos	2 diurnos	2.797,00	5.594,00	6.080,43	1.864,67
Engenharia	1 diurno	6.529,00	6.529,00	7.096,74	2.176,33
	1 noturno	8.161,25	8.161,25	8.870,92	2.720,42
Sala de Controle	1 diurno	2.316,00	2.316,00	2.517,39	772,00
	2 noturnos	2.895,00	5.790,00	6.293,48	1.930,00
Controle Qualidade	2 diurnos	3.260,00	6.520,00	7.086,96	2.173,33
Caldeirista	1 diurno	2.102,00	2.102,00	2.284,78	700,67
	2 noturnos	2.627,50	5.255,00	5.711,96	1.751,67
Equipe de limpeza	6 diurnos	1.813,00	10.878,00	11.823,91	3.626,00
Equipe da cozinha	3 diurnos	1.813,00	5.439,00	5.911,96	1.813,00
Equipe de descarga da matéria-prima	2 diurnos	1.813,00	3.626,00	3.941,30	1.208,67
Segurança	2 diurnos	1.927,00	3.854,00	4.189,13	1.284,67
	2 noturnos	2.408,75	4.817,50	5.236,41	1.605,83
Equipe do chão de fábrica	4 diurnos	2.102,00	8.408,00	9.139,13	2.802,67
	2 noturnos	2.627,50	5.255,00	5.711,96	1.751,67
Equipe de embalagem e expedição	4 diurnos	1.497,00	5.988,00	6.508,70	1.996,00

Fonte: Autores (2023).

Após considerar todos os salários brutos, adicionais e o pagamento do décimo terceiro salário, estima-se que a empresa terá um gasto anual com folha de pagamento no valor de R\$ 1.412.889,57.

6.7.1 Custos com EPIs

Para que se mantenha uma produção controlada e segura para os trabalhadores, serão fornecidos equipamentos de proteção individual (EPIs) para todos os colaboradores que

atuam dentro da linha de produção. Os preços foram levantados conforme dados obtidos na loja EPIs Online e no site Mercado Livre.

A Tabela 23 apresenta os equipamentos disponibilizados, a quantidade, o custo unitário e o custo total de cada um. Ao total, serão gastos R\$ 7.876,00 em EPIs.

Tabela 23. Custos com EPIs.

EPIs	Quantidade	Custo unitário (R\$)	Custo total (R\$)
Óculos de proteção	40	6,00	240,00
Capacete	40	22,00	880,00
Uniforme	40	165,00	6.600,00
Protetor auricular	40	3,90	156,00
TOTAL			7.876,00

Fonte: Autores (2023); EPIs online (2023); Mercado Livre (2023)

6.8 CUSTOS COM EMBALAGENS

Para a comercialização do biofertilizante, é imprescindível que este esteja embalado. Portanto, é necessário considerar o custo da embalagem e do rótulo utilizado. Considerando que serão utilizados galões de 5 L, serão necessários cerca de 27 galões de mesmo tamanho por dia. Dessa forma, têm-se os custos anuais para as embalagens apresentados na Tabela 24.

Tabela 24. Custos com embalagens.

Item	Custo unitário (R\$/un.)	Custo anual (R\$)
Galão 5L	9,18	90.468,9
Rótulo	2,00	19.710
TOTAL		110.178,9

Fonte: Autores (2023); Mercado Livre (2023)

6.9 CUSTOS COM SERVIÇOS

Os custos relacionados aos serviços englobam a manutenção dos materiais para funcionários, assim como outros serviços de infraestrutura (*facilities*). Os valores foram baseados nos custos de algumas instalações, bem como na manutenção de outras áreas, como banheiros e escritórios. Esses custos estão detalhados na Tabela 25.

Tabela 25. Custos de serviços.

Item	Custo	Periodicidade
Escritório	4.000,00	Anual
Laboratório	48.571,18	Único
Banheiros	1.000,00	Anual
Prevenção de incêndio	20.000,00	Único
Estacionamento	15.000,00	Único
TOTAL /1º ano	R\$ 88.571,18	

Fonte: AUTOLAC (2019); NETLAB (2023); BRUNA (2017); NOVO NEGÓCIO (2022).

6.10 CUSTOS COM LICENÇAS E ENCARGOS GERAIS

A operação da unidade industrial só será autorizada mediante a obtenção dos devidos licenciamentos ambientais, que incluem a licença prévia, de instalação e de operação, além do alvará de construção e do plano de prevenção contra incêndios (PPCI). Para cobrir as despesas com licenças e encargos gerais relacionados à abertura da empresa, protocolo na junta comercial, obtenção do alvará de funcionamento, registro e proteção da marca, bem como a obtenção de licenças obrigatórias, destinou-se um montante de R\$ 10.000,00.

6.11 RECEITAS

O valor de comercialização do etanol EHC e do biofertilizante são calculados considerando a quantidade produzida e levando em conta o preço de venda mencionado no Tópico 2.3.5. Os lucros anuais obtidos são detalhados na Tabela 26.

Tabela 26. Receitas.

Produto	Quantidade	Preço de venda (R\$)	Valor Anual por Produto (R\$)	Valor Anual Total (R\$)
Etanol	2000 L/dia	R\$ 2,18/L	1.504.200,00	42.400.200,80
Biofertilizante	3241,11 L/dia	R\$ 20 - 40/L	40.896.000,80	

Fonte: Autores (2023).

7 VIABILIDADE ECONÔMICA

A Viabilidade Econômica tem como objetivo compreender e apresentar o planejamento econômico da planta industrial através do processo de produção de etanol e biofertilizante. Para isso, foi adotado o critério de avaliação chamado Venture Profit, também conhecido como Lucro do Empreendimento (LE), que é um indicador relativo utilizado para estimar a vantagem de investir em um processo industrial. Esse indicador leva em consideração o risco comercial envolvido, em comparação com um investimento que possui uma taxa de retorno garantida e nenhum risco (PERLINGEIRO, 2005). A Equação 7.1 permite estimar o Lucro do Empreendimento (LE) por meio da combinação do Lucro Bruto (LB), da depreciação (D), do Imposto de Renda (IR) a ser pago pela indústria, do retorno sobre o investimento alternativo (IA) e da compensação pelo risco (CR).

$$LE = LB - (D + IR + IA + CR) \quad (7.1)$$

Assim, para a determinação do Lucro do Empreendimento, é necessário estabelecer os valores relacionados à Equação 7.1. Portanto, os próximos tópicos têm como objetivo elucidar as variáveis apresentadas, fornecendo uma compreensão mais aprofundada de sua natureza e importância para o empreendimento. É importante ressaltar que as conversões de moeda de real para dólar foram realizadas com base em uma taxa de câmbio de R\$4,94/US\$, correspondente ao dia 08 de abril de 2023.

7.1 INVESTIMENTO TOTAL

O Investimento Total (I_{total}) na implantação de uma micro usina de etanol e biofertilizante engloba todos os custos necessários para a construção da empresa e o início da produção. De acordo com Perlingeiro (2005), o I_{total} é composto por três componentes: o Investimento Fixo (I_{fixo}), o Capital de Giro (I_{giro}) e o Investimento para a partida ($I_{partida}$). No entanto, o $I_{partida}$ será excluído desta análise. Assim, o investimento total para a implementação está orçado em R\$ 7.148.206 por ano e serão justificados nos tópicos abaixo.

7.1.1 Investimentos Fixos

Os Investimentos Fixos são categorizados em dois grupos principais, conhecidos como Investimentos Diretos ($I_{diretos}$) e Investimentos Indiretos ($I_{indiretos}$), conforme

mencionado por Perlingeiro (2005). Segundo o autor, os Investimentos Diretos englobam todo o capital necessário para a montagem das instalações industriais, incluindo a aquisição de equipamentos, sua instalação, construção do espaço físico, entre outros aspectos relacionados. Estes foram orçados em R\$ 6.207.135 por ano. Por sua vez, os Investimentos Indiretos abrangem os custos que não estão diretamente ligados ao processo produtivo da empresa, como despesas com engenharia, questões legais e serviços terceirizados e estão contabilizados em R\$ 10.000.

7.1.2 Capital de Giro

Conforme mencionado por Turton et al. (2018), o conceito de capital de giro refere-se ao montante necessário para possibilitar o início das operações de uma planta, provendo recursos financeiros para os primeiros meses do processo. A literatura indica que esse valor se destina a cobrir despesas como salários dos funcionários, aquisição de matéria-prima para a produção e outras despesas incidentais que possam surgir, normalmente representando de 15% a 20% do Investimento Total. Da mesma forma, Timmerhaus et al. (2003) estimam que o valor requerido para o capital de giro ao estabelecer uma indústria situa-se entre 10% e 20% do investimento total em equipamentos. Portanto, para fins de cálculos, adotaremos uma estimativa de 15% do valor total do investimento, correspondendo assim a R\$ 925.832 por ano.

7.2 CUSTOS TOTAIS

Segundo Perlingeiro (2005), os custos totais (C_{totais}) são compostos pela soma de todos os custos decorrentes do empreendimento, como os custos de produção (C_{prod}) e os custos gerais (C_{gerais}). Ainda, dentro destes custos estão contemplados diversos outros custos que serão discutidos posteriormente, tais quais os custos diretos (C_{dir}), custos fixos (C_{fixos}), custos com matéria-prima (C_{matprim}), custos com utilidades (C_{util}) e outros.

a) Custos de Produção: são os custos variáveis de produção, custos fixos e custos indiretos.

i) Custos diretos de produção: são compostos pelos custos relacionados a produção do etanol e biofertilizante, como os custos de matéria-prima, custos com

utilidades de processos, custos com mão-de-obra, e com custos de manutenção e reparos de equipamentos

Os custos referentes à matéria-prima foram calculados somando-se todos os custos referentes às matérias-primas empregadas para a produção dos produtos de interesse e correspondem a R\$ 254.239 por ano. Já os custos envolvidos com as utilidades, segundo Garrett (1989), incluem os serviços gerais como telefone, gás, ar comprimido, vapor, eletricidade, entre outros. Assim, estes custos correspondem a R\$ 74.519 por ano.

Os custos com mão de obra ($C_{mão\ de\ obra}$) correspondem aos custos relacionados às folhas de pagamento dos funcionários e estão estipulados de acordo com a função de cada colaborador, considerando o décimo terceiro salário. Este valor corresponde a R\$ 1.412.889. Ainda, os custos com manutenção e reparo de equipamentos, segundo Perlingeiro (2005), podem ser calculados considerando 4% dos custos de investimento fixo. Assim, este valor corresponde a R\$ 231.903,45

ii) Custos fixos: estes compreendem os custos que existem mesmo com a interrupção da produção, e, portanto, existirão sem depender da quantidade produzida, como custos com impostos e seguro. Assim, segundo Perlingeiro (2005), a estimativa do custo fixo é feita considerando 3% dos investimentos fixos, sendo de R\$ 173.927 por ano.

Assim, os custos de produção são avaliados em R\$ 2.307.577 por ano.

b) Custos gerais: são compostos pelos custos gerais da planta industrial como custos referentes à parte administrativa, entre outros. De acordo com Perlingeiro (2005), estes representam 2,5% da receita da empresa. Assim, para custos gerais são empregados R\$ 1.108.309,65 por ano.

c) Segundo Perlingeiro (2005), o custo total é tido como a soma dos custos de produção e dos custos gerais. Somando-se estes valores, obtém-se um valor de R\$ 3.415.886,69 por ano, em condições máximas de operação.

7.3 LUCRO BRUTO

Segundo a afirmação de Perlingeiro (2005), é importante ressaltar que o lucro bruto (LB) não representa o lucro final da empresa, mas sim o lucro antes dos descontos referentes aos valores investidos em instalações físicas. Em outras palavras, o lucro bruto não considera

os investimentos diretos, indiretos e o capital de giro. Nesse sentido, o cálculo do lucro bruto pode ser realizado por meio da Equação 7.2, que é apresentada a seguir:

$$LB = R - C_{\text{totais}} \quad (7.2)$$

Portanto, ao subtrair os custos diretos da receita total, apresentada na seção 6.11, obtemos o valor do lucro bruto, que representa a margem financeira inicial antes de considerar os demais fatores mencionados na equação inicial. É válido ressaltar que o lucro bruto é um indicador significativo para analisar a eficiência operacional de uma empresa, pois mostra a capacidade de gerar receita bruta e cobrir os custos diretos envolvidos em seu processo produtivo. Assim, tem-se que o lucro bruto será de R\$ 40.797.938,00 por ano, em condições máximas de operação, após o quinto ano.

7.4 DEPRECIACÃO

Ao estabelecer e operar um processo químico, é necessário considerar a vida útil finita de seus equipamentos e instalações ao longo do tempo. Conforme discutido na literatura, alguns equipamentos acabam se desgastando e requerem substituição antes do término da vida útil planejada, o que é comumente conhecido como depreciação.

De acordo com as informações fornecidas por Perlingeiro (2005), o cálculo da depreciação pode ser realizado por meio da Equação 7.3, apresentada abaixo, onde n é o número de anos estimado para a vida útil do processo. Para fins de cálculos, adotaremos uma estimativa de 10 anos para a vida útil da planta.

$$D = I_{\text{direto}}/n \quad (7.3)$$

Portanto, ao calcular o lucro do empreendimento, a depreciação é um fator crucial a ser considerado juntamente com outros elementos mencionados anteriormente. Dessa forma, têm-se que o fator de depreciação é de R\$ 620.713,56/ano, visto que o investimento direto é de R\$ 6.207.135,65.

7.5 IMPOSTO DE RENDA

Conforme mencionado por Perlingeiro (2005), o valor do Imposto de Renda (IR) pode ser calculado multiplicando-se a taxa anual de imposto de renda (t) pelo Lucro Tributável. O Lucro Tributável, por sua vez, é definido como a diferença entre o Lucro Bruto (LB) e a

depreciação fiscal (D_f), dado por $d \cdot I_{\text{direto}}$, onde d é um fator de depreciação fiscal. A Equação 7.4 demonstra essa relação.

$$IR = t (LB - d \cdot I_{\text{direto}}) \quad (7.4)$$

Dessa forma, obtêm-se que o valor deste termo é R\$ 6.044.367,83 R\$/a, considerando-se d como 0,1, e t como 15%.

7.6 INVESTIMENTO ALTERNATIVO

Conforme mencionado por Perlingeiro (2005), o Retorno sobre um Investimento Alternativo indica qual seria o ganho financeiro se a empresa optasse por investir em uma oportunidade alternativa em vez de alocar seus recursos no empreendimento atual. É importante destacar que, de acordo com a referência, foi escolhida uma taxa de retorno i de 0,11. O investimento alternativo é dado pela Equação 7.5.

$$IA = i \cdot I_{\text{total}} \quad (7.5)$$

Visto que o investimento total é de R\$ 7.148.206,00, o valor calculado de investimento alternativo é de R\$ 786.302,66.

7.7 COMPENSAÇÃO PELO RISCO

De acordo com Perlingeiro (2005), a Compensação pelo Risco (CR) está relacionada ao risco comercial que uma empresa assume ao investir na planta industrial. O cálculo da Compensação pelo Risco é realizado utilizando a Equação 7.6, como mencionado anteriormente, que consiste no produto da taxa de risco h aplicada ao Investimento Total (I_{total}). Para os fins desta explicação, adotaremos um fator de risco de 0,1 (ou seja, 10%) como referência, que é considerado como um risco razoável (Perlingeiro, 2005).

$$CR = h \cdot I_{\text{total}} \quad (7.6)$$

Têm-se que a compensação pelo risco é de R\$ 714.820,60.

7.8 LUCRO LÍQUIDO

Utilizando-se da Equação 7.1, pode-se calcular o lucro do empreendimento em função das outras variáveis estimadas descontadas do lucro bruto. Portanto, obtêm-se que o lucro é de R\$ 32.750.294,45/a, em condições de operação máximas.

7.9 FINANCIAMENTO

Para viabilizar a construção da planta, será necessário buscar um financiamento para obter o investimento de construção, instalação e de partida da planta, no valor de R\$ 7.148.206,00. Nesse sentido, será utilizado um financiamento disponibilizado pelo BNDES para médias empresas, de acordo com informações atualizadas em 2023. Portanto, o empreendimento será financiado em 100% do valor de investimento. Conforme as diretrizes do BNDES (2023), estabelece-se um período de carência de dois anos. Após este período, é aplicada uma taxa composta de 12% ao ano.

Optou-se por dividir em parcelas iguais, segundo o sistema de francês de amortização, demonstrado na Equação 7.7. Nesta equação, p corresponde ao valor da parcela, E é o valor do empréstimo, i é a taxa de juros, n é o período em que se deseja quitar a dívida.

$$p = \frac{E \cdot i}{1 - 1/(1+i)^n} \quad (7.7)$$

Visando quitar a dívida de 7.148.206,00 em quatro anos, obtêm-se uma parcela equivalente a R\$ 2.959.428,54, considerando dois anos de carência. A Tabela 27 apresenta como o pagamento da dívida será efetuado ao longo dos anos.

Tabela 27. Quitação de dívida do BNDES ao longo dos anos

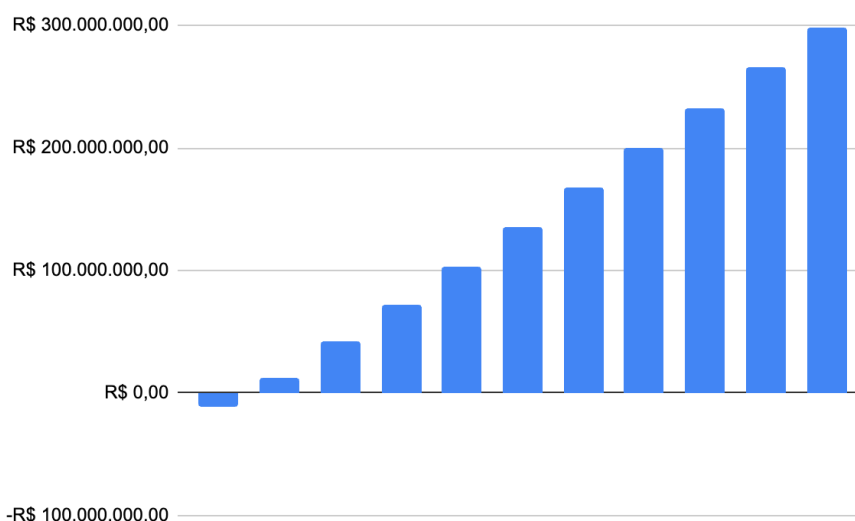
Ano de Operação	Saldo devedor	Parcela
0	R\$ 7.148.206,00	R\$ 0,00
1	R\$ 7.148.206,00	R\$ 0,00
2	R\$ 5.029.842,44	R\$ 2.976.148,28
3	R\$ 3.333.286,07	R\$ 2.976.148,28
4	R\$ 1.706.878,66	R\$ 1.706.878,66
5	R\$ 0,00	R\$ 0,00

Fonte: Autores (2023).

7.10 RENTABILIDADE

Com as informações obtidas anteriormente, é possível estimar o fluxo de caixa do empreendimento ao longo dos anos. A Figura 24 demonstra que a indústria planejada no presente trabalho começa a gerar lucro a partir do primeiro ano de operação da planta, este, que opera a 50% da sua capacidade máxima de produção.

Figura 24. Lucro cumulativo do empreendimento ao longo de dez anos.



Fonte: Autores (2023).

Com base no fluxo de caixa da empresa, é possível calcular o Valor Presente Líquido (VPL), a Taxa Mínima de Atratividade (TMA) e a Taxa Interna de Retorno (TIR).

A TMA é a taxa de desconto utilizada para trazer os valores futuros a um valor presente. Ela representa o custo de oportunidade do capital investido, ou seja, o retorno mínimo esperado para justificar o investimento. Geralmente, a TMA é baseada em taxas de juros de mercado ou em considerações específicas da empresa. Dessa forma, estipulou-se uma TMA 10% maior que a SELIC em março de 2023 (13%) para contar com o risco de investimento, totalizando uma taxa de 23% ao ano.

O VPL é uma medida que representa o valor presente de todos os fluxos de caixa futuros gerados pelo empreendimento, descontados pela TMA. O VPL é calculado somando-se o valor atualizado de todas as entradas e saídas de caixa esperadas ao longo do

horizonte de investimento. Se o VPL for positivo, indica que o projeto tem potencial para gerar retornos financeiros superiores à TMA e, portanto, é considerado viável economicamente. Dessa forma, tem-se que, para um prazo de 10 anos, o VPL é de R\$ 81.956.773,91.

A TIR é a taxa de desconto que iguala o valor presente dos fluxos de caixa do projeto a zero, ou seja, é a taxa que torna o VPL igual a zero. A TIR indica a taxa de retorno que o projeto oferece sobre o capital investido. Se a TIR for maior que a TMA, o projeto é considerado atrativo, pois gera um retorno superior ao mínimo exigido. Calcula-se que a TIR é de 218% para um prazo de 10 anos.

Portanto, essa diferença positiva entre a TIR e a TMA sugere que o projeto é economicamente viável e oferece um retorno atrativo sobre o capital investido, fortalecendo a perspectiva favorável do empreendimento.

8 CONSIDERAÇÕES FINAIS

8.1. CONCLUSÃO

Este trabalho acadêmico teve como objetivo geral projetar e implementar um processo produtivo, eficiente e viável para a produção de etanol hidratado e biofertilizante a partir de resíduos de batata-doce, em uma micro usina. Para alcançar esse objetivo, foram estabelecidos objetivos específicos, como a definição detalhada dos produtos a serem produzidos, a avaliação das diferentes rotas tecnológicas, a realização do projeto do processo e da unidade produtiva, a implementação de um sistema de controle e instrumentação, e a realização de uma análise econômica para avaliar a viabilidade do projeto.

A definição da localização da unidade industrial é uma proposta favorável à obtenção de matéria-prima de baixo valor em alto volume, e também garantindo bons incentivos fiscais à empresa. Através da avaliação das diferentes rotas tecnológicas, foi possível selecionar a melhor opção em termos de eficiência, custo e impacto ambiental, sendo estas a hidrólise a frio, sacarificação simultânea e hidrólise proteica, o que contribui para a redução de custos e para a preservação do meio ambiente.

A realização do projeto do processo e da unidade produtiva permitiu otimizar e tornar eficientes esses aspectos, selecionando os equipamentos mais adequados para atender às necessidades do processo, para produzir quantidades diárias de 2 m³ de EHC e 3,2 m³ de biofertilizantes. Além disso, a implementação de um sistema de controle e instrumentação garante a qualidade dos produtos finais e a segurança da operação, proporcionando confiabilidade aos operadores.

Por fim, a realização de uma análise econômica foi essencial para avaliar a viabilidade financeira do projeto, incluindo a análise do retorno do investimento. Essa análise concluiu que o empreendimento em questão apresenta retorno sobre o valor investido em seu primeiro ano de produção. O estudo levou em conta aspectos como custos de produção, preços de mercado, demanda e tempo de retorno do investimento, permitindo determinar que o projeto é economicamente viável com um VPL de R\$ 81.956.773,91, para uma TMA de 23% ao ano.

Assim, a partir da definição detalhada dos produtos, da avaliação das rotas tecnológicas, do projeto do processo e da unidade produtiva, da implementação do sistema de controle e instrumentação e da análise econômica, conclui-se que este trabalho acadêmico foi

capaz de projetar e implementar um processo produtivo eficiente e potencialmente viável para a produção de etanol hidratado e biofertilizante a partir de resíduos de batata-doce, em uma micro usina.

8.2. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Considerando os resultados obtidos neste trabalho acadêmico, algumas oportunidades para pesquisas futuras podem ser exploradas visando aprimorar ainda mais o processo produtivo desenvolvido.

Uma das sugestões é realizar experimentos em escala laboratorial e piloto, com todas as condições de processo bem definidas. Esses experimentos permitirão validar e aperfeiçoar o processo em um ambiente controlado, identificando desafios e ajustando parâmetros operacionais antes de uma implementação em escala industrial.

Outra sugestão é conduzir testes de performance do biofertilizante em várias culturas agrícolas, como batata-doce, soja e milho. Esses testes permitirão avaliar os efeitos do biofertilizante no crescimento, produtividade e qualidade das culturas. Será possível investigar se o biofertilizante desenvolvido apresenta resultados satisfatórios em diferentes contextos agrícolas, fornecendo dados relevantes para potenciais usuários e clientes. Além disso, esses testes podem ajudar a identificar ajustes necessários nas formulações do biofertilizante para melhor adequação às necessidades específicas de cada cultura.

Por fim, considerando o sucesso da micro usina proposta neste trabalho, uma sugestão importante é avaliar a possibilidade de aumentar a escala de produção. Esse processo envolveria uma análise abrangente dos requisitos técnicos, econômicos e ambientais para a implementação de uma usina em escala industrial. Seria necessário estudar cuidadosamente os desafios e as oportunidades decorrentes desse aumento de escala, como a oferta de matéria-prima, o dimensionamento adequado de equipamentos, a logística de matéria-prima e a viabilidade econômica em larga escala. Essa expansão permitiria aumentar a produção de etanol hidratado e biofertilizante, contribuindo ainda mais para a utilização sustentável de recursos naturais e o desenvolvimento de fontes renováveis de energia.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AEHLE, W. **Enzymes in Industry: Production and Applications**. [s.l.] John Wiley & Sons, 2006.

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS. **Anuário Estatístico Brasileiro do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis 2022**. Rio de Janeiro: ANP, 2022a. Disponível em: <<https://www.gov.br/anp/pt-br/centrais-de-conteudo/publicacoes/anuario-estatistico/arquivos-anuario-estatistico-2022/anuario-2022.pdf>>. Acesso em: out. 2022.

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS. **Painel Dinâmico de Preços de Combustíveis e Derivados do Petróleo**. Rio de Janeiro: ANP, 2022b. Disponível em: <<https://www.gov.br/anp/pt-br/centrais-de-conteudo/paineis-dinamicos-da-anp/painel-dinamico-de-precos-de-combustiveis-e-derivados-do-petroleo>>. Acesso em: out. 2022.

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS. **Levantamento de preços de combustíveis**. Rio de Janeiro: ANP, 2022d. Disponível em: <<https://www.gov.br/anp/pt-br/assuntos/precos-e-defesa-da-concorrenca/precos/levantamento-de-precos-de-combustiveis-ultimas-semanas-pesquisadas>>. Acesso em: out. 2022.

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS. **Fornecedor de etanol para fins automotivos. 2020**. Disponível em: <<https://www.gov.br/anp/pt-br/assuntos/producao-e-fornecimento-de-biocombustiveis/etanol/fornecedor-de-etanol-para-fins-automotivos>>. Acesso em: jul. 2022

ALIBABA. **Bomba de água submersível aço inoxidável**. Disponível em: https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Underground-60687014516.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.468062878znrNW. Acesso em: 22 mai. 2023.

ALIBABA. **Coconut Copra Sugarcane Bagasse Rotary Dryer Machine Equipment Outside**. Disponível em: <https://www.alibaba.com/product-detail/Moringa-Leaf-Dehydration-2022-Coconut-Copra_1600699039768.html?s=p>. Acesso em: 30 abr. 2023.

ALIBABA. **Dispensador de combustível bomba de gasolina.** Disponível em: <<https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Popular-1600749959816.html?spm=a2700.details.0.0.e7483f9b7InghQ>>. Acesso em: 17 abr. 2023.

ALIBABA. **Elevador de balde.** Disponível em: <https://portuguese.alibaba.com/p-detail/bucket-1600821822251.html?spm=a2700.details.0.0.4cf671eeIKxuaO>. Acesso em: 11 de maio de 2023.

ALIBABA. **Fabricante do tanque de armazenamento do óleo do aço carbono.** Disponível em: <<https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Above-under-62346163526.html?spm=a2700.details.0.0.708616e2RVnuAG>>. Acesso em: 30 abr. 2023.

ALIBABA. **Filtro de tela estático de cunha do tratamento do esgoto.** Disponível em: <https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Sewage-1600673302954.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.5fe01a5c0Ybgbf>. Acesso em: 30 abr. 2023.

ALIBABA. **Máquina do moinho de arroz combinado para o Sri Lanka.** Disponível em: <<https://portuguese.alibaba.com/p-detail/combined-1600057380014.html?spm=a2700.galleryofferlist.0.0.1fc6135b4SufJi>>. Acesso em: 30 abr. 2023.

ALIBABA. **Máquina fatiadora de cenoura comercial/trituradora de gengibre/máquina trituradora de gengibre.** Disponível em: <https://portuguese.alibaba.com/p-detail/Commercial-60870316887.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.437e741fiQXPRu&s=p>. Acesso em: 30 abr. 2023.

ALIBABA. **Tanque de armazenamento de água.** Disponível em: https://portuguese.alibaba.com/p-detail/China-1600545058124.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.58fa28633WPkCX. Acesso em: 11 de maio de 2023.

ALIBABA. **Transportador industrial da corrente do redler da garantia do comércio para grão.** Disponível em: <<https://portuguese.alibaba.com/product-detail/Trade-Assurance-Industrial-Redler-Chain-Conveyor-62158987712.html>>. Acesso em: 30 abr. 2023.

ALIBABA. **Transportador pneumático do vácuo.** Disponível em: <https://portuguese.alibaba.com/p-detail/ISO-1380584668.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.4fc24f8bFHg3ha>. Acesso em: 26 mai. 2023.

ANDRADE, E. T.; CARVALHO, S. R. G.; SOUZA, L. F. Programa do Proálcool e o etanol no Brasil. ENGEVISTA, v. 11, n. 2, p. 127-136, dezembro 2009.

ANDRITZ. **New ANDRITZ screen scroll centrifuge increases uptime and product quality.** Disponível em: <https://www.andritz.com/newsroom-en/separation/2022-04-04-screen-roll>.

ATKINS, P. W.; Físico-Química, vol. 1, 8ed., Editora LTC, São Paulo, 2008. CASTELLAN, G.; Fundamentos de físico-química, Editora LTC, São Paulo, 1972.

AUTOLAC. **Quanto custa montar um laboratório de análises clínicas?** Autolac, 2019. Disponível em: <<https://autolac.com.br/blog/custo-montar-laboratorio-analises-clinicas/#:~:text=De%20acordo%20com%20o%20SEBRAE,e%20o%20capital%20de%20giro.>>. Acesso em: 26 mai. 2023.

BALANÇO ENERGÉTICO NACIONAL 2021. **Empresa de Pesquisa Energética, 2021.** Disponível em: <<https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao-601/topico-596/BEN2021.pdf>>. Acesso em: out. 2022.

BECKER, Danieli Emmel. **Produção de Etanol a partir da batata-doce (Ipomoea Batatas Lam) utilizando Saccharomyces Cerevisiae.** Santo Ângelo/RS, 2020.

BOUWKAMP J. C. **Sweet Potato Products: A natural resource for the tropics.** CRC Press, p. 164 e 165. 1985.

BRASIL. Decreto nº 10.605, de 22 de janeiro de 2021. **Institui o Grupo de Trabalho Interministerial com a finalidade de desenvolver o Plano Nacional de Fertilizantes.** Disponível em: <http://www.planalto.gov.br/ccivil_03/_ato2019-2022/2021/decreto/D10605.htm>. Acesso em: 28 nov. 2022.

BRASIL. **Lei nº 11.097**, de 13 de janeiro de 2005. Brasília: Diário Oficial da União, Brasília. Disponível em: <www.planalto.gov.br>. 2005.

BRASIL. **Lei nº 13.576**, de 26 de dezembro de 2017. Dispõe sobre a Política Nacional de Biocombustíveis (RenovaBio) e dá outras providências. Diário Oficial da União, Brasília. Disponível em: <www.planalto.gov.br>. 2017.

BRASIL. MINISTÉRIO DO TRABALHO E PREVIDÊNCIA. **Norma Regulamentadora Nº 18 (NR-18)**. Publicado em 22/10/2020. Disponível em: <https://www.gov.br/trabalho-e-previdencia/pt-br/aceso-a-informacao/participacao-social/conselhos-e-orgaos-colegiados/ctpp/normas-regulamentadora/normas-regulamentadoras-vigentes/norma-regulamentadora-no-18-nr-18>. Acesso em: 03/05/2023.

BRUNA. **Quanto custa montar e manter um escritório próprio X custo do Coworking?** 2017. Disponível em: <<https://cwk.com.br/quanto-custa-montar-e-manter-um-escritorio-proprio-x-custo-do-coworking/>>. Acesso em: 26 mai. 2023.

CALIGARIS, B. S. A. et al. **A importância do Plano Nacional de Fertilizantes para o futuro do agronegócio e do Brasil**. 2022.

CAMPOS, M. C. M. M. **Controles Típicos de Equipamentos e Processos Industriais**. 1. ed. São Paulo: Blucher, 2006.

CASTRO, A.; CASTILHO, L.; FREIRE, D. **An overview on advances of amylases production and their use in the production of bioethanol by conventional and non-conventional processes**. Biomass Conversion and Biorefinery, v. 1, n. 4, p. 245-255, 2011.

CEEE. **Tarifas e Custos dos Serviços**. 2022. Disponível em: <<https://ceee.equatorialenergia.com.br/FolderGrupoB2022.pdf>>. Acesso em: 21 mai. 2023.

CK Sistemas de Pesagem. **Envasadora de Líquidos e Cremosos BECK - 2050 - Bomba de 20 Litros por minuto (água)**. Disponível em: <<https://ck-sistemas-pesagens.lojaintegrada.com.br/57fxhxyg7-ensavadora-de-liquidos-e-cremosos-beck-205-bomba-de-20-litros-por-minuto-agua>>. Acesso em: 19 mai. 2023.

CRANE CO. **Flow of Fluids Through Valves, Fittings, and Pipe**. Crane, 2009.

DASGUPTA, D. KUMAR, K. MIGLANI, R. MISHRA, R. PANDA, K. A. BISHT, S. S. **Microbial biofertilizers: Recent trends and future outlook**. Recent Advancement in Microbial Biotechnology Agricultural and Industrial Approach, p. 1-26. 2021.

DE OLIVEIRA, Kênia Carvalho; ZANIN, Vanclei. **A Bioeconomia e os Biocombustíveis no cenário Brasileiro**. Revista iPecege, v. 1, n. 2, p. 23-43, 2015.

DEVEREAU, A. **Tropical sweet potato storage: A literature review**. Chatham, England: Overseas Development Administration, Natural Resources Institute. 1994.

DIAMANTE, L. M & MUNRO, P. A. **Mathematical modelling of hot air drying of sweet potato slices**. Food Science & Technology. 1991. Disponível em: <<https://ifst.onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1111/j.1365-2621.1991.tb01145.x>>. Acesso em 26 abr. 2023.

DIÁRIO OFICIAL DA UNIÃO. **Resolução ANP nº 43/2009**. Disponível em: <https://www.udop.com.br/download/legislacao/comercializacao/juridico_legislacao/res_anp_43_cadastramento_fornecedor_etanol.pdf>. Acesso em: jun. 2022.

DIÁRIO OFICIAL DA UNIÃO. **Resolução ANP nº 828/2020**. Disponível em: <<https://www.in.gov.br/en/web/dou/-/resolucao-n-828-de-1-de-setembro-de-2020-275409699>>. Acesso em: jun. 2022.

DIÁRIO OFICIAL DA UNIÃO. **Resolução Nº 5.949, de 13 de julho de 2021**. Disponível em: <<https://www.in.gov.br/en/web/dou/-/resolucao-n-5.949-de-13-de-julho-de-2021-331886614>> Acesso em: 03 jun. 2023.

EMBRAPA. **Biofertilizante**. Disponível em: <<https://ainfo.cnptia.embrapa.br/digital/bitstream/item/102912/1/biofertilizante.pdf>>. Acesso em: dez. 2022.

EMBRAPA. **Como plantar batata-doce**. Disponível em: <<https://www.embrapa.br/hortalicas/batata-doce/cultivares>>. Acesso em: out. 2022.

EMBRAPA. **Inovações em biosistemas de precisão.** 2022. Disponível em: <<https://www.embrapa.br/visao-de-futuro/biorrevolucao/sinal-e-tendencia/inovacoes-em-biosistemas-de-precisao>>. Acesso em: 4 dez. 2022.

EMBRAPA. **Processo de fabricação de biofertilizante.** Disponível em: <<https://www.embrapa.br/busca-de-solucoes-tecnologicas/-/produto-servico/804/processo-de-fabricacao-de-biofertilizante>>. Acesso em: dez. 2022.

EMBRAPA. **Sistema de Produção de Batata-Doce.** 2021. Disponível em: <<https://www.embrapa.br/hortalicas/batata-doce/principais-regioes-produtoras>>. Acesso em: jun. 2022.

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA. **Balanco Energético Nacional 2021.** Disponível em: <<https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao-601/topico-596/BEN2021.pdf>>. Acesso em: out. 2022.

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA. **Cenários de oferta de etanol e demanda ciclo Otto 2022 – 2031.** Rio de Janeiro: EPE, 2021b. Disponível em: <www.epe.gov.br>. Acesso em: out. 2022.

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA. **Perspectivas para o Mercado Brasileiro de Combustíveis no Curto Prazo.** Rio de Janeiro: EPE, 2022c. Disponível em: <<https://www.epe.gov.br/pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/perspectivas-para-o-mercado-brasileiro-de-combustiveis-no-curto-prazo>>. Acesso em: out. 2022.

ESTADÃO. **Fertilizantes: como a política tributária afeta o setor?** Disponível em: <<https://summitagro.estadao.com.br/noticias-do-campo/fertilizantes-como-a-politica-tributaria-afeta-o-setor/#:~:text=Com%20isso%2C%20os%20adubos%20comercializados,al%C3%AAdquota%20de%204%25%20em%202025>>. Acesso em: dez 2022.

FAIR, J.D.; ROUSSEAU, R.W. **Handbook of separation process technology.** John Wiley and Sons, USA, Cap.5. 1987.

FECOMBUSTÍVEIS. **Tributação.** Disponível em: <<https://www.fecombustiveis.org.br/tributacao>>. Acesso em: dez 2022.

FERMENTEC. **PLANT(INDUSTRIAL) FERMENTOR : FMT PL Series**. 2023. Disponível em: <<http://fermentec.co.kr/eng/product/plant-fermenter/?ckattempt=2>>. Acesso em 03 mai. 2023.

FERRARI, M. D. GUIGOU, M. LAREO, C. **Energy consumption evaluation of fuel bioethanol production from sweet potato**. Bioresource Technology. v. 136, p. 377-384. 2013.

FLUIDS. **Welcome to Fluids's documentation!** 2023. Disponível em: <<https://fluids.readthedocs.io/index.html>>. Acesso em 10 mai. 2023.

FOCHI, A., et al.. **Obtenção de etanol de segunda geração a partir da casca do arroz**. Universidade Federal de Santa Maria. 2021.

FORNI, R. **Projeto mecânico de um sistema de higienização cip (cleaning in place)**. 2007.

FRANÇA, Raquel Gonçalves. **Eficiência do método de sacarificação simultânea à fermentação (SSF) na produção de etanol e coproduto de raízes de genótipos de batata-doce**. 2015.

FRANCO, A. C. FRANCO, L. S. **Tecnologias na produção de etanol de batata-doce: estudo de processos entre Brasil e China**. Revista Brasileira de Tecnologia Agroindustrial. Francisco Beltrão, v. 15, n. 2: p. 3724-3748, jul./dez. 2021.

GENENCOR. STARGENT™ 002: **Granular Starch Hydrolyzing Enzyme for Ethanol Production**. 2009.

GROOT, C. C.; NERASTRI, L. P. **Bioinsumos: Classificação, mercado e desafios**. Disponível em: <<http://gmicsesalq.com.br/bioinsumos>>. Acesso em: 4 dez. 2022.

GUPTA, R. et al. **Microbial α -amylases: a biotechnological perspective**. Process Biochemistry, v. 38, n. 11, p. 1599- 1616, 2003.

HABITISSIMO. **Habitissimo**. Disponível em:<<https://www.habitissimo.com.br/>>. Acesso em: 23 mai. 2023.

HILL, R. L., & SCHMIDT, W. R. **The Complete Enzymic Hydrolysis of Proteins**. The Journal of Biological Chemistry. Vol. 237, No. 2, 1962.

IBET. **SELF SERVICE**. Disponível em: <http://www.ibet.ind.br/produtos/self-service>. Acesso em: 20 abr. 2023.

IBGE. **Dados de Barra do Ribeiro. 2019**. Disponível em: <https://www.ibge.gov.br/cidades-e-estados/rs/barra-do-ribeiro.html>. Acesso em 07 nov. 2022.

IBGE. **Produção Agrícola - Lavoura Temporária**. Disponível em: <https://cidades.ibge.gov.br/brasil/rs/pesquisa/14/10193?localidade1=431198&indicador=10234&ano=2021&tipo=grafico>. Acesso em: nov. 2022.

INÁCIO, Luciana Moreira et al. **Software para simulação do processo de sacarificação e fermentação simultâneas de biomassas lignocelulósicas para produção de etanol de segunda geração**. 2014.

JUNGES, J. J. **Avaliação de políticas de operação de colunas de destilação em batelada**. Trabalho de diplomação. 2010.

JÚNIOR, S. D. O.. **Produção de enzimas por fungos em fermentação semi-sólida utilizando bagaço de coco e pedúnculo de caju como substratos**. Dissertação de Mestrado.

KARNILA, R., et al.. **Utilization of papain enzymes in the production of protein hydrolysates of yellow pike conger (Congresox talabon)**. AACL Bioflux. v. 13, 2020.

KORIN. **Ficha Técnica Bokashi Horta®**. Disponível em: https://korinagricultura.com.br/wp-content/uploads/2020/12/01.Ficha_Tecnica_BOKASHI-HORTA.pdf. Acesso em: dez 2022.

KUPHALDT, T. R. **Lessons in industrial instrumentation**. Hong Kong: Samurai Media Limited, 2017.

LAREO, C. FERRARI, M. D. **Sweet Potato as a Bioenergy Crop for Fuel Ethanol Production: Perspectives and Challenges**. Bioethanol Production from Food Crops. p. 115-147. 2019.

LEWIS, ANN. Global U.S. **Ethanol and DDGS Export Pace Slows at Year End**. Trade monitor. RFA. Renewable Fuels Association. 2021. Disponível em: <https://myemail.constantcontact.com/RFA-Trade-Monitor--December-2020-Exports.html?soid=112117148810&aid=_ePUKqYQDKY>. Acesso em: jun. 2022.

LEWIS, ANN. Global U.S. **Ethanol and DDGS Export Pace Slows at Year End**. Trade monitor. RFA. Renewable Fuels Association. 2021. Disponível em: <https://myemail.constantcontact.com/RFA-Trade-Monitor--December-2020-Exports.html?soid=112117148810&aid=_ePUKqYQDKY>. Acesso em: jun. 2022.

LI S. et al. **A demonstration study of ethanol production from sweet sorghum stems with advanced solid state fermentation technology**. 2013.

LIMA, Urgel de Almeida. **Biotecnologia Industrial-Vol. 3: Processos fermentados e enzimáticos**. Editora Blucher, 2019.

LIU, N. et al.. **Combined effects of limited enzymatic hydrolysis and high hydrostatic pressure on the structural and emulsifying properties of rice proteins**. Innovative Food Science and Emerging Technologies. v. 77, No. 102975, 2022. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ifset.2022.102975>.

LOPES, V. S. et al. **Avaliação de complexos enzimáticos obtidos a partir de fungos do cerrado para produção de etanol de segunda geração**. 2013.

LUZ, L. F. L.; KAMINSKI, M.; KOZAK, R. H.; NDIAYE, P. M. **Bioetanol, biodiesel e biocombustíveis: perspectivas para o futuro**. IPEA. Boletim Regional, Urbano e Ambiental nº 3, Dezembro 2009.

MACINTYRE, A. J. **Instalações hidráulicas: prediais e industriais**. 4a. ed ed. Rio de Janeiro: Grupo Gen - LTC, 2010.

MAIORELLA, B.; WILKE, Ch R.; BLANCH, HW. **Alcohol Production and Recovery**. In: Bioenergia . Springer, Berlim, Heidelberg, 1981. p. 43-92.

MARINOSKI, Ana Kelly. **Aproveitamento de água pluvial para fins não potáveis em instituição de ensino: estudo de caso em Florianópolis - SC**. 2008. Disponível em: <https://aplicweb.feevale.br/site/files/documentos/pdf/23246.pdf>. Acesso em: 03 mai. 2023.

MAROULIS, Z. B. **Food process design**. National Technical University of Athens Athens, Greece. 2003.

MASIERO, S. S. **Microusinas de etanol de batata-doce: viabilidade econômica e técnica**. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2012.

MECANICA INDUSTRIAL. **Destilação contínua**. 2022. Disponível em: <<https://www.mecanicaindustrial.com.br/587-destilacao-continua/>>. Acesso em 10 out. de 2022.

MENEZES, E.A.W. et al. **Projeto e construção de um trocador de calor e de um medidor de vazão para o resfriamento de mosto de cerveja**. 2011 - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, RS, 2011.

MENEZES, E.A.W. et al. **Projeto e construção de um trocador de calor e de um medidor de vazão para o resfriamento de mosto de cerveja**. 2011 - Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, RS, 2011.

Mercado Livre. **Tanque de Água 6000L Acqualimp**. Disponível em: https://produto.mercadolivre.com.br/MLB-3307763575-tanque-de-agua-6000l-acqualimp-_JM#position=33&search_layout=stack&type=item&tracking_id=6678b400-edf8-41fb-82d7-59ada187348c. Acesso em: 11 de maio de 2023.

MF RURAL. **Casca de arroz**. 2023. Disponível em: <<https://www.mfrural.com.br/busca/casca-arroz>>. Acesso em: 21 mai. 2023.

MINISTÉRIO DA AGRICULTURA, PECUÁRIA E ABASTECIMENTO. **Análise do Tempo e do Clima - INMET**. Disponível em: <<https://www.gov.br/agricultura/pt-br/assuntos/inmet>>. Acesso em: 02/05/2023. Ano: 2020.

MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA; EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA. **Plano Decenal de Expansão de Energia 2031**. Brasília: MME/EPE, 2022.

MIRANDA, J.E.C., FRANÇA, H. F., CARRIJO, O. A., SOUZA. A.F., PEREIRA, W., LOPES, C.A. **Circular técnico de CNP Hortalíça**. Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária, Centro Nacional de Pesquisa de Hortalíças. 1989.

MORAES, J. G. V. **Biofertilizantes: identificação das barreiras regulatórias e propostas para viabilizar esse insumo agrícola**. 2015. Tese de Doutorado.

MUJUMDAR, A. S. **Handbook of Industrial Drying-CRC Press**. 2006.

MUTJABA, I.M. **Batch Distillation: Design and Operation**. 1 ed. Londres. Imperial College Press. 393 p. 2004.

NAVARRETE, M. O., *et al.* (2022). **Effect of Enzymatic Hydrolysis on Solubility and Emulsifying Properties of Lupin Proteins (*Lupinus luteus*)**. *Colloids Interfaces*, 6th ed., p. 82, 2022.

NBR 5626: **Instalação predial de água fria. Publicado em: 1998**. Disponível em: <<https://ecivilufes.files.wordpress.com/2013/06/nbr-05626-1998-instalac3a7c3a3o-predial-de-c3a1gua-fria.pdf>>. Acesso em: 03 mai. 2023.

NESRALLA, Lara Rodrigues. **Caracterização morfoagronômica de clones de batata-doce cultivados no Distrito Federal**. 2015. Universidade de Brasília, Faculdade de Agronomia e Medicina Veterinária, Brasília, 2015. Disponível em: <https://bdm.unb.br/bitstream/10483/14042/1/2015_LaraRodriguesNesralla.pdf>. Acesso em: 27 abr. 2023.

NHS MÁQUINAS. **LVCH 200 | Lavadora com Esteira de Chuveiros**. Disponível em: <<https://www.nhsmaquinas.com.br/lvch-200/>>. Acesso em: 15 abr. 2023.

Nova Real Alumínio. **Caldeirao Standard Nr 45 60l Real 9745 - 2220**. Disponível em: <https://www.platinox.com.br/utensilios/caldeirao-standard-nr-45-60l-real-9745-2220?parceiro=3396&gclid=Cj0KCQjwmZejBhC_ARIsAGhCqnePnz8ton88BgDsW9euM0eZ7SYkI15hYkvj8oepabdF6hhYp22RKu8aAl61EALw_wcB>. Acesso em: 19 mai. 2023.

NOVACANA. **Controle de Qualidade: Especificações do Etanol**. 2020. Disponível em: <<https://bit.ly/3qtrZdq>>. Acesso em: 20 fev. 2023.

NOVONEGÓCIO. **Novo negócio**. Disponível em: <<https://novonegocio.com.br/>>. Acesso em: 26 mai. 2023.

O'CONNELL, H. E. **Plate Efficiency of Fractionating Columns and Absorbers.** Transactions of the American Institute of Chemical Engineers, 42, pp. 741–775, 1946.

OECD & NATIONS, F. and A. O. of the U. **OECD-FAO Agricultural Outlook 2015.** 2015.

OLIVEIRA, L. M. et al. **Estudo comparativo das diferentes tecnologias utilizadas para produção de etanol.** Geoambiente online, n. 19, p. 01-23, 2012.

PATRIA A., et. al. **Physically modified of sweet potato flour (Ipomea batatas) by variation of steaming time and drying method.** 3rd Annual International Conference Syiah Kuala University. 2013.

PÉREZ, S. BERTOFT, E. **The molecular structures of starch components and their contribution to the architecture of starch granules: A comprehensive review.** Starch. v. 62, p. 389-420. 2010.

Portal Paraná Cooperativo. **ANUÁRIO 2021 I: Cooperativismo cresce durante a pandemia.** Disponível em: <<https://paranacooperativo.coop.br/ppc/index.php/sistema-ocepar/comunicacao/2011-12-07-11-06-29/ultimas-noticias/135876-anuario-2021-i-cooperativismo-cresce-durante-a-pandemia>>. Acesso em: jun. 2022.

PORTAL PARANÁ COOPERATIVO. **ANUÁRIO 2021 I: Cooperativismo cresce durante a pandemia.** Disponível em: <<https://paranacooperativo.coop.br/ppc/index.php/sistema-ocepar/comunicacao/2011-12-07-11-06-29/ultimas-noticias/135876-anuario-2021-i-cooperativismo-cresce-durante-a-pandemia>>. Acesso em: jun. 2022.

POWDER TRENDS. **Transporte pneumático - o guia completo.** 2019. Disponível em: <<https://br.gerickegroup.com/blog/transporte-pneumatico-o-guia-completo/#:~:text=Embora%20sejam%20necess%C3%A1rios%20c%C3%A1lculos%20espec%C3%ADficos,0%2C1%20e%201%20bar>>. Acesso em: 28 abr. 2023.

PREFEITURA MUNICIPAL DE BARRA DO RIBEIRO. **Lei Ordinária nº 1518, de 06 de junho de 2002. Estabelece critérios para a concessão de incentivos a empresas e dá outras providências.** Disponível em:

<<https://leismunicipais.com.br/a/rs/b/barra%20do%20ribeiro/lei-ordinaria/2002/151/1518/lei-ordinaria-n-1518-2002-estabelece-criterios-para-a-concessao-de-incentivos-a-empresas-e-das-outras-providencias>>. Acesso em: 02 de maio de 2023.

RAÍZEN. **Processo de fabricação de biofertilizante.** Disponível em: <<https://www.embrapa.br/busca-de-solucoes-tecnologicas/-/produto-servico/804/processo-de-fabricacao-de-biofertilizante>>. Acesso em: dez. 2022.

RAMIREZ, G. **Cultivation, harvesting and storage of sweet potato products.** 1992. FAO Animal Production and Health Papers. Vol. 95. Rome, Italy: Food and Agriculture Organization. 1992.

RENNELS, D. C., & HOBART M. H. **Pipe Flow: A Practical and Comprehensive Guide.** 1st edition. Hoboken, N.J: Wiley, 2012.

RISSO, R. S. **Etanol de batata-doce: otimização do pré-processamento da matéria-prima e da hidrólise enzimática.** 2014.

RODRIGUES, L. CORSSAC, C. B. SILVA, B. M. **Motoristas de aplicativo, trabalho precário e luta por direitos no Rio Grande do Sul.** A centralidade dos Direitos Sociais. p. 359 - 380. Porto Alegre, RS: Editora Fi, 2022.

ROSSONI, Cristiano; MOBIGLIA, Andrea. **Tipos de moinhos para moagem de grãos.** REHAGRO, 2020. Disponível em: <https://rehagro.com.br/blog/tipos-de-moinho-para-moagem-de-graos/#:~:text=Existem%20moinhos%20de%20rolo%20de,aumentando%20a%20degradabilidade%20do%20gr%C3%A3o>. Acesso em: 26 abr. 2023.

SACRAMENTO, R. C. F. **Transportadores Contínuos para Granéis Sólidos.** Disponível em: http://www.transportedegraneis.ufba.br/Apostila/CAP8_TH.pdf. Acesso em: 02 de maio de 2023.

SAMYLA, B. **Terraplenagem.** Disponível em: <https://pt.scribd.com/document/31377450/ORCAMENTO-terraplenagem#>. Acesso em: 2017.

SÁNCHEZ, O.J. & CARDONA, C.A. **Trends in biotechnological production of fuel ethanol from different feedstocks.** Bioresour. Technol. 99, 5270–5295. 2008.

SCHNEIDER MOTOBOMBAS. **Centrífugas Monoestágio**. Disponível em: <<https://schneider.ind.br/produtos/motobombas-de-superficie/light/centrifugas-monoestagio>>. Acesso em: mai. 2023.

SCOTT, E. L. **Bio-based chemicals from biorefining: protein conversion and utilization**. Wageningen University, The Netherlands, 2014.

SEBRAE. **Como abrir uma empresa**. 2020. Disponível em: <<https://www.sebrae.com.br/sites/PortalSebrae/ufs/pi/artigos/como-abrir-uma-empresa,85a160ef67f4d610VgnVCM1000004c00210aRCRD>>. Acesso em 06 nov. 2021.

SECRETARIA DA AGRICULTURA (RS). **Produção de batata-doce no Rio Grande do Sul. 2021**. Disponível em: <<https://www.agricultura.rs.gov.br/batata-e-a-olericola-com-maior-area-no-rio-grande-do-sul>> Acesso em: jun. 2022.

SECRETARIA DE DEFESA AGROPECUÁRIA. **Instrução Normativa nº 61/2020**. Disponível em: <<https://www.gov.br/agricultura/pt-br/assuntos/insumos-agropecuarios/insumos-agricolas/fertilizantes/legislacao/in-61-de-8-7-2020-organicos-e-biofertilizantes-dou-15-7-20.pdf>>. Acesso em: jun. 2022.

SEPARATECH. **Horizontal Screen Scroll Centrifuge**. Disponível em: <https://www.separatech.com/horizontal-screen-scroll-centrifuge/>. Acesso em: 25 abr. 2023

SILVA NETO, O. X. **ENERGIA RENOVÁVEL: Reaproveitamento da Biomassa da Casca de Arroz em Caldeiras do Tipo Aquatubular**. 2019. Disponível em: <<http://repositorio.unitau.br/jspui/bitstream/20.500.11874/4495/1/Orlando%20Xavier%20da%20Siva%20Neto.pdf>>. Acesso em: 21 mai. 2023.

SILVA, M. I.. **Microrganismos da Amazônia com potencial para a produção de etanol utilizando fontes alternativas de carbono**. 2021.

SOAVE, P. B. **Avaliação da Composição Centesimal de Preparações Fortificadas com Ferro Destinadas a Alimentação Escolar**. UNIMEP, 2002. Disponível em: <http://www.unimep.br/phpg/mostraacademica/anais/4mostra/pdfs/162.pdf>.

SO HELICES. **21 maiores fábricas de fertilizantes do Brasil.** Disponível em: <<http://sohelices.com.br/21-maiores-fabricas-de-fertilizantes-do-brasil/>>. Acesso em: dez. 2022.

SOLOMONS, T.W G.; FRYHLE, Craig B.; SNYDER, Scott A. **Química Orgânica.** v.1. Grupo GEN, 2018. E-book. ISBN 9788521635536. Disponível em: <https://integrada.minhabiblioteca.com.br/#/books/9788521635536/>. Acesso em: 13 jul. 2023.

SÓ QUÍMICA. **Fatores que alteram a velocidade das reações químicas.** Virtuosa Tecnologia da Informação, 2008-2023. Disponível em: <<http://www.soquimica.com.br/conteudos/em/cineticaquimica/p5.php>>. Acesso em: 26 abr. 2023.

Statista. **Leading producers of ethanol by capacity in the United States as of 2021.** Disponível em: <<https://www.statista.com/statistics/828532/largest-us-ethanol-producers-by-capacity/#:~:text=Poet%20Biorefining%20is%20the%20largest,33%20plants%20in%20the%20Midwest>>. Acesso em: ago. 2022.

STOEGLEHNER, G.; NARODOSLAWSKY, M. **How sustainable are biofuels? Answers and further questions arising from an ecological footprint perspective.** Bioresource Technology 100, p. 3825–3830. 2009.

SULTANQYES. **Tanque De Polietileno.** Disponível em: https://produto.mercadolivre.com.br/MLB-3381094052-tanque-de-polietileno-200001-sultanques-_JM#position=3&search_layout=stack&type=item&tracking_id=0dba9657-202e-4731-ad06-6b321d5be439. Acesso em: 11 de maio de 2023.

TIMMERHAUS K.D., *et al.* **Plant Design and Economics for Chemical Engineers.** 5a ed. New York: McGraw-Hill, 2003.

TODA ÁGUA. **Custo para perfuração.** 2020. Disponível em: <<https://www.todagua.com.br/saiba-quanto-custa-para-perfurar-um-poco-artesiano#:~:text=Qual%20o%20pre%C3%A7o%20para%20perfurar,00%20por%20metro%20perfurado%2C%20aproximadamente>>. Acesso em: 02 mai. 2023.

TOWLER, G.; SINNOTT, R. **Chemical engineering design: principles, practices and economics of plant and process design**. Burlington:[s.n.] , 2008. 1237 p.

TRAGE, D. R. **Estudo do mercado de fertilizantes no brasil por meio de previsões estatísticas**. Trabalho de Conclusão de Curso. Universidade Tecnológica Federal do Paraná. 2019.

TURTON, R. *et al.* **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Process**. 5a ed. Boston: Pearson Education, Inc., 2018.

UFBA. **Transportadores Contínuos para Granéis Sólidos**. 2015. Disponível em: <http://www.transportedegraneis.ufba.br/Apostila/CAP8_TP.pdf>. Acesso em 28 abr. 2023.

UNICA. **Produção e uso do etanol combustível no Brasil**. São Paulo - SP. 2020. Disponível em: <<http://www.unicadata.com.br/>>. Acesso em: jun. 2022.

UNICAFES. **Calendário agrícola da agricultura familiar**. Disponível em: <<https://www.unicafes.org.br/upload/download/576.pdf?v=20220522182926>>. Acesso em: nov. 2022.

UFRN. 2014. ALVES, M. R. C. et al. **Produção de quitosana por *Mucor subtilíssimus* por fermentação semi-sólida em meio alternativo e aplicação na remoção do corante azul de metileno**. 2013.

VERICIMO, Adriana de Souza. **Obtenção e caracterização do amido de batata-doce (*Ipomoea batatas* L.) modificado por fosfatação**. 2010. Fundação Educacional do Município de Assis - FEMA, Assis, 2010. Disponível em: <<https://cepein.femanet.com.br/BDigital/arqTccs/0711290442.pdf>>. Acesso em: 27 abr. 2023.

VIDAL, B. C. et al. **Kinetics of Granular Starch Hydrolysis in Corn Dry-Grind Process**. Starch - Stärke, v. 61, n. 8, p. 448-456, 2009.

VIDAL, Maria de Fátima. **Produção e Mercado de Etanol**. ETENE. 2021. Disponível em: <https://www.bnb.gov.br/s482-dspace/bitstream/123456789/906/1/2021_CDS_159.pdf>. Acesso em: jun. 2022.

VIDAL, Maria de Fátima. **Produção e Mercado de Etanol**. ETENE. 2021. Disponível em: <https://www.bnb.gov.br/s482-dspace/bitstream/123456789/906/1/2021_CDS_159.pdf>.

Acesso em: jun. 2022.

VOET, D. & VOET, J. G. **Bioquímica**. 4ª ed. Porto Alegre: Artmed, 2013.

WILKIE, Ana C.; RIEDESEL, Kelly J.; OWENS, John M. **Stillage characterization and anaerobic treatment of ethanol stillage from conventional and cellulosic feedstocks**. *Biomass and Bioenergy*, v. 19, n. 2, p. 63-102, 2000.

WILLS, B. A. & NAPIER-MUNN, T. J. **Mineral Processing Technology**. 8. ed. Amsterdam: Elsevier, 2016. Capítulo 3, p. 67.

YOUNG, R. B. et al. **A Real-Time Approach to Distillation Process Control**. 1. ed. New Jersey: John Wiley & Sons, Inc., 2023.

ZHU, F. WANG, S. **Physicochemical properties, molecular structure, and uses of sweetpotato starch**. *Trends in Food Science & Technology*, v. 36, n. 2, p. 68-78. 2014.

APÊNDICE A - MEMORIAL DE CÁLCULO DOS BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA

A micro usina projetada tem como objetivo inicial, a utilização dos resíduos de batata-doce provenientes dos fornecedores da região das cidades de Barra do Ribeiro e Mariana Pimentel. Portanto, a produção de EHC é limitada ao fornecimento desta matéria-prima, que está atrelada diretamente ao cultivo e consumo de batata-doce na região.

Desta forma, os cálculos de balanço material para cada equipamento foram realizados no intuito de gerar uma quantidade de 2 m³ de EHC por dia, a qual demanda de uma quantidade de matéria-prima que se tem ao longo de todo o ano, cerca de 5,565 ton de resíduo, essa produção também gera 3,240 m³ de biofertilizante.

APÊNDICE A.1 - BALANÇO DE MASSA E ENERGIA ÁREA 100

APÊNDICE A.1.1 - Balanço de massa e energia secador rotativo (S-101)

O processo consiste na utilização de ar quente para a promoção da migração de moléculas de água do interior do material para o ar, diminuindo, portanto, a umidade do sólido. Para a modelagem deste processo, utilizam-se conceitos de transferência de calor e massa, visto que há energia térmica fornecida ao material a ser seco, além da remoção de umidade do sólido. Além disso, utiliza-se dados reais de secagem da batata doce para uma melhor aproximação da realidade.

Como especificações do processo, temos a vazão mássica de alimentação, a umidade inicial e desejada do material, e a temperatura do ar de entrada. Dessa forma, realizou-se a modelagem a fim de garantir o atendimento das especificações, que estão dispostas na Tabela A1.

Tabela A1. Dados da modelagem do secador.

Vazão mássica de entrada	231,91 kg/h
Umidade do sólido na entrada X_o	0,60 kg/kg sólido seco
Umidade do sólido na saída X	0,08 kg/kg sólido seco
Vazão mássica de entrada (base seca) F	144,9 kg sólido seco/h
Temperatura de aquecimento	
$T_{bs,a}$	60 °C

Fonte: Autores (2023).

Além disso, sabe-se que o processo de secagem é altamente dependente das condições do ar ambiente. Para dimensionar o equipamento, estipulou-se condições constantes para o ar de entrada, considerando que a interferência destes parâmetros não afeta significativamente a modelagem. As condições utilizadas para o ar de entrada estão dispostas na Tabela A2.

Tabela A2. Condições para o ar de entrada.

Pressão ambiente P	1 atm
Temperatura ambiente T_o	25 °C
Umidade relativa H_{rel}	0,3
Umidade absoluta Y_o	0,0058 kg/kg ar seco

Fonte: Autores (2023).

Tem-se também informações termodinâmicas a serem consideradas, tais como valores de calor específico e densidade dos componentes. Tais valores são apresentados na Tabela A3, e foram coletados de (MUJUMDAR, 2006). Vale ressaltar que se considerou a densidade e calor específico do ar como constante, isto é, sem variação com a umidade do mesmo. Para as propriedades da batata-doce, escolheu-se um valor aproximado dos valores encontrados para as diferentes espécies de batata-doce, visto que os valores entre as mesmas não eram discrepantes.

Tabela A3. Informações termodinâmicas.

Densidade da água ρ_w	997 kg/m ³
Densidade do ar ρ_a	1 kg/m ³
Densidade aparente do sólido ρ_s	1000 kg/m ³
Densidade do material do equipamento ρ_m	8000 kg/m ³
Calor específico da água líquida $C_{p,L}$	4,185 kJ/kg/K
Calor específico do vapor de água $C_{p,V}$	1,9 kJ/kg/K
Calor específico do ar $C_{p,a}$	1 kJ/kg/K
Calor específico do sólido $C_{p,s}$	3,5 kJ/kg/K

Calor latente da água λ 2,5016 MJ/kg

Fonte: Autores (2023).

Definiu-se também parâmetros fixos para o processo, a fim de garantir valor nulo de graus de liberdade para o sistema. Desta forma, fixou-se o diâmetro (D), a velocidade do ar (V), a quantidade de hastes (n_f), o volume carregado em uma haste (h_o), e a inclinação do secador (s). Para isto, foram utilizados os valores da Tabela A4.

Tabela A4. Parâmetros fixos da secagem.

Velocidade do ar V	1 m/s
Diâmetro do secador D	1,3 m
Quantidade de hastes n_f	5
Volume carregado em uma haste	
h_o	0,045 m ³ /m
Inclinação do secador s	3%

Fonte: Autores (2023).

Inicialmente, a partir da temperatura de bulbo seco do ar de entrada do secador, pode-se calcular a pressão de saturação (P_s) utilizando a correlação de Antoine para a água, dada em bar. Em seguida, consegue-se a umidade absoluta para o ar nas condições de entrada, através de uma carta psicrométrica. Com estas informações, calcula-se a atividade de água (a_w), a qual é adimensional.

$$P_s = \exp\left(\frac{11,9 - 3990}{234 + T_{bs,a}}\right) \quad (A.1)$$

$$a_w = \left(\frac{PY}{(m+Y)P_s}\right) \quad (A.2)$$

Vale ressaltar que m é a razão entre a massa molar de água e de ar, P é a pressão ambiente, e Y é a umidade do ar na temperatura de aquecimento $T_{bs,a}$, com valor de 0.35 kg/kg ar seco.

Utiliza-se a atividade de água para calcular a quantidade de umidade no equilíbrio X_e em kg/kg de sólido seco, dada pela correlação com parâmetros estimados experimentalmente, de acordo com (DIAMANTE, L. M & MUNRO, P. A., 1991).

$$X_e = 20,506 T_{bs,a}^{-0,204} \left(\frac{a_w}{1-a_w} \right)^{0,39} 10^{-2} \quad (A.3)$$

Para a determinação da cinética de secagem, utiliza-se o modelo de transferência de massa baseada na curva de secagem da batata-doce. Tal curva é determinada por uma superfície de resposta que leva em consideração a espessura da fatia de sólido, a temperatura de bulbo seco e umidade do ar. Atenta-se que as unidades devem ser compatíveis com a correlação, conforme descrito por (DIAMANTE, L. M & MUNRO, P. A., 1991). O tempo total de secagem é dado pela Equação A.4, onde L é a espessura dos *chips* de batata-doce, de valor 1,5 mm.

$$t = \sqrt[n]{-\frac{1}{k} \log\left(\frac{X-X_e}{X_o-X_e}\right)} \frac{L^2}{4} \quad (A.4)$$

Onde:

$$k = \exp\left(-7,871 + 0,0105 T_{bs,a} + 1,458 \log(V) + 4,694 L - 0,448 VL\right) \quad (A.5)$$

$$n = 0,921 + 0,00628 T_{bs,a} - 0,049 V - 0,269 L^2 + 0,0145 H_{rel} L^2 + 0,0375 VL^2 \quad (A.6)$$

Em seguida calcula-se a capacidade de evaporação (W) e o fluxo necessário de ar (F_a), respectivamente dados por:

$$W = F(X - X_o) \quad (A.7)$$

$$F_a = W(Y - Y_o) \quad (A.8)$$

Com tais informações, é possível calcular a energia total necessária para esquentar o ar de entrada que está inicialmente à temperatura ambiente. Para isto, calcula-se o calor necessário para evaporação da água Q_{we} , a calor para aquecimento do sólido Q_{sh} , e aquecimento do ar Q_{ah} .

$$Q_{we} = W[\lambda - (C_{p,l} - C_{p,v}) T_{bs,a}] \quad (A.9)$$

$$Q_{sh} = F(C_{p,s} - X_o C_{p,l}) (T_{bs,a} - T_o) \quad (A.10)$$

$$Q_{ah} = F_a(C_{p,a} - Y_o C_{p,v}) (T_{bs,a} - T_o) \quad (A.11)$$

No total, quantificando perda de calor para o ambiente de 7,5% (MUJUMDAR, 2006), tem-se que a quantidade de calor Q que deve ser fornecida para atingir as especificações do processo é dada por:

$$Q = (1 + 0.075) Q_{we} Q_{sh} Q_{ah} \quad (A. 12)$$

Para o dimensionamento do secador, isto é, a determinação do volume (V_s) e largura (L_s) do mesmo, necessitam-se os parâmetros que descrevem a retenção de massa (M) e volume (H_s) do secador, sendo que ε_m é a porosidade do sólido, a qual foi estimada como 0,4.

$$M = t F (1 + X_o) \quad (A. 13)$$

$$H_s = \frac{M}{(1-\varepsilon_m)\rho_m} \quad (A. 14)$$

$$L_s = \frac{2H_s}{h_o(n_f+1)} \quad (A. 15)$$

$$V_s = \frac{L\pi D^2}{4} \quad (A. 16)$$

Faz-se possível definir, também, a frequência de rotação do secador (N). No entanto, visto que este valor é altamente dependente de parâmetros empíricos do secador, seu cálculo pode não ser condizente com a realidade. No entanto, como estimativa, pode-se considerar o parâmetro g como 0,25, como sugerido em (DIAMANTE, L. M & MUNRO, P. A., 1991). Neste caso, temos que N é dado pela Equação A. 17.

$$N = g \frac{L}{tDs} \quad (A. 17)$$

Utilizando as equações, chega-se nos valores apresentados na Tabela A5.

Tabela A5. Resultados da secagem.

Calor para evaporação da água	
Q_{we}	49,5 kW
Calor para aquecimento do sólido Q_{sh}	
	8,47 kW
Calor para aquecimento do ar	
Q_{ah}	22,35 kW
Calor fornecido Q	86,35 kW

Largura do secador L_s	1,58 m
Tempo de secagem	3,22 h
Velocidade de rotação N	0,07 RPM
Volume do secador V_s	1,24 m ³

Fonte: Autores (2023).

Com base nos cálculos, optou-se por um secador como demonstrado no Anexo A6.

APÊNDICE A.1. 2 - Balanço de massa e energia moedor (G-101)

Para o balanço de massa no moedor, temos como corrente de entrada a massa de *chips* adicionado para a moagem, o qual seria moído por um moinho com capacidade máxima aproximada de 800 kg/h. O moinho operará em 70% da capacidade para fins de segurança, o que representa 560 kg/h de batata em lâminas secas. Logo, o acúmulo de massa no sistema delimitado pelo moedor é dado pela massa que entra, menos a massa de farinha que sai do moedor somada da massa gerada e acrescida da massa consumida, como pode ser visualizado na Equação A.18.

$$\dot{m}_{acumulada} = \dot{m}_{entra} - \dot{m}_{sai} + \dot{m}_{gerada} - \dot{m}_{consumida} \quad (A. 18)$$

Como não ocorrem reações químicas no sistema, os termos de geração, acúmulo e consumo são nulos. Assim, a corrente de saída deve apresentar 560 kg/h de farinha de batata doce.

Já para o balanço de energia, sabe-se que o equipamento possui potência média de 19,25 kW. Para determinar a energia de moagem E_G faz-se a relação entre a potência do equipamento e a capacidade do moinho, como pode ser observado na Equação A.19 (WILLS, B. A. & NAPIER-MUNN, 2016).

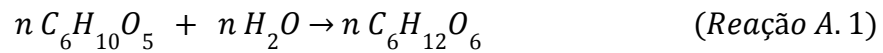
$$E_g = \frac{\text{Potência do moinho}}{\text{Capacidade do moinho}} = \frac{19,25 \text{ kW}}{560 \text{ kg/h}} = 34,375 \text{ W/kg de batata chips} \quad (A. 19)$$

APÊNDICE A.3 - BALANÇO DE MASSA E ENERGIA ÁREA 200

APÊNDICE A.3.1 - Balanço de massa e energia reator de hidrólise (R-201)

Os balanços de massa e energia da etapa de pré-tratamento de hidrólise são baseados nos dados e estudos publicados por Risso (2014). O processo é constituído por três fases

distintas, a saber: uma rampa de aquecimento de 25 °C até 52 °C (30 minutos) com a adição da mistura enzimática comercial STARGEN 002 que é responsável pela hidrólise do amido em monômeros de menor cadeia, os quais são conhecidos como açúcares redutores (Reação A.1); manutenção da temperatura constante de 52°C ao longo de 2 horas; e, por fim, resfriamento até a temperatura de fermentação (35°C), requerendo para tal um período de 30 minutos.



O processo de hidrólise enzimática do amido, nessas mesmas condições, é retratado com bastante clareza nos estudos de Risso (2014). Desta forma, os valores de concentração inicial de farinha (*chips* moídos), concentração de enzima e a conversão, foram retirados do trabalho publicado por Risso (2014). Tais informações estão dispostas na Tabela A6 a seguir.

Tabela A6. Dados do processo de hidrólise do amido.

Concentração inicial de farinha	140 g/L
Concentração de STARGEN 002	3 µL/g farinha
Tempo de pré tratamento	2 horas
Conversão de amido na hidrólise	90 %

Fonte: RISSO (2014).

Abaixo estão representados os equacionamentos dos respectivos balanços.

Balanço de massa para o amido, onde tem-se que m_{0_amido} é o somatório das correntes 11 e 12, multiplicada pela fração mássica de amido, proveniente da farinha de batata doce e água.

$$m_{amido} = m_{0_amido} - (m_{0_amido} \cdot X_{hidrólise}) \quad (A. 20)$$

$$m_{14} \cdot x_{amido} = [(m_{11} + m_{12}) \cdot x_{0_amido}] - [(m_{11} + m_{12}) \cdot x_{0_amido} \cdot X_{hidrólise}] \quad (A. 21)$$

Balanço de massa para os açúcares redutíveis:

$$m_{açúcares} = m_{0_açúcares} + (m_{0_açúcares} \cdot X_{hidrólise}) \quad (A. 22)$$

$$m_{14} \cdot x_{açúcares} = \left[(m_{11} + m_{12}) \cdot x_{0_{açúcares}} \right] + \left[(m_{11} + m_{12}) \cdot x_{0_{açúcares}} \cdot X_{hidrólise} \right] \quad (A.23)$$

As composições dos outros componentes seguem sem serem afetadas.

A determinação da demanda de calor por batelada foi realizada mediante a aplicação das equações A.24, A.25 e A.26.

$$Cp_{mistura} = \sum_{i=0}^{i=n} x_i Cp_i \quad \text{com } i = \text{água, farinha} \quad (A.24)$$

$$Q_{hidr_amido} = (m_{11} + m_{12}) \cdot Cp_{mistura} \cdot \Delta T \quad (A.25)$$

A massa de água quente na hidrólise foi calculada nas utilidades no Apêndice B.1.1.

Os valores de cada uma das correntes e grandezas estão dispostos na Tabela 7 a seguir.

Tabela A7. Dados das correntes do processo de hidrólise do amido.

Variável	Valor	Unidade
Corrente de saída da hidrólise (m₁₃)		
x _{amido}	0,01	-
m _{amido}	197,60	kg/batelada
x _{açúcares}	0,08	-
m _{açúcares}	1580,83	kg/batelada
Corrente de entrada de farinha da hidrólise (m₁₀)		
Corrente de entrada de água da hidrólise (m₁₁)		
x _{0amido}	0,08	-
m _{0amido}	1580,83	kg/batelada
x _{0açúcares}	0,01	-
m _{0açúcares}	197,60	kg/batelada
Q _{hidr_amido}	585,55	kW
m _{água quente}	16742,53	kg/batelada

Fonte: Autores (2023).

APÊNDICE A.3.2 - Balanço de massa e energia SSF (R-202 a R-204)

Os balanços de massa e energia para a etapa de sacarificação simultânea à fermentação têm base nos estudos e dados publicados por Risso (2014). O processo consiste em uma sacarificação e fermentação operadas em batelada empregando a levedura comercial *Saccharomyces cerevisiae* e mesma mistura enzimática utilizada no pré-tratamento de hidrólise Stargen 002.

A fim de estimar a conversão da reação, a cinética da reação foi modelada a partir dos dados experimentais obtidos por Risso. Primeiramente, os dados de concentração de etanol ao longo do tempo reacional foram coletados, através do software Web Plot Digitizer, e linearizados para determinar a ordem de reação, foram aplicadas linearizações para reações de ordem 0, 1 e 2, se apresentando como melhor ajuste a reação de ordem zero, através da metodologia apresentada por FOGLER, 1986.

Abaixo é apresentada a Tabela A8 com os dados experimentais de concentração dos açúcares redutores (AR) e de etanol ao longo do tempo reacional da sacarificação simultânea à fermentação, assim como a conversão experimental.

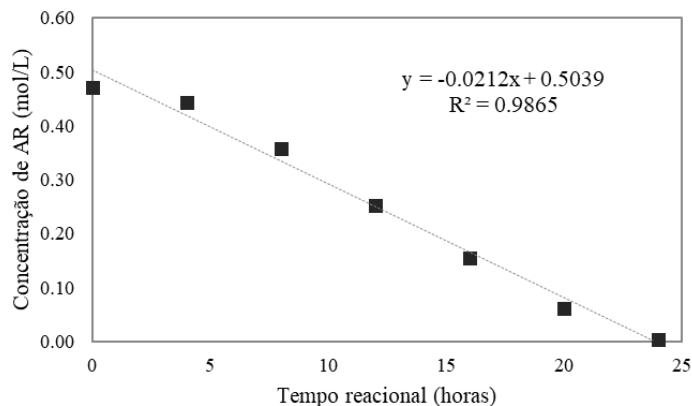
Tabela A8. Dados experimentais SSF.

Tempo reacional (h)	Concentração de AR (mol/L)	Concentração de Etanol (mol/L)	Conversão
0	0,472	0,000	0,000
4	0,444	0,071	0,059
8	0,359	0,250	0,240
12	0,253	0,421	0,464
16	0,155	0,569	0,671
20	0,062	0,705	0,869
24	0,004	0,812	0,992

Fonte: RISSO (2014).

Conforme abordado anteriormente, foram realizadas as linearizações para estimar a ordem da reação e o melhor ajuste foi a de reação de ordem 0, ilustrada na Figura A1 abaixo.

Figura A1. Ajuste da curva concentração de AR vs tempo de reação, para reação de ordem 0.



Fonte: Autores (2023).

Tal resultado era previamente esperado, pois tais reações catalisadas por enzimas começam com a ligação do substrato ao sítio ativo da enzima, levando à formação de um complexo enzima-substrato, e se o número de moléculas de enzima for limitado em relação às moléculas de substrato, a reação pode parecer de ordem zero.

Assim, modelando uma cinética de reação de ordem 0 conforme o equacionamento abaixo, foi estimada a constante cinética para o posterior cálculo da conversão de glicose em etanol nesta reação de fermentação.

$$\text{taxa de reação} = -\frac{d[AR]}{dt} = k [C_{AR}]^0 = k = \text{constante} \quad (\text{A. 27})$$

Rearranjando:

$$d[AR] = -k dt \quad (\text{A. 28})$$

Integrando a equação com os limites de concentração e em um intervalo de tempo:

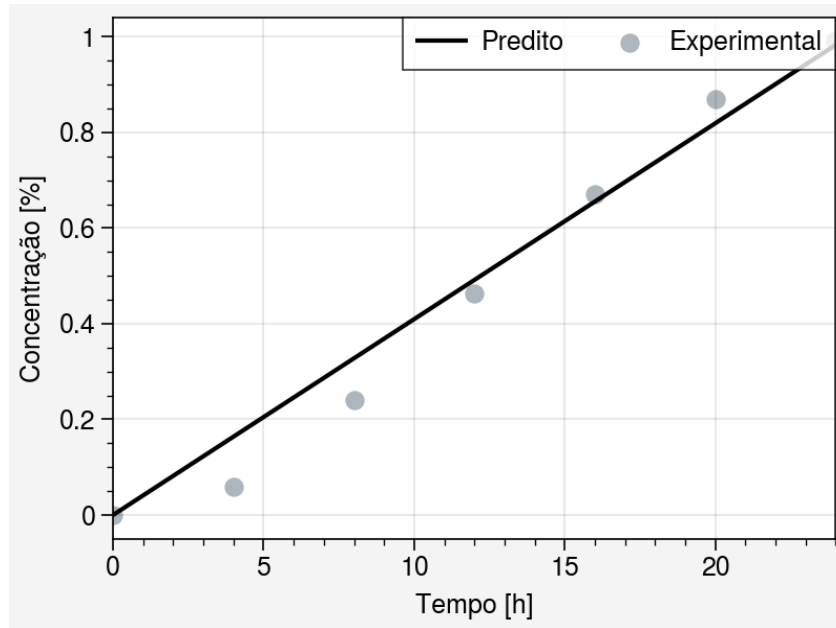
$$\int_{C_{0AR}}^{C_{AR}} d[AR] = - \int_0^t k dt \quad (\text{A. 29})$$

Isolando a concentração final de açúcares:

$$C_{AR} = -k t + C_{0AR} \quad (\text{A. 30})$$

Ajustando o modelo descrito acima para os dados coletados, obteve-se o seguinte ajuste, com um coeficiente de determinação (R^2) igual a 0,9757, apresentado na Figura A2 abaixo. A constante cinética estimada apresentou valor de $0,019 \text{ h}^{-1}$.

Figura A2. Ajuste da curva cinética da hidrólise.



Fonte: Autores (2023).

Com os dados ajustados, partiu-se da definição de conversão (X):

$$X = \frac{(C_{0_{AR}} - C_{AR})}{C_{0_{AR}}} \quad (A.31)$$

E combinando com a equação A.32 tem-se a equação para a conversão predita pelo modelo estruturado.

$$X_{predita} = \frac{k t}{C_{0_{AR}}} \quad (A.32)$$

Desta forma, a conversão da SSF (X_{SSF}) predita pelo modelo foi de 98%, tal resultado foi utilizado para os cálculos do balanço de massa.

Os equacionamentos dos respectivos balanços se encontram abaixo.

Balanço de massa para os açúcares redutíveis:

$$m_{açúcares} = m_{0_{açúcares}} - (m_{0_{açúcares}} \cdot X_{SSF}) \quad (A.33)$$

Abrindo os termos:

$$m_{16} \cdot x_{açúcares} = (m_{14} \cdot x_{0_{açúcares}}) - [(m_{14} \cdot x_{0_{açúcares}}) \cdot X_{SSF}] \quad (A.34)$$

Balanço de massa para o álcool:

$$m_{etanol} = m_{0_{etanol}} + (m_{0_{açúcares}} \cdot X_{SSF}) \quad (A. 35)$$

Abrindo os termos:

$$m_{16} \cdot x_{etanol} = (m_{14} \cdot x_{0_{etanol}}) + [(m_{14} \cdot x_{0_{etanol}}) \cdot X_{SSF}] \quad (A. 36)$$

Balço de massa para o dióxido de carbono:

$$m_{CO_2l} = m_{0_{CO_2}} + (m_{0_{CO_2}} \cdot X_{SSF}) \quad (A. 37)$$

Abrindo os termos:

$$m_{16} \cdot x_{CO_2} = (m_{14} \cdot x_{0_{CO_2}}) + [(m_{14} \cdot x_{0_{CO_2}}) \cdot X_{SSF}] \quad (A. 38)$$

As composições dos outros componentes seguem sem serem afetadas.

No cálculo do balanço de energia do processo SSF, considerou-se que o referido processo é exotérmico em toda sua duração, demandando, portanto, o emprego de água fria para refrigeração. Desta forma, foram utilizadas as mesmas equações adotadas para o cálculo do balanço de energia da hidrólise, conforme descrito no Apêndice A.3.1, juntamente com as equações A.39 e A.40. Os valores empregados para o cálculo do calor gerado pela geração de biomassa são referenciados de dados do simulador *open source* DWSIM®.

$$Q = Q_{reação} \quad (A. 39)$$

$$Q_{reação} = Q_{geração etanol} \cdot m_{etanol} \quad (A. 40)$$

Tabela A10. Dados das correntes do processo SSF.

Variável	Valor	Unidade
Corrente de saída da		
SSF (m₁₆)	18921,36	kg/batelada
x açúcares	0,002	-
m açúcares	37,84	kg/batelada
x etanol	0,08	-
m etanol	1513,71	kg/batelada
m CO₂	839,04	kg/batelada
x CO₂	1	-

Corrente de entrada da		
SSF (m_{13})	19760,40	kg/batelada
$x_{0_açucares}$	0,08	-
$m_{0_açucares}$	1580,83	kg/batelada
x_{0_etanol}	0	-
m_{0_etanol}	0	kg/batelada
m_{CO2}	0	kg/batelada
x_{CO2}	0	-
$Q_{reação}$	22,54	kW

Fonte: Autores (2023).

APÊNDICE A.4 - BALANÇO DE MASSA E ENERGIA ÁREA 300

APÊNDICE A.4. 1 - Balanço de massa e energia centrífuga (D-301)

A centrífuga funcionará continuamente tendo como corrente de entrada a corrente 16, que sai das dornas de fermentação. Para isto, ela irá processar o conteúdo completo de uma batelada (18921,36 kg) a cada 24 horas, o que se traduz em uma vazão de 788,39 kg/h. Quando se dá o esvaziamento completo da dorna, a mesma passa para a etapa de limpeza, enquanto um sistema de válvulas é acionado de modo a bombear o conteúdo de outra dorna à centrífuga.

Considerando-se que o único sólido solúvel no mosto são os açúcares redutores restantes, é possível determinar a fração mássica de sólido precipitado na corrente de entrada da centrífuga, conforme Equação A.41.

$$x_{sólidos, 16} = 1 - x_{H2O, 16} - x_{etanol, 16} - x_{AR, 16} \quad (A. 41)$$

A fração de sólidos determinada foi de aproximadamente 3%. Porém como não há a necessidade deste sólido sair 100% seco, tendo em vista a eficiência da centrífuga demandada para este processo, e comparando com processos semelhantes (ANDRITZ, 2022), assume-se que uma pequena fração da água permaneça na torta, assim como porventura, alguma fração de etanol. Com isto, considerando a permanência de 10% da água residual da corrente 16, com uma fração de 1% do etanol desta mesma corrente, pode-se calcular a vazão de saída inferior da centrífuga (corrente 20), pela Equação A.42.

$$m_{20} = m_{16} \cdot x_{\text{sólidos},16} + m_{16} \cdot 0,1 \cdot x_{H2O} + m_{16} \cdot 0,01 \cdot x_{\text{etanol}} \quad (A.42)$$

Pela equação global do balanço de massa para o equipamento (Equação A.43), obtêm-se a vazão de sobrenadante destinada ao destilador (corrente 17).

$$m_{17} = m_{16} - m_{20} \quad (A.43)$$

A Tabela A11 apresenta as vazões calculadas para cada uma das correntes.

Tabela A11. Dados das correntes da centrifugação.

Corrente	Grandeza	Unidade
m₁₆	18921,360	kg/batelada
X_{H2O,16}	0,887	-
X_{etanol,16}	0,083	-
X_{açúcares,16}	0,002	-
X_{sólidos,16}	0,028	-
m₁₇	17586,720	kg/batelada
X_{H2O,17}	0,906	-
X_{etanol,17}	0,092	-
X_{açúcares,17}	0,002	-
m₂₀	2173,640	kg/batelada
X_{H2O,20}	0,731	-
X_{etanol,20}	0,009	-
X_{sólidos,20}	0,260	-

Fonte: Autores (2023).

Para o balanço de energia da centrífuga neste processo, foi selecionada uma centrífuga do tipo *screen scroll*, com potência aproximada de 11 kW. De maneira simplificada, temos que o balanço de energia é dado pela Equação A.44.

$$E_{\text{consumida}} = E_{\text{calor}} + E_{\text{trabalho de eixo}} \quad (A.44)$$

A energia consumida pela centrífuga é a soma da energia dissipada pelo equipamento com a energia empregada em trabalho de eixo, responsável pela separação da corrente proveniente da fermentação. Para fins de simplificação, considera-se a centrífuga como ideal, ou seja, sem perdas de calor consideráveis ao ambiente, como já destacado no item 4.6.1.

APÊNDICE A.4.2 - Balanço de massa e energia destilador (T-301)

O destilador tem por objetivo separar a mistura entre etanol e água a fim de se obter etanol hidratado de acordo com as especificações da ANP. Para isto, utilizaram-se as condições operacionais dispostas na Tabela A12.

Tabela A12. Condições operacionais do destilador.

Fração mássica de etanol na entrada	0,094
Vazão mássica da entrada	732,76 kg/h
Pressão da entrada	1 atm
Temperatura da entrada	75 °C
Razão de refluxo	0.55
Razão de <i>boilup</i>	1.8
Número de pratos	18
Prato da alimentação	2

Fonte: Autores (2023).

Para a simulação, utilizou-se o software DWSIM com o *back-end* do software ChemSep para a modelagem de colunas de destilação. A escolha do pacote termodinâmico adequado é crucial para garantir resultados confiáveis na simulação. Nesse sentido, optou-se pela utilização do modelo semiempírico UNIFAC, que é amplamente utilizado na indústria química para a descrição de não-idealidades em equilíbrio líquido-vapor em sistemas multicomponentes. Com os parâmetros de operação, chegou-se nos valores dispostos na Tabela A13.

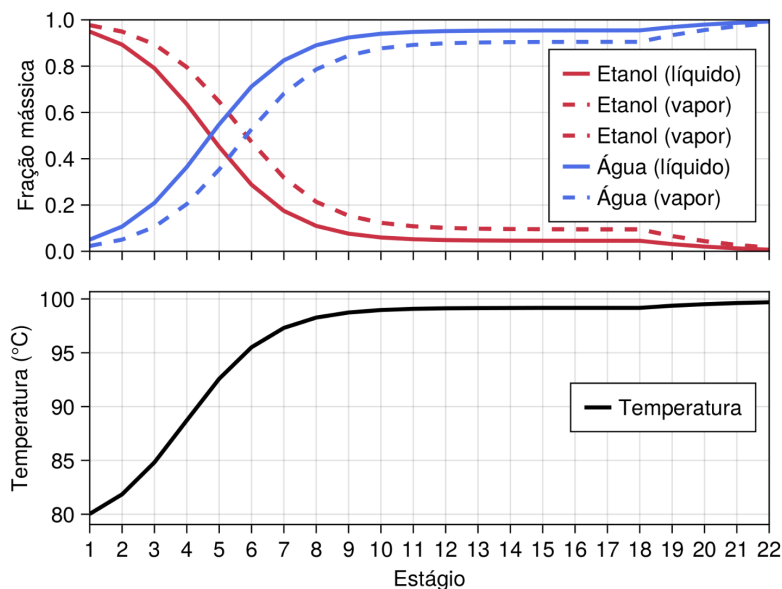
Tabela A13. Resultados da destilação.

Composição	Fundo	Topo
Etanol	4,81 kg/h (0,7%)	64.,6 kg/h (95%)
Água	660,47 kg/h (99,3%)	3,41 kg/h (5%)

Fonte: Autores (2023).

A Figura A3 mostra a variação da composição de etanol e água em ambas as fases em função do estágio de destilação. Além disso, tem-se a variação da temperatura ao longo do destilador, onde vemos que esta varia de 80 a 100 °C. Vale ressaltar que estes valores estão simulados para a operação em estado estacionário.

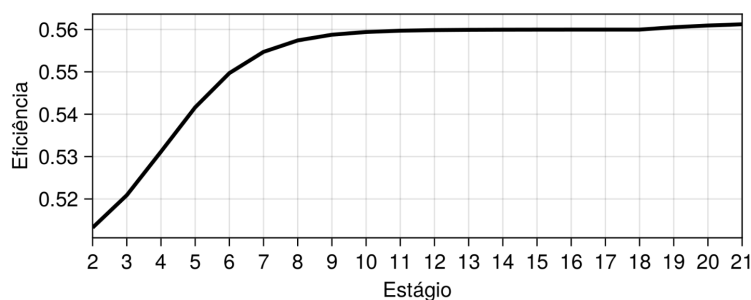
Figura A3. Relação entre a variação de temperatura e fração mássica nos estágios.



Fonte: Autores (2023).

Analisa-se também a eficiência de cada um dos pratos do destilador, utilizando a eficiência de (O'CONNELL, H. E, 1946). Os resultados estão dispostos na Figura A4.

Figura A4. Eficiência dos estágios.



Fonte: Autores (2023).

Para atender às especificações, optou-se pelo modelo do Anexo A.7.

APÊNDICE A.4.3 - Balanço de massa e energia reator de hidrólise proteica (R-301 a R-302)

Os balanços de massa e energia da etapa de hidrólise proteica são baseados nos dados e estudos publicados por Karnila et. al. (2020). O processo é constituído por 3 fases distintas, a saber: uma rampa de aquecimento até 55 °C (30 minutos) com a adição da enzima protease papaína que é responsável pela hidrólise de proteínas em seus monômeros, os quais são conhecidos como aminoácidos; manutenção da temperatura constante de 55°C ao longo de 4 horas; e, por fim, a mistura é destinada a um filtro.

O processo de hidrólise proteica enzimática, nessas condições, é retratado nos estudos de Karnila et. al. (2020). Desta forma, os valores de concentração de enzima e a conversão foram retirados do trabalho publicado por Karnila et. al. (2020). Tais informações estão dispostas na Tabela A14 a seguir.

Tabela A14. Dados do processo de hidrólise proteica.

Temperatura do processo	55 °C
Concentração de papaína	6 µL/g sólido
Tempo reacional	4 horas
Conversão	50,07 %

Fonte: Karnila et. al. (2020).

Balanço de massa para a proteína:

$$m_{proteína} = m_{0,proteína} - (m_{0,proteína} \cdot X_{hidrólise\ proteica}) \quad (A.45)$$

$$m_{22} \cdot x_{proteína} = (m_{20} \cdot x_{0,proteína}) - [(m_{20} \cdot x_{0,proteína}) \cdot X_{hidrólise\ proteica}] \quad (A.46)$$

Balanço de massa para os aminoácidos:

$$m_{amino} = m_{0,proteína} \cdot X_{hidrólise\ proteica} \quad (A.47)$$

$$m_{22} \cdot x_{amino} = (m_{20} \cdot x_{0,proteína}) \cdot X_{hidrólise\ proteica} \quad (A.48)$$

As composições dos outros componentes seguem sem serem afetadas.

A determinação da demanda de calor por batelada foi realizada mediante a aplicação das equações A.49, A.50, A.51.

$$Cp_{mistura} = \sum_{i=0}^{i=n} x_i Cp_i \quad \text{com } i = \text{água, proteína, farinha residual} \quad (\text{A. 49})$$

$$Q_{hidr\text{-}proteica} = m_x \cdot Cp \cdot \Delta T \quad (\text{A. 50})$$

$$Q_{hidr\text{-}proteica} = \lambda_{vapor} \cdot m_{vapor} \quad (\text{A. 51})$$

Os valores de cada uma das correntes e grandezas estão dispostos na Tabela A15.

Tabela A15. Dados das correntes do processo de hidrólise proteica.

Corrente	Grandeza	Unidade
m_{20}	2173,68	kg/batelada
m_{21}	1920,00	kg/batelada
m_{23}	4093,68	kg/batelada
$x_{\text{proteína}}$	0,01	-
$m_{\text{proteína}}$	44,62	kg/batelada
$m_{0 \text{ amino}}$	0,00	kg/batelada
x_{amino}	0,01	-
m_{amino}	44,62	kg/batelada
$Q_{\text{hidr.prot}}$	65,20	kW

Fonte: Autores (2023).

APÊNDICE A.4.4 - Balanço de massa filtração (F-301)

Após a etapa de hidrólise proteica, é necessário realizar a separação dos componentes para o posterior envase do biofertilizante. A corrente proveniente do reator é composta por uma fase líquida onde se encontram os aminoácidos solubilizados no meio e também por fibras não fermentescíveis e insolúveis. Abaixo é apresentado o balanço de massa para o equipamento filtrador.

$$\dot{m}_{\text{acumulada}} = \dot{m}_{\text{entra}} - \dot{m}_{\text{sai}} + \dot{m}_{\text{gerada}} - \dot{m}_{\text{consumida}} \quad (\text{A. 52})$$

Como o sistema não tem geração nem consumo de massa, o balanço resulta na seguinte expressão.

$$\dot{m}_{\text{acumulada}} = \dot{m}_{\text{entra}} - \dot{m}_{\text{sai}} \quad (\text{A. 53})$$

O acúmulo de material se dará pelo particulado, composto de fibras da batata doce. É possível observar na Tabela A16 os dados de acúmulo, entra e saída do filtro.

Tabela A16. Composição das correntes do filtro

Corrente	Vazão (kg/h)
$\frac{m}{m_{entrada}}$	170,57
$\frac{m}{m_{saída}}$	140,55
$\frac{m}{m_{acumulada}}$	30,02

Fonte: Os autores (2023)

APÊNDICE B - MEMORIAL DE CÁLCULO E DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS DAS UTILIDADES

APÊNDICE B.1 - ÁGUA QUENTE

APÊNDICE B.1.1 - Biorreator de hidrólise do amido (HA)

Para o aquecimento do biorreator de pré tratamento de hidrólise do amido, é utilizada uma corrente de água quente que circula dentro da camisa do reator. Os cálculos da demanda de água quente (80 °C) para o aquecimento deste sistema de 25 °C a 52 °C segue os equacionamentos a seguir:

$$m_{\text{água HA}} = (m_{11} + m_{12}) \cdot x_{\text{água HA}} \quad (B.1)$$

$$m_{\text{batata doce HA}} = (m_{11} + m_{12}) \cdot x_{\text{batata doce HA}} \quad (B.2)$$

$$Q_{\text{água HA}} = m_{\text{água HA}} \cdot Cp_{25} \cdot (52 - 25) \quad (B.3)$$

$$Q_{\text{batata doce HA}} = m_{\text{batata doce HA}} \cdot Cp_{\text{batata doce}} \cdot (52 - 25) \quad (B.4)$$

$$Q_{\text{hidrólise amido}} = Q_{\text{água HA}} + Q_{\text{batata doce HA}} \quad (B.5)$$

$$Q_{\text{hidrólise amido}} = m_{\text{água quente HA}} \cdot Cp_{80} \cdot (80 - 50) \quad (B.6)$$

Os resultados estão dispostos na Tabela B1. Temos que para uma batelada diária são necessários 2092,83 kg de água quente.

Tabela B1. Cálculo da água quente para hidrólise do amido.

Grandeza	Valor	Unidade
$m_{\text{água HA}}$	732,78	kg/h
$m_{\text{batata doce HA}}$	90,57	kg/h
$Q_{\text{água HA}}$	82836,0	kJ/h
$Q_{\text{batata doce HA}}$	5004,0	kJ/h
$Q_{\text{hidrólise amido}}$	87840,0	kJ/h
$m_{\text{água quente HA}}$	697,61	kg/h

Fonte: Autores (2023).

APÊNDICE B.1.2 - Biorreator de hidrólise proteica (HP)

De forma análoga ao sistema de hidrólise do amido, neste caso, também é utilizada uma corrente de água quente que circula dentro da camisa do reator. Os cálculos da demanda de água quente (80 °C) para o aquecimento deste sistema de 25 °C a 55 °C segue os equacionamentos a seguir:

$$m_{\text{água HP}} = m_{20} \cdot x_{\text{água HP}} \quad (B.7)$$

$$m_{\text{batata doce HP}} = m_{20} \cdot x_{\text{batata doce HP}} \quad (B.8)$$

$$m_{\text{proteína HP}} = m_{20} \cdot x_{\text{proteína HP}} \quad (B.9)$$

$$Q_{\text{água HP}} = m_{\text{água HP}} \cdot Cp_{25} \cdot (55 - 25) \quad (B.10)$$

$$Q_{\text{batata doce HP}} = m_{\text{batata doce HP}} \cdot Cp_{\text{batata doce}} \cdot (55 - 25) \quad (B.11)$$

$$Q_{\text{proteína HP}} = m_{\text{proteína HP}} \cdot Cp_{\text{proteína}} \cdot (55 - 25) \quad (B.12)$$

$$Q_{\text{hidrólise proteica}} = Q_{\text{água HP}} + Q_{\text{batata doce HP}} + Q_{\text{proteína HP}} \quad (B.13)$$

$$Q_{\text{hidrólise proteica}} = m_{\text{água quente HP}} \cdot Cp_{80} \cdot (80 - 50) \quad (B.14)$$

Os resultados estão dispostos na Tabela B2. Temos que para uma batelada diária são necessários 309,84 kg de água quente.

Tabela B2. Cálculo da água quente para hidrólise proteica.

Grandeza	Valor	Unidade
$m_{\text{água HP}}$	66,66	kg/h

$m_{\text{batata doce HP}}$	20,20	kg/h
$m_{\text{proteína HP}}$	3,71	kg/h
$Q_{\text{água HP}}$	8388,0	kJ/h
$Q_{\text{batata doce HP}}$	1260,0	kJ/h
$Q_{\text{proteína HP}}$	144,0	kJ/h
$Q_{\text{hidrólise proteica}}$	9792,0	kJ/h
$m_{\text{água quente HP}}$	77,46	kg/h

Fonte: Autores (2023).

APÊNDICE B.1.3 - Chuveiros

Com o propósito de determinar a quantidade de água quente e fria necessárias para atingir a demanda de água dos banhos à 40 °C, partiu-se para a realização de um balanço de energia, conforme as Equações B.16, B.17 e B.18. Este processo envolveu a utilização de água fria a 25°C e água quente a 80°C, tendo como base os calores específicos descritos na Tabela B3.

Segundo Macintyre (2010), um banho, na média consome 720 L/h de água, e, portanto, considerando um banho de duração de 15 minutos, para 40 funcionários, serão consumidos 7200 L/dia de água a 40°C, conforme calculado na Equação B.15.

$$m_{\text{água}_{40^{\circ}}} = \left(720 \frac{\text{L}}{\text{h}} \cdot \frac{15}{60} \text{h} \cdot 40\right) \times \rho_{\text{H}_2\text{O}} \quad (\text{B. 15})$$

$$Q_{\text{fria}} = Q_{\text{quente}} \quad (\text{B. 16})$$

$$m_{\text{fria}} \cdot Cp_{25} \cdot \Delta T_{\text{fria}} = m_{\text{quente}} \cdot Cp_{25} \cdot \Delta T_{\text{quente}} \quad (\text{B. 17})$$

$$m_{\text{fria}} = m_{\text{água}_{40^{\circ}}} - m_{\text{quente}} \quad (\text{B. 18})$$

A equação final obtida, isolando m_{quente} foi a Equação ana5, tendo como parâmetros e valores os dados da Tabela B3, onde também são apresentados os resultados. Temos que para os banhos diários são necessários 3266,21 kg de água quente.

$$m_{\text{quente}} = \frac{(m_{\text{água}_{40^{\circ}}} - m_{\text{quente}}) \cdot Cp_{25} \cdot \Delta T_{\text{fria}}}{Cp_{25} \cdot \Delta T_{\text{quente}}} \quad (\text{B. 19})$$

Tabela B3. Balanço de energia para a água dos chuveiros.

	Temperatura (°C)	Cp (kJ/kg K)	Vazão (kg/dia)
$m_{\text{água}_{40^{\circ}\text{C}}}$	40	4,1815	7200,00
m_{quente}	80	4,1969	3266,21
m_{fria}	25	4,1816	3933,79

Fonte: Autores (2023).

APÊNDICE B.1.4 - Sistema de lavagem

De acordo com a demanda do processo, na seleção do sistema de lavagem dos biorreatores do processo, escolheu-se um sistema semelhante ao CIP (*Cleaning-in-place*), baseado na circulação de água quente limpa dentro de equipamentos. O CIP é um processo utilizado em indústrias para a limpeza de equipamentos e tubulações, sem a necessidade de desmontá-los. A eficácia da limpeza depende, entre outros fatores, da temperatura da água utilizada no processo.

Conforme descrito por FORNI, 2007, em sistemas com escoamento externo, onde o fluido escoava pelas paredes de um tanque, é necessário garantir uma película de 2 mm na superfície do tanque. Para isso, é utilizada a Equação B.20, que leva em consideração o fator de sujidade (F_s) do tanque.

$$Q_{req} = \frac{F_s \cdot D_t \cdot \pi}{60000} \quad (B.20)$$

O valor de F_s é determinado de acordo com as condições de sujidade do tanque, sendo que um valor de 27 é utilizado para baixas condições de sujidade.

Tendo em vista o planejamento da produção exposto no item 4.2, diariamente, teremos a lavagem de um tanque de hidrólise de amido, um tanque de SSF, e um tanque de hidrólise proteica. Abaixo encontra-se a Tabela B4, com os dados e vazão total de água quente requerida para os 3 biorreatores que passarão por uma lavagem durante um dia.

Tabela B4. Determinação da vazão de água no sistema de lavagem.

Variável	Valor	Unidade
F_s	27	-
Σ Diâmetro tanques	2,9 + 2,9 + 1,9	m

Qreq	0,0109	m ³ /h
Qreq	39,1882	m ³ /dia

Fonte: Autores (2023).

APÊNDICE B.1.5 - Refeitório

Na indústria em questão, foram elencadas duas demandas de água quente para o refeitório, água para o cozimento de alimentos, e água para cubas do buffet (aquecimento dos alimentos) que estão detalhados na Tabela B5:

Tabela B. Demanda de água quente para o refeitório.

	Temperatura (°C)	Capacidade (kg/dia)
Cubas buffet	80	30
Água para cozimento	80	120
	Total	150

Fonte: Autores (2023).

APÊNDICE B.2 - VAPOR

APÊNDICE B.2.1 - Secador rotativo

Conforme disposto no Apêndice A.1.1, o secador rotativo de batata doce demanda uma alimentação de ar aquecido a 60 °C. Considerando a entrada de ar atmosférico a 25 °C, é necessário a utilização de vapor saturado proveniente de uma caldeira, para a realização deste aquecimento.

Primeiramente, tem-se o cálculo da demanda de vapor para elevar a temperatura do ar atmosférico conforme o equacionamento a seguir. Partindo da vazão de ar seco, F_a , calculada no Apêndice A.1.1 pela Equação A.8, pode-se calcular a vazão de ar atmosférico necessária, considerando a umidade do ar $Y_0 = 0,0058 \text{ kg}_{\text{água}}/\text{kg}_{\text{ar seco}}$.

$$m_{\text{ar secador}} = m_{\text{ar seco}} + m_{\text{ar seco}} \cdot Y_0 \quad (\text{B. 21})$$

$$Q_{\text{ar secador}} = m_{\text{ar seco}} \cdot Cp_{25} \cdot (60 - 25) \quad (\text{B. 22})$$

$$Q_{\text{ar secador}} = m_{\text{vapor secador}} \cdot \lambda_{\text{vapor}} \quad (\text{B. 23})$$

$$m_{\text{diária vapor secador}} = m_{\text{vapor secador}} \cdot t_{\text{secagem}} \quad (\text{B. 24})$$

A Tabela B6 contém os valores dos parâmetros e resultados. Temos que para a secagem diária são necessários 0,032 kg de vapor.

Tabela B6. Cálculo de vapor para o secador.

Grandeza	Valor	Unidade
$m_{\text{ar secador}}$	0,614	kg/h
$Q_{\text{ar secador}}$	21,62	kJ/h
$m_{\text{vapor secador}}$	0,01	kg/h
t_{secagem}	3,22	h
$m_{\text{vapor diário secador}}$	0,032	kg/dia

Fonte: Autores (2023).

APÊNDICE B.2.2 - Pré aquecimento do destilador

Conforme disposto no Apêndice A.4.2, a mistura destinada ao destilador, é previamente aquecida a uma temperatura de 75 °C a fim de melhorar a eficiência. Considerando que a mistura da corrente 17 está inicialmente a 25 °C, é necessário a utilização de vapor saturado proveniente de uma caldeira, para a realização do aquecimento.

Primeiramente, tem-se o cálculo da demanda de vapor para elevar a temperatura da corrente conforme o equacionamento a seguir. Como a composição da corrente 17 é majoritariamente água e etanol, apenas esses dois componentes foram considerados para o cálculo do vapor necessário.

$$m_{\text{água destilador}} = m_{17} \cdot x_{17 \text{ água}} \quad (B. 25)$$

$$m_{\text{etanol destilador}} = m_{17} \cdot x_{17 \text{ etanol}} \quad (B. 26)$$

$$Q_{\text{água destilador}} = m_{\text{água destilador}} \cdot Cp_{25} \cdot (75 - 25) \quad (B. 27)$$

$$Q_{\text{etanol destilador}} = m_{\text{etanol destilador}} \cdot Cp_{\text{etanol}} \cdot (75 - 25) \quad (B. 28)$$

$$Q_{\text{preheat destilador}} = Q_{\text{água destilador}} + Q_{\text{etanol destilador}} \quad (B. 29)$$

$$Q_{\text{preheat destilador}} = m_{\text{vapor destilador}} \cdot \lambda_{\text{vapor}} \quad (B. 30)$$

A Tabela B7 contém os valores dos parâmetros e resultados. Temos que para 24 horas de destilação são necessários 1482,48 kg de vapor.

Tabela B7. Cálculo de água vapor para pré-aquecimento do destilador.

Grandeza	Valor	Unidade
m água destilador	663,90	kg/h
m etanol destilador	68,89	kg/h
Q água destilador	138954,0	kJ/h
Q etanol destilador	407,8	kJ/h
Q preheat destilador	139361,8	kJ/h
m vapor preheat	61,77	kg/h

Fonte: Autores (2023).

APÊNDICE B.2.3 - Tanques de água quente (TK-401 a TK-407)

No Apêndice B.1 foram calculadas todas as demandas de água quente para a indústria em questão. Tal demanda de água será proveniente de tanques de água quente com a temperatura necessária.

Com base em cada demanda individual, serão dimensionados três reservatórios de água quente, de forma exposta na Tabela B8:

Tabela B8. Detalhamento tanques de água quente

	Demandas	Temperatura (°C)	Capacidade (m³)
Tanque Lavagem	Sistema lavagem		
	biorreatores	40	40
Tanque Auxiliar	Chuveiros +		
	Refeitório	80	3,5
Tanque Indústria	Tanques de hidrólise	80	20

Fonte: Autores (2023).

Os cálculos da demanda de vapor para o aquecimento de cada tanque de água, partindo de uma temperatura inicial de 25 °C foram realizados seguindo o mesmo equacionamento abaixo:

$$Q_{Tanque} = Capacidade [kg] \cdot Cp_{25} \cdot (T - 25) \quad (B.31)$$

$$m_{vapor\ tanque} = Q_{Tanque} \div \lambda_{vapor} \quad (B.32)$$

A demanda de vapor de cada tanque está disposta na Tabela B9 a seguir.

Tabela B9. Demanda de vapor dos tanques de água quente

	Temperatura (°C)	Capacidade (m ³)	Demanda de vapor (kg/dia)
Tanque Lavagem	40	40	1223,13
Tanque Auxiliar	80	3,5	210,63
Tanque Indústria	80	20	2046,3

Fonte: Autores (2023).

APÊNDICE B.2.4 - Equipamentos Refeitório e Lavanderia

Além das demandas abordadas previamente nos itens anteriores, foram elencadas as demais demandas de vapor de outros equipamentos extras ao processo, como: panelas e lava-louças no refeitório, lavadora, secadora e calandra de roupas na lavanderia.

Os cálculos foram realizados, considerando o número de funcionários, planejamento da produção, necessidade da indústria e com base nas especificações dos equipamentos escolhidos para cada função. As demandas individuais estão dispostas nas Tabelas B10 - B13, a seguir.

Tabela B10. Demanda de vapor da lava-louças do refeitório

Consumo (kg/h)	80
Ciclos	1
Tempo de Ciclo (h)	0,5
Vapor total da lava-louças (kg)	40

Fonte: Autores (2023).

Tabela B11. Demanda de vapor da lavadora de roupas.

nº uniformes	40
peso (kg)	1
capacidade	60
vapor (kg/h)	35
tempo lavagem (h)	0,5
Vapor total da lavagem (kg/dia)	17,5

Fonte: Autores (2023).

Tabela B12. Demanda de vapor da secadora de roupas.

n° uniformes	40
peso (kg)	1
capacidade	40
vapor (kg/h)	45
tempo lavagem (h)	0,5
Vapor total da secagem (kg/dia)	22,5

Fonte: Autores (2023).

Tabela B13. Demanda de vapor da calandra de roupas.

n° uniformes	40
peso (kg)	1
capacidade	25
vapor (kg/h)	10
tempo ciclo (h)	1
Vapor total da calandragem (kg/dia)	20

Fonte: Autores (2023).

Somando todos os valores tem-se uma demanda total de vapor de 100 kg/dia para estas atividades.

APÊNDICE B.2.5 - Reboiler

Como apresentado no Apêndice A.4.2, o destilador foi dimensionado e simulado com o auxílio do software DWSIM com o *back-end* do *software* ChemSep. Com os parâmetros de operação, chegou-se no valor de 150,053 kW (540.190,80 kJ/h) para o calor que deve ser fornecido ao reboiler. Portanto seguiu-se o cálculo abaixo para encontrar o valor da demanda de vapor para esse sistema.

$$m_{\text{vapor reboiler}} = Q_{\text{reboiler}} \div \lambda_{\text{vapor}} \quad (B.33)$$

Como resultado, tem-se que a demanda de vapor é de 239,45 kg vapor/h, ou seja, 5746,71 kg de vapor diariamente.

APÊNDICE B.3 - ÁGUA FRIA

Para redução de custos com água fria, pretende-se implementar um sistema de captação de água da chuva, considerando o alto potencial das instalações, como pode ser observado na Tabela B14:

Tabela B14. Dados para coleta de água pluvial.

Potencial de coleta para cisterna		
	Dimensão (m²)	Potencial (m³)
Área industrial	331,2	36,42
Área dos silos	114,37	12,58
Posto de combustível	239,2	26,31
Tanques de armaz. água	128,68	14,15
Sala de máquinas	92,07	10,12
Total	905,52	99,58

Fonte: Autores (2023)

Assim, para a instalação de calhas, serão utilizados 72,8 metros de calhas para a área industrial, 49,57 metros de calha para os silos, 62,8 metros de calha para a área de bombas de combustível. A Tabela B15 compreende os valores necessários para o transporte de água.

Tabela B15. Metragem das calhas.

	Dimensão (m)
Área industrial	72,8
Área dos silos	49,57
Área da sala de máquinas	42,88
Tanques de captação	80,42
Posto de combustível	62,8
Total	308,47

Fonte: Autores (2023)

Portanto, para fins de armazenamento será instalada uma cisterna com capacidade de armazenamento para 2 meses de água, considerando a média pluvial da região, como já especificado no texto.

Para o sistema de armazenamento de água, considerando a demanda de água de 249,06 m³/dia para o processo, já descontando o que será economizado com a coleta de água da chuva, serão utilizados 3 tanques de armazenamento de 108 m³, 3 tanques de 20 m³ e 1 tanque de 6 m³. Na Tabela B16 é apresentada a relação da quantidade de tanques para armazenamento de água. A cisterna e os tanques foram escolhidos conforme a necessidade de água e estão apresentados no Anexo C.6 e C.7.

Tabela B16. Tanques de Armazenamento.

	Volume (m³)	Quantidade
Cisterna	108	1
Tanque 1	108	3
Tanque 2	20	3
Tanque 3	6	1

Fonte: Autores (2023)

Para a captação de água proveniente dos poços artesianos, será utilizada uma bomba submersa, à qual se diferencia das demais bombas pela capacidade de sucção. A bomba submersa será responsável por transportar 10,37 m³/hora com uma potência de 3kW e está apresentada no Anexo C.5.

APÊNDICE B.4 - DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS DE PROCESSO

APÊNDICE B.4.1 - Silo (L-101)

O silo de armazenamento de farinha de batata-doce deverá armazenar quantidade necessária para garantir o funcionamento da indústria por 90 dias, visto que há baixa disponibilidade de matéria prima de julho a setembro. Dessa forma, tem-se que o volume máximo de batata-doce a ser armazenado é dado pela Equação B.34.

$$V_{máx} = \frac{d \cdot m}{\rho_s} \quad (B.34)$$

Onde d é a quantidade de dias para qual o armazenamento deve ter disponibilidade, m é a massa diária necessária para o funcionamento do processo, e ρ_s é a densidade aparente da batata-doce. Os valores das variáveis são de 150 dias, cerca de 2420 kg de batata-doce seca/dia, e 460 kg/m³. Dessa forma, tem-se que o volume máximo de 789,13 m³. Visando a compra e possíveis mudanças de necessidade, opta-se por comprar um silo de 792,20 m³. Dessa forma, optou-se pelo modelo SAT 1108 da empresa Tecsol.

Já para o silo de armazenamento de batata-doce in natura, considera-se que este deverá armazenar menor volume que os silos de farinha, visto que as etapas de secagem e moagem são relativamente rápidas. Dessa forma, considerou-se que as dimensões dos silos devem ser suficientes para abastecer 10 dias, totalizando cerca de 60 m³ de sólidos. Portanto, optou-se pelo modelo SAT 0404 da empresa Tecol.

APÊNDICE B.4.2 - Compressor (L-101)

Para o transporte pneumático, deve-se levar em consideração a densidade da farinha, que se aproxima de 0,46 g/cm³ (PATRIA A., et. al., 2013), a velocidade média do ar na tubulação e a potência do compressor, para garantir que o mesmo tenha capacidade de levar a matéria prima até o tanque de hidrólise. A velocidade para transporte de grãos varia entre 25 e 50 m/s (TRENDS, 2019).

Fazendo uso de cartas para dimensionamento da vazão (UFBA, 2015), determinou-se que a demanda de ar é de 13 m³/min. Através da velocidade de ar e da vazão, foi possível determinar o diâmetro da tubulação, sendo este igual a 0,105 m.

APÊNDICE B.4.3 - Trocadores de calor (E-101 e E-301)

Para o aquecimento do ar que entra no secador, será necessário dimensionar um trocador de calor do tipo casco tubo, de acordo com o balanço de energia descrito no Apêndice A.1.1. Dessa forma, tem-se que a área do trocador de calor, A , é dada pela Equação B.35. Nesta, U é o coeficiente global de troca térmica, Q é o calor para efetuar a secagem, T_s e T são a temperatura do vapor e a temperatura do ar de entrada, respectivamente (MAROULIS, Z. B., 2003).

$$Q_{secador} = U \cdot A \cdot (T_s - T) \quad (B. 35)$$

A partir desta equação, determina-se A a partir dos valores Q como 86,35 kW, T_s como 160 °C, T como 60 °C, e U como 0,1 kW/m²/K (MAROULIS, Z. B., 2003). Desta forma, obtêm-se que A é de 8,6 m².

Um outro trocador de calor do tipo casco tubo também deve ser dimensionado para realizar o pré-aquecimento da corrente de entrada do destilador. O dimensionamento deste trocador segue o método do uso da média logarítmica das diferenças de temperaturas, conforme a Equação B.36 abaixo.

$$Q_{preheat\ destilador} = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \quad (B. 36)$$

O coeficiente global de troca térmica (U) é uma medida importante na transferência de calor em sistemas de troca térmica. Ele é definido pela relação entre a taxa de transferência de calor ($Q_{preheat\ destilador}$) e a diferença de temperatura média logarítmica (ΔT_{ml}) multiplicado pela área de troca térmica (A). Neste cálculo, assumimos um valor de 1500 W/K.m² (MENEZES, 2011) para o coeficiente global de troca térmica, visto que mais de 90% em massa, da composição da corrente do fluido frio é água e vapor d'água como fluido quente. A temperatura média logarítmica, por sua vez, é obtida através da Equação B.37.

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} \quad (B. 37)$$

Onde ΔT_2 é a diferença entre a temperatura de saída do fluido quente e a temperatura de entrada do fluido frio e ΔT_1 é a diferença entre a temperatura de entrada do fluido quente e a temperatura de saída do fluido frio. As temperaturas de entrada e saída das correntes a passarem pelo processo de transferência de calor e as áreas de troca térmica dos trocadores são apresentadas na Tabela B17.

Tabela B17. Dimensionamento dos trocadores de calor.

Operação	Código	T inicial (°C)	T final (°C)	A (m²)
Secador	E - 101	25	60	8,60
Pré aquecimento do destilador	E - 301	25	75	11,12

Fonte: Autores (2023).

APÊNDICE C - DIMENSIONAMENTO DE TUBULAÇÕES

APÊNDICE C.1 - DIMENSIONAMENTO DE TUBULAÇÕES DO PROCESSO

Optou-se por adotar dois métodos distintos para dimensionar a tubulação do processo, visando maior conveniência. Para algumas tubulações, utilizou-se o método 1, que consiste em selecionar uma velocidade do fluido dentro do intervalo recomendado de 0,6 a 3,5 m/s. A partir dessa velocidade, calculou-se o diâmetro da tubulação (Equação C.1) e, em seguida, selecionou-se o diâmetro nominal do tubo (NPS) mais apropriado para esse cálculo. É importante destacar que esse método requer o conhecimento prévio das propriedades das correntes.

$$D_i \approx \sqrt{\frac{4(m/\rho)}{v\pi}} \quad (C.1)$$

O método 2 é adotado devido à impossibilidade de acessar experimentalmente as propriedades das correntes utilizadas. Portanto, propõe-se a utilização de uma faixa de densidade ou viscosidade cinemática adequada ao dimensionamento correto da tubulação. Para isso, estabeleceu-se uma restrição de velocidade (de 0,6 m/s a 3,5 m/s) para determinar esses parâmetros. Dessa forma, define-se o diâmetro nominal (NPS) da tubulação de maneira arbitrária e, uma vez que os graus de liberdade do sistema são eliminados, determina-se a faixa operacional. Com a aplicação desse método, as tubulações estarão em conformidade com as normas, desde que a densidade esteja entre 700 e 3500 kg/m³. É importante ressaltar que é necessário obter antecipadamente as propriedades para a implementação do projeto.

A Tabela C1 apresenta os trechos das tubulações, com respectivos valores de NPS, vazão e velocidade.

Tabela C1. Trechos e respectivas especificações para tubulações do processo

Trecho	Equivalência	Corrente	Vazão máxima (kg/h)	NPS (-)	Velocidade (m/s)	Método
P1	1→2	Farinha	2624,71	1	2,84	1
P2	3→4					
P2	4→5a	Produto da hidrólise do amido	19760,36	2	-	2
P2	4→5b					
P3	4→7					

P5	7a→8					
P6	7b→8					
P6	8→10	Produto da fermentação	823,35	1/2	-	2
P7	9→10					
P7	10→11					
P8	12→13a					
P9	13a→13b	Aminoácidos	90,57	1	-	2
P10	14a→14b	Hidrolisado proteico	1023,41	1/2	-	2
P11	14b→15					
P12	16→18					
P13	19→20	Etanol e água	732,78	1/4	3,04	1
P14	21→22	EHC	67,5	1/4	0,68	1

Fonte: Autores (2023).

APÊNDICE C.2 - DIMENSIONAMENTO DE TUBULAÇÕES DO VAPOR

Para dimensionamento das tubulações de vapor, utilizou-se um método similar ao apresentado no APÊNDICE C.1. No entanto, utilizou-se as propriedades do vapor saturado a 160 °C e 1 atm. As especificações estão apresentadas na Tabela C2.

Tabela C2. Trechos e respectivas especificações para tubulações de vapor.

Trecho	Equivalência	Vazão máxima (kg/h)	NPS (-)	Velocidade (m/s)
V1	1→2	652,23	5	25,13
V2	2→4	507,23	5	19,55
V3	3→5	267,78	3	27,93
V4	5→8	0,01	1/8	0,41
V5	5→10	267,77	3	27,93
V6	9→12	206	3	21,49
V7	12→14	80	3/2	30,23
V8	11→15	90	2	20,7
V9	15→16	90	2	20,7
V10	16→20	90	2	20,7
V11	19→22	90	2	20,7
V12	21→24	90	2	20,7
V13	2→25	145,00	5/2	23,38
V14	25→26	50,96	5/4	26,23
V15	26→27a	50,96	5/4	26,23
V16	26→27b	50,96	5/4	26,23
V17	26→28	50,96	5/4	26,23
V18	28→29a	50,96	5/4	26,23
V19	28→29b	50,96	5/4	26,23
V20	25→32	85,26	2	19,61
V21	31→34	85,26	2	19,61
V22	30→37	8,78	3/8	35,7

Fonte: Autores (2023).

APÊNDICE C.3 - DIMENSIONAMENTO DE TUBULAÇÕES DE ÁGUA QUENTE

Similarmente, o dimensionamento das tubulações para água quente foi realizado levando em consideração as propriedades da água pura a 80 °C e 1 atm. É importante observar que, para os trechos AQ1-7, a velocidade do fluxo não atende às especificações. No entanto, argumenta-se que essas correntes são utilizadas para a limpeza dos tanques, não sendo de grande importância para o projeto. O diâmetro nominal (NPS) para os respectivos trechos estão apresentados no Quadro C1.

Quadro C1. Trechos e respectivas especificações para tubulações de água quente.

Trecho	Equivalência	Vazão máxima (kg/h)	NPS (-)	Velocidade (m/s)
AQ1	1a/b→3	10,89	1/8	0,1
AQ2	1c/d→3			
AQ3	3→6			
AQ4	6→7a			
AQ4	6→7b			
AQ5	6→8			
AQ6	8→10			
AQ7	9→11			
AQ7	8→14			
AQ7	13→16			
AQ8	17→19	775,07	1/4	3,33
AQ9	19→20	697,61	1/4	2,99
AQ10	19→23	77,46	1/8	0,6
AQ11	22→25			
AQ12	26→31	400	1/4	1,72
AQ13	31→32			
AQ14	32→33			
AQ15	31→35			
AQ16	35→36			

Fonte: Autores (2023).

APÊNDICE C.4 - DIMENSIONAMENTO DE TUBULAÇÕES DE ÁGUA FRIA

Similarmente ao método empregado para as outras tubulações, utilizou-se os valores de propriedades para a água a 25 °C para o dimensionamento. Vale ressaltar que, para este caso, a demanda de vazão era baixa, conseqüentemente resultando em uma baixa velocidade de escoamento. O diâmetro nominal para os respectivos trechos está apresentado no Quadro C2.

Quadro C2. Trechos e respectivas especificações para tubulações de água fria.

Trecho	Equivalência	Vazão máxima (m³/h)	NPS (-)	Velocidade (m/s)
AF1	1→3	12000	3/2	2,54
AF2	3→4			
AF3	4→5			
AF4	5→6			
AF5	6→7			
AF6	7→9			
AF7	9→10			
AF8	7→12			
AF9	12→13			
AF10	14a→15	16,15	1/8	0,12
AF11	14b→15			
AF12	15→17			

AF13	16a→17			
AF14	16b→17			
AF15	17→26			
AF16	18→21			
AF17	20→23			
AF18	22→25			
AF19	24→26			
AF20	26→28			
AF21	28→30			
AF22	29→32			
AF23	31→34			
AF24	28→35	1,83	1/8	0,01
AF25	35→37			
AF26	36→39			
AF27	38→41			
AF28	40→43			
AF29	35→45	9,78	1/8	0,07
AF30	44→46			
AF31	46→49	4,54	1/8	0,03

AF32	48→51			
AF33	50→53			
AF34	47→55			
AF35	55→57			
AF36	46→59			
AF37	59→60a			
AF38	59→60b			
AF39	59→62			
AF40	58→64			
AF41	63→67			
AF42	66→69			
AF43	65→70			
AF44	70→73			
AF45	72→75			
AF46	74→77			
AF47	77→78			
AF48	78→79			
AF49	79→80			
AF50	76→82			

AF51	82→83			
AF52	81→85			
AF53	85→86			
AF54	84→88			
AF55	88→89			
AF56	89→90			
AF57	90→91			
AF58	55→94			
AF59	93→97			
AF60	70→98			
AF61	98→100			
AF62	98→101			
AF63	101→102			
AF64	102→103			
AF65	103→104			
AF66	104→107			
AF67	106→109			
AF68	108→112			

Fonte: Autores (2023).

APÊNDICE C.5 - DIMENSIONAMENTO DE BOMBAS

Para o dimensionamento das bombas, é necessário calcular a diferença de pressão do fluido ao longo da tubulação. Para isso, utiliza-se a Equação C.2.

$$\Delta P = \frac{K_{total} \rho v^2}{2} + \rho g \Delta H \quad (C. 2)$$

Onde, para cada acessório, e para toda a tubulação, tem-se os respectivos fatores de atrito K . Estes levam em consideração o material da tubulação, e diversas características dos acessórios utilizados. Dadas as correlações abaixo, temos os fatores de atrito para as tubulações, para as entradas (RENNELS, D. C., & HOBART M. H., 2012), saídas (RENNELS, D. C., & HOBART M. H., 2012), válvula globos (CRANE CO., 2009), e curvas suaves de 90 graus (RENNELS, D. C., & HOBART M. H., 2012), respectivamente. Outras correlações foram utilizadas de Bell (FLUIDS, 2023).

$$K_{tubulação} = \frac{f_d L}{D_i} \quad (C. 3)$$

$$K_{entrada} = 0,57 \quad (C. 4)$$

$$K_{saída} = 1 \quad (C. 5)$$

$$K_{globo} = 340 f_d \quad (C. 6)$$

$$K_{curva} = f_d 450 + (0,1 + 2,4 f_d) \text{sen}(45^\circ) \quad (C. 7)$$

Portanto, o fator de atrito total é dado por:

$$K_{total} = K_{tubulação} + K_{entrada} + K_{saída} + n_{globo} K_{globo} + n_{curva} K_{curva} \quad (C. 8)$$

Após isso, a potência necessária para a bomba é calculada utilizando a Equação C.9, onde a eficiência da bomba (representada por ϵ) é assumida como 0,6, um valor comumente utilizado comercialmente. No entanto, nos casos em que a potência exigida fosse inferior a 1 cv, optou-se por utilizar bombas de 1 cv. Em casos onde a potência da bomba resultou em valores fracionados, optou-se por arredondar o valor para cima.

$$\dot{W} = \frac{Q \Delta P}{\epsilon} \quad (C. 9)$$

Vale ressaltar que, para o dimensionamento das bombas, levou-se em consideração apenas o trecho que apresenta a maior perda de carga. Dessa forma, assegura-se que todos os pontos terão a vazão suficiente.

Os Quadros C3 - C5 apresentam as bombas utilizadas para cada trecho do processo, para a água quente, e fria, respectivamente. No caso da água fria, a decisão foi dimensionar a bomba a partir do ponto 26, uma vez que antes desse ponto a água é obtida por meio da motobomba do poço.

Quadro C3. Bombas utilizadas para trechos do processo.

Trecho	Equivalência	ΔZ (cm)	Comprimento total (cm)	Vazão máxima (kg/h)	Acessórios	Potência da bomba (hp)	ΔP (m.c.a.)
P1	1→2	0	420	2624,71	-	-	-
P2	3→4	520	1318	19760,36	1 válvula três vias (180°), 3 curvas, 1 saída	10	58
P2	4→5a						
P2	4→5b						
P3	4→7						
P5	7a→8	520	1182	823,35	1 válvula, 2 têes (90°), 2 curvas, 1 saída	5	334
P6	7b→8						
P6	8→10						
P7	9→10						
P7	10→11						
P8	12→13a	-10	408	90,57	-	-	-
P9	13a→13b						
P10	14a→14b	200	645	1023,41	1 válvula, 1 tê (180°), 2 curvas, 1 filtro	1	7
P11	14b→15						
P12	16→18	-55	1486,5	732,78	5 curvas	1	7
P13	19→20						
P14	21→22	-2500	5900	67,5	-	-	-

Fonte: Autores (2023).

Quadro C4. Bombas utilizadas para trechos de transporte de água quente.

Trecho	Equivalência	ΔZ (cm)	Comprimento total (cm)	Vazão máxima (kg/h)	Acessórios	Potência da bomba (cv)	ΔP (m.c.a.)
AQ1	1a/b→3	-130	4083,5	10,89	2 válvulas, 1 tê (180°), 2 curvas	1	8
AQ2	1c/d→3				2 válvulas, 1 tê (90°), 3 curvas		
AQ3	3→6				1 curva, 1 tê (90°), 1 válvula		
AQ4	6→7a				1 curva, 1 tê (180°), 2 tê (90°), 1 válvula		
AQ4	6→7b				1 curva, 2 tê (180°), 1 tê (90°), 1 válvula		
AQ5	6→8				3 curvas, 1 tê (180°), 2 tê (90°), 1 válvula		
AQ6	8→10				4 curvas, 2 tê (180°), 1 tê (90°), 1		

					válvula		
AQ7	9→11				2 válvulas,		
AQ7	8→14				1 curva, 1 tê (90°), 1 válvula		
AQ7	13→16				2 curvas, 1 tê (180°), 1 tê (90°), 1 válvula		
AQ8	17→19			775,07	3 curvas, 2 têes (180°), 1 válvula		
AQ9	19→20			697,61	3 curvas		
AQ10	19→23	0	3882	77,46	2 curvas, 2 têes (90°), 1 válvula	1	23
AQ11	22→25			77,46	3 curvas, 1 tê (90°), 1 tê (180°), 1 válvula		
AQ12	26→31				3 curvas, 1 tê (90°), 1 tê (180°), 1 válvula		
AQ13	31→32	-52	5034	136,09	4 curvas, 2 têes (180°), 1 válvula	1	19
AQ14	32→33				-		
AQ15	31→35				-		

AQ16	35→36				-		
------	-------	--	--	--	---	--	--

Fonte: Autores (2023).

Quadro C5. Bombas utilizadas para trechos de transporte de água fria.

Trecho	Equivalência	ΔZ (cm)	Comprimento total (cm)	Vazão máxima (m ³ /h)	Acessórios	Potência da bomba (cv)	ΔP (m.c.a.)
AF1	1→3	272	1111	12000	1 indicador/r egistro, 4 curvas, 5 tês (180°), 1 tê (90°), 1 saída.	-	-
AF2	3→4	0	351				
AF3	4→5	0	400				
AF4	5→6	0	400				
AF5	6→7	0	440				
AF6	7→9	0	500				
AF7	9→10	0	720				
AF8	7→12	0	900				
AF9	12→13	0	720				

AF10	14a→15	0	40	16,15	1 curva, 3 tês (180°), 1 tê (90°).	-	-
AF11	14b→15	0	40				
AF12	15→17	0	720				
AF13	16a→17	0	40				
AF14	16b→17	0	40				
AF15	17→26	0	694,2				
AF16	18→21	0	440				
AF17	20→23	0	440				
AF18	22→25	0	440				
AF19	24→26	0	125,8				
AF20	26→28	0	546	1,83	4 curvas, 3 tês (180°), 2 tês (90°), 1 saída.	1	14
AF21	28→30	40	215				
AF22	29→32	0	307				
AF23	31→34	0	307				
AF24	28→35	0	267				
AF25	35→37	40	215				
AF26	36→39	0	307				
AF27	38→41	0	307				

AF28	40→43	0	297,5				
AF29	35→45	1880	3108	9,78			
AF30	44→46	0	157	4,54	8 curvas, 3 tês (90°), 11 tês (180°), 1 saída.		
AF31	46→49	0	632,5				
AF32	48→51	0	258				
AF33	50→53	0	258				
AF34	47→55	0	1192				
AF35	55→57	-370	942				
AF36	46→59	-100	373,5				
AF37	59→60a	0	40				
AF38	59→60b	0	40				
AF39	59→62	0	410				
AF40	58→64	-170	485				
AF41	63→67	0	1251,5				
AF42	66→69	0	443				
AF43	65→70	-240	410				
AF44	70→73	0	630				

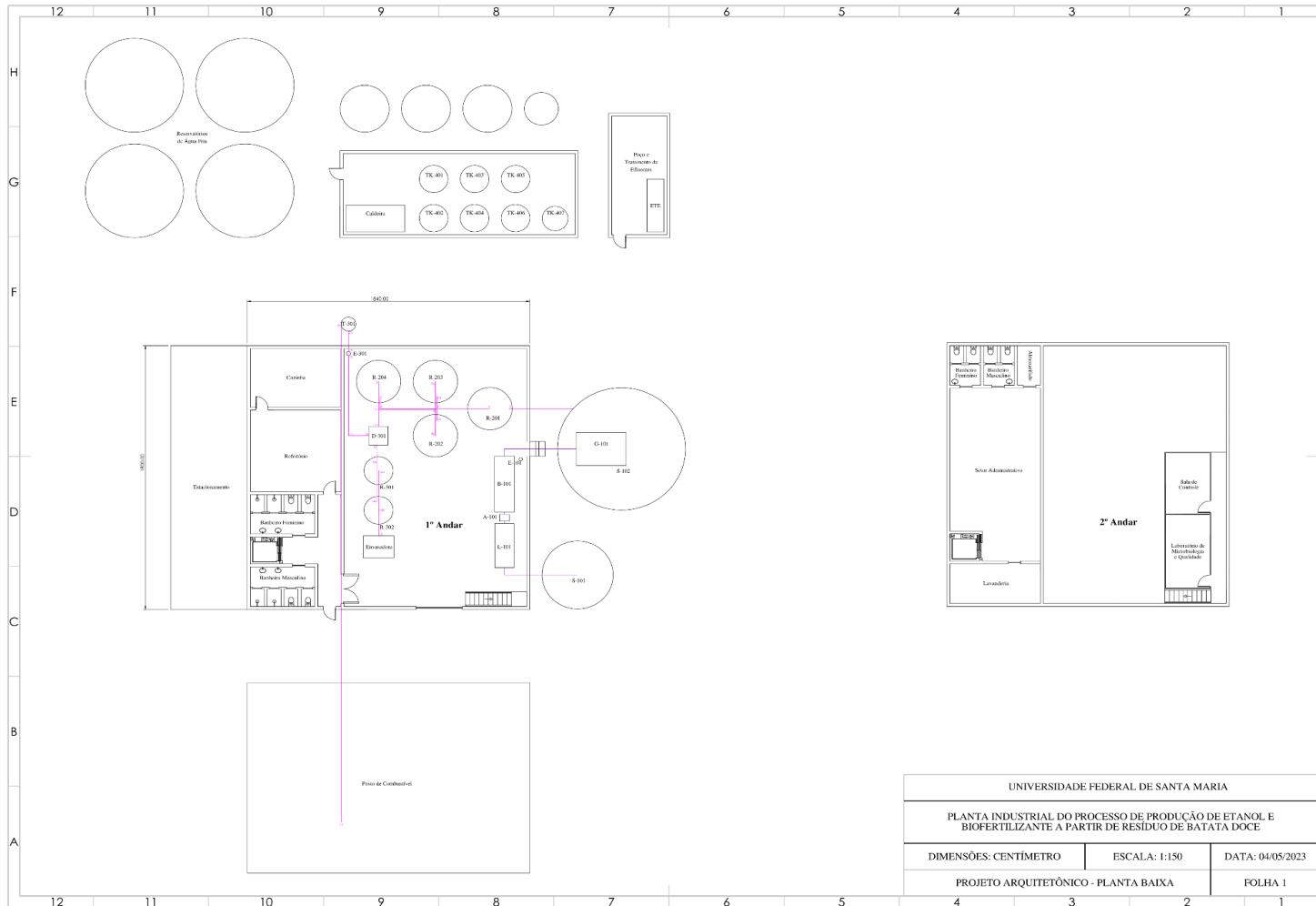
AF45	72→75	0	770				
AF46	74→77	100	251				
AF47	77→78	0	110				
AF48	78→79	-130	240				
AF49	79→80	0	110				
AF50	76→82	0	380				
AF51	82→83	0	100				
AF52	81→85	0	294				
AF53	85→86	0	100				
AF54	84→88	100	445				
AF55	88→89	0	110				
AF56	89→90	-130	240				
AF57	90→91	0	110				
AF58	55→94	0	687				
AF59	93→97	0	255				
AF60	70→98	400	400				
AF61	98→100	0	332,5				
AF62	98→101	-30	84				

AF63	101→102	0	110				
AF64	102→103	0	110				
AF65	103→104	0	110				
AF66	104→107	30	417,5				
AF67	106→109	0	320				
AF68	108→112	0	1320				

Fonte: Autores (2023).

APÊNDICE D - LAYOUTS

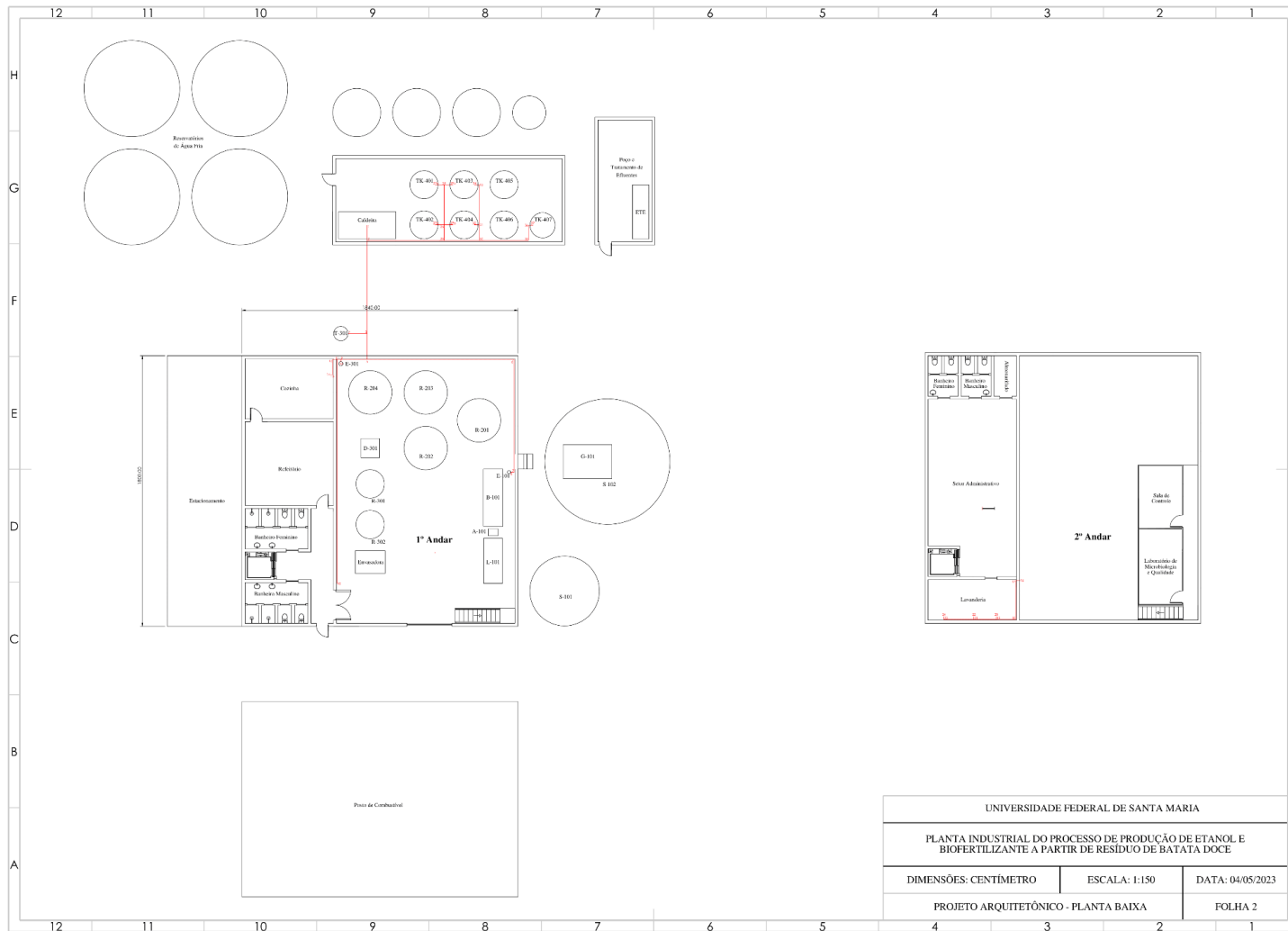
APÊNDICE D.1 - LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE PROCESSO



UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA		
PLANTA INDUSTRIAL DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE ETANOL E BIOFERTILIZANTE A PARTIR DE RESÍDUO DE BATATA DOCE		
DIMENSÕES: CENTÍMETRO	ESCALA: 1:150	DATA: 04/05/2023
PROJETO ARQUITETÔNICO - PLANTA BAIXA		FOLHA 1

Fonte: Autores (2023).

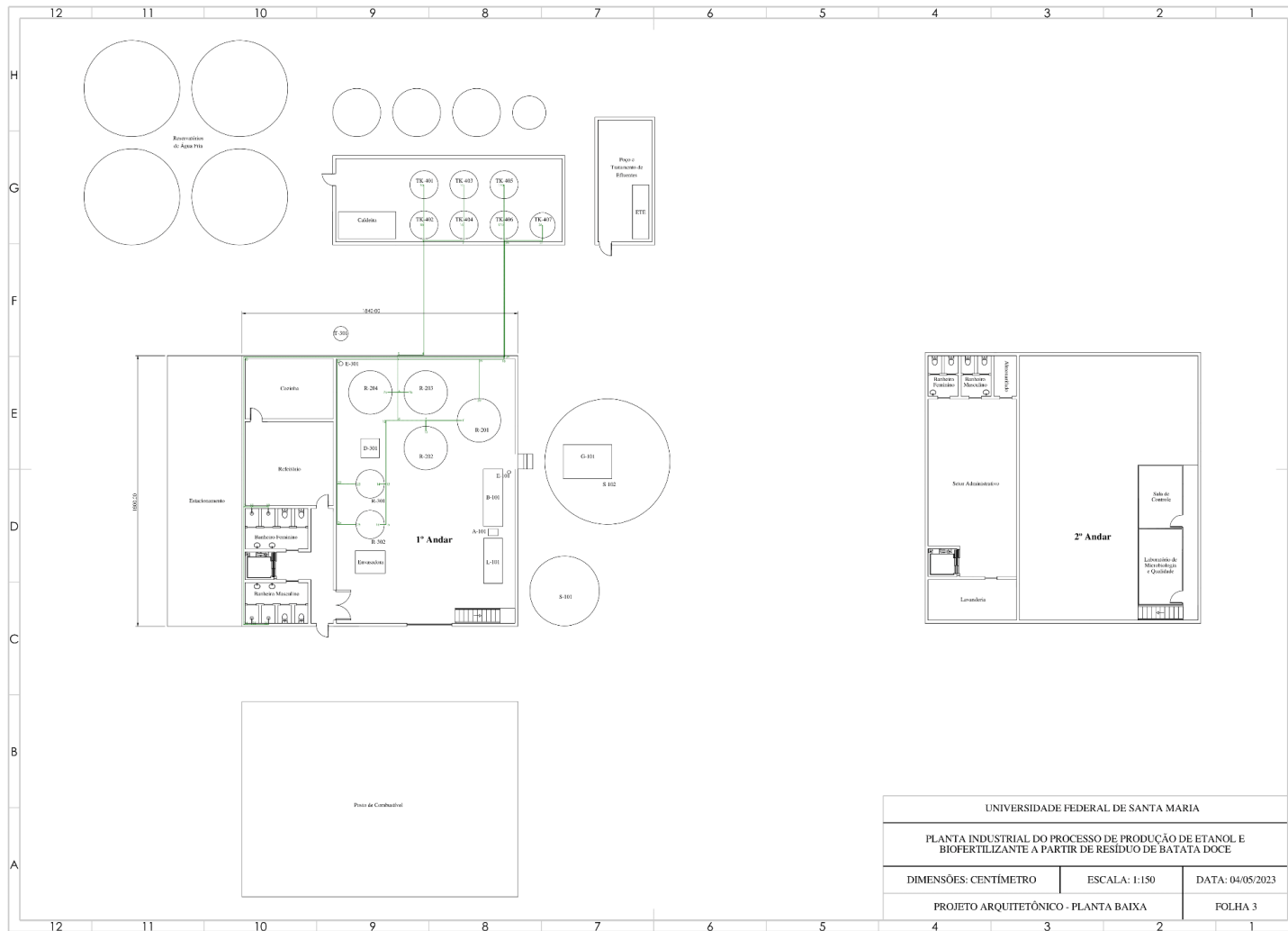
APÊNDICE D.2 - LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE VAPOR



UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA		
PLANTA INDUSTRIAL DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE ETANOL E BIOFERTILIZANTE A PARTIR DE RESÍDUO DE BATATA DOCE		
DIMENSÕES: CENTÍMETRO	ESCALA: 1:150	DATA: 04/05/2023
PROJETO ARQUITETÔNICO - PLANTA BAIXA		FOLHA 2

Fonte: Autores (2023).

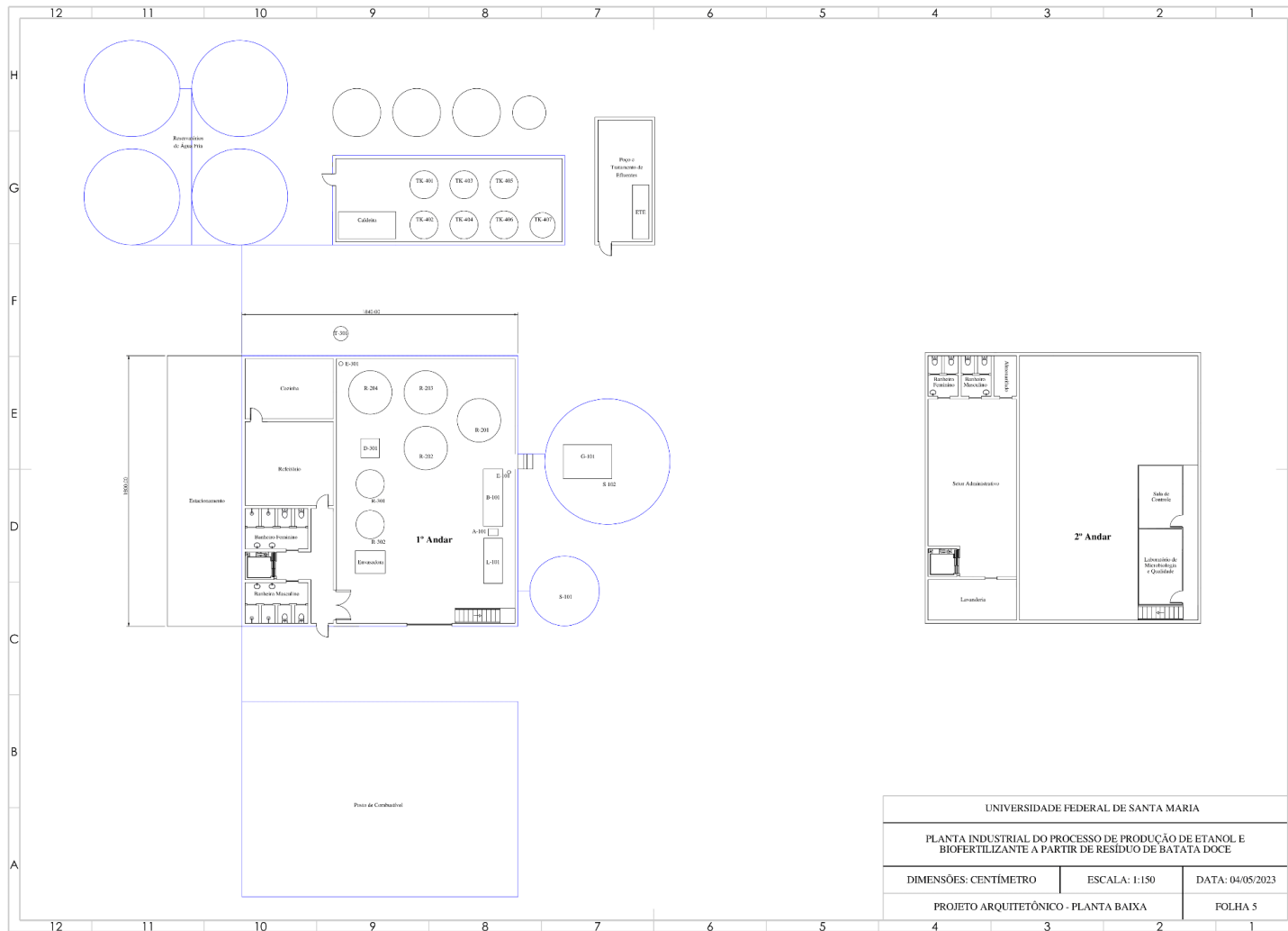
APÊNDICE D.3 - LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE ÁGUA QUENTE



UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA		
PLANTA INDUSTRIAL DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE ETANOL E BIOFERTILIZANTE A PARTIR DE RESÍDUO DE BATATA DOCE		
DIMENSÕES: CENTÍMETRO	ESCALA: 1:150	DATA: 04/05/2023
PROJETO ARQUITETÔNICO - PLANTA BAIXA		FOLHA 3

Fonte: Autores (2023).

APÊNDICE D.5 - LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE CAPTAÇÃO DE ÁGUA



Fonte: Autores (2023).

ANEXO A - EQUIPAMENTOS DO PROCESSO

ANEXO A.1 - ESTEIRAS TRANSPORTADORAS TIPO REDLER



Modelo	MS 16	MS 20	MS 25	MS 32	MS 40	MS 50
Largura da rampa (mm)	160	200	250	320	400	500
Velocidade de transporte (m/s)	0.16 m/s, 0.20 m/s, 0.25 m/s, 0.32 m/s					
Densidade (t/m ³)	0.2 ~ 1.8 t/m ³					
Capacidade (m ³ /h)	15 ~ 29	23 ~ 46	36 ~ 72	59 ~ 118	83 ~ 166	115 ~ 230
Comprimento Da correia transportadora (m)	10 ~ 80m					
Instalação Ângulo (graus)	0 ° ~ ° 30					

Fonte: ALIBABA(2023).

ANEXO A.2 - LAVADORA COM ESTEIRA DE CHUVEIROS



Produtividade	Folhas: até 300 kg/hora* Legumes: até 1.200 kg/hora*
Dimensões Externas	C 3.000 x L 1.255 x H 1.825 (mm)
Altura de Carga	1.120 mm
Altura de Descarga	955 mm
Volume Total de Água	350 litros
Tensão	220 V ou 380 V (trifásico)
Bomba d'Água	2 cv; 20m³/h; 18 mH2O
Potência Total Instalada	2 kW (2,75 cv)
Peso	340 kg

Fonte: NHS MÁQUINAS (2023).

ANEXO A.3 - LAMINADOR/MÁQUINA FATIADORA



Modelo	ZH-SS500
Aplicação	Comida, vegetal, fruta
Capacidade	500-800 kg/hora
Forma de corte	Stips, fatia
Tamanho de corte	2mm,2.5mm,3mm,4mm
Função	Máquina de corte vegetal
Recurso	1) estrutura simples e operação fácil.
	2) é adequado para muitos tipos de vegetais e frutas
	3) a espessura de corte pode ser ajustada facilmente
Moq	1 unidade
Garantia	1 ano

Fonte: ALIBABA (2023).

ANEXO A.4 - SILO (L-101)



MODELO	DIÂMETRO Ø(m)	ALTURA CILINDRO (m)	ALTURA TOTAL (m)	VOLUME (m³)	CAPACIDADE - 750kg/m³ SCS.	CAPACIDADE - 750kg/m³ TON.
SAT 0813	8,35	11,63	14,84	675,80	8.954	537,30
SAT 0814	8,35	12,52	15,73	724,50	9.600	576,00
SAT 1106	11,14	5,40	9,42	618,70	8.198	491,90
SAT 1107	11,14	6,29	10,31	705,50	9.347	560,80
SAT 1108	11,14	7,18	11,20	792,20	10.497	629,80
SAT 1109	11,14	8,07	12,09	878,90	11.646	698,80
SAT 1110	11,14	8,96	12,98	965,70	12.795	767,70
SAT 1111	11,14	9,85	13,87	1.052,40	13.945	836,70
SAT 1112	11,14	10,74	14,76	1.139,20	15.094	905,70
SAT 1113	11,14	11,63	15,65	1.225,90	16.244	974,60
SAT 1114	11,14	12,52	16,54	1.312,70	17.393	1.043,60

Fonte: TECSOL (2023).

ANEXO A.5 - ELEVADOR DE CANECAS



Fonte: ALIBABA (2023).

ANEXO A.6 - MÓDULO DO SECADOR (S-101)



Specification

Type	Hot Air Furnace
Application	Food Processing, Commercial Dryer Machine
Voltage	220V/380V
Power	200KW
Dimension(L*W*H)	1380*1000*1800
Heating Method	Steam+electricity

Fonte: ALIBABA, 2023

ANEXO A.7 - MÓDULO DO MOINHO (G-101)



JS-JLM 江苏佳粮

Product Description	Packaging & Shipping	Our Services	Company Information	FAQ
aplicáveis:			Showroom:	
Circunstância:	novo		Lugar de origem:	Jiangsu, China
Marca:	JiaLiang		Capacidade de Produção:	800 kg/h
Tensão:	380V		Poder (W):	17.25-21.25kw
Peso:	900kg		Dimensão (L*W*H):	3250*2260*4000
Garantia:	1 ANO		Tipo de Marketing:	Novo Produto 2019
Relatório de Ensaio de máquinas:	Fornecido		Saída de vídeo-inspeção:	Fornecido
Garantia de componentes principais:	2 anos		Componentes do núcleo:	Motor
After-sales Service Provided:	Engineers available to service machinery overseas		Principais Pontos de Venda:	Multifuncional
Keyword:	Rice Milling		Name:	combination dumbbell set
Após o Serviço de Garantia:	Vídeo suporte técnico, Suporte Online		Function:	Produce Rice
Serviço After-sales proporcionado:	Suporte Online		Application:	White Rice Processing
			Local de Serviço Local:	Sri Lanka, Bangladesh
			Certificação:	ISO9001

Fonte: ALIBABA, 2023

ANEXO A.8 - MÓDULO DE BIORREACTORES (R-201 a R-204)

FMT PL Series

Specifications

- High performance design
- Vessel with water jacketed and insulation (STS316L vessel + ST304 jacket)
- Automatic sterilization
- 700 ~ 500,000 L total volume or more
- Top plate
 - Inoculum port : Aseptic inoculation valve (option: Flaming)
 - Pressure gauge and transmitter port
 - Foam sensor port
 - Exhaust port & condenser
 - Agitation (top drive only)
 - Light and spare ports
 - Sight glass
 - Manhole
- Upper side wall
 - 3 media port
 - Gas overlay port and spare port
- Lower side wall
 - Sampling port
 - Temperature, pH, DO sensor port and spare port
- Bottom
 - Harvest
 - Agitation (bottom drive only)
- Agitation
 - Double mechanical seal
 - High torque AC geared motor
 - 4 baffles or more
- Aeration
 - Ring sparger (option : 1 ~ 10 μ m micro sparger)
 - 0.2 μ m disposable hydrophobic filter with check valve
- Impeller
 - Rushton type/Pitched blade/Marine blade
- Gas flow
 - 1-TMFC + bypass rotameter
 - Flow rate : max 1 vvm or more
 - 2 or 3 TMFC (option)

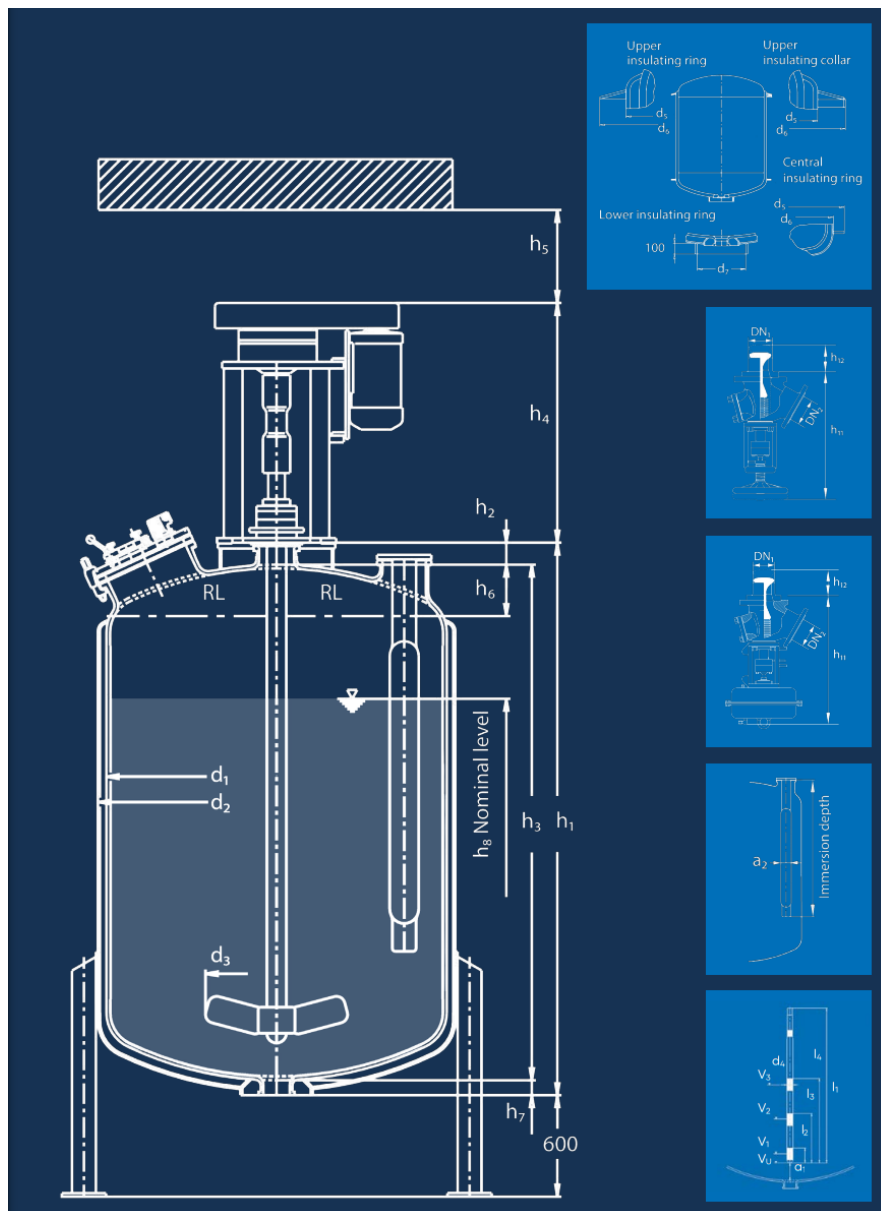
Control

- 17" touch screen computer
- 1 to 255 vessels intelligent control
- 16 control loop per vessel
- Temperature control : PID control with water jacket heat exchanger(or heater) and circulation loop
- pH control : acid/base agent
- Agitation control : speed control
- DO control : PID cascade control with agitation, feeding and gas flow rate
- Antifoam control : antifoaming agent
- Feed control : fed-batch control by time, DO, pH
- Flow control : 1 ~ 4 mass flow control per vessel
- 8 multi trend log data per vessel
- Easily calibrated sensors
- Level control : electrode type Hi/Low level control
load cell type weight control(option)
- Optional sensing unit : ORP, OD, 2nd pH, 2nd DO



Fonte: FERMENTEC, 2014

ANEXO A.8.1 - DIMENSÕES DE BIORREATORES (R-201 a R-204)



Fonte: PFAUDLER, 2023

ANEXO A.9 - MÓDULO DE BIORREACTORES (R-301 a R-302)

FMT PL Series

Specifications

- High performance design
- Vessel with water jacketed and insulation (STS316L vessel + ST304 jacket)
- Automatic sterilization
- 700 ~ 500,000 L total volume or more
- Top plate
 - Inoculum port : Aseptic inoculation valve (option: Flaming)
 - Pressure gauge and transmitter port
 - Foam sensor port
 - Exhaust port & condenser
 - Agitation (top drive only)
 - Light and spare ports
 - Sight glass
 - Manhole
- Upper side wall
 - 3 media port
 - Gas overlay port and spare port
- Lower side wall
 - Sampling port
 - Temperature, pH, DO sensor port and spare port
- Bottom
 - Harvest
 - Agitation (bottom drive only)
- Agitation
 - Double mechanical seal
 - High torque AC geared motor
 - 4 baffles or more
- Aeration
 - Ring sparger (option : 1 ~ 10 μ m micro sparger)
 - 0.2 μ m disposable hydrophobic filter with check valve
- Impeller
 - Rushton type/Pitched blade/Marine blade
- Gas flow
 - 1-TMFC + bypass rotameter
 - Flow rate : max 1 vvm or more
 - 2 or 3 TMFC (option)

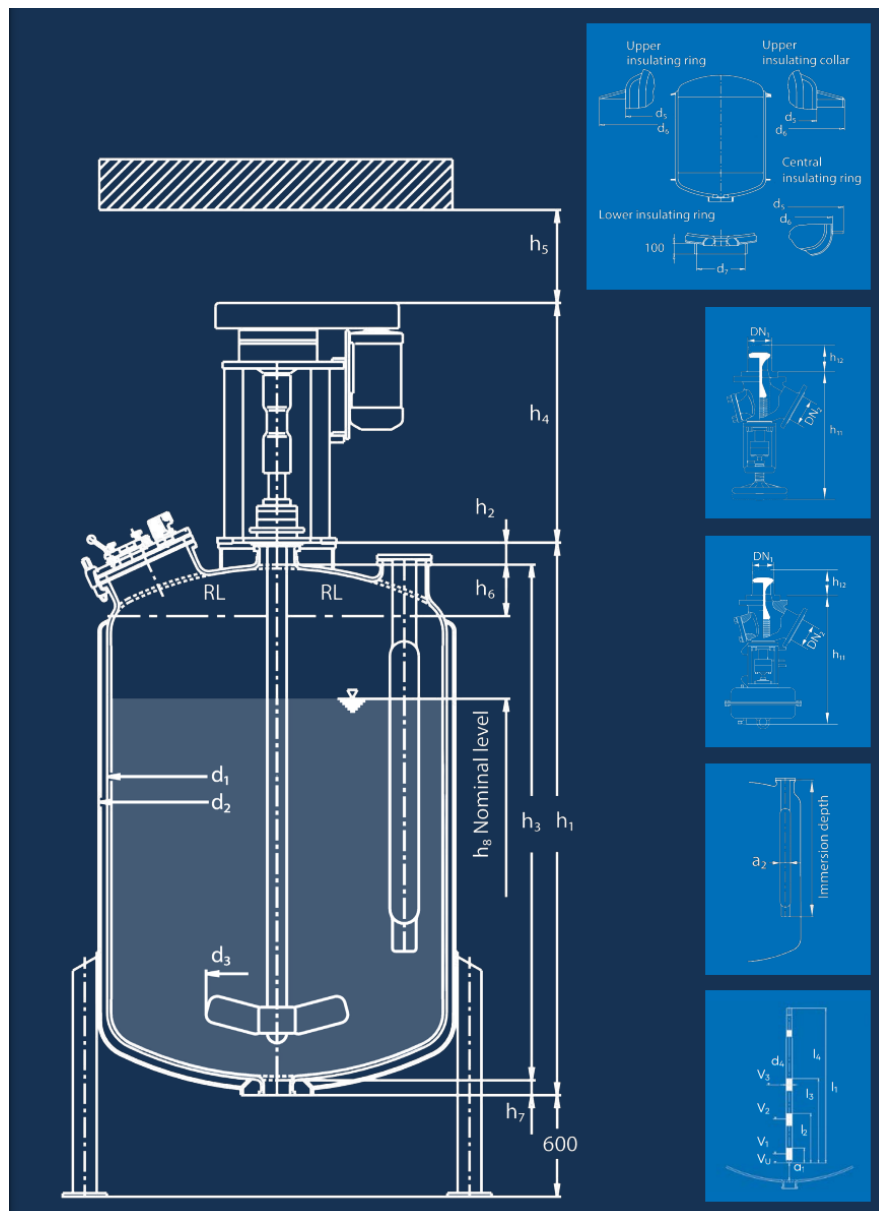
Control

- 17" touch screen computer
- 1 to 255 vessels intelligent control
- 16 control loop per vessel
- Temperature control : PID control with water jacket heat exchanger(or heater) and circulation loop
- pH control : acid/base agent
- Agitation control : speed control
- DO control : PID cascade control with agitation, feeding and gas flow rate
- Antifoam control : antifoaming agent
- Feed control : fed-batch control by time, DO, pH
- Flow control : 1 ~ 4 mass flow control per vessel
- 8 multi trend log data per vessel
- Easily calibrated sensors
- Level control : electrode type Hi/Low level control
load cell type weight control(option)
- Optional sensing unit : ORP, OD, 2nd pH, 2nd DO

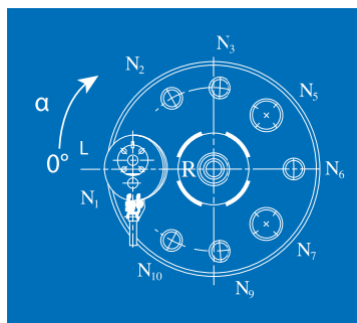
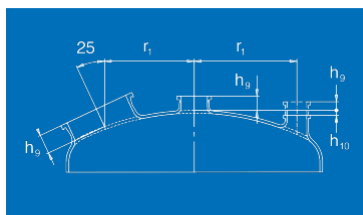


Fonte: FERMENTEC, 2014

ANEXO A.9.1 - DIMENSÕES DE BIORREATORES (R-301 a R-302)



Fonte: PFAUDLER, 2023



BE 4000

Reactor specifications

Nominal Volume	4000 l
Overall Capacity	5390 l
Overall Jacket Capacity	605 l
Heat Exchange Surface	13,23 m ²
Total Weight	approx. 5910 kg

Baffles/Quatro Pipe

Quatro-Pipe for nozzle	DN250
Immersion depth (ET):	2100 mm
Width of baffle (a ₂):	180 mm
Volume below Quatro Pipe/baffle:	730 l

Insulation

[mm]

Design	d ₅	d ₆	d ₇
Upper insulating ring	1900	2100	-
Upper insulating collar	1900	2100	-
Central insulating ring	1900	2100	-
Lower insulating ring	-	-	500

Main dimensions

[mm]

h ₁	h ₂	h ₃	h ₄	h ₅
2700	130	2500	1418	590

h ₆	h ₇	h ₈	d ₁	d ₂
299	70	1760	1800	1900

Agitator shafts

[mm]

Number of honed areas	d ₁ [mm]	a ₁ [mm]	l ₁ [mm]	l ₂ [mm]	l ₃ [mm]	l ₄ [mm]	V ₁ [l]	V ₂ [l]	V ₃ [l]	V ₄ [l]
1	114,3	200	2950	280	-	-	218	604	-	-
2	114,3	200	2950	280	1010	-	218	604	2380	-
3	114,3	200	2950	280	770	1260	218	604	1796	2988
1	114,3	60	3090	280	-	-	20*	271	-	-

* for turbine type CBR and anchor type agitators

Nozzle arrangement

[mm]

	DN	a°	r ₁	h _v
N1	500	0	630	150
N2	150	65	725	0
N3	150	95	725	0
N5	250	135	675	25
N6	150	180	725	0
N7	250	225	675	25
N9	150	265	725	0
N10	150	295	725	0
L	100	0		
R	200	-	Center	110
K	100	-	Center	-

* K is the bottom outlet nozzle

Turbines

[mm]

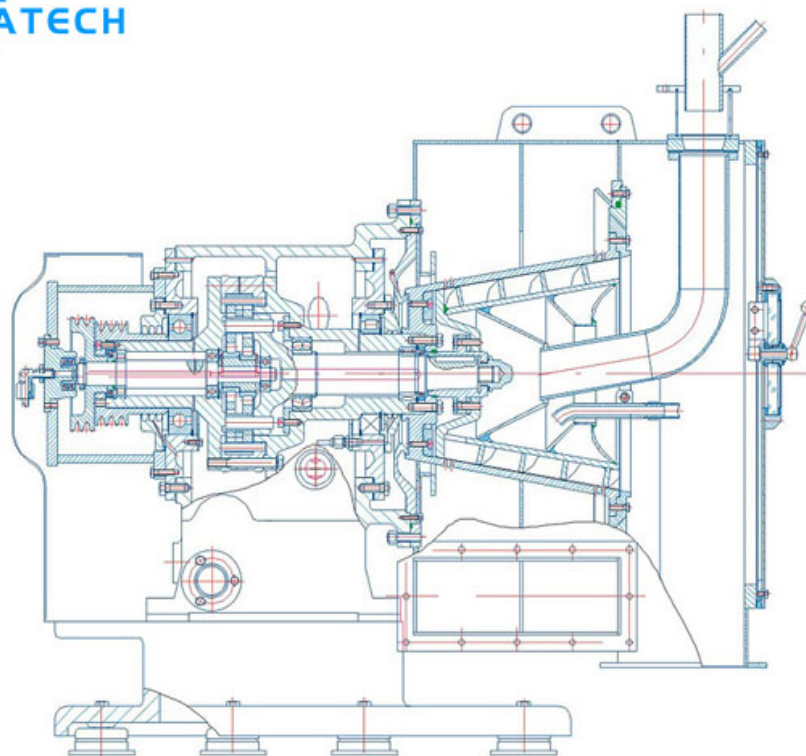
Type	d ₁	d ₂
CBT	835	114,3
CBR	835	114,3
TBF	990	114,3
FBT	685	114,3
PBT	685	114,3
RCI	1100	114,3
MSG	900	114,3
GST	760	114,3
MXT	760	114,3

Protection of honed area made of FEP

Fonte: PFAUDLER, 2023

ANEXO A.10 - CENTRÍFUGA (D-301)

Horizontal Screen Scroll Centrifuge



Type	H350	H450	H520	H630	H720
Bowl diameter (mm)	350	450	520	630	720
Bowl length (mm)	220	300	350	465	520
Max. bowl speed (rpm)	3000	2600	2000	1850	1650
Max. G-force (g)	1764	1702	1185	1205	1100
Main Motor Power (KW)	11	22	30	37	55
Dimensions L×W×H (mm)	1241×1265×1528	1400×2050×1450	1465×2135×1510	1810*1880*1720	2000*2300*1800
Gross Weight (kg)	990	2450	2715	2800	4000

Fonte: SEPARATECH, 2023

ANEXO A.11 - DESTILADOR (T-301)



	JH-200	JH-300	JH-400	JH-500	JH-600	JH-800
Torre de volume (L)	640	1220	1450	2300	2505	3200
Torre de altura (mm)	6000	7000	7000	7000	7500	7500
Volume de alta posição do tanque (L)	300	400	650	800	1000	1500
Condensador área (m ²)	5	8	11	18	25	45
Área de refrigeração (m ²)	1	1.5	2.2	4	6	8
Calor área (m ²)	3.0	6.0	6.5	10	15	26
Reciclagem capacidade (kg/h)	45 ~ 50	90 ~ 1000	150 ~ 160	280 ~ 300	420 ~ 440	600 ~ 620
Reciclagem de concentração (%)	93 ~ 95					
Forma de embalagem	Ondulado em aço inoxidável material de carga					
Tamanho Length×width×heigh	2300 × 700 × 7300	2600 × 800 × 7500	2500 × 1000 × 9000	3000 × 1200 × 9000	3500 × 1400 × 1000	4200 × 1800 × 1000

Fonte: ALIBABA, 2023.

ANEXO A.12 - DIMENSÕES DO FILTRO (F-301)



Parâmetros técnicos

Modelo & Descrições	HLSS-500	HLSS-1000	HLSS-1200	HLSS-1500	HLSS-1800	HLSS-2000	HLSS-2400
Largura da tela (Mm)	500	1000	1200	1500	1800	2000	2400
Comprimento tela (Mm)	1800	1800	1800	1800	1800	1800	1800
Largura Do dispositivo (Mm)	640	1140	1340	1640	1940	2140	2540
Entrada DN	80	100	50	150	200	200	250
Tomada DN	100	125	200	200	250	250	300

Fonte: ALIBABA (2023).

ANEXO A.13 - TANQUE SUBTERRÂNEO DE ARMAZENAMENTO DE EHC



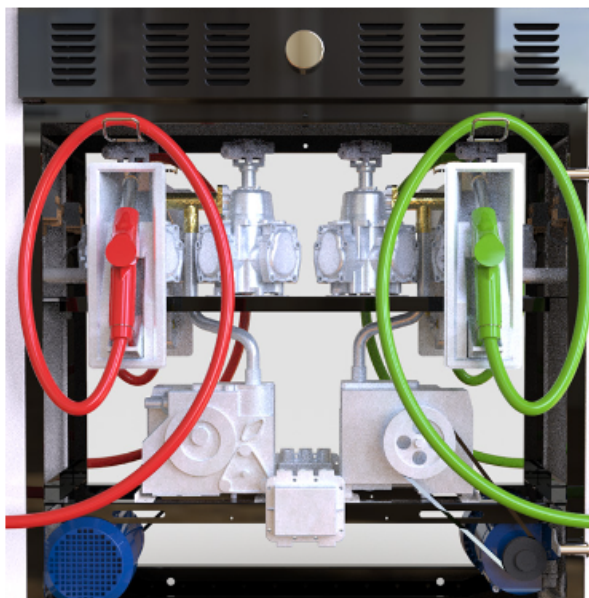
Especificações do tanque de diesel gasolina storage

Volume (M3)	Parâmetro Nominal(Mm)	Comprimento do cilindro(Mm)	Espessura(Mm)	Peso (KG)
			Cabeça/Cilindro	
5 (4.93)	1600	1870	5/6	777
8	& Phi; 1700	3000	6/6	1198
10	& Phi; 1800	3280	6/6	1493
15	& Phi; 1800	5240	8/6	2500

Fonte: ALIBABA (2023).

ANEXO A.14 - BOMBA DE COMBUSTÍVEL





Modelo	Produto	Bocal	Bomba	Medidor de fluxo	Exibição	Teclado
H1	2	4	2	4	4	4
H2	2	2	2	2	4	2
H3	2	4	2	4	4	4

Fonte: ALIBABA (2023).

ANEXO A.15 - ENVASADORA PARA BIOFERTILIZANTE



CK
SISTEMAS DE PESAGEM

BECK - 2050

(Sistema por bomba)

- Produção de até 1.200 litros / hora (água)
- Sistema totalmente eletrônico
- Painel digital com menu interativo
- Equipada com célula de carga
- Indicador de peso
- Controlador lógico programável (CLP)
- Sistema com ajustes grosso e fino
- Peso a envasar ajustável (1kg a 50Kg)
- Ajuste de altura do bico
- Tara automática
- Modo manual e semi-automático

Ficha técnica:

- Tensão de alimentação 127 ou 220 (monofásico)
- Precisão da Balança 99,5%
- Peso com embalagem 22kg
- Altura total 45 cm
- Largura total 45 cm
- Comprimento total 90 cm
- Construção em materiais nobres

Envasadora de líquidos e cremosos.
Produtos com média viscosidade.

54 3712.1885
ck@ck.ind.br

54 3712.1885
Erechim - RS

Fonte: CK SISTEMAS DE PESAGEM (2023).

ANEXO B - EQUIPAMENTOS AUXILIARES

ANEXO B.1 - LAVA ROUPAS E SECADORA



MÁQUINA DE LAVAR
Capacidade/carga: 18-26-38 - 60 e 100 kg.
Standard ou totalmente em aço inoxidável. Reversão Automática - transmissão em Polias Ciclo de operação p/carga: 30 min.

Capacidade por carga	Motor	Espaço ocupado			Vapor Cons. H	Peso Aprox.
		Frente	Fundo	Altura		
18 kg	0,75 HP	1.550 mm	750 mm	1.160 mm	12 kg	290 kg
26 kg	0,75 HP	1.550 mm	850 mm	1.250 mm	16 kg	380 kg
38 kg	1,00 HP	1.670 mm	1.050 mm	1.330 mm	22 kg	470 kg
60 kg	1,90 HP	1.730 mm	1.100 mm	1.370 mm	35 kg	630 kg
100 kg	2,90 HP	2.280 mm	1.100 mm	1.370 mm	60 kg	950 kg



EXTRATOR CENTRÍFUGO "TIPO FIXO"
Capacidade/carga: 10-15 e 20 kg. Aço Inoxidável. Sem oscilação do cesto interno. Ciclo de operação p/carga: 8 min.

Capacidade por carga	Motor	Espaço ocupado			Peso Aprox.
		Frente	Fundo	Altura	
10 kg	1,50 HP	900 mm	800 mm	650 mm	180 kg
15 kg	2,00 HP	1.000 mm	900 mm	800 mm	210 kg
20 kg	2,60 HP	1.000 mm	900 mm	900 mm	290 kg



SECADOR ROTATIVO
Capacidade: 12-18-26-40 e 80 kg.
Ciclo de Operação p/carga: 30 min. aprox.
Aquecimento: Elétrico, Vapor e a Gás.

Capacidade por carga	Motor	Espaço Ocupado			Altura	DRG	Trapas	Gás	Peso Aprox.
		Frente	Fundo	Profundidade					
12 kg	2 de 0,50 HP	1.700 mm	900 mm	1.600 mm	18 kg	-	-	1,20 kg	300 kg
18 kg	2 de 0,50 HP	1.800 mm	1.000 mm	1.600 mm	12 kg	20 kg	-	1,50 kg	310 kg
26 kg	2 de 0,50 HP	1.900 mm	1.000 mm	1.600 mm	14 kg	28 kg	-	2,00 kg	330 kg
40 kg	2 de 1,00 HP	1.950 mm	1.070 mm	2.200 mm	22 kg	43 kg	-	4,00 kg	1.300 kg
80 kg	2 de 1,50 HP	2.100 mm	1.700 mm	2.800 mm	44 kg	80 kg	-	8,00 kg	1.300 kg




CALANDRA DE ATÉ 4 ROLOS
Cilindro compr. 1.600 mm à 2.500 mm com diâmetro de 300 mm e 450 mm. Aquecimento: Elétrico ou a Vapor.

Capacidade	Motor	Espaço ocupado			Peso Aprox.
		Frente	Fundo	Altura	
2000 x 1.000 mm	0,75 HP	2.300 mm	1.000 mm	1.100 mm	120 kg
2000 x 1.500 mm	0,75 HP	2.700 mm	1.000 mm	1.100 mm	150 kg
2000 x 2.000 mm	1,00 HP	3.100 mm	1.000 mm	1.100 mm	180 kg

* RESERVAMOS O DIREITO DE ALTERAR AS CARACTERÍSTICAS.

Fonte: HOBART (2023).

ANEXO B.2 - LAVA LOUÇAS



HOBART
**LAVADORA
DE LOUÇA
AMT2**

Higienização perfeita de pratos, bandejas, travessinhas, talheres e copos.

Ocupa pouco espaço e é muito fácil de operar. Seu exclusivo sistema reversível, permite instalação de canto ou em linha. Econômica, lava e enxágua a quente 16 pratos por minuto, consumindo apenas 3 litros de água por ciclo.

Fonte: HOBART (2023).

LAVADORA DE LOUÇA AMT2

DESENHO PARA INSTALAÇÃO

VISTA FRONTAL

VISTA LATERAL

INSTALAÇÃO EM LINHA OU DE CANTO

- 1 - ENTRADA DE ÁGUA 3/4" BSP (h=143 mm)
- 2 - SAÍDA DE ÁGUA 1. 1/4" NPT (h=150 mm)
- 3 - ALIMENTAÇÃO ELÉTRICA CONECTOR 3/4" (h=1645 mm)
220V = 4 x 16 mm² (3 FASES + TERRA)
380V/440V = 5 x 10 mm² (3 FASES + NEUTRO + TERRA)
- 4 - ENTRADA DE TENSÃOATIVO (ISECANTE)
1/8" - 27 NPT (h=1425 mm)
- 5 - SUGESTÃO DO PONTO PARA SENSOR DE DETERGENTE NO TANQUE DE LAVAGEM

Para instalação deve ser considerado o desenho específico de acordo com a versão de aquecimento e opcionais. Existe variação de ± 25mm de acordo com ajuste dos pés.

Especificações dos Motores

Motores	CV	Fases	Hz	Voltagem	Amperagem
Bomba de Lavagem	0,75	3	60	220/380/440	2,8/1,62/1,4
Bomba de Enxague	0,25	1	60	110/220	4,0/2,0

Temperatura, Pressão e Consumo de Água

Descrição	Temperatura	Pressão (min-máx)	Consumo
Lavagem	55°C-65°C	—	—
Enxague	80°C-90°C	0,5 bar - 1,0 bar	180 litros/hora

Opções para Aquecimento do Tanque de Lavagem (sem booster de enxague)

Tipo	kW	kg/h	Voltagem	Amperagem	Pressão (min-máx)
Elétrico	5*	—	220/380/440	13/8/7	—
Vapor**	—	20	—	—	1,0 - 3,0 bar

* elemento elétrico de imersão / ** injetor direto

Opções para Aquecimento do Booster de Enxague

Tipo	kW	kg/h	Voltagem	Amperagem	Pressão (min-máx)
Elétrico (embutido)	2 x 9 kW	—	220/380/440	48/28/24	—
Vapor (ext. a maq.)	—	80	—	—	2,0 - 3,5 bar

Nota: com entrada de água na temperatura ambiente (-20°C)

HOBART

Qualidade é apenas o começo.

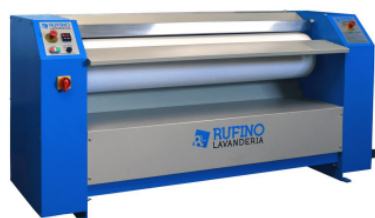
Hobart do Brasil
São Paulo - Tel.: (011) 6962-9292 - Fax: (011) 6962-6091

Nota: Como a Hobart está sempre desenvolvendo novos produtos técnicos, as especificações para os produtos podem ser modificadas sem prévio aviso. Neste caso, vale para as especificações constantes da proposta comercial.

Fonte: HOBART (2023).

ANEXO B.3 - CALANDRA

RUFINO
LAVANDERIA



RCI
CALANDRA INDUSTRIAL

Calandra Rufino tipo mural, projetada para que se tenha qualidade na passagem dos tecidos juntamente com a facilidade de operação, devido ao sistema operacional simples e fácil.

Sistema de entrada e saída de roupas pela parte frontal do equipamento.

Possui painel de comando com controle de temperatura, sistema de transmissão compacto, com moto redutor e engrenagens acopladas diretamente no eixo do cilindro.

O cilindro contém duas camadas de tecidos, sendo o bidim e o revestimento de algodão cru; que resistem a alta temperatura e garante a maciez e o acabamento dos tecidos.

O equipamento contém dispositivo de segurança, que inverte o sentido de rotação do cilindro caso o operador desloque a mão no sentido da calha.

Proteções mecânicas no sistema de transmissão do equipamento conforme exigências da NR12.

Possui acesso a regulagem da pressão da mola e posicionamento da calha com relação ao cilindro o qual trabalham em conjunto.

Dispõe de dois botões de emergência, um em cada lado do equipamento caso necessite que o equipamento desligue em situações de risco.

RUFINO
LAVANDERIA

RCI
CALANDRA INDUSTRIAL

A Calandra Industrial Rufino pode ser fabricada com um dos dois tipos de aquecimento, sendo eles, elétrico ou gás.

- Sistema de Aquecimento a Gás (GLP ou GNV)

Sistema projetado para garantir eficiência na passagem dos tecidos e com baixo custo de insumos, além de garantir uma uniformidade nas chamas. Conjunto formado por um eletrodo de ignição, eletrodo de detecção de chamas, transformador de ignição, misturador de ar, válvula e sensor de temperatura. Garantindo assim uma mistura uniforme e principalmente a segurança do operador.

- Sistema de aquecimento Elétrico

Montado com resistências bainha, com uma dissipação de calor efetiva. Resistência de 1,5 KW e conta com uma isolamento de lã de vidro para aumento da eficiência das resistências devido a sua isolamento térmica.

Controle automático da temperatura no próprio painel da calandra de acordo com a temperatura desejada. Não necessita de regulagens efetuadas pelo operador.

Modelo		RCI-16	RCI-20
Capacidade		20 Kg/h	25 Kg/h
Diâmetro do Cilindro		300 mm	300 mm
Comprimento Útil		1800 mm	2000 mm
Potência do Motor		0,37 KW	0,37 KW
Velocidade		4 RPM	4 RPM
Peso		300 Kg	380 Kg
Aquecimento Elétrico	Potência de Aquecimento	6,0 KW	2,0 KW
	Consumo Elétrico	7,2 KW/h	9,0 KW/h
Aquecimento Gás	Potência de Gás	25.800 Kcal	25.800 Kcal
	Pressão de Gás	0,8 Kgf/cm ²	0,8 Kgf/cm ²
	Consumo de Gás	1,5 Kgfl/h	1,5 Kgfl/h
Dimensões Externas Aproximadas	Altura	1050 mm	1050 mm
	Largura	2200 mm	2600 mm
	Profundidade	700 mm	700 mm

Fonte: RUFINO (2023).

ANEXO B.4 - PANELAS INDUSTRIAIS



Fonte: NOVA REAL ALUMÍNIO (2023).

ANEXO B.5 - BUFFET COM CUBAS



Construído em aço inox brilhante AISI430, cubas gastronômicas (GNs) em aço inox AISI304, estrutura tubular com pintura eletrostática, rodízios com trava ou niveladores, protetor salivar em aço inox brilhante AISI430 e iluminação fluorescente. Voltagem 110V ou 220V. Self Service Térmico ou Salada

Modelo Térmico

Resistência de 2.000W a 2.500W

Lâmpada piloto

Termostato do tipo capilar de bulbo (20°C a 120°C)

Modelo Salada

Gelo-x.

Opcionais

Porta talheres e Guardanapos

Protetor salivar em vidro 8mm

Proteção total em vidro

Corre prato em aço inox brilhante AISI430

Fonte: IBET (2023)

ANEXO B.6 - CAIXA DE GORDURA



Material: Plástico Reforçado com Fibra de Vidro (PRFV)

Conexões: Tubulação em PVC para esgoto de Ø100mm.

Vantagens:

- Equipamento compacto;
- Material resistente;
- Completamente impermeável;
- Fácil instalação e manuseio.

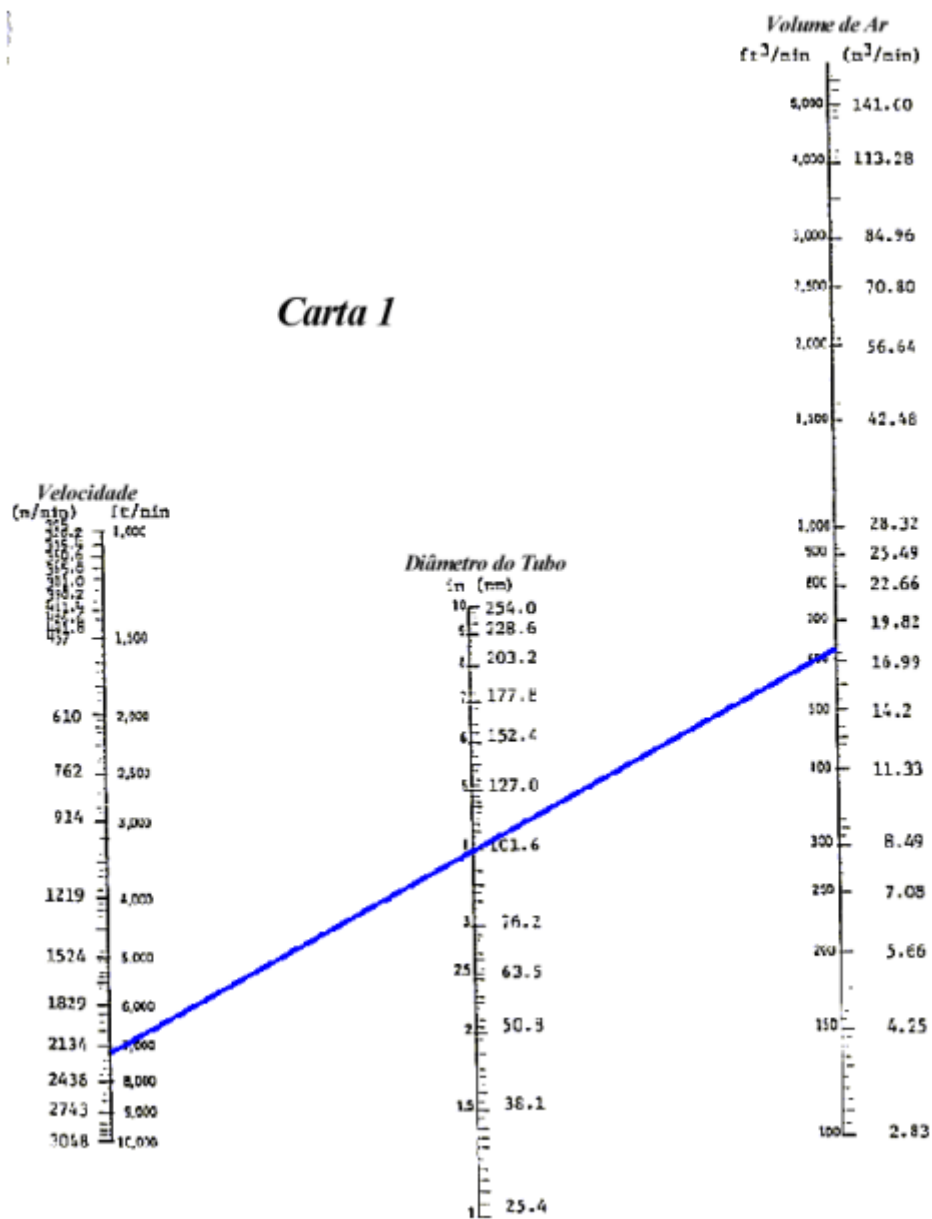
Dimensões:

Modelo	Altura	Largura	Comprimento
50 L	0,45 m	0,30 m	0,30 m
100 L	0,80 m	0,64 m	0,64 m
250 L	0,90 m	0,62 m	0,62 m
310 L	1,05 m	0,78 m	0,78 m
500 L	1,18 m	0,93 m	0,93 m
750 L	1,43 m	1,13 m	1,13 m
1000 L	1,43 m	1,20 m	1,20 m
2000 L	1,80 m	1,50 m	1,50 m

Fonte: ÁGUAS CLARAS LOJA (2023).

ANEXO C - EQUIPAMENTOS DE UTILIDADES

ANEXO C.1 - CARTA PARA DIMENSIONAMENTO DE CORRENTE PNEUMÁTICA



FONTE: SACRAMENTO, 2010.

ANEXO C.2 - TANQUES DE AQUECIMENTO (TK-401 a TK-407)

TCR

ARAUTERM

EXCELÊNCIA EM CALDEIRAS E AQUECEDORES

TCR

TROCADOR DE CALOR COM RESERVATÓRIO

Equipamento compacto e de extrema eficiência, foi projetado para geração de água quente em uso industrial e comercial. Utiliza vapor (ou água quente) disponível no sistema com depósito dimensionado de acordo com as necessidades do usuário.

Possui serpentina tubular para troca térmica. Fabricada em aço inox e fornecida com controlador digital de temperatura.

Internamente jateada com granalha de aço e pintada com Resina Epoxi de alta resistência à água quente.

Há também a opção de equipamento fabricado em aço inoxidável.

Pressão do projeto = 6,00 kgf/cm²

www.arauterm.com.br

ÁGUA QUENTE

VANTAGENS

- Serpentina em aço inoxidável com excelente eficiência
- Aproveitamento de vapor disponível (ou em turnos ociosos)
- Fácil instalação e manutenção
- Potência de acordo com a necessidade do cliente

APLICAÇÕES

- Hotéis
- Motéis
- Indústrias
- Clubes
- Academias
- Escolas de natação

TCR - TROCADOR DE CALOR COM RESERVATÓRIO

TCR - ACESSÓRIOS:
 1 = Válvula de Segurança | 2 = Termostato Digital | 3 = Serpentina Tubular em Aço Inox

Detalhe da serpentina em aço inoxidável

Modelo TCR	Válvulas		Dimensões						Peso (kg)	Borrachas Conexões e Entradas saídas			
	A	B	A	B	C	D	E	F		D1	D2	D3	D4
500	540	1370	880	1340	1540	1140	260	200	1"	1,1/2"	1"	1,1/2"	
1000	1260	1630	1200	1600	1800	1450	250	500	1"	1,1/2"	1"	1,1/2"	
1500	1720	1980	1260	1950	2150	1530	270	600	1"	1,1/2"	1"	1,1/2"	
2000	2280	1980	1420	1950	2150	1710	280	700	1,1/2"	2"	1,1/2"	2"	
2500	2850	2480	1420	2450	2650	1710	290	800	1,1/2"	2"	1,1/2"	2"	
3000	3280	2520	1490	2490	2690	1740	250	1000	1,1/2"	2"	1,1/2"	2"	
4000	4300	2620	1680	2790	2790	1940	260	1300	1,1/2"	2"	1,1/2"	2"	
5000	5360	3010	1740	3180	3180	2070	330	1400	1,1/2"	2"	1,1/2"	2"	
6000	6280	3110	1870	3280	3280	2230	360	1500	1,1/2"	2"	1,1/2"	2"	
7500	7800	3710	1870	3880	3880	2230	360	1600	2"	2"	2"	2"	
10000	10300	4710	1870	4880	4880	2230	360	1800	2"	2"	2"	3"	

Produção de água quente com ΔT=50°C - D5 e D6 conforme potência da serpentina - Peso do equipamento vaso - Para dados de equipamentos maiores, consulte Depto. Comercial da Arauterm.

*Imagens meramente ilustrativas.

Serpentina (mm)	Potência		Consumo Vapor (kg/h)	Água Quente	
	Área (m²)	Volumétrica (m³/h)		Área (m²)	Volumétrica (m³/h)
ø 400 mm	24000	40000	62	480	800
	36000	60000	93	720	1200
	48000	80000	125	960	1600
	60000	100000	156	1200	2000
	72000	120000	187	1440	2400
	84000	140000	218	1680	2800
ø 500 mm	96000	160000	250	1920	3200
	120000	200000	312	2400	4000
	144000	240000	375	2880	4800
	156000	260000	406	3120	5200
	192000	320000	500	3840	6400

ARAUTERM

Fone 51 3406 6979

TCR

Av. Frederico Ritter, 3150 | CEP 94930 598 | Cachoeirinha RS Brasil 07/XX

Fonte: ARAUTERM (2023).

ANEXO C.3 - CALDEIRA

Caldeira LHC

Lenha, cavaco e briquetes

- 03 Passes de gases
- Pressões de projeto: até 350 psig
- Combustíveis: lenha, cavaco e briquetes
- Isolamento térmico: 4" lâ de vidro
- Tubos de gases: Espiralados
- Forno: Paredes d'água tubular
- Greha: Tubular
- Alimentação de combustível: Manual ou automática



Modelo	LHC-1.0	LHC-1.3	LHC-1.6	LHC-2.0	LHC-2.5	LHC-3.2	LHC-4.0	LHC-5.0	LHC-6.5	LHC-8.0	LHC-10	LHC-30	LHC-40
Produção de vapor (água @ 20°C) - kg/h	1.000	1.300	1.600	2.000	2.500	3.200	4.000	5.000	6.500	8.000	10.000	30.000	40.000
Rendimento (170 psig) - %	80,0	80,0	80,0	80,0	80,0	80,0	80,0	80,0	80,0	80,0	80,0	80,0	80,0
Consumo de lenha (PCI= 2.750kcal/kg) - kg/h	200	381	409	588	752	937	1171	1484	1904	2343	2928	7996	10.628

Caldeira
Aalborg Mini

Tradição e Qualidade

- Caldeira flamatubular 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 1,000	Mini 1,250	Mini 1,500	Mini 2,000	Mini 2,500
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	890	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	56,8	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	2850	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
Dímetro da saída de gases	mm	170	250	250	250	340	340	340	340

Observações: Gás natural com PCI = 9.065kcal/Nm³, e óleo diesel = 10.290 kcal/kg

Fonte: CALDEIRA LHC (2015)

ANEXO C.4 - TROCADORES DE CALOR TIPO CASCO E TUBO



Trocadores de Calor Casco e Tubo Helicoidais BCTH



O Trocador de Calor Casco e Tubo Helicoidal representa a evolução dos trocadores de calor tubulares. Esse modelo oferece grandes benefícios tanto na parte hidráulica quanto na transferência de calor, mantendo a tradicional robustez do modelo casco e tubo.

O Trocador de Calor Casco e Tubo Helicoidal oferece taxas de transferência de calor significativamente maiores em relação à solução casco e tubo padrão. O arranjo da superfície de troca de calor no lado casco permite uma operação mais eficiente em aplicações de grandes volumes (por exemplo, gás de combustão, ar quente, vapor de baixa pressão).

Graças à sua geometria especial, o coeficiente de transferência de calor no lado do tubo atinge valores duas vezes maior que o modelo tradicional. Esta vantagem permite um melhor desempenho para fluidos de alta viscosidade.

A construção do Trocador de Calor Casco e Tubo Helicoidal permite um produto menor, mais leve e com economia de material. Ao mesmo tempo, o trocador mantém todas as vantagens do trocador de calor casco e tubo, especialmente quanto à alta resistência mecânica.

Aplicação

- Vapor de baixa pressão (vapor flash).
- Processos químicos e industriais.
- Recuperação e Regeneração em indústria de tecnologia.
- Recuperação de calor - diesel e motores a gás, cogeração.
- Sistema de Água e Vapor e Circuitos de Refrigeração.

Construção

- Área de transferência de calor formada por tubos idênticos helicoidais de diâmetro Ø 10 mm.
- Vários pontos de contato ao longo os tubos promovem alta resistência contra possíveis vibrações.
- Design sem barreiras com um feixe de tubos homogêneo.

Informações Técnicas

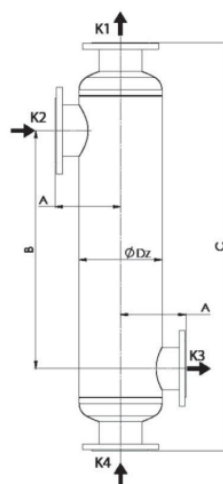
Desenho Técnico

K4/ K1 – entrada / saída lado frio

K2/ K3 – entrada / saída lado quente

Material

Aço Inoxidável AISI316L / 1.4404



Tipo	Área de Troca Térmica		Peso		Volume lado Tubos			Volume lado Casco			Dimensões					
	ft ²	m ²	lb	kg	gal	l	gal	l	in	mm	in	mm	in	mm	in	mm
BCTH 159.10.S24	25.8	2.4	88	40,1	2,1	7,8	3,8	14,3	5,5	140	33,5	850	49,1	1246	6,3	159
BCTH 159.10.S37	39.8	3,7	111	50,5	2,3	8,5	5,5	20,8	5,5	140	53,2	1350	68,7	1746	6,3	159
BCTH 159.10.S49	52.7	4,9	134	60,9	2,6	10,0	7,2	27,3	5,5	140	72,8	1850	88,4	2246	6,3	159
BCTH 219.10.S47	50.6	4,7	155	70,1	4,0	15,0	6,8	25,8	7,3	185	32,1	815	50,1	1272	8,6	219
BCTH 219.10.S72	77.5	7,2	201	91,3	4,2	15,9	10,0	38,0	7,3	185	51,8	1315	69,8	1772	8,6	219
BCTH 219.10.S96	103.3	9,6	248	112,4	5,3	19,9	13,3	50,2	7,3	185	71,5	1815	89,5	2272	8,6	219
BCTH 273.10.S74	79.7	7,4	221	100,3	6,7	25,5	10,6	40,0	8,5	215	30,9	785	53,0	1345	10,8	273
BCTH 273.10.S114	122.7	11,4	289	130,9	7,1	26,9	15,6	59,1	8,5	215	50,6	1285	52,6	1845	10,8	273
BCTH 273.10.S151	162.5	15,1	358	162,2	8,8	33,3	20,6	78,1	8,5	215	70,3	1785	92,3	2345	10,8	273
BCTH 324.10.S110	118.4	11,0	337	153,0	9,5	36,0	14,0	53,1	9,3	235	30,9	785	52,9	1345	12,8	324
BCTH 324.10.S168	180.8	16,8	452	205,0	10,7	40,4	21,0	79,6	9,3	235	50,6	1285	72,6	1845	12,8	324
BCTH 324.10.S224	241.1	22,4	569	258,0	13,1	49,7	28,0	106,0	9,3	235	70,3	1785	92,3	2345	12,8	324
BCTH 406.10.S181	194.8	18,1	619	280,8	17,5	66,2	21,9	82,7	10,6	270	28,4	720	54,4	1381	16,0	406
BCTH 406.10.S277	298.2	27,7	791	359,0	18,8	71,0	32,7	123,7	10,6	270	48,0	1220	74,1	1881	16,0	406
BCTH 406.10.S369	397.2	36,9	958	434,5	22,8	86,4	43,5	164,7	10,6	270	67,7	1720	93,7	2381	16,0	406
BCTH 508.10.S296	318.6	29,6	855	388,0	26,8	101,3	33,5	126,8	13,4	340	26,0	660	57,3	1455	20,0	508
BCTH 508.10.S446	480.1	44,6	1133	514,0	31,5	119,4	50,0	189,3	13,4	340	45,7	1160	77,0	1955	20,0	508
BCTH 508.10.S610	656.6	61,0	1411	640,0	38,2	144,6	66,5	251,8	13,4	340	65,4	1660	96,7	2455	20,0	508
BCTH 550.10.S770	828.8	77,0	1852	840,0	50,6	191,5	89,9	340,3	15,0	380	63,0	1600	100,8	2560	21,7	550

Parâmetros Técnicos

Temperatura:

Máx. temp.: 200 °C

Min. temp.: -20 °C

Máx. pressão:

Lado casco: 10 bar

Lado tubos: 16 bar

Fluido

Água, vapor, glicol, gases de combustão, ar, amônia, acetona, tolueno, óleos, hidrogênio entre outros fluidos.

Fabricado em conformidade com PED, ASME, EAC.

Fonte: BERMO (2023).

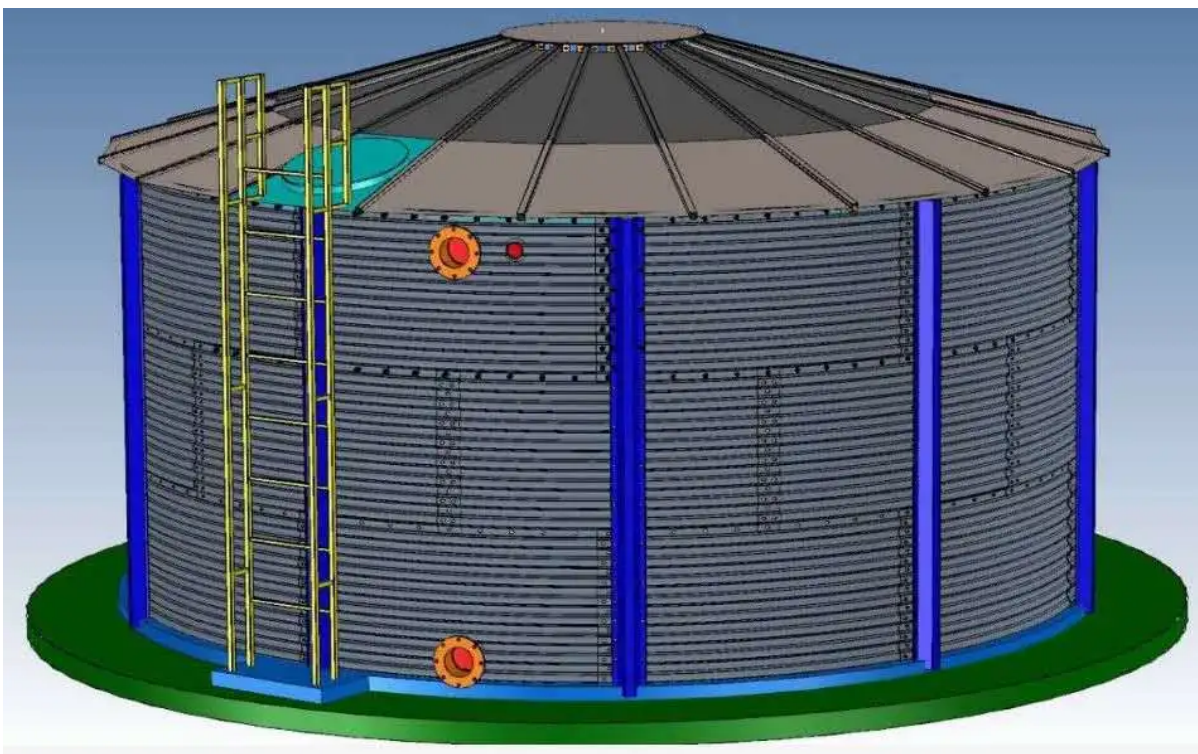
ANEXO C.5 - BOMBA SUBMERSA PARA POÇO ARTESIANO



PRODUCT MODELS

Model	Outlet	Flow	Head	Power	Speed	Voltage
	mm	m ³ /h	m	kw	rpm	V
50-10-10-0.75	50	10	10	0.75	2900	220/380
50-7-15-1.1	50	7	15	1.1	2900	220/380
50-15-15-1.5	50	15	15	1.5	2900	220/380
65-25-7-1.5	65	25	7	1.5	2900	220/380
50-15-20-2.2	50	15	20	2.2	2900	380
65-20-15-2.2	65	27	15	2.2	2900	380
80-45-10-2.2	80	45	10	2.2	2900	380
50-15-30-3	50	15	30	3	2900	380
65-37-13-3	65	37	13	3	2900	380
80-45-12-3	80	45	12	3	2900	380
50-15-32-4	50	15	32	4	2900	380
65-20-25-4	65	20	25	4	2900	380
80-40-15-4	80	40	15	4	2900	380
100-50-10-4	100	50	10	4	2900	380
50-15-40-5.5	50	15	40	5.5	2900	380
65-25-32-5.5	65	25	32	5.5	2900	380
80-30-30-5.5	80	30	30	5.5	2900	380
100-65-18-5.5	100	65	18	5.5	2900	380
80-45-22-7.5	80	45	22	7.5	2900	380
100-80-15-7.5	100	80	15	7.5	2900	380
150-100-10-7.5	150	100	10	7.5	2900	380
100-100-25-11	100	100	25	11	1450	380
150-130-15-11	150	130	15	11	1450	380
200-300-7-11	200	300	7	11	1450	380
100-100-30-15	100	100	30	15	1450	380
150-180-15-15	150	180	15	15	1450	380
200-250-11-15	200	250	11	15	1450	380

Fonte: ALIBABA (2023)

ANEXO C.6 - RESERVATÓRIOS DE ÁGUA E CISTERNA 108 M³.

Especificação

Volume(m ³)	Diâmetro (m)	Altura (m)	Unidades Produzidas Por mês (Sets)	Porão necessário (Elevação ± 2)
55m ³	4.58m	3.36m	400	100 milímetros
108m ³	6.4m	3.36m	285	100 milímetros
218m ³	9.1m	3.36m	200	100 milímetros
319m ³	11m	3.36m	166	100 milímetros
562m ³	14.6m	3.36m	125	150 milímetros
1163m ³	21m	3.36m	86	150 milímetros
1494m ³	23.8m	3.36m	76	150 milímetros
1994m ³	27.5m	3.36m	66	150 milímetros
2717m ³	32.1m	3.36m	57	250 milímetros

Fonte: ALIBABA (2023)

ANEXO C.7 - RESERVATÓRIOS DE ÁGUA 20 M³.



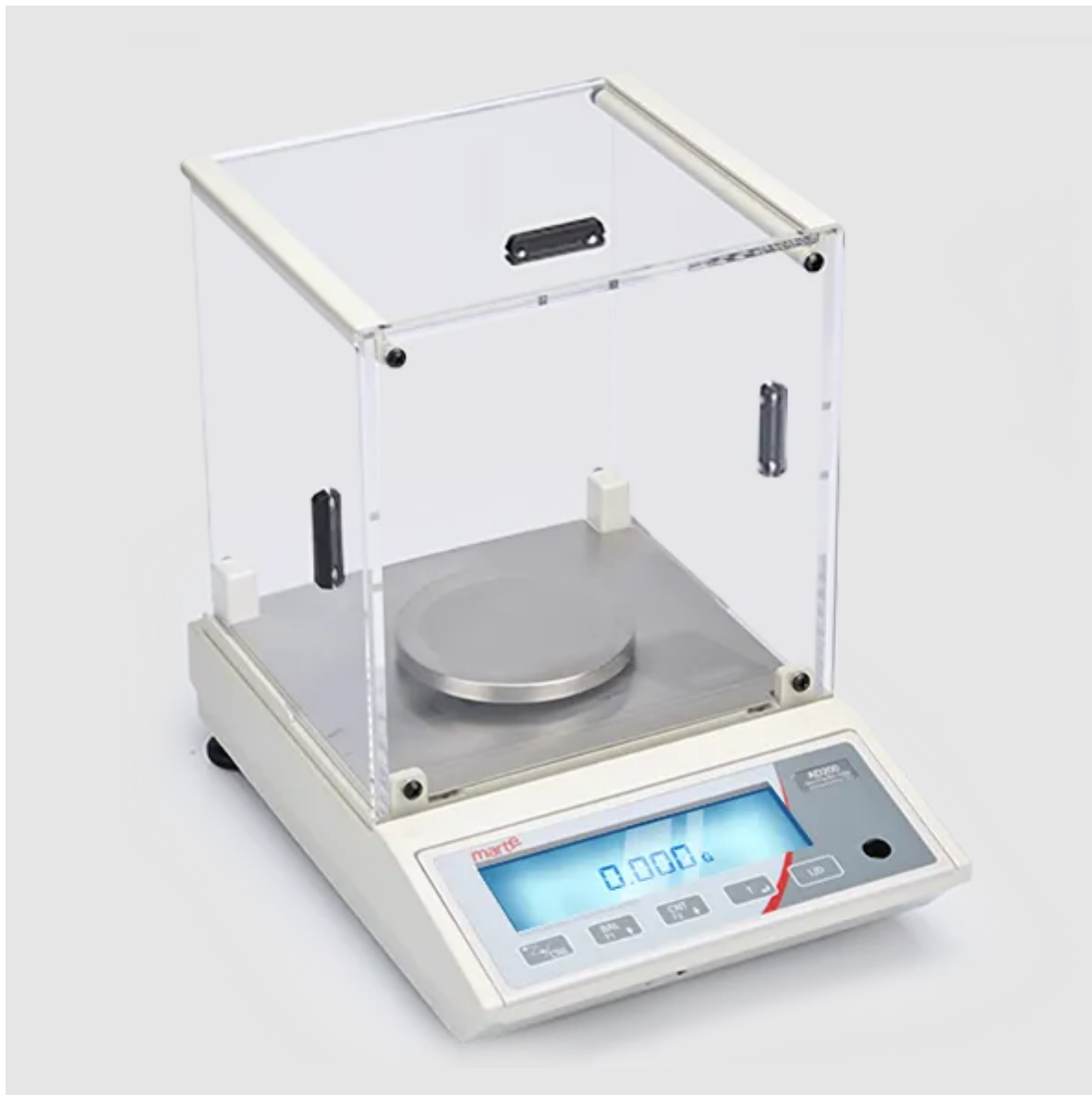
Fonte: SUL TANQUES (2023)

ANEXO C.8 - RESERVATÓRIO DE ÁGUA 6 M³.

Fonte: MERCADO LIVRE (2023).

ANEXO D - EQUIPAMENTOS DO LABORATÓRIO

ANEXO D.1 - BALANÇA ANALÍTICA



Fonte: LOJA NETLAB (2023)

ANEXO D.2 - PHMETRO



Fonte: LOJA NETLAB (2023)

ANEXO D.3 - CONDUTIVÍMETRO



Fonte: LOJA NETLAB (2023)

ANEXO D.4 - BURETA DIGITAL



Fonte: LOJA NETLAB (2023)

ANEXO D.5 - ESTUFA



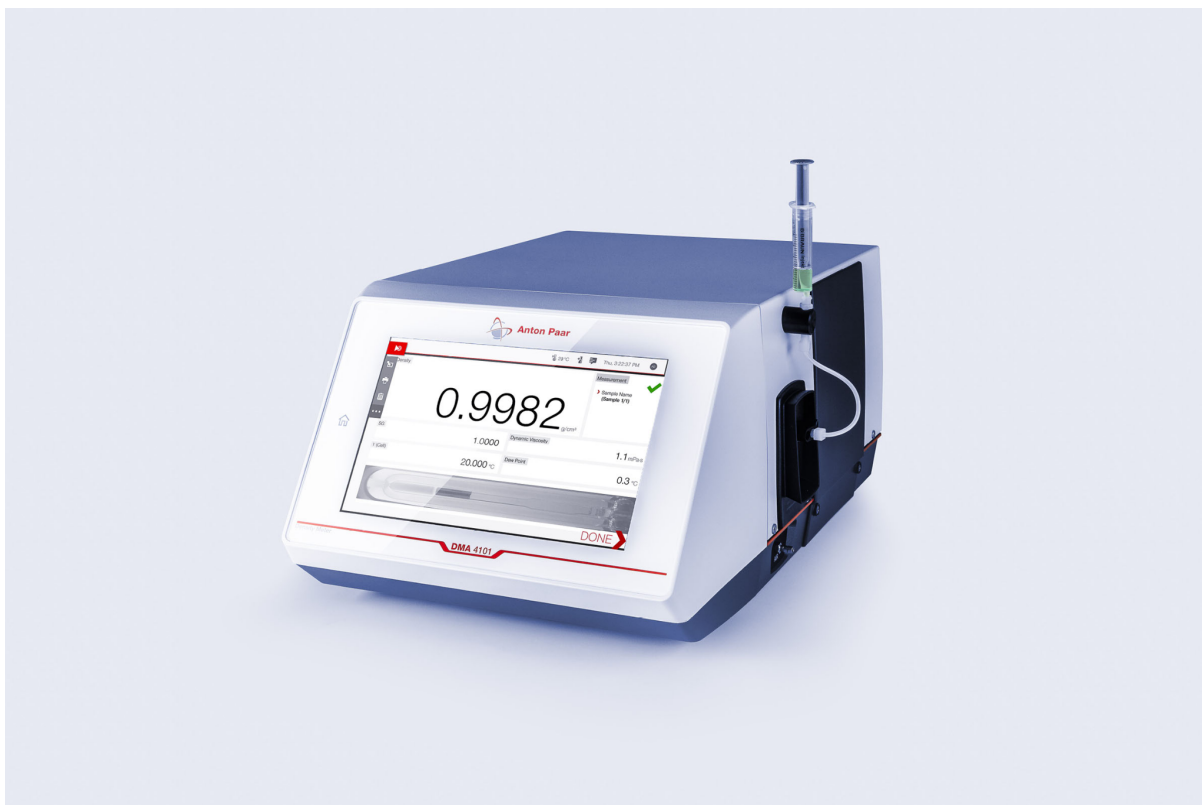
Fonte: LOJA NETLAB (2023)

ANEXO D.6 - CAPELA



Fonte: LOJA NETLAB (2023)

ANEXO D.7 - DENSÍMETRO



Fonte: ANTON PAAR (2023)

ANEXO D.8 - DEIONIZADOR



Fonte: ANTON PAAR (2023)

ANEXO E - ESTAÇÃO DE TRATAMENTO DE EFLUENTES

Estação para Tratamento e Reuso de Água

Tipo Compacta

01 Aplicação

Sistema para tratamento de efluentes provenientes de indústrias, agronegócios, condomínios, hotéis (águas cinzas), construtoras, marmorarias, mineradoras, lavadores de veículos e diversos outros segmentos.

Redução de até 90% dos custos com água.

A água de reuso é apropriada para utilização em processos industriais, lavagem de peças, motores, pisos, veículos, jardinagem, descarga de banheiros e outros fins, exceto consumo humano e animal.

02 Vantagens e Benefícios

- . Economia na conta de água
- . Adequação às leis ambientais
- . Eficiência garantida por laudo
- . Baixo consumo produtos químicos
- . Baixo consumo energético
- . Produto compacto
- . Fácil instalação e operação
- . Preservação ambiental

03 Normas atendidas

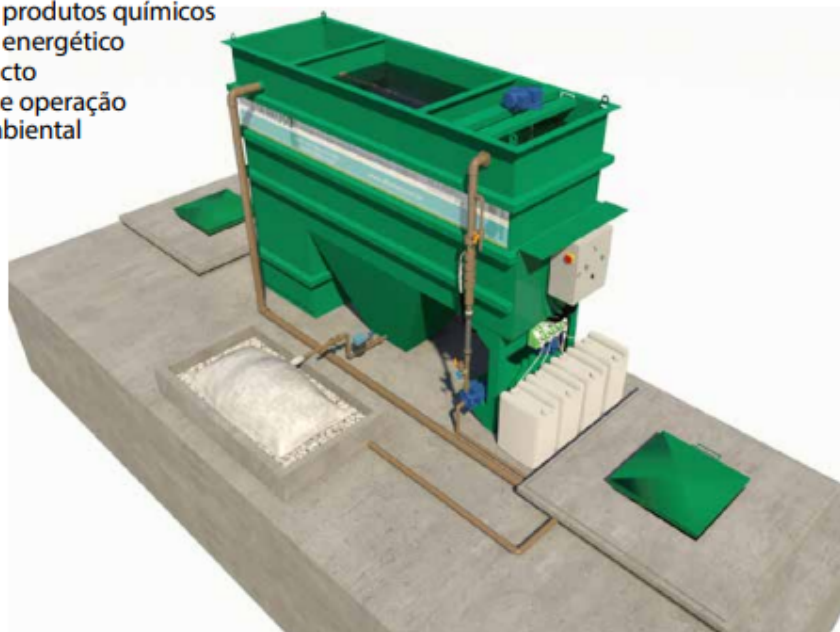
Este equipamento foi projetado de acordo com requisitos da norma ABNT NBR 12.216, CETESB (Art.18 e 19A) e as exigências do CONAMA 430/2011 (Art.16).

04 Acessórios Opcionais

- . Plataforma de Observação
- . Analisadores
- . Misturadores de químicos
- . Automações
- . Ultra Violeta
- . Operação assistida



Vídeo ilustrativo de funcionamento

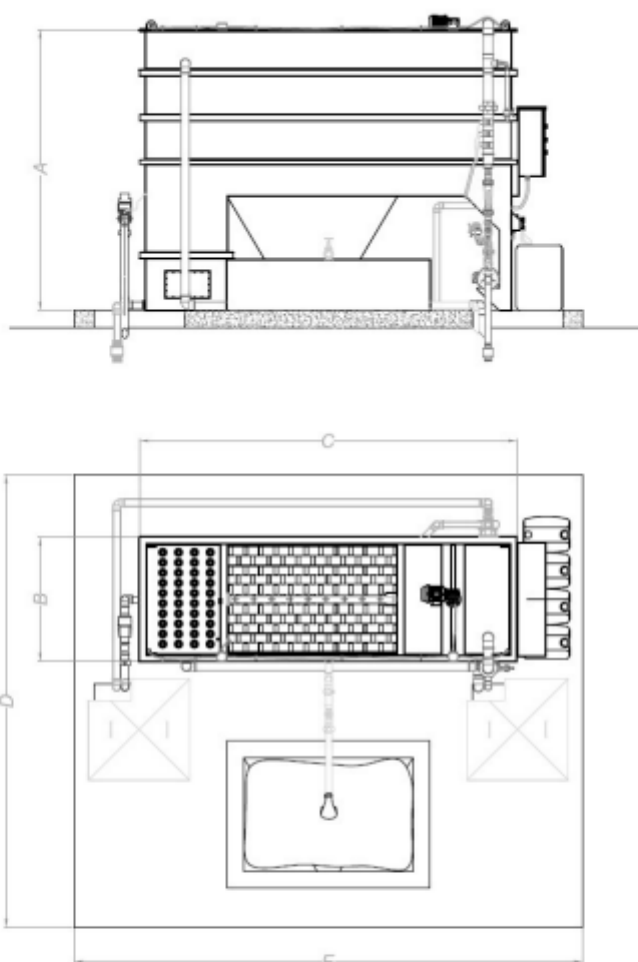


Fonte: ALFAMEC (2018).

Estação para Tratamento e Reuso de Água

Tipo Compacta

07 Layout



***Nota:** Layout pode ser ajustado de forma a otimizar o espaço no projeto do cliente.

Estações Compactas

Vazão (litros/hora)	Medidas do Equipamento			Área Ocupada / Reservatórios enterrados (m ²)	Potência total consumida (KW)
	Altura (m)	Largura (m)	Comprimento (m)		
800	2,50	0,61	1,90	13	1,20
2.000	2,50	0,81	2,60	15	1,50
5.000	2,50	1,10	3,60	20	3,00
7.500	2,50	1,60	3,60	35	3,30
10.000	2,30	1,53	3,84	45	3,30

Fonte: ALFAMEC (2018).

ANEXO E.1 - TABELA TARIFÁRIA TRATAMENTO EFLUENTE



Informamos a seguir a estrutura tarifária sintética utilizada no faturamento do município regulado pela AGER , a partir de 01 de julho de 2022.

TARIFA	CATEGORIA	ÁGUA			ESGOTO	
		PREÇO BASE	SERVIÇO BÁSICO	TARIFA MÍNIMA SEM HD.	COLETADO PREÇO m³	TRATADO PREÇO m³
SOCIAL	BICA PÚBLICA	3,02	11,95	42,15	1,51	2,11
	RESID. SOCIAL	2,53	11,95	37,25	1,26	1,77
	m³ excedente	6,29			3,14	4,40
BÁSICA	RESIDENCIAL B	6,29	29,81	92,71	3,14	4,40
EMPRESARIAL	COMERCIAL C1	6,29	29,81	92,71	3,14	4,40
	m³ excedente	7,15			3,57	5,00
	COMERCIAL	7,15	53,19	196,19	3,57	5,00
	PÚBLICA	7,15	106,21	249,21	3,57	5,00
	INDUSTRIAL	8,12	106,21	375,97	4,06	5,68

Fonte: CORSAN (2023).

