

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA  
CENTRO DE TECNOLOGIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA  
DEQ1023 - DISCIPLINA DE ENGENHARIA DE PROCESSOS III

André Luis de Oliveira Perilli  
Jael Alves de Araújo Santos  
Luiz Emanuel Pinto Nicola  
Paulo Antônio Ribeiro Morgado  
Vitória Pozzebon Oliveira

ReActio - Soluções Enzimáticas  
**PRODUÇÃO DE ENZIMAS PARA CATÁLISE NA INDÚSTRIA DE BIODIESEL E  
ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO VIA FERMENTAÇÃO SUBMERSA A PARTIR  
DE RESÍDUOS AGROINDUSTRIAIS**

**TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO**

Santa Maria, RS  
2023

André Luis de Oliveira Perilli  
Jael Araújo Alves dos Santos  
Luiz Emanuel Pinto Nicola  
Paulo Antônio Ribeiro Morgado  
Vitória Pozzebon Oliveira

ReActio - Soluções Enzimáticas  
PRODUÇÃO DE ENZIMAS PARA CATÁLISE NA INDÚSTRIA DE BIODIESEL E  
ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO VIA FERMENTAÇÃO SUBMERSA A PARTIR DE  
RESÍDUOS AGROINDUSTRIAIS

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

Orientadora: Prof.<sup>a</sup> Dr.<sup>a</sup> Lisiane de Marsillac Terra

Santa Maria, RS  
2023

**André Luis de Oliveira Perilli  
Jael Araújo Alves dos Santos  
Luiz Emanuel Pinto Nicola  
Paulo Antônio Ribeiro Morgado  
Vitória Pozzebon Oliveira**

**ReActio - Soluções Enzimáticas**  
PRODUÇÃO DE ENZIMAS PARA CATÁLISE NA PRODUÇÃO DE BIODIESEL E  
ETANOL DE SEGUNDA GERAÇÃO VIA FERMENTAÇÃO SUBMERSA A PARTIR DE  
RESÍDUOS AGROINDUSTRIAIS

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

Aprovado em 30 de janeiro de 2023:

---

**Lisiane de Marsillac Terra, Dr.<sup>a</sup> (UFSM)**  
**(Presidente/Orientadora)**

---

**Christian Luiz da Silveira, Dr. (UFSM)**

---

**Rodolfo Rodrigues, Dr. (UFSM)**

Santa Maria, RS  
2023

## RESUMO

As enzimas são biocatalisadores de característica proteica, utilizados por diversos seres vivos para catalisar reações químicas no metabolismo. É possível cooptar esses catalisadores biológicos para fins industriais e comerciais por meio da fermentação e purificação dos metabólitos desses organismos. Das enzimas com potencial comercial, destacam-se as celulases e as lipases, dois grupos com grande potencial no desenvolvimento tecnológico da produção de etanol de segunda geração e biodiesel, respectivamente. Atualmente, a produção de enzimas é realizada quase totalmente no exterior, mesmo que o Brasil seja portador de um grande mercado potencial para estas. Desse modo, esse estudo apresenta o projeto de instalação de uma planta de produção de celulases e lipases a partir de resíduos agroindustriais. A rota tecnológica selecionada para essa produção foi a fermentação submersa, utilizando como modo de produção a batelada simples, obtendo de um meio de cultura um caldo rico em biomassa e produto enzimático. A reação ocorre em um biorreator agitado mecanicamente (STR) e subsequente processos downstream para a concentração e purificação de enzimas. Desta forma, propõe-se o desenvolvimento de dois processos de produção obtendo produtos de alto valor agregado e baixo impacto ambiental. Projeta-se uma planta com capacidade de produção de 13,15 ton/ano de enzima lipase e 16,08 de enzima celulase. A análise econômica final do projeto indicou um investimento de R\$ 71.631.729,11 com um payback de 4 anos, sendo um lucro líquido de R\$ 117.624.748,10 ao fim de um período de 10 anos.

Palavras chave: *celulase, lipase, fermentação submersa, resíduos agroindustriais.*

## ABSTRACT

Enzymes are protein-based biocatalysts used by various living organisms to catalyze chemical reactions in normal metabolism. It is possible to use these biological catalysts for industrial and commercial purposes through fermentation and purification of said metabolites. Among the enzymes with commercial potential, cellulases and lipases stand out, two groups with great potential in the technological development of the production of second-generation ethanol and biodiesel, respectively. Currently, enzyme production is almost entirely done abroad, even though Brazil has a large potential market for these products. Thus, this study proposes a project of installing an industrial plant for the production of cellulases and lipases from agroindustrial waste. The selected technological route for this production was submerged fermentation, using a single batch mode of production and thus obtaining a rich biomass and enzymatic product from a culture medium. The reaction occurs in a mechanically agitated bioreactor (STR) and the final product is obtained through subsequent downstream processes for enzyme concentration and purification. Therefore, it is proposed to develop two parallel production processes, obtaining high-value-added products with low environmental impact. A plant with a production capacity of 13.15 metric tons/year of lipase enzyme and 16.08 of cellulase enzyme is designed. The final economic analysis of the project indicated an investment of R\$ 71.631.729,11 with a payback of 4 years and a net profit of R\$ 117.624.748,10 at the end of a 10-year period.

*Keywords: cellulase, lipase, submerged fermentation, agroindustrial waste.*

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Degradação da celulose em glicose	20
Figura 2 - Processo de Esterificação de triglicerídeos	21
Figura 3 - Produção de algodão no Brasil em 2017/2018	27
Figura 4 - Produção de Soja no Brasil em 2017/2018	28
Figura 5 - Melaço de Soja	31
Figura 6 - Torta de Algodão	32
Figura 7 - Modelo de negócios da empresa ReActio	36
Figura 8 - Pontos de produção e consumo	41
Figura 9 - Estado de São Paulo e localização	42
Figura 10 - Processos <i>upstream</i>	44
Figura 11 - Biorreator STR	50
Figura 12 - Biorreator de coluna de bolhas	51
Figura 13 - Biorreator “air lift”	52
Figura 14 - Esquema simplificado de um filtro rotativo à vácuo	54
Figura 15 - Centrífuga de rolagem ou peneira helicoidal	55
Figura 16 - Esquema ilustrativo de uma membrana de fibras ocas	56
Figura 17 - Diagrama de blocos da produção de celulase e lipase	58
Figura 18 - Fluxograma PFD da produção de lipase	60
Figura 19 - Fluxograma PFD da produção de celulase	61
Figura 20 - Planejamento da produção de celulase	65
Figura 21 - Planejamento da produção de lipase	65
Figura 22 - Diagrama P&ID do biorreator controlado	72
Figura 23 - Relação entre sinais e abertura de válvulas de controle para o processo	73



## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Especificação de comercialização das celulases e lipases	22
Tabela 2 - Especificação de uso das celulases e lipases	22
Tabela 3 - Produção mensal de salsicha no Brasil pela BRF	29
Tabela 4 - Quantidade estimada mensal de proteína de soja produzida pela BRF	29
Tabela 5 - Quantidade estimada mensal de melão de soja produzida pela BRF	29
Tabela 6 - Produção de caroço de algodão no Brasil	30
Tabela 7 - Quantidade estimada de torta de algodão por Nível Regional	30
Tabela 8 - Caracterização do melão de soja	31
Tabela 9 - Caracterização da torta de algodão	32
Tabela 10 - Preço de venda e atividade descrita para celulases no mercado	34
Tabela 11 - Preço de venda e atividade descrita para lipases no mercado	34
Tabela 12 - Preço de venda determinado para lipases e celulases	35
Tabela 13 - Relações entre produção, atividade e enzima	38
Tabela 14 - Escala de consumo e produção	38
Tabela 15 - Escala de consumo e produção ajustada à jornada de trabalho	39
Tabela 16 - Custos para matérias primas	39
Tabela 17 - Preço de venda determinado para lipases e celulases	40
Tabela 18 - Análise Econômica simplificada	40
Tabela 19 - Comparativo entre fermentação submersa e fermentação em estado sólido	46
Tabela 20 - Levantamento de microrganismos e substratos para produção da lipase	48
Tabela 21 - Levantamento de microrganismos e substratos para produção da celulase	48
Tabela 22 - Vantagens e desvantagens dos biorreatores	52

Tabela 23 - Composição do meio de fermentação para produção de lipases	63
Tabela 24 - Composição do meio de fermentação para produção de celulasas	63
Tabela 25 - Turnos e trabalhadores	69
Tabela 26 - Reaproveitamento de Água Quente no Processo	84
Tabela 27 - Reaproveitamento de Água Fria no Processo	85
Tabela 28 - Reaproveitamento de Água Fria no Processo	85
Tabela 29 - Detalhamento das motobombas escolhidas	90
Tabela 30 - Custos de aquisição e preparação do terreno	94
Tabela 31 - Custos de Estocagem do Substrato	95
Tabela 32 - Lista de equipamentos da ReActio	95
Tabela 33 - Custos de montagem do processo	95
Tabela 34 - Custos de utilidades da ReActio	98
Tabela 35 - Custos de serviços	98
Tabela 36 - Custos de Estocagem do Substrato	99
Tabela 37 - Custos de Frete	99
Tabela 38 - Custos com Folha de Pagamento	100
Tabela 39 - Custos com EPIs	101

Tabela 40 - Custos com Utilidades	102
Tabela 41 - Custos com Itens Diversos	103
Tabela 42 - Receita da ReActio	104
Tabela 43 - Fluxo de caixa da ReActio sem financiamento	105
Tabela 44 - Valor presente para o fluxo de caixa	106
Tabela 45 - Financiamento com o BNDES segundo a modalidade SAC	108
Tabela 46 - Fluxo de caixa da ReActio com financiamento	109

## SUMÁRIO

<b>1 INTRODUÇÃO</b>	19
1.1 OBJETIVOS	19
1.2 JUSTIFICATIVAS	20
1.3 ESTRUTURA	21
<b>2 PRODUTO</b>	22
2.1 DEFINIÇÃO DO PRODUTO	22
<b>2.1.1 Celulases</b>	22
<b>2.1.2 Lipases</b>	23
2.2 PRODUTO COMERCIALIZADO	24
2.3 EXIGÊNCIAS LEGAIS	25
<b>3 ANÁLISE DO MERCADO</b>	27
3.1 MERCADO BRASILEIRO	28
3.2 PÚBLICO-ALVO	29
3.3 CONCORRENTES	29
3.4 FORNECEDORES DE MATÉRIA-PRIMA	30
<b>3.4.1 Melaço de Soja</b>	31
<b>3.4.2 Torta de Algodão</b>	32
<b>3.4.3 Caracterização da Matéria-Prima</b>	34
<b>3.4.4 Microorganismos Utilizados</b>	36
3.5 PREÇO DE VENDA	36
<b>4 EMPRESA</b>	39
4.1 MODELO DE NEGÓCIOS	39
4.2 DEFINIÇÃO DE ESCALA	40
<b>4.2.1 Escala de Produção</b>	40
<b>4.2.2 Escala de Trabalho</b>	41
4.3 SAZONALIDADE DA PRODUÇÃO	42
4.4 ANÁLISE ECONÔMICA SIMPLIFICADA	42
4.5 LOCALIZAÇÃO	43

4.6 DOCUMENTAÇÃO	46
<b>5 ANÁLISE DE TECNOLOGIAS</b>	47
5.1 PROCESSOS UPSTREAM	47
5.2 FERMENTAÇÃO	48
<b>5.2.1 Tipo de Cultivo</b>	48
<b>5.2.2 Microrganismo e Substrato</b>	50
<b>5.2.3 Modo de Operação</b>	51
<b>5.2.4 Biorreator</b>	52
5.3 PROCESSOS DOWNSTREAM	56
<b>5.3.1 Separação dos insolúveis</b>	56
<b>5.3.2 Isolamento e concentração</b>	58
<b>5.3.3 Purificação</b>	59
5.4 QUALIDADE DE MATÉRIA-PRIMA	60
<b>6 PROJETO DO PROCESSO</b>	61
6.1 DIAGRAMA DE BLOCOS	61
6.2 DESCRIÇÃO DO PROCESSO	62
<b>6.2.1 Área 100</b>	65
6.2.1.1 Recepção e armazenamento da matéria-prima	65
6.2.1.1.1 <i>Lipase - Melaço de soja (TK-101)</i>	65
6.2.1.1.2 <i>Celulase - Torta de algodão (L -101)</i>	65
6.2.1.2 Preparo do Meio de Fermentação (M -101 & R-201 a R-208)	65
6.2.1.3 Preparo do inóculo e inoculação	66
6.2.1.3.1 <i>Lipase - C. rugosa</i>	67
6.2.1.3.2 <i>Celulase - A. tubingensis</i>	67
<b>6.2.2 Área 200</b>	67
6.2.2.1 Esterilização do meio (R-201 a R-108)	67
6.2.2.2 Esterilização do ar	68
6.2.2.3 Fermentação (R-201 a R-208)	68
6.2.2.3.1 <i>Lipase</i>	69

6.2.2.3.2 <i>Celulase</i>	69
<b>6.2.3 Área 300</b>	69
6.2.3.1 Centrifugação (S-301)	69
6.2.3.2 Ultrafiltração (U-301)	70
6.2.3.3 Lipase - Cromatografia de Troca Iônica (C-301)	70
6.2.3.4 Celulase - Estabilização e mistura (M-301)	71
6.2.3.5 Envasamento e estocagem (F-301)	71
6.2.3.6 Osmose Reversa (O-301)	71
6.3 PLANEJAMENTO DA PRODUÇÃO	72
6.4 CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO	75
<b>6.4.1 Controle do processo produtivo</b>	75
<b>6.4.2 Diagrama de tubulação e instrumentação do biorreator</b>	75
<b>6.4.3 Estratégia de controle adotada</b>	77
6.5 DESCRIÇÃO DOS EQUIPAMENTOS DE PROCESSO	78
<b>6.5.1 Área 100</b>	78
6.5.1.1 Silos (L-101)	78
6.5.1.2 Rosca Varredora (RV-101)	78
6.5.1.3 Tanques de Armazenamento (TK-101, TK-102)	78
6.5.1.4 Misturadores (M-101)	79
<b>6.5.2 Área 200</b>	79
6.5.2.1 Biorreatores (R-201 a R-208)	79
<b>6.5.3 Área 300</b>	80
6.5.3.1 Centrífuga Screen Scroll (S-301)	80
6.5.3.2 Módulo de Ultrafiltração (U-301)	80
6.5.3.3 Cromatógrafo (C-301)	80
6.5.3.4 Osmose reversa (O-301)	80
6.5.3.5 Tanques de Mistura (M-301)	81
6.5.3.6 Envasadora (F-301)	81
6.5.3.7 Trocadores de Calor (TC-301)	81

6.6 UTILIDADES	82
<b>6.6.1 Vapor</b>	84
<b>6.6.2 Água Fria</b>	85
<b>6.6.3 Água Quente</b>	86
<b>6.6.4 Água Gelada</b>	86
<b>6.6.5 Ar Comprimido</b>	87
<b>6.6.6 Integração energética</b>	87
6.6.6.1 Reaproveitamento de Vapor e Condensado	88
6.6.6.2 Reaproveitamento de Água Quente	88
6.6.6.3 Reaproveitamento de Água Fria	89
6.7 DESCRIÇÃO DOS EQUIPAMENTOS DE UTILIDADES	90
<b>6.7.1 Vapor</b>	90
6.7.1.1 Caldeira	90
6.7.1.2 Tanque de Condensado	90
<b>6.7.2 Água Fria</b>	91
6.7.2.1 Sistema de captação de água	91
6.7.2.2 Reservatórios	91
<b>6.7.3 Água Quente</b>	91
6.7.3.1 Tanque de Aquecimento	91
<b>6.7.4 Água Gelada</b>	92
6.7.4.1 Chiller	92
<b>6.7.5 Ar Comprimido</b>	92
6.7.5.1 Compressor	92
6.7.5.2 Tanque de Armazenamento	92
6.7.5.3 Trocadores de Calor (TC-201, TC-202)	93
<b>6.7.6 Válvulas de controle</b>	93
<b>6.7.7 Tubulações e bombas</b>	94
6.6 CONTROLE DE QUALIDADE	95
<b>6.6.1 Análise das matérias-primas</b>	95

<b>6.6.2 Análises do inóculo</b>	95
<b>6.6.3 Análises da enzima diluída</b>	96
<b>6.6.4 Análises do produto final</b>	96
6.7 TRATAMENTO DE EFLUENTES E RESÍDUOS	96
6.8 LAYOUT	97
<b>7 ANÁLISE ECONÔMICA</b>	99
7.1 CUSTOS DA PREPARAÇÃO DE TERRENO	99
7.2 CUSTOS DE ESTOCAGEM	99
7.3 CUSTOS DE PROCESSO	100
7.4 CUSTOS DAS UTILIDADES	103
7.5 CUSTOS DE SERVIÇOS	103
7.6 CUSTOS DE PRODUÇÃO	104
<b>7.6.1 Custos com Matéria-Prima</b>	104
<b>7.6.2 Custos com Folha de Pagamento</b>	105
<b>7.6.3 Custos com EPIs</b>	106
<b>7.6.4 Custo com Utilidades</b>	107
<b>7.6.5 Custo do Tratamento de Efluentes</b>	107
<b>7.6.6 Custo das Embalagens</b>	108
<b>7.6.7 Outros Custos de Produção</b>	108
<b>7.6.8 Custo com Seguros</b>	108
7.7 OUTROS CUSTOS DIVERSOS	108
7.8 RECEITAS	109
<b>8 VIABILIDADE ECONÔMICA</b>	110
8.1 TAXA MÍNIMA DE ATRATIVIDADE	110
8.2 FLUXO DE CAIXA E PONTO DE EQUILÍBRIO	110
8.3 VALOR PRESENTE LÍQUIDO	111
8.4 PRAZO DE RETORNO DE INVESTIMENTO	112
8.5 ÍNDICE DE LUCRATIVIDADE E TAXA DE RENTABILIDADE	112
8.6 FINANCIAMENTO	113

<b>9 CONCLUSÃO</b>	115
<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b>	116
<b>APÊNDICE A - MEMORIAL DE CÁLCULO DOS BALANÇOS DE MASSA</b>	132
<b>APÊNDICE B - MEMORIAL DE CÁLCULO DO BALANÇO DE ENERGIA</b>	154
<b>APÊNDICE C - MEMORIAL PARA PROJETO DE INSTALAÇÕES</b>	160
<b>APÊNDICE D - DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS DAS UTILIDADES</b>	184
<b>APÊNDICE E - DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS DE PROCESSO</b>	189
<b>APÊNDICE F - LAYOUTS</b>	196
<b>ANEXO A - BALANÇA DETERMINADORA DE UMIDADE</b>	203
<b>ANEXO B - SILO DE FUNIL CÔNICO</b>	204
<b>ANEXO C - ROSCA VARREDORA COM PAINEL DE CONTROLE AUTOMÁTICO</b>	206
<b>ANEXO D - TANQUES DE ARMAZENAMENTO</b>	207
<b>ANEXO E - TANQUES DE MISTURA</b>	209
<b>ANEXO F.1 - MÓDULO DE BIOREACTORES</b>	211
<b>ANEXO F.2 - DIMENSÕES DE BIORREACTORES</b>	212
<b>ANEXO G - CENTRÍFUGA</b>	214
<b>ANEXO H - MÓDULO DE ULTRAFILTRAÇÃO</b>	215
<b>ANEXO I - MÓDULO DE CROMATOGRAFIA</b>	217
<b>ANEXO J - MÓDULO DE OSMOSE REVERSA</b>	219
<b>ANEXO K - MISTURADOR DUPLO EIXO</b>	220
<b>ANEXO L.1 - ENCHEDORA AUTOMÁTICA</b>	221
<b>ANEXO L.2 - TAMPADORA AUTOMÁTICA</b>	223

<b>ANEXO L.3 - ESTEIRA E VISOR DE INSPEÇÃO</b>	224
<b>ANEXO M - TROCADORES DE CALOR TIPO CASCO E TUBO</b>	225
<b>ANEXO N.1 - MOTOBOMBAS CENTRÍFUGAS</b>	227
<b>ANEXO N.2 - COMPRIMENTO EQUIVALENTE DOS ACESSÓRIOS E FATOR DE PERDA DE CARGA DA TUBULAÇÃO</b>	228
<b>ANEXO O - ESPECTROFOTÔMETRO</b>	230
<b>ANEXO P - CONDUTIVÍMETRO</b>	231
<b>ANEXO Q - VÁLVULA DE AMOSTRAGEM</b>	232
<b>ANEXO R - CAIXA DE GORDURA</b>	233
<b>ANEXO S - ESTAÇÃO PARA TRATAMENTO DE EFLUENTES TIPO AERÓBIA</b>	234
<b>ANEXO T - TANQUES DE AQUECIMENTO</b>	235
<b>ANEXO U - APARELHO MEDIDOR DA DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXIGÊNIO (DBO)</b>	236
<b>ANEXO V - CALDEIRA</b>	237
<b>ANEXO W - CHILLER</b>	238
<b>ANEXO X - MOTOBOMBA SUBMERSA</b>	240
<b>ANEXO Y - COMPRESSOR</b>	242
<b>ANEXO Z - TANQUE DE CONDENSADO</b>	243
<b>ANEXO AA - RESERVATÓRIOS SUPERIORES DE ÁGUA</b>	244
<b>ANEXO AB - RESERVATÓRIO INFERIOR DE ÁGUA</b>	246
<b>ANEXO AC - VÁLVULA DE CONTROLE</b>	246
<b>ANEXO AD - AÇO A53 SCH40</b>	250
<b>ANEXO AE - SUPORTES</b>	251
<b>ANEXO AF - AGITADOR E NÚMERO DE POTÊNCIA</b>	252

<b>ANEXO AG - EQUIPAMENTOS AUXILIARES</b>	253
<b>ANEXO AG.1 - LAVA LOUÇAS</b>	253
<b>ANEXO AG.2 - CALANDRA</b>	254
<b>ANEXO AG.3 - LAVA ROUPAS E SECADORA</b>	255
<b>ANEXO AH - CALHA DE ISOLAMENTO DE POLIURETANO EXPANDIDO E FIBRA CERÂMICA</b>	256
<b>ANEXO AI - RESERVATÓRIO DE AR COMPRIMIDO</b>	257
<b>ANEXO AJ - TABELA DE PROPRIEDADES DOS FLUIDOS</b>	258

## 1 INTRODUÇÃO

Enzimas são catalisadores de reações que agem de forma mais específica e com o mínimo de subprodutos se comparadas a catalisadores químicos. Desta forma, segundo Machado (2013), o uso de enzimas se torna uma alternativa aos processos químicos e uma realidade nos mais diversos setores da indústria, principalmente de alimentos, bebidas, produtos de limpeza e papel.

Olhando para o mercado global, é estimado que entre 2018 e 2023 a indústria de enzimas tenha crescido 9,2% ao ano, e para as enzimas voltadas a biocombustíveis se estimou uma avaliação de aproximadamente US\$1 bilhão até o ano de 2020 (EMBRAPA, 2020).

No setor de biocombustíveis o destaque se dá na produção de biodiesel e etanol de segunda geração, onde podem ser empregadas as enzimas lipase e celulase, respectivamente. A lipase atua na reação de transesterificação, transformando óleos ou gorduras em biodiesel, e tem como vantagem sobre a rota química principalmente a não formação de sabão durante a reação (MACHADO, 2013).

O uso da celulase permite a fermentação da glicose por meio da promoção da hidrólise da celulose presente em materiais lignocelulósicos, como o bagaço e a palha da cana-de-açúcar, por exemplo. Nesta rota há uma menor demanda de energia e menor geração de efluentes se comparada à rota química (MACHADO, 2013).

O Brasil é um grande produtor de biodiesel (atualmente por rota química) e de etanol, principalmente de primeira geração, sendo considerado o segundo maior do mundo, segundo Guimarães, Colavite e Silva (2019). Por isso, considerando preocupações ambientais, a rota enzimática e a produção de etanol 2G se tornam uma realidade cada vez mais viável. Além disso, no país, há uma grande quantidade de resíduos agroindustriais com potencial para substratos e biomassa, necessário para a produção dos biocombustíveis utilizando enzimas. Dessa forma, se faz necessário seu reaproveitamento e a conexão entre o futuro do mercado de combustíveis e essa disponibilidade.

### 1.1 OBJETIVOS

O presente trabalho visa a análise da implantação de uma unidade fabril da empresa ReActio e subsequente produção e distribuição de produtos enzimáticos de celulase e lipase para a produção de etanol e biodiesel por rota enzimática. Para tanto, objetiva-se:

- Realizar a análise de mercado, determinando público consumidor e seus requerimentos, possíveis fornecedores e competidores;
- Realizar a revisão e análise das diferentes rotas tecnológicas existentes para a obtenção do produto desejado e determinar o melhor processo produtivo;
- Realizar os cálculos do projeto, com os respectivos balanços de massa e energia, dimensionamentos dos equipamentos e utilidades necessárias à unidade industrial;
- Realizar a análise da viabilidade econômica do processo.

## 1.2 JUSTIFICATIVAS

A partir dos objetivos definidos e com base no contexto atual da produção de biodiesel e etanol, o presente projeto tem como justificativas para a sua implantação:

- Futuro das produções por rota enzimática: Ao converter biomassa em energia tem-se uma solução sustentável para o futuro, podendo se tornar uma estratégia de consumo viável e predominante (FEY, 2016);
- Uso de resíduos: O substrato para a produção da celulase contém o resíduo agroindustrial chamado de torta de algodão, oriundo do esmagamento do caroço de algodão ao retirar seu óleo. Já um componente do meio de cultivo para a produção da lipase, o melaço de soja, é um resíduo da extração de proteínas da soja. Utilizá-los na produção reduz custos e garante um bom direcionamento dessa matéria, que poderia não ser aproveitada;
- Impacto ambiental: Além da utilização de resíduos, existem outras vantagens relacionadas às rotas enzimáticas. A produção de etanol de segunda geração pode ocorrer por rota química (ácida, nesse caso), porém utiliza uma grande quantidade de água para garantir a eficiência (DE ARAÚJO; GARRIDO, 2013);
- Produção nacional: Atualmente, as enzimas utilizadas no Brasil para fins de transformação de biomassa, que leva a produção dos biocombustíveis em questão, são importadas. Uma produção nacional pode levar à redução do preço para o consumidor e até mesmo a possibilidade de exportações no futuro;
- Redução de custos para o consumidor: Além da utilização de resíduos como parte do meio de cultura, outro fator importante é não ter a necessidade de importar as enzimas, evitando a adição de taxas de importação sobre o produto.

### 1.3 ESTRUTURA

No Tópico 2 são descritos os produtos produzidos pela empresa ReActio, e abordadas as características dos mesmos, enquanto no Tópico 3 tem-se a descrição na análise de mercado realizada para venda de tais produtos, tratando de fornecedores de matéria-prima, compradores das soluções enzimáticas e concorrentes no ramo. Definidos produto e situação do mercado, o Tópico 4 traz as definições da empresa para o cenário encontrado, apresentando desde a escala de produção até localização escolhida para a indústria, descrevendo a análise econômica preliminar realizada para verificação inicial da viabilidade do empreendimento.

O Tópico 5 descreve as tecnologias disponíveis para a produção de celulase e lipase, mostrando os processos escolhidos. Com isso, no Tópico 6, inicialmente são detalhados os processos e, posteriormente, os equipamentos utilizados para tais. Ainda no Tópico 6 é mostrado o planejamento da produção, controle e instrumentação dos biorreatores, descrição das utilidades, tratamento de efluentes, controle de qualidade e layout. Os anexos trazem as escolhas de equipamentos e os apêndices apresentam os cálculos realizados para encontrar dimensões e demandas, divididos em balanço de massa, balanço de energia, projeto das instalações, dimensionamento para o processo e dimensionamento para as utilidades. Por fim, os Tópicos 7 e 8 trazem a descrição da análise e viabilidade econômica.

## **2 PRODUTO**

Biocatalisadores formam o repertório catalítico da biologia, com o objetivo de facilitar as reações químicas (SHELDON; WOODLEY, 2018). Esses biocatalisadores são representados pelas enzimas, proteínas especializadas e específicas para um tipo de reação e substrato.

Enzimas catalisam uma série abrangente de reações químicas, usualmente sob condições brandas e alta seletividade (AL-ZUHAIR et al., 2011). Tais características tornam esses catalisadores atrativos para aplicações industriais, possibilitando rendimentos comparáveis às rotas sintéticas (LEHNINGER; NELSON; COX, 2005) , com menor produção de resíduos e condições brandas de processo.

### **2.1 DEFINIÇÃO DO PRODUTO**

A produção de biocombustíveis oferece uma alternativa ao uso de combustíveis fósseis. A adoção dessas tecnologias, porém, não é sem obstáculos. Dentre eles, destaca-se a competição por matérias-primas, muitas vezes com a indústria de alimentos (KOIZUMI, 2015). Combustíveis de segunda geração prometem amenizar essa competição, ao utilizar substratos lignocelulósicos na produção de biocombustíveis (DAHMAN et al., 2019). Essa rota, porém, também apresenta seus desafios, nominalmente, o custo de tratamento dessas matérias primas, refino e logística (BALAN, 2014).

O tratamento de matérias primas e a produção propriamente dita podem ser realizados tanto por rota química ou enzimática. A atuação de enzimas nesses processos promete baixar custos de operação e permitir o uso de matérias primas de menor valor, muitas vezes rejeitos de outras indústrias (BALAN, 2014). Assim, as propriedades catalíticas das enzimas permitem uma modificação na rota de produção desses combustíveis. Dentre as enzimas com potencial nessa área, destacam-se as celulasas e as lipases.

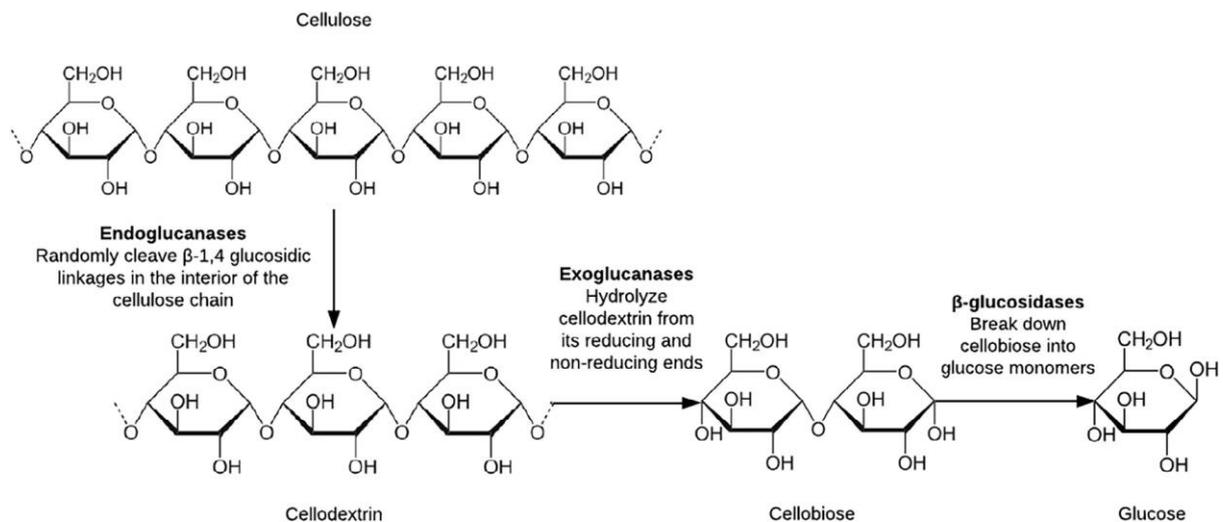
#### **2.1.1 Celulasas**

As celulasas são enzimas caracterizadas por atacar a celulose, um polissacarídeo linear constituído de uma parte amorfa e outra cristalina, por meio de hidrólise. Por conta disso, são classificadas como hidrolases (GUPTA et al., 2019).

A lise da celulose ocorre pela atuação de várias enzimas em conjunto. Essas atuam de forma sinérgica para realizar a quebra da celulose, possuindo seletividade em relação a uma parte diferente das estruturas cristalina e amorfa da celulose. A degradação do biopolímero

ocorre, então, pela ação de três principais classes de enzima, as endoglucanases, exoglucanases e as  $\beta$ -glucosidases. O processo de hidrólise enzimática é exemplificado na Figura 1.

Figura 1 - Degradação da celulose em glicose



Fonte: Aditya et al. (2016).

As endoglucanases atuam na região interna de celulose, gerando oligossacarídeos menores que são posteriormente degradados por outras enzimas. As exoglucanases atuam nas extremidades do polímero celulósico, produzindo um oligossacarídeo denominado celobiose. Finalmente, as  $\beta$ -glucosidases clivam a celobiose por meio de hidrólise, gerando duas moléculas de glicose. Assim, o polissacarídeo estrutural da celulose pode ser transformado em glicose, com alto potencial energético.

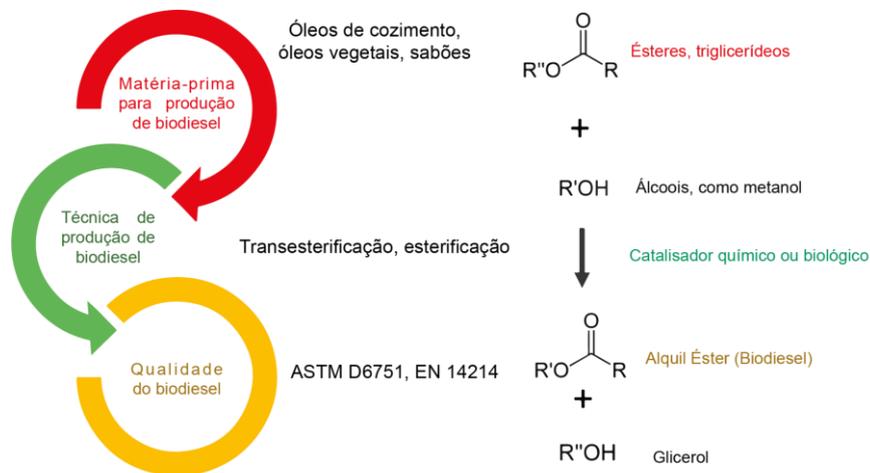
A utilização de celulases durante o processo de tratamento de material lignocelulósico permite que açúcares retidos nesses materiais tornem-se disponíveis para a fermentação, dando origem ao etanol. Assim, enzimas que degradam celulose contribuem para a matriz sustentável de combustíveis, tornando esses processos mais viáveis economicamente e oferecendo respostas aos desafios impostos pela tecnologia (CASCIA TORI; CASCIA TORI-FRASSATTO, 2018).

### 2.1.2 Lipases

As enzimas lipases agem como um catalisador e hidrolisam cadeias longas de triglicerídeos. Ou seja, são capazes de promover a transesterificação de gorduras em ácidos graxos e, finalmente, ésteres, na presença de álcool (QUAYSON et al., 2020). Dessa forma, o uso de lipases permite uma catálise rápida, sob baixas temperaturas e sob pressão atmosférica,

burlando as desvantagens relacionadas ao uso de catalisadores químicos na produção de biodiesel. O processo de transesterificação catalisado por lipases encontra-se na Figura 2.

Figura 2 - Processo de Esterificação de triglicerídeos



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

Na produção de biodiesel, lipases são utilizadas de forma livre ou imobilizada. Lipase livre oferece vantagens como fácil uso e barata preparação (BHAN E GHARU, 2020). Dessa forma, a lipase livre é uma interessante alternativa à catalisadores químicos para a produção de biodiesel.

## 2.2 PRODUTO COMERCIALIZADO

A ReActio comercializa enzimas extracelulares: celulasas e lipases. Essas enzimas visam atender as indústrias de produção de biocombustíveis, sendo estes o etanol de segunda geração e biodiesel, respectivamente. De acordo com isso, o produto final apresentará especificações conforme a necessidade do mercado consumidor e visando maximizar a obtenção dos produtos finais.

As enzimas são comercializadas em solução líquida, em frasco plástico, garantindo a estabilidade do produto dentro das condições de armazenamento recomendadas, isto é, em local seco, protegido da luz solar e com temperaturas amenas. As principais especificações acerca dos produtos da ReActio estão apresentadas na Tabela 1 e mais informações sobre os microrganismos escolhidos podem ser obtidas no item 3.4.4.

As enzimas comercializadas têm seu melhor desempenho sob condições específicas de temperatura e pH. Essas especificações encontram-se na Tabela 2.

Tabela 1 - Especificação de comercialização das celulases e lipases

<b>Especificação</b>	<b>Celulases</b>	<b>Lipases</b>
Origem	<i>A. tubingensis</i>	<i>C. rugosa</i>
Atividade declarada (U/L meio)	200000	700000
Dosagem recomendada (L/ton <sub>substrato</sub> )	40	64
Embalagem (L)	20	20

Fonte: Morais, de *et al.*, (2016) ; Santos *et al.* (2015) ; Autores (2023).

Tabela 2 - Especificação de uso das celulases e lipases

<b>Especificação</b>	<b>Celulases</b>	<b>Lipases</b>
Origem	<i>A. tubingensis</i>	<i>C. rugosa</i>
Faixa de pH	2,5 - 3,0	2,5 - 3,0
Faixa de Temperatura (°C)	30 °C	25 °C - 30 °C

Fonte: De Morais et al. (2016b); Santos et al. (2015b).

Para melhor aproveitamento do produto, recomenda-se o uso sob as condições apresentadas.

### 2.3 EXIGÊNCIAS LEGAIS

Para que os produtos sejam comercializados e reconhecidos no mercado de enzimas para conversão de biomassa, é necessário que produzam biocombustíveis de qualidade. O biodiesel e o etanol de segunda geração só podem ser disponibilizados ao mercado consumidor após obterem o chamado Certificado de Qualidade que, segundo a Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP), é o documento que apresenta os resultados das análises das características físico-químicas do biocombustível.

A Resolução ANP nº 19 de 15 de abril de 2015 regulamenta que, a cada batelada de etanol a ser comercializada, deverá ser emitido o Certificado de Qualidade. Nele, será avaliado, principalmente, teor de sulfato, ferro, sódio e enxofre, além do teor alcoólico, massa específica a 20°C e pH. Já a resolução ANP nº 45 de 25 de agosto de 2014 trata do biodiesel. Igualmente,

para emissão do certificado, é necessário garantir parâmetros como massa específica a 20 °C, teor de água, pH e estabilidade à oxidação a 110 °C.

Portanto, a celulase e lipase produzidas pela ReActio deverão, além de promover uma boa conversão de biomassa, garantir que o produto seja competitivo e dentro do exigido pela ANP.

Nesse sentido é válido olhar também para a RDC nº 54 de 7 de outubro de 2014 que, apesar de valer apenas para enzimas e soluções enzimáticas para fins alimentícios, traz parâmetros que garantem qualidade, como a necessidade da adequada caracterização do produto, que este atenda aos requisitos de pureza e de identidade previstos e que o meio de cultura onde será produzido não tenha contaminantes que possam prejudicá-lo.

### 3 ANÁLISE DO MERCADO

No contexto da busca por alternativas energéticas mais verdes, a produção de etanol de segunda geração e biodiesel têm se mostrado alternativas promissoras (WIETSCHEL et al., 2021). Capazes de serem produzidos por diversas rotas, a rota enzimática apresenta grande interesse, devido a eficiência, seletividade e sustentabilidade destes processos. (MONTEIRO; SILVA, 2009)

Em 2020, a produção brasileira de etanol foi de 32,6 bilhões de litros. Deste volume, apenas cerca de 100 milhões de litros foram produzidos por rotas de segunda geração (PROPEQ, 2020). Já a produção de biodiesel, em 2021, somou-se 7 bilhões de litros, entretanto, a rota enzimática de produção do biodiesel ainda é, majoritariamente, em escala de pesquisa (EMBRAPA, 2016). Segundo Monteiro e Silva (2009), o Brasil se apresenta como um país importador de enzimas, e ainda apresenta um uso reduzido de enzimas em processos industriais quando comparado a outros países. Ao se considerar a grande produção e consumo de biocombustíveis no país, fica evidente a necessidade de diversificar as rotas produtivas e trazer alternativas mais sustentáveis.

Estatísticas do Comex Stat revelam que, em 2020, mais de 700 mil quilogramas de enzimas preparadas à base de celulase foram importadas pelo Brasil, contra cerca de 210 mil quilogramas exportados. Dados específicos referentes à lipases não são detalhados pela Nomenclatura Comum do Mercosul, no entanto, estão incluídas nas descrições de outras enzimas preparadas e outras enzimas e seus concentrados. As importações desta categoria de enzimas somaram mais de 14 milhões de toneladas, contra cerca de 4 milhões de toneladas exportadas. Esses valores causam um déficit de mais de 91 milhões de dólares na balança comercial de importação e exportação.

Informações do Faz Comex mostram que as alíquotas de imposto sobre importação destas categorias somam 25,75% do valor do produto, entre a Contribuição para o Financiamento da Seguridade Social (COFINS), Programa de Integração Social (PIS) e imposto sobre a importação de produtos estrangeiros. Fica evidente, portanto, as vantagens econômicas da produção dos produtos enzimáticos para biocombustíveis que seja produzido em solo brasileiro, livre de impostos de importação.

No contexto do Brasil, como país de grande parte da economia baseada no agronegócio, grandes quantidades de resíduos agrícolas são produzidas todos os anos, muitos deles passíveis de serem usados na produção de diversas formas de energia. A Empresa de Pesquisa e Energética (EPE), aponta, em uma pesquisa de 2019, que 510 milhões de toneladas

em base seca de resíduos agrícolas poderiam ter aproveitamento energético. Esses resíduos agroindustriais podem ser utilizados como matéria-prima na produção de etanol de segunda geração, o que agrega valor ao resíduo, ajuda na questão da poluição causada por estes rejeitos e possui a vantagem de não exigir uma área de plantio que compita com o plantio de alimentos (MALA et al., 2007).

Dessa forma, a produção de celulase e lipase para produção de etanol de segunda geração e de biodiesel se mostra interessante no contexto socioeconômico brasileiro.

### 3.1 MERCADO BRASILEIRO

Segundo Mussatto, Fernandes e Milagres (2007), a indústria mundial de enzimas girava, em 2007, cerca de US\$ 2,3 bilhões anuais. O seu foco era, principalmente, nos setores industriais alimentícios, de produtos de limpeza, de tecidos e, também de ração animal.

Ao trazer o enfoque para o mercado brasileiro, em 2005, os números se mostram relativamente pequenos quando comparados ao escopo global desse mercado. O total de importações de enzimas chegava à casa dos US\$ 31 milhões, contudo, o mercado de exportação de enzimas não ultrapassou os US\$ 3 milhões (MUSSATTO; FERNANDES; MILAGRES, 2007).

O mercado de enzimas, tanto global quanto brasileiro, porém, apresenta certa mudança de aspecto quando dados mais recentes são analisados. Consoante Papadaki *et al.* (2020), em 2017, o mercado global de enzimas já apresentava cifras de US\$ 7,1 bilhões em 2017, sendo projetado que tal número atinja US\$ 10 bilhões em 2024, com taxa de crescimento de mercado esperada de 5,7% de 2018 para 2024.

Em território nacional percebe-se, também, um tímido desenvolvimento deste mercado. No ano de 2019, segundo EMBRAPA (2020), cerca de 30 mil toneladas de enzimas ou preparações enzimáticas foram importadas no país. Tal valor se mostra relativamente grande quando se comparado aos valores de exportações de enzimas no país, que somam perto de 9,3 mil toneladas. As enzimas que possuem maior interesse em território nacional são as amilases, amplamente utilizadas nas indústrias têxtil, de cosméticos, de ração animal, de produtos de limpeza, de panificação e suco e, finalmente, cervejeira (EMBRAPA, 2020).

Além disso, a potencialidade de expansão do mercado de enzimas no Brasil é inegável. Tal potencialidade se deve, principalmente, à expansão do mercado global de biocombustíveis. Nas últimas duas décadas, diversos importantes programas de incentivo brasileiros que têm como meta o desenvolvimento de tecnologias que visam melhor viabilizar a fabricação de

etanol de segunda geração foram criados (SILVA, 2016). Há, também, grande interesse na integração de maneira eficiente da utilização de hidrólise enzimática para o emprego durante a transesterificação na produção de biodiesel. A utilização de tais enzimas como reagentes pode simplificar diversas etapas obrigatórias no atual processo industrial de produção de biodiesel (SOUSA et al., 2015).

### 3.2 PÚBLICO-ALVO

Em 2021, o Brasil produziu cerca de 7 bilhões de litros de biodiesel. Tal produção se reflete em um mercado produtor que é composto por 27,4% de produção do Rio Grande do Sul, 19,5% do Mato Grosso, 18% do Paraná e 14,3% de Goiás (ANP, 2022a). Portanto, pode-se dizer que os principais clientes da solução enzimática serão das regiões de maior produção do biocombustível, como uma forma de inovação para a rota química altamente empregada atualmente. Entre as empresas, pode-se citar a Potencial Biodiesel, Olfar, BSBios e Granol (BIODIESELBR, 2011).

Para o etanol, foram produzidos 30 bilhões de litros, tanto hidratado quanto anidro, em 2021. O principal estado produtor é São Paulo, com 40,1% da produção do país (ANP, 2022b), no qual possui possíveis clientes as seguintes empresas: Copersucar, Biosev e Tereos (JORNAL CANA, 2018).

### 3.3 CONCORRENTES

Como já comentado no Tópico 2.1, as indústrias produtoras de enzimas normalmente tem seus produtos destinados aos setores alimentícios, farmacêuticos e agrícolas. Nesse sentido, destacam-se as empresas AB Enzymes, DSM, Aum Enzymes, BASF, Chr. Hansen e DuPont (FLORES; BELLADONA, 2020).

No mercado estão disponíveis coquetéis enzimáticos para a produção de etanol de segunda geração, como o ACCELLERASE® TRIO™, fabricado pela Genencor, e o ACCELLERASE® 1500, fabricado pela DuPont.

No segmento de produção de enzimas para utilização em conversão de biomassa, o que é aplicado na produção de biocombustíveis, a maior fornecedora para a América Latina é a empresa Novozymes. No seu portfólio se destacam, nessa área, três coquetéis enzimáticos voltados à produção de etanol de segunda geração. Ainda, há um coquetel voltado à conversão de óleos em biodiesel (Novozymes, 2022).

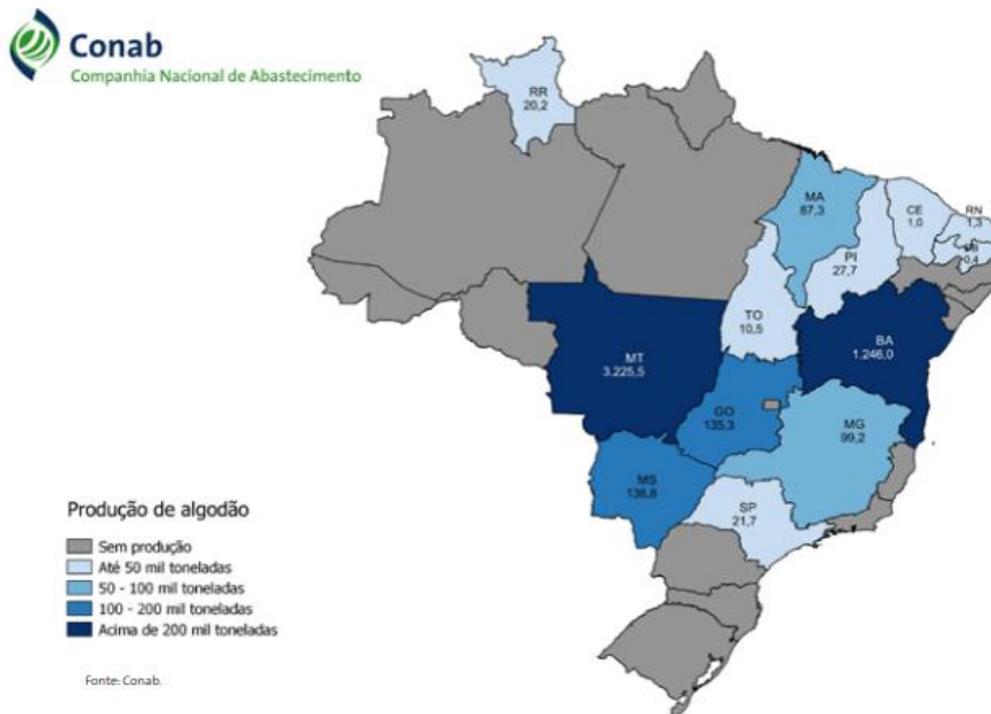
Suas vendas de soluções enzimáticas para o setor tiveram um crescimento de 11% no ano de 2021, atendendo principalmente o mercado norte-americano (FERNANDES, 2015).

A Novozymes é uma multinacional, com sede na Dinamarca. Olhando para as vendas totais, 11% delas foram para a América Latina. A empresa conta com uma unidade em Araucária - PR, porém esta unidade não possui produtos voltados à bioenergia e sim à agricultura (NOVOZYMES A/S, 2021).

### 3.4 FORNECEDORES DE MATÉRIA-PRIMA

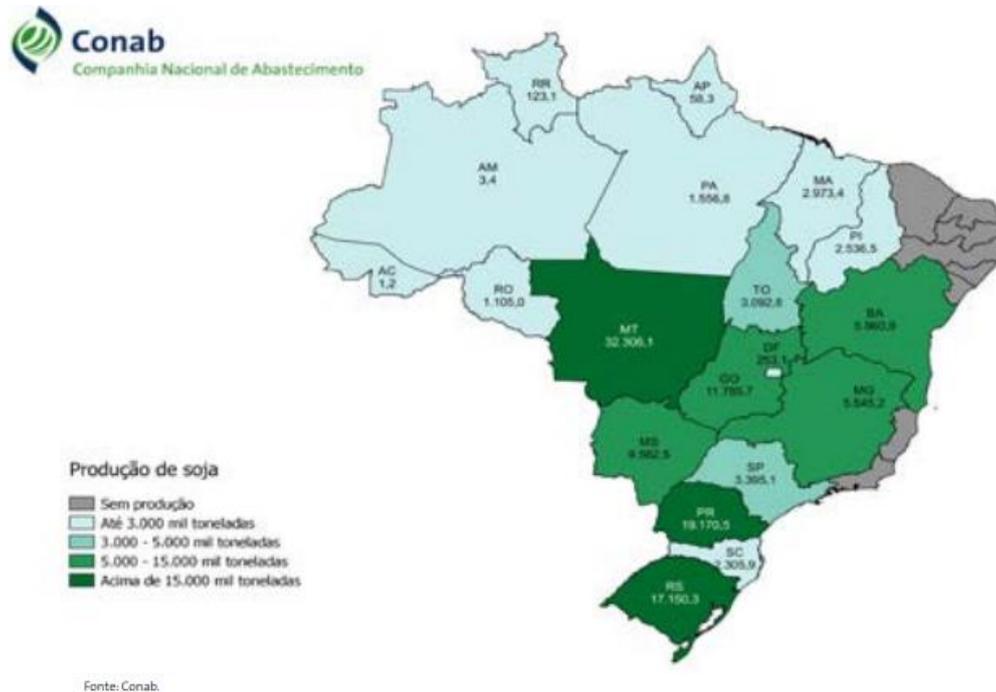
As matérias-primas do processo de produção consistem em subprodutos da extração da proteína de soja e processamento do caroço de algodão. Dessa forma, a obtenção das matérias-primas está diretamente relacionada à produção de soja e algodão e à manufatura de produtos associados. As Figuras 3 e 4 a seguir representam a distribuição geográfica das culturas de algodão e soja no Brasil.

Figura 3 - Produção de algodão no Brasil em 2017/2018



Fonte: CONAB (2018).

Figura 4 - Produção de Soja no Brasil em 2017/2018



Fonte: CONAB (2018).

### 3.4.1 Melaço de Soja

O melaço de soja é um subproduto resultante da extração da proteína de soja (ROMÃO et al., 2012). Desta forma, sua obtenção está diretamente relacionada ao beneficiamento de soja no Brasil. Partindo da produção e consumo de apenas um dos produtos que utilizam a proteína de soja em sua composição, a salsicha, pode-se deduzir a disponibilidade e localização do melaço de soja.

De acordo com o Serviço Brasileiro de Respostas Técnicas, a proteína de soja pode ser adicionada à composição da salsicha em até 10,5% sem a necessidade de declaração no rótulo. Apenas a BRF, dona das marcas Sadia e Perdigão, produz 20 mil toneladas de salsicha por mês (MADUREIRA, 2021).

Segundo Siqueira *et al.*, 2008, uma planta industrial com a capacidade de produção de 600 toneladas por dia de proteína de soja produz 220 toneladas diárias de melaço. Dessa forma, pode-se suprir facilmente a necessidade deste substrato.

As maiores plantas industriais processadoras de salsicha da BRF se localizam em Seropédica, no Rio de Janeiro, com uma capacidade produtiva de 140 toneladas de salsicha por

dia (MADUREIRA, 2021), e em Videira, Santa Catarina, com capacidade para produzir 360 toneladas diárias (MENDES, 2012).

As Tabelas 3, 4 e 5 trazem a produção mensal de proteína de soja e melaço de soja destas duas unidades.

Tabela 3 - Produção mensal de salsicha no Brasil pela BRF

Nível Regional	Produção	
	Total (ton)	Fração do total (%)
Brasil	20.000	-
Santa Catarina	10.080	50,40
Rio de Janeiro	3.920	19,60

Fonte: Mendes (2012) ; Madureira (2021) ; Autores (2023)

Tabela 4 - Quantidade estimada mensal de proteína de soja produzida pela BRF

Nível Regional	Produção Total (ton)
Brasil	2100
Santa Catarina	1058,40
Rio de Janeiro	411,60

Fonte: Autores (2023)

Tabela 5 - Quantidade estimada mensal de melaço de soja produzida pela BRF

Nível Regional	Produção Total (ton)
Brasil	770
Santa Catarina	388,08
Rio de Janeiro	150,92

Fonte: Siqueira *et al.* (2008) ; Autores (2023)

### 3.4.2 Torta de Algodão

A torta de algodão é um subproduto proveniente do processamento do caroço do algodão, e é amplamente usado na suplementação da ração de ruminantes (ARAÚJO, 2018). O caroço de algodão é obtido já nas máquinas algodoeiras, após a retirada da pluma. Desta forma,

sua obtenção está diretamente relacionada à localização geográfica da produção de algodão no Brasil.

Os Estados que se destacam na produção de algodão no país são, em ordem: Mato Grosso, Bahia, Minas Gerais, Goiás e Mato Grosso do Sul. Apenas a produção do Mato Grosso resulta em 2,7 vezes a soma da produção das outras regiões do Brasil (COÊLHO, 2021). A Tabela 6 apresenta a produção de caroço de algodão nos Estados citados.

Tabela 6 - Produção de caroço de Algodão no Brasil

Nível Regional	Produção	
	Total (ton)	Fração do total nacional (%)
<b>Brasil</b>	3436900	-
Mato Grosso	2327100	67,71
Bahia	760000	22,11
Minas Gerais	67400	1,96
Goiás	71100	2,07
Mato Grosso do Sul	64600	1,88

Fonte: CONAB (2021).

Em geral, o processamento de 1 tonelada de caroço de algodão gera cerca de 433 kg de torta de algodão (OSTI; PANDEY, 2006). Desta forma, as quantidades de torta de algodão provenientes de cada um dos Estados é significativamente menor do que do caroço obtido, como observa-se na Tabela 7.

Tabela 7 - Quantidade estimada de torta de algodão por Nível Regional

Nível Regional	Produção Total (ton)
<b>Brasil</b>	1488177,70
Mato Grosso	1007634,30
Bahia	329080
Minas Gerais	29184,20
Goiás	30786,30
Mato Grosso do Sul	27971,80

Fonte: Autores (2023).

### 3.4.3 Caracterização da Matéria-Prima

O melaço de soja (Figura 5) é um subproduto obtido no processamento de proteína de soja, sendo rico em açúcares, nitrogênio e outros macronutrientes (ROMÃO et al., 2012). Sua densidade fica entre 1,30 e 1,35 g/mL a temperatura ambiente (MILLENIUM, 2014).

Figura 5 - Melaço de Soja



Fonte: Millenium (2014)

Rico em carboidratos, que representam 60,8% da massa seca, o melaço de soja também apresenta proteínas e lipídios. A composição do substrato é apresentada na Tabela 8.

Tabela 8 - Caracterização do melaço de soja

<b>Componente</b>	<b>Porcentagem em massa seca (%)</b>
Glucose	4,59
Frutose	2,93
Sacarose	25,99
Rafinose	11,74
Estaquiiose	15,50
Proteínas	6,44
Lipídios	15,60
Cinzas	7,88

Fonte: Romão (2012).

Uma importante fonte de fibras e proteínas, a torta de algodão (Figura 6) é comumente utilizada na suplementação da alimentação de bovinos de corte. Sua densidade é de 0,30 g/mL (ABOISSA, 2018).

Figura 6 - Torta de Algodão



Fonte: Aboissa (2018)

A torta de algodão, por sua vez, é obtida no processamento do caroço de algodão, a partir do processo de prensagem do caroço para a retirada do óleo, e é apresentada na Tabela 9.

Tabela 9 - Caracterização da torta de algodão

<b>Componente</b>	<b>Porcentagem em massa seca (%)</b>
Proteína bruta	42 - 47
Lipídios	15,70
Fibra bruta (celulose, hemicelulose e lignina)	10 - 11

Fonte: Oliveira (2013).

### 3.4.4 Microorganismos Utilizados

A produção de celulases e lipases exige o uso de microrganismos isolados e com alta capacidade produtora. Os microrganismos identificados como promissores por meio do levantamento da literatura foram *Candida rugosa* (H.W. ANDERSON, 1942), para produção de lipases (Morais, de *et al*, 2016) e *Aspergillus tubingensis* (MOSSERAY, 1934), para produção de celulases (Santos *et al*, 2015).

*C. rugosa* é uma levedura do filo Ascomycota, caracterizada pela formação de colônias macroscópicas de coloração esbranquiçada, exibindo pouca organização estrutural (HOOG, 2000). A espécie tem sido amplamente estudada por seu potencial produtor de lipases para fins diversos, como esterificação de ácidos graxos e ésteres. As lipases produzidas por esse organismo são consideradas como biocatalisadores de grande potencial (BENJAMIN; PANDEY, 1998).

*A. tubingensis* é um fungo do gênero *Aspergillus*, que morfologicamente lembra outras espécies do gênero, como *Aspergillus niger* (TIEGH, 1867). O gênero é um dos mais estudados grupos de fungos, sendo utilizado na produção industrial de enzimas, moléculas terapêuticas e outros processos (NADUMANE; VENKATACHALAM; GAJARAJ, 2016). *A. tubingensis*, em particular, foi identificado como microrganismo de grande potencial para produção de enzimas celulolíticas (PRAJAPATI *et al.*, 2018).

Ambos os microrganismos utilizados não apresentam elevados riscos de segurança. De acordo com Hoog, 1996, apresentam nível de biossegurança BSL-1, não necessitando de precauções especiais, já que esses micro-organismos não apresentam risco significativo à saúde humana (Hoog, 1996).

As culturas isoladas podem ser obtidas por meio da Coleção de Microrganismos ATCC para *A. tubingensis* e por meio da coleção curada pela Agência Britânica de Segurança da Saúde para *C. rugosa*. Na coleção, são identificados como os produtos MYA-4996 para *A. tubingensis* (ATCC, 2022a) e NCPF 8452 para *C. rugosa* (UKHSA, 2022). Um melhor detalhamento dos critérios de escolha dos microrganismos, assim como do levantamento da literatura realizado podem ser encontrados no Item 5.1.2.

### 3.5 PREÇO DE VENDA

O preço de venda tem efeito significativo sobre a viabilidade econômica de um projeto, esse estudo é então realizado para determinar um preço ideal para os produtos. Para a

determinação do preço de venda, faz-se uso de diferentes estratégias de determinação de preços, mas fatores em comum entre elas incluem (CHRISTOPHERSON, 1977);

- Custos de operação;
- Custos de transporte;
- Custos de matéria-prima;
- Vantagem competitiva;
- Variações na demanda.

Ao considerar a natureza do processo, das matérias-primas e das variações de demanda, evidencia-se que a estratégia de determinação de preços competitiva é adequada para o projeto. O método leva em conta não só a capacidade do processo, mas também a vantagem competitiva do preço em relação aos concorrentes (BDC, 2020), indo ao encontro das justificativas apresentadas no Item 1.2.

Assim, com o objetivo de oferecer aos consumidores um produto mais viável e efetivo do que os competidores, devemos analisar não apenas o preço de venda dos produtos existentes no mercado, mas também suas características qualitativas, nominalmente, a atividade enzimática descrita. Assim, a pesquisa de mercado para lipases e celulasas encontra-se nas Tabelas 10 e 11, respectivamente.

Tabela 10 - Preço de venda e atividade descrita para celulasas no mercado

<b>Produto</b>	<b>Preço (R\$/L ou R\$/kg)</b>	<b>Atividade Enzimática (U/g ou U/ml)</b>	<b>Preço Por Atividade Enzimática (R\$/U)</b>
<b>Celluclast 1.5L</b>	18000	700	0,026
<b>Carezyme 4500L</b>	6588	1000	0,007
<b>Cellic CTec2</b>	14500	223	0,065

Fonte: Carezyme, 2022; Cellic CTec, 2022; Celluclast, 2022.

Tabela 11 - Preço de venda e atividade descrita para lipases no mercado

<b>Produto</b>	<b>Preço (R\$/kg)</b>	<b>Atividade Enzimática (U/g ou U/ml)</b>	<b>Preço Por Atividade Enzimática (R\$/U)</b>
<b>Sigma Aldrich - 232-619-9</b>	28440	700	0,004

<b>Lipase AP6</b>	605000	12000	0,050
<b>Lipase F-AP 15</b>	55800	1800	0,031

Fonte: CCL (2022); Lipase AP6 (2022); Lipase F-AP-15 (2022).

Assim, de acordo com a estratégia competitiva de definição de preços, o produto deve simultaneamente se adequar às quantidades de atividade enzimática oferecidas e também ser ofertado por um preço competitivo.

Dessa forma, pode-se definir preços e níveis de atividade interessantes para o nosso produto, que encontram-se na Tabela 12. Os preços e níveis foram definidos de forma a serem, simultaneamente, de maior atividade enzimática e menor preço que o que é oferecido pelo mercado.

Tabela 12 - Preço de Venda determinado para lipases e celulasas.

<b>Enzima</b>	<b>Preço (R\$/kg)</b>	<b>Atividade Enzimática (U/g ou U/ml)</b>	<b>Preço Por Atividade Enzimática (R\$/U)</b>
<b>Celulase</b>	250	100	0,0025
<b>Lipase</b>	100	500	0,0002

Fonte: Autores (2023).

A fixação do preço nesses valores, juntamente com a análise econômica preliminar realizada no Item 4.3, indica satisfatória viabilidade, para uma primeira análise. De qualquer forma, os preços determinados nos oferecem grande vantagem competitiva, pois estão significativamente abaixo dos valores ofertados por nossos competidores. Assim, existe margem para aumento dos preços determinados, de acordo com as necessidades do projeto.

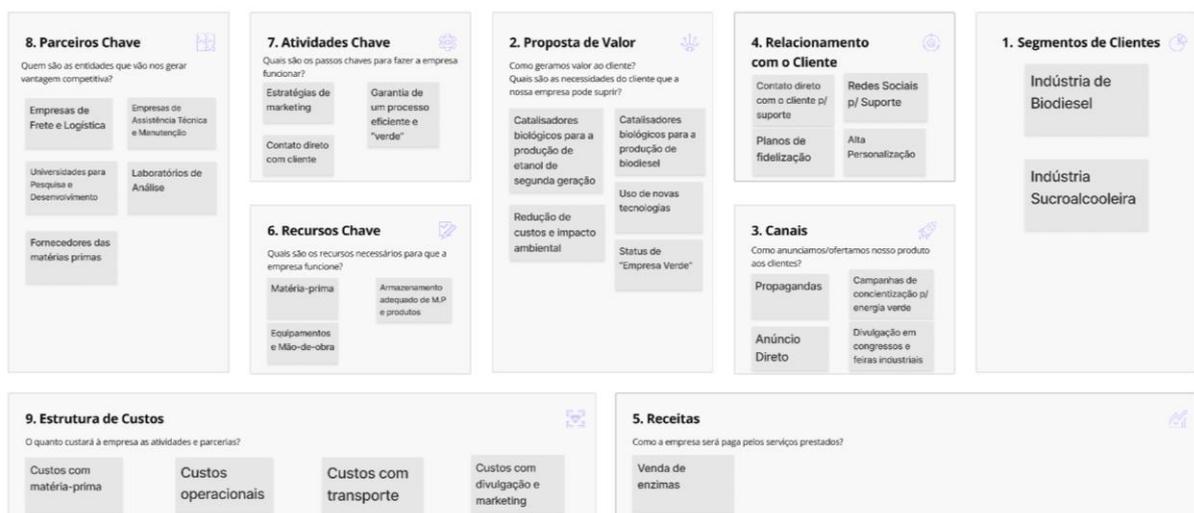
## 4 EMPRESA

### 4.1 MODELO DE NEGÓCIOS

Um modelo de negócio pode ser descrito com nove componentes básicos onde estes componentes mostram a lógica de como tal organização pretende gerar valor. Tais componentes elucidam sobre os quatro pilares de um negócio: clientes, oferta, infraestrutura e viabilidade financeira. O modelo de negócios, portanto, pode ser descrito como um meio de implementação de uma estratégia, a qual será realizada através das estruturas organizacionais dos processos e sistemas (OSTERWALDER; PIGNEUR, 2011).

O modelo de negócios criado para a empresa ReActio é estruturado de acordo com a divisão descrita em Osterwalder e Pigneur (2011). Nove tópicos foram analisados e as escolhas estratégicas de negócio foram, também, definidas. Os nove tópicos analisados foram: segmento de clientes, proposta de valor, canais, relacionamento com o cliente, geração de receita, recursos chave, atividades chave, parceiros chave e estrutura de custos. Tal modelo é apresentado na Figura 7.

Figura 7 - Modelo de negócios da empresa ReActio



Fonte: Autores (2023)

Como as enzimas produzidas pela empresa ReActio, serão destinados à produção de etanol de segunda geração e biodiesel por rota enzimática, os principais segmentos de clientes serão a indústria sucroalcooleira e a indústria de biodiesel.

Os produtos da ReActio oferecem aos clientes materiais necessários para que invistam em novas rotas tecnológicas, com menor impacto ambiental e que auxiliem no destino de resíduos agrícolas, conferindo o status de “empresa verde”. Desta forma, além de seguirem a

tendência mundial de processos por rotas biotecnológicas, esse status de sustentável, além de ser um ponto de marketing, pode ser passível de incentivos fiscais e investimentos de terceiros (CHRISTIAN, 2022).

Os recursos chave necessários para a indústria são a matéria-prima de boa qualidade, de forma a garantir os produtos dentro das especificações necessárias, bem como uma mão de obra qualificada e equipamentos adequados às sensibilidades do processo produtivo. Esses recursos chave possibilitam que as atividades essenciais para o funcionamento da empresa, ou seja, as atividades chave, sejam realizadas. Compreende-se nesse item a localização estratégica da empresa, haja vista que não há produção coquetéis enzimáticos para biocombustíveis no Brasil, e a ReActio estaria suprindo essa necessidade, localizando-se próximo aos maiores centros produtores de biocombustíveis, o que também possibilita um maior contato com os clientes. Além disso, o ponto de marketing de se tratar de uma empresa verde e com alta eficiência constitui um dos diferenciais da marca.

As parcerias chaves da empresa relacionam-se com as propostas de uso de novas tecnologias, englobando universidades para pesquisa e desenvolvimento do processo e laboratórios de análise, além de parceiros responsáveis por fornecer a matéria-prima, manter a infraestrutura e permitir o transporte adequado, como empresas de frete e logística, empresas de refrigeração industrial, necessário ao armazenamento correto das enzimas, e empresas de assistência técnica e manutenção.

Com todo o exposto, evidencia-se que as fontes de renda da empresa seriam a venda das enzimas, a negociação direta com o cliente e a capacidade de atender a demandas personalizadas. De modo semelhante, os custos estariam relacionados à obtenção da matéria-prima necessária, os custos operacionais e de transporte, bem como a divulgação e marketing da empresa.

## 4.2 DEFINIÇÃO DE ESCALA

### 4.2.1 Escala de Produção

A partir da fatia de mercado desejável, o valor estimado da produção de biodiesel e etanol é impactado diretamente pela região atendida pela produção dos biocombustíveis, oferta de matéria-prima e facilidade de escoamento através dos meios de transporte. Neste sentido, os valores de produção de etanol e biodiesel em 2021 sustentam a absorção de 6,0% do mercado de etanol de segunda geração, e 0,1% do mercado de biodiesel, representados por 6 milhões de

litros de etanol, e 7 milhões de litros de biodiesel, a serem produzidos através da rota por celulase e lipase.

Considerando que a ReActio absorverá a fatia desejada como cenário realista (sendo o biodiesel proposto por rota enzimática), a definição de produção e consumo de substrato é proposto na Tabela 14, segundo as relações da Tabela 13. Devido à tendência de crescimento do mercado, estima-se que a produção por rota enzimática cresça ao longo dos próximos anos, aumentando a demanda pelas enzimas de produção de biocombustíveis (BBC RESEARCH, 2021).

Tabela 13 - Relações entre produção, atividade e enzima

Relação	Valor	
	Lipase	Celulase
g biocombustível/genzima	367,05	425,40
U enzima/genzima bruta	4990	785
U enzima/L meio	$1,23 \cdot 10^4$	$6,20 \cdot 10^2$

Fonte: Iuliano *et al.* (2020); Juhász *et al.* (2005); Morais Júnior *et al.* (2016); Prajapati *et al.* (2018); Santos *et al.* (2015).

Tabela 14 - Escala de consumo e produção

Relação	Valor	
	Lipase	Celulase
Substrato (ton/ano)	776	544
Produção de Produto (ton/ano)	13,15	16,08

Fonte: Autores (2023).

#### 4.2.2 Escala de Trabalho

Dos 365 dias do ano, serão desconsiderados 6 dias para festividades de fim de ano, 24 dias de parada para manutenção, limpeza e esterilização mais abrupta dos biorreatores, e 5 dias de folga para manutenção corretiva. Logo, será considerado uma jornada de trabalho de 7920 horas/ano e, de acordo com os valores apresentados na Escala de Produção (Tópico 4.2.1) e na Tabela 15. Será também considerada uma parada de 2 dias por mês, totalizando os 24 dias, no qual será realizada uma manutenção preventiva para evitar paradas emergenciais (manutenção corretiva).

Tabela 15 - Escala de consumo e produção ajustada à jornada de trabalho

Relação	Valor	
	Lipase	Celulase
Substrato (kg/dia)	4000	4000
Enzima (kg/dia)	48,71	39,85

Fonte: Autores (2023).

### 4.3 SAZONALIDADE DA PRODUÇÃO

De acordo com a CONAB, 2019, a colheita de algodão ocorre majoritariamente entre maio e setembro. Uma vez que a torta de algodão é o substrato para a produção de celulase, a produção seria focada nessa enzima durante este período, e em lipase entre outubro e abril.

### 4.4 ANÁLISE ECONÔMICA SIMPLIFICADA

A viabilidade econômica simplificada baseia-se no relacionamento apenas entre venda de produtos e compra de matérias-primas (TURTON, 2018). Assim, por meio da análise de preços de matérias-primas e da consulta de preços de produtos disponíveis no mercado, é possível estabelecer uma viabilidade preliminar.

O preço dos substratos, caracterizados como melaço de soja e torta de algodão, foi definido conforme consulta aos fornecedores dessas matérias primas. Concomitantemente, os valores para compra de micro-organismos também foram obtidos. Assim, tais grandezas encontram-se na Tabela 16, no qual foi considerado o custo de frete e importação das culturas necessárias.

Tabela 16 - Custos para matérias-primas

Item	Unidade	Quantidade (unidade/ano)	Custo (R\$/unidade)	Valor (R\$/ano)
Substrato - Melaço de Soja	ton	$1,39 \cdot 10^3$	R\$ 1200,00	R\$ 1.671.178,90
Substrato - Torta de Algodão	ton	$5,64 \cdot 10^2$	R\$ 700,00	R\$ 394.517,95
Meio de Fermentação Lipase	m <sup>3</sup>	21,10	R\$ 538,60	R\$ 11.364,86
Meio de Fermentação Celulase	m <sup>3</sup>	42,70	R\$ 338,00	R\$ 14.431,50
Microorganismo <i>C. rugosa</i>	Cultura	10	R\$ 1049,6	R\$ 20.889,60
Microorganismo <i>A. tubingenisis</i>	Cultura	10	R\$ 2235,6	R\$ 38.361,60

Fonte: ATCC (2022); Auro's Química (2022); MF Rural (2022); PH Lab (2022); UK Health Security Agency (2022).

O valor dos produtos foi determinado pela análise dos concorrentes conforme a Seção 3.5. buscando um equilíbrio entre preço de venda, qualidade e competitividade. Os preços de venda determinados encontram-se na Tabela 17.

Tabela 17 - Preço de venda determinado para lipases e celulasas

Item	Unidade	Quantidade (unidade/ano)	Custo (BRL/unidade)	Valor (BRL/ano)
Enzima - Lipase	U	$8,02 \cdot 10^{10}$	0,0002	R\$ 16.042.907,29
Enzima - Celulase	U	$1,03 \cdot 10^{10}$	0,0025	R\$ 25.814.114,41

Fonte: Autores (2023).

Pode-se então realizar uma análise econômica simplificada com base nos preços de compra e venda definidos, e considerando também o imposto de renda de 30% sobre qualquer lucro obtido. Dessa forma, a análise econômica simplificada encontra-se na Tabela 18.

Tabela 18 - Análise Econômica Simplificada

Item	Valor (R\$/ano)
Custo de Matéria-Prima	R\$ 2.150.744,41
Venda do Produto	R\$ 41.857.021,70
<b>Saldo</b>	<b>R\$ 39.706.277,29</b>

Fonte: Autores (2023).

Dessa forma, obtêm-se um total de saldo sem impostos de R\$ 39.706.277,29. Considerando a carga tributária, o saldo ao ano retorna ao valor de R\$ 27.794.394,10, caracterizando o processo como viável por essa análise simplificada.

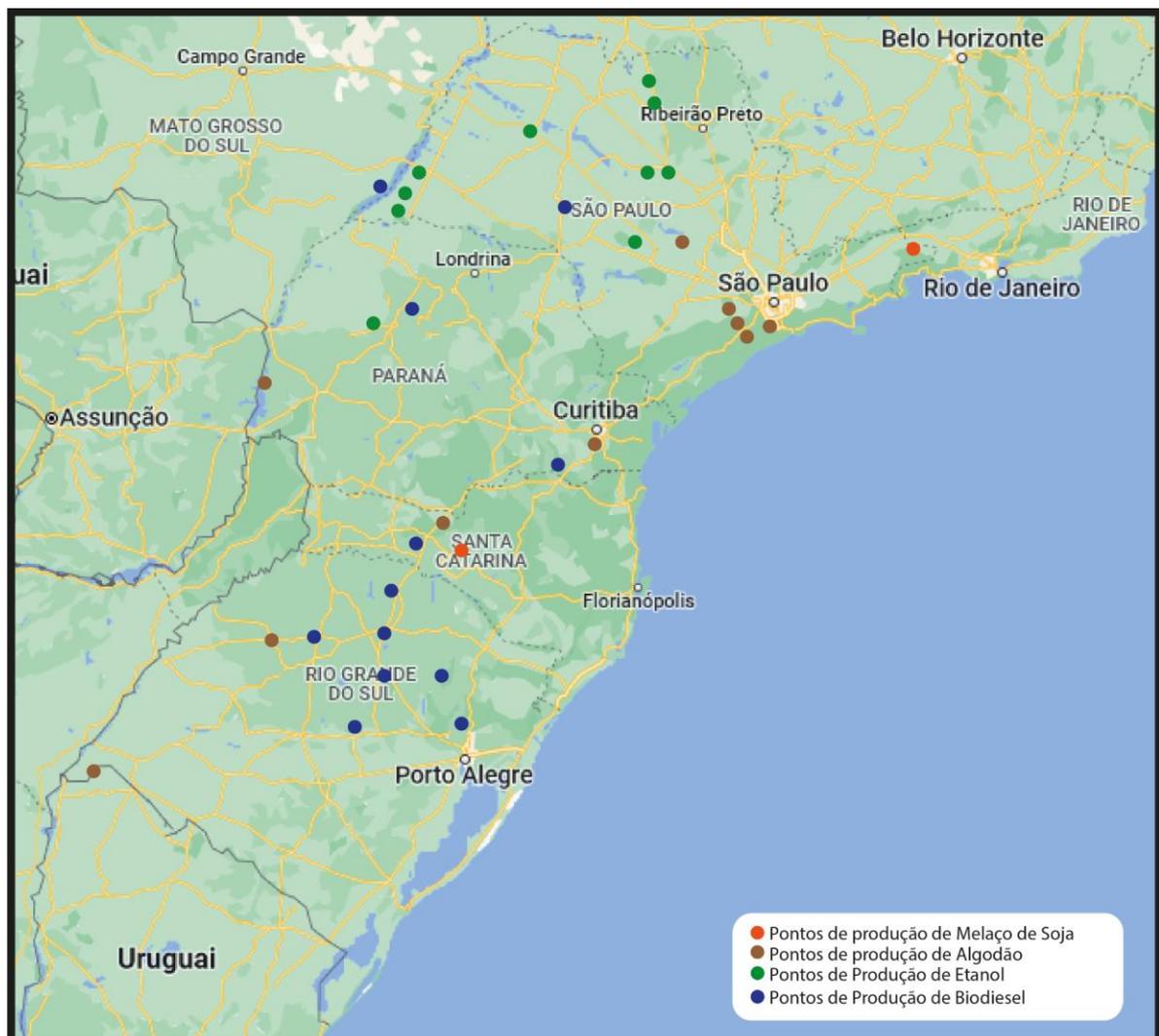
#### 4.5 LOCALIZAÇÃO

A definição da localização das instalações industriais é de suma importância para o desenvolvimento de suas atividades, pois afeta a obtenção de matérias primas, a venda de produtos, a disponibilidade e qualidade da mão de obra, a legislação, entre outros. Dos fatores a serem analisados, destacam-se a disponibilidade de matéria-prima e a proximidade aos consumidores.

As matérias primas são, essencialmente, os resíduos agrícolas de torta de algodão e melação de soja. Os estados do Mato Grosso, Goiás, Paraná, Mato Grosso do Sul e Rio Grande do Sul são grandes produtores de soja (CONAB, 2021) e, concomitantemente, centros de processamento do grão e fontes de resíduos. Ao mesmo tempo, esses estados também são produtores de algodão (COELHO, 2021), excluindo o Rio Grande do Sul e o Paraná. Os estados de Santa Catarina e Rio de Janeiro possuem centros de produção de proteína de soja, caracterizando polo de produção do melação de soja.

Os consumidores de nossos produtos estão localizados também na região central do Brasil, principalmente para etanol. Os produtores de biodiesel estão localizados também nessa região, embora exista também alta concentração de produção no Rio Grande do Sul. Uma representação de alguns desses produtores e consumidores pode ser encontrada na Figura 8.

Figura 8 - Pontos de produção e consumo



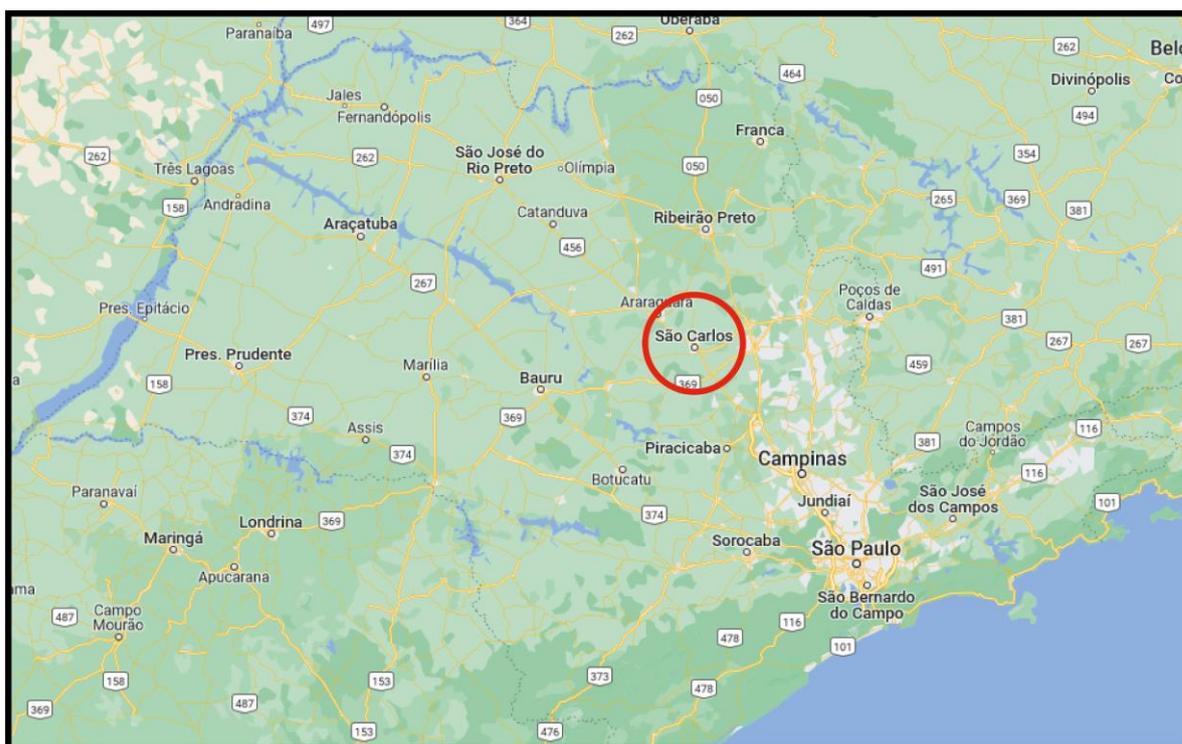
Fonte: Autores (2023).

A partir dos dados apresentados, a localização da empresa pode ser determinada aplicando-se o método do centro de gravidade. Esse método minimiza uma função objetivo de custos de transporte, levando em conta a quantidade de matéria-prima e de produto a serem transportadas, a distância relativa a ser vencida e os valores individuais das matérias primas, produtos e fretes (BOZARTH; HANDFIELD, 2016). Assim, o algoritmo busca encontrar uma localização onde o custo de transporte somado é o menor possível, otimizando a localização da indústria. Utilizando-se o método apresentado, a localização preferencial foi a região central do estado de São Paulo. Dito isso, a localização escolhida foi a cidade de São Carlos, localizada a 215 km da cidade de São Paulo e 80 km de Campinas (Figura 9).

O município de São Carlos apresenta várias vantagens, como um parque industrial bem desenvolvido e que conta com incentivos fiscais, acesso às redes rodoviárias e ferroviárias, assim como proximidade aos produtores de matérias primas e aos consumidores de produtos. Ainda, o estado de São Paulo proporciona uma mão-de-obra dinâmica e instruída, favorecendo a implantação de indústrias.

Em particular, São Carlos possui não apenas proximidade com a região metropolitana de São Paulo, mas também forte presença de universidades, permitindo a contratação de mão de obra qualificada.

Figura 9 - Estado de São Paulo e localização escolhida



Fonte: Autores (2023).

#### 4.6 DOCUMENTAÇÃO

Para implementação das instalações industriais, certas legislações precisam ser seguidas. Em um contexto geral, para funcionamento da empresa são necessários documentos básicos como Alvará de Funcionamento e Licença do Corpo de Bombeiros.

Além disso, faz-se importante a obtenção da Licença Ambiental quando o empreendimento causa impacto ambiental, como risco de poluição e degradação ou utilização de recursos, com base na Lei 6.938/81, que estabelece a Política Nacional do Meio Ambiente. Para tal, são necessárias a Licença Prévia (avalia a viabilidade ambiental do lugar), de Instalação (permite o início da construção) e, finalmente, de Operação.

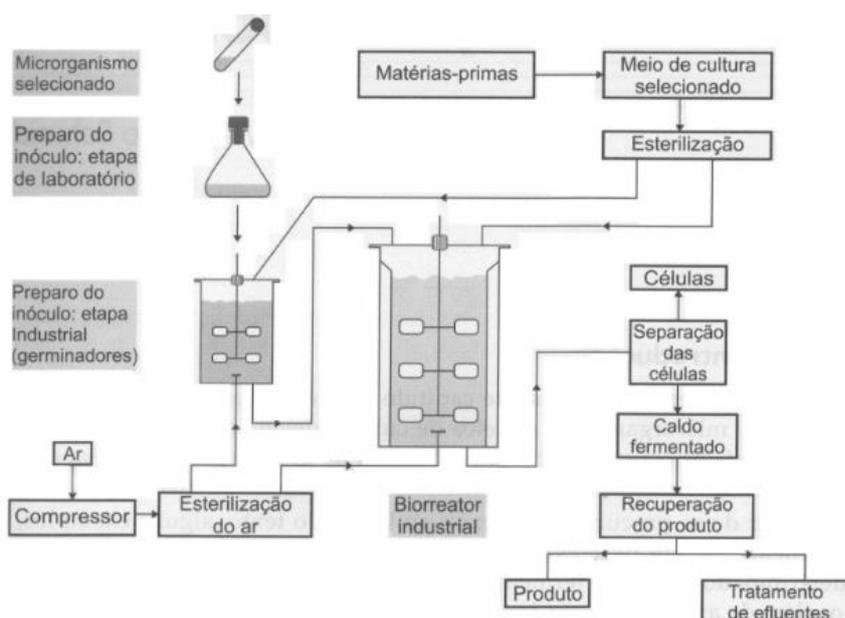
A licença é emitida pelos órgãos ambientais competentes que, conforme Resolução CONAMA Nº 237, de 19 de dezembro de 1997, cabe ao órgão ambiental municipal, devido à localização da indústria ser em um único município e não atingir os municípios vizinhos.

## 5 ANÁLISE DE TECNOLOGIAS

### 5.1 PROCESSOS UPSTREAM

Antes de iniciar o processo de fermentação de fato, são necessárias algumas etapas relacionadas ao microrganismo e meio de cultura, chamadas de *upstream*, mostradas com detalhes na Figura 10.

Figura 10 - Processos *upstream*



Fonte: Schmidell *et al.* (2001).

Segundo Lima *et al.* (2019), o preparo do inóculo ocorre partindo de uma cultura estoque, promovendo o crescimento do microrganismo normalmente em frascos agitados. Após certo crescimento, o inóculo passa a se chamar pré-inóculo, e é transferido a fermentadores de pequena capacidade (100 a 500 litros), já com o meio de cultivo similar ao que será encontrado na fermentação. Passado certo tempo de fermentação, o pré-inóculo é transferido ao fermentador principal, em quantidade de 1 a 10% p/v. As transferências ocorridas ao longo do preparo do inóculo devem ser bem controladas para que não ocorram contaminações.

O preparo do meio de cultura é outra etapa aqui presente. O meio de cultura garante o crescimento do microrganismo, e para isso deve conter fontes de carbono e energia, nitrogênio e substâncias naturais (LIMA *et al.*, 2019). Além disso, necessita de celulose para a produção de celulase e lipídios para a produção de lipase.

Outra etapa de extrema importância é a esterilização do ar. A contaminação pelas partículas presentes no ar em um processo de alimentação contínua aumenta imensamente, e

por conta disso, existem vários processos de esterilização diferentes envolvendo desde aquecimento, radiação e até mesmo filtração (SCHMIDELL et al., 2001).

A última etapa *upstream* muito importante é a esterilização. Ela garante a eliminação de todas as formas de vida presentes, ou apenas parte delas. No biorreator, tubulações e demais equipamentos que entram em contato com o processo, ocorre normalmente pela aplicação de calor úmido. O meio de cultura necessita igualmente de esterilização, sendo essa realizada por meio de calor úmido ou filtração em cartuchos esterilizantes no caso de inativação térmica dos nutrientes presentes no meio. Essa operação também é aplicada na esterilização do ar presente no processo. (SCHMIDELL et al., 2001)

## 5.2 FERMENTAÇÃO

A fermentação é o principal processo na produção dos produtos da ReActio, e para que ocorra da melhor forma são necessárias algumas definições, como: fermentação em estado sólido ou submerso, tipo de biorreator escolhido considerando as condições necessárias, operação contínua ou batelada e conjunto de microrganismo e substrato com melhor atividade.

### 5.2.1 Tipo de Cultivo

O tipo de cultivo possui grande influência na maneira que a fermentação será conduzida. Como discutido, existem, atualmente, duas maneiras principais de se conduzir um processo fermentativo: fermentação em estado sólido e fermentação submersa (SCHMIDELL et al., 2001). Cada tipo de cultivo possui suas vantagens e desvantagens, sendo assim, cabe às especificidades do processo e do produto serem o fator decisivo na escolha.

Fermentação submersa é o tipo de fermentação que se caracteriza pelo crescimento dos microrganismos em um substrato líquido, onde há a presença de um meio otimizado para o crescimento do mesmo, na presença de uma alta concentração de oxigênio (DORIYA et al., 2016), sendo o tipo de processo mais comum no meio industrial para produção enzimática. A facilidade no controle das variáveis do processo como pH, temperatura, aeração e adição de nutrientes se mostram como grandes atrativos para a escolha desse tipo de processo fermentativo (AEHLE, 2006). Além disso, a fermentação submersa possui técnicas de *scale-up* mais eficientes quando comparadas às da fermentação em estado sólido, visto que o primeiro método possui uma grande variedade de equipamentos de diferentes capacidades já utilizados em seu emprego (DORIYA et al., 2016).

Mesmo que a fermentação submersa seja o tipo de fermentação mais comum para a produção de enzimas, alguns processos de produção enzimática exibem performance melhor quando o processo ocorre em um tipo de fermentação em estado sólido chamado de “fermentação semi sólida”, também chamado de “Koji” (OKAFOR, 2007). A fermentação em estado sólido se caracteriza por um processo fermentativo que ocorre em um suporte sólido, o substrato, porém, não pode ter um teor de umidade alto, sendo o limite superior de 12% de umidade relativa (ROBINSON; SINGH; NIGAM, 2001). Esse tipo de fermentação é ampla e historicamente utilizado no Japão, o que contribuiu muito para o avanço tecnológico do país no que se trata de técnicas de fermentação em estado sólido (SCHMIDELL et al., 2001). As maiores vantagens da fermentação em estado sólido para produção de enzimas, quando comparadas com a fermentação submersa, são: alta produtividade volumétrica, custo de equipamento menor, maior rendimento de produto, menor geração de resíduos e processos com menor duração (BHARGAV et al., 2008).

A Tabela 19 mostra, resumidamente, um comparativo de vantagens e desvantagens em ambos os tipos de cultivos.

Tabela 19 - Comparativo entre fermentação submersa e fermentação em estado sólido

Vantagens		Desvantagens	
Fermentação submersa	Fermentação em estado sólido	Fermentação submersa	Fermentação em estado sólido
Melhor transferência de calor e massa	Menor necessidade de água, mais resistência a contaminações	Operação mais complexa e menores rendimentos	Alta taxa de geração de calor durante a fermentação
Melhor difusão do microrganismo	Substratos comumente são resíduos agroindustriais	Alto consumo de energia e operação custosa	Inóculos de larga escala e dificuldade de controle do processo
Disponível comercialmente em larga escala	Altos rendimentos	Liberação de muitos efluentes	Dificuldades no aumento de escala do processo

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

Dado o escopo do mercado que a ReActio deseja suprir, a facilidade e possibilidade de *scaling-up* do processo, optou-se pela condução do processo fermentativo em cultivo submerso. Além das necessidades já citadas pela indústria, a fermentação em estado sólido se mostra como um grande obstáculo para automatização, controle e aumento de escala industrial do processo, logo, sua escolha se mostra inviável.

### 5.2.2 Microrganismo e Substrato

Tanto a celulase quanto a lipase podem ser produzidas por diversos microrganismos, como bactérias e fungos. Conforme descrito por Schmidell *et al.* (2001), para o microrganismo buscam-se algumas características importantes, como:

- Elevada eficiência na conversão de substrato em produto;
- Não produzir substâncias incompatíveis com o produto;
- Não exigir condições de processo muito complexas.

Já para o meio de cultivo, Schmidell *et al.* (2001) cita:

- Ser o mais barato possível;
- Atender as necessidades nutricionais do microrganismo;
- Não provocar problemas na recuperação do produto.

Outro fator determinante está relacionado à biossegurança do microrganismo: a análise do risco de contaminação. Segundo Wilson e Chosewood, (2009), os riscos de biossegurança vão de 1 a 4, e são determinados conforme infectividade, gravidade da doença que pode causar, transmissibilidade, natureza do trabalho que está sendo realizado e origem do microrganismo. Conhecendo o nível de biossegurança é possível determinar os procedimentos de segurança necessários para manuseio dos microrganismos, garantindo a proteção daqueles que entrarem em contato com eles.

Com base na escolha de conduzir o processo por fermentação submersa, e considerando a produção de lipase e celulase, foram levantadas opções de combinação microrganismo-meio de cultivo (Tabelas 20 e 21, respectivamente). As principais análises feitas são relacionadas à atividade das enzimas produzidas, disponibilidade do substrato e avaliação econômica preliminar.

Nesse sentido, escolheu-se produzir a lipase a partir do microrganismo *C. rugosa*, com uso de melão de soja, e a celulase a partir do microrganismo *A. tubingensis*, com uso de torta de algodão devido às atividades satisfatória apresentadas na literatura, aliadas ao uso de resíduos agroindustriais acessíveis. A combinação de *A. niger* com fibra de coco mostrou-se também interessante. Porém essa combinação juntamente com o meio modificado especificado na literatura torna o processo economicamente inviável por conta do alto valor das matérias primas necessárias. Assim, *A. tubingensis* foi a escolha mais adequada segundo a análise realizada. Conforme consulta no banco de microrganismos ATCC (2022), ambos *C. rugosa* e *A. tubingensis* são BSL-1 e, portanto, foram escolhidos. O nível BSL-1 é o nível em que a

proteção necessária é básica, estando nesse nível agentes que não causam doenças em humanos saudáveis (WILSON; CHOSEWOOD, 2009).

Tabela 20 - Levantamento de microrganismos e substratos para produção da lipase.

Substrato / Meio	Microrganismo	Atividade (U/mL)	Referência
Melaço de Soja	<i>C. rugosa</i>	12,30	Morais, de <i>et al.</i> (2016)
Melaço de Soja	<i>Geotrichum candidum</i> (Link, 1809)	11,48	Morais, de <i>et al.</i> (2016)
Farelo de Soja + Sintético Próprio	<i>Aspergillus flavus</i> (Link, 1809)	2,98	Colla <i>et al.</i> (2016)
Farelo de Trigo	<i>A. niger</i>	4,56	Szymczak <i>et al.</i> (2021)

Fonte: Autores (2023)

Tabela 21 - Levantamento de microrganismos e substratos para produção da celulase.

Substrato / Meio	Microrganismo	Atividade (U/mL)	Referência
Fibra de Coco + Czapek- Dox modificado	<i>A. niger</i>	3,29	Mrudula e Murugammal (2011)
Bagaço de Cana + Sintético Próprio	<i>A. flavus</i>	1,27	Namnuch, Thammasittirong e Thammasittirong (2021)
Torta de Algodão + Sintético Próprio	<i>A. tubingensis</i>	0,69	Santos <i>et al.</i> (2015)
Farelo de Arroz + Czapek- Dox	<i>Aspergillus</i> <i>fumigatus</i> (FRESEN, 1863)	0,96	
Farelo de Trigo + Czapek- Dox	<i>Aspergillus fumigatus</i>	0,54	Shobana e Maheswari (2013)
Casca de Arroz + Czapek-Dox	<i>Aspergillus fumigatus</i>	0,54	
Fibra de Coco + Czapek- Dox	<i>Aspergillus fumigatus</i>	0,54	

Fonte: Autores (2023).

### 5.2.3 Modo de Operação

Devido à escolha da fermentação submersa como tipo de cultivo, as opções do modo de operação da fermentação se mostram mais abrangentes e variadas. Considerando tanto o

processo de fermentação em estado sólido, quanto o processo de fermentação submersa, há quatro modos principais de operação:

- Descontínuo
- Semicontínuo
- Descontínuo alimentado
- Contínuo

É interessante citar que, nos três primeiros modos de operação citados, há a possibilidade de se trabalhar com reciclo de células. No modo contínuo, porém, há a possibilidade de se executar o processo em múltiplos reatores, possuindo estes, ou não, reciclo de células (SCHMIDELL et al., 2001).

Segundo Schmidell *et al.* (2001), os processos fermentativos práticos razoavelmente evoluídos não são conduzidos de forma descontínua simples, geralmente há alguma elaboração com o objetivo de trazer alguma melhora para o processo. Porém, devido à praticidade e seu baixo custo, é uma opção possível e viável.

Na fermentação contínua, o meio fermentativo é continuamente alimentado no reator, as células e o meio de fermentação são coletados ao mesmo tempo. Além disso, os nutrientes consumidos são restaurados e os metabólitos tóxicos são removidos do meio de cultura. Quando a taxa de saída e entrada do meio se torna igual, o volume de fermentação permanece constante. O modelo descontínuo alimentado é o modo mais comum de operação de um processo fermentativo dentro da indústria. Este processo é diferente de um processo descontínuo comum por conta da alimentação contínua de nutrientes ao decorrer do processo alimentado. Por conta dessa alimentação, uma alta concentração de produto é produzida no final da fermentação (YANG; SHA, 2019). Escolhe-se, portanto, o modelo descontínuo por conta, principalmente, da simples operação e da alta flexibilidade desse tipo de reator (SCHMIDELL et al., 2001).

#### **5.2.4 Biorreator**

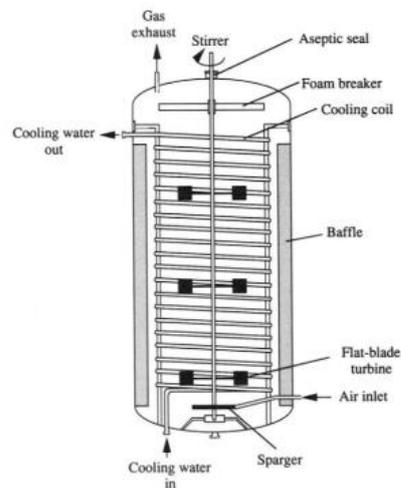
O biorreator tem grande importância, pois é nele que ocorre o processo fermentativo, sendo necessário ser um equipamento que garanta condições ambientais favoráveis para o crescimento dos microorganismos e formação do produto (LIMA, 2009). Para a escolha do biorreator, é necessário levar em conta definições do processo, como a escala desejada, o menor custo possível obtendo um rendimento satisfatório e a segurança que o equipamento oferece (DORAN, 2004). Além disso, é essencial garantir a agitação e aeração requeridas para a fermentação.

No que tange a fermentação submersa, Schmidell *et al.* (2001) cita que existem várias formas de classificar os biorreatores, como forma de agitação do líquido e tipo de células e sua configuração. Olhando para esses últimos, têm-se as opções, para o caso de células livres (pois as reações de formação de celulase e lipase, no contexto deste trabalho, não envolvem enzimas):

- Reatores agitados mecanicamente (STR);
- Reatores agitados pneumaticamente:
  - Coluna de bolhas (bubble column);
  - Reatores *air-lift*;
- Reatores de fluxo pistonado (plug-flow, PFR).

Na Figura 11 é apresentada a configuração mais comum do biorreator de tanque agitado (STR), agitado mecanicamente e com aeração, sendo este equipamento o mais usado na fermentação industrial, podendo ser usado para diversos cenários (BAILEY; OLLIS, 1977). Para operações contínuas, esse fermentador passa a se chamar CSTR, e pode ter reciclo associado a ele.

Figura 11 - Biorreator STR

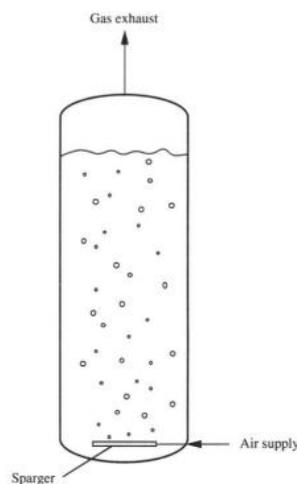


Fonte: Doran (2004).

Esse reator pode contar com a presença de chicanas para evitar vórtices, ter um número de impelidores variável para cada necessidade de agitação, e requerer alternativas para evitar a formação de espuma, como agentes anti-espumantes e impelidores específicos. Para certos microrganismos é fundamental garantir cuidado na agitação e aeração muito altas que podem os danificar. Quanto ao controle de temperatura, pode contar com serpentinas de resfriamento na parte interna. (DORAN, 2004)

No biorreator de coluna de bolhas (Figura 12), a agitação e aeração são dadas pela aspersão do ar, o que requer menos energia do que agitação mecânica. Além disso, tem menor custo e transferência de calor e massa satisfatórios. A aspersão tem influência direta na transferência de massa, pois condiciona a maneira como as bolhas de ar irão se comportar no líquido. Devido ao seu formato, pode igualmente ter formação de espuma, se fazendo necessárias soluções como as já mencionadas no STR. (DORAN, 2004)

Figura 12 - Biorreator de coluna de bolhas

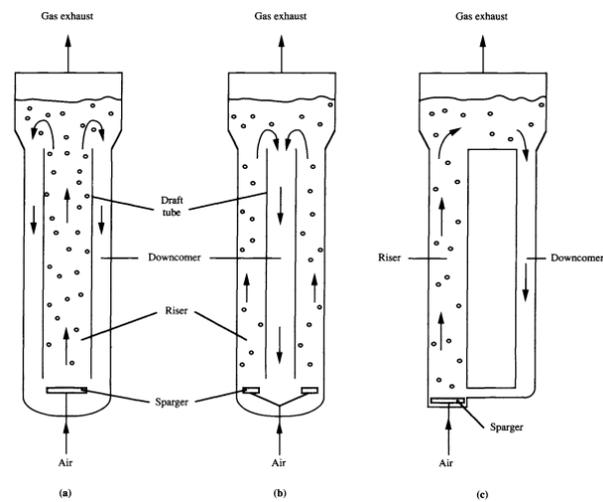


Fonte: Doran (2004).

O reator “air lift” promove agitação e aeração da mesma maneira que o anterior, sendo utilizado normalmente em culturas de células animais ou vegetais, pois tem níveis de cisalhamento mais baixos que os biorreatores anteriores. Esse reator costuma promover uma melhor mistura, exceto em baixas velocidades de líquido, porém pode demandar maior fluxo de ar. Outra diferença entre *air-lift* e coluna de bolhas se dá na formação de um fluxo de líquido mais definido, devido a diferença de densidade entre as correntes ascendente e descendente, dadas pela estrutura do equipamento. (DORAN, 2004)

Como mostrado na Figura 13, esse reator pode ter diversas configurações, como circulação interna (a), presença de defletores (b) e circulação externa (c).

Figura 13 - Biorreator “air lift”



Fonte: Doran (2004).

No fermentador de fluxo pistonado, o meio de cultura e o microrganismo entram no reator e o crescimento das células vai ocorrendo enquanto passam pelo equipamento, ou seja, a fermentação ocorre de forma contínua. Esse biorreator não costuma ser muito utilizado (BAILEY; OLLIS, 1977). A Tabela 22 apresenta um comparativo entre os fermentadores.

Tabela 22 - Vantagens e desvantagens dos biorreatores.

Tipo de Biorreator	Vantagens	Desvantagens
STR	<ul style="list-style-type: none"> <li>Alta durabilidade;</li> <li>Aplicação para líquidos viscosos.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Agitador consome muita energia e libera calor;</li> <li>Agitação pode danificar células.</li> </ul>
Coluna de bolhas	<ul style="list-style-type: none"> <li>Requer menos energia;</li> <li>Menor custo.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Para líquidos pouco viscosos.</li> </ul>
<i>Air-Lift</i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Requer menos energia;</li> <li>Baixos níveis de cisalhamento;</li> <li>Fluxo de líquido mais definido.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Dificuldades em baixas velocidades de líquido.</li> </ul>

Fonte: Bailey e Ollis (1977); Doran (2004).

Schmidell *et al.* (2001) descreve que 90% do total dos biorreatores utilizados industrialmente são os reatores agitados mecanicamente (STR). Ainda, segundo Pandey *et al.* (2006), a fermentação submersa das celulases ocorre majoritariamente em reatores STR.

Portanto, e considerando a necessidade de agitação nas fermentações realizadas para produção de celulase e lipase, este será o reator escolhido.

### 5.3 PROCESSOS DOWNSTREAM

Após a realização do processo fermentativo em si, há uma série de processos importantes que serão responsáveis pela recuperação e processamento do caldo fermentado, chamados de processos *downstream*. Essas etapas têm o objetivo de remover substâncias tóxicas e metabólitos secundários indesejáveis, garantindo, assim, a qualidade e estabilidade do produto (LIMA et al., 2001). Sabe-se, também, que o custo de recuperação de produto é, em alguns casos, o responsável pela maior parte dos custos do processo industrial. Esse alto custo advém, principalmente, da dificuldade no isolamento do produto do meio fermentativo composto de células e substratos residuais. Isso, portanto, resulta na necessidade de diversas etapas discretas na recuperação deste produto, assim, aumentando os custos com mão-de-obra e equipamentos (BLANCH; CLARK, 1996).

Segundo Blanch e Clark (1996), as etapas *downstream* podem ser divididas em, essencialmente, duas diferentes categorias:

- Separação dos insolúveis incluindo células, proteína agregada e nutrientes não dissolvidos. As operações típicas para realizar esse tipo de separação são: sedimentação, centrifugação e filtração.
- Isolamento das impurezas e concentração do produto. As operações típicas dessa categoria são: extração, ultrafiltração, precipitação e troca iônica.
- Purificação do produto. Isola espécies com propriedades físico-químicas similares, as operações típicas dessa categoria são: cromatografia, eletroforese, precipitação fracionada, cristalização e secagem.

Sendo assim, é interessante discorrer sobre as possíveis operações de interesse para a produção das enzimas do interesse da ReActio.

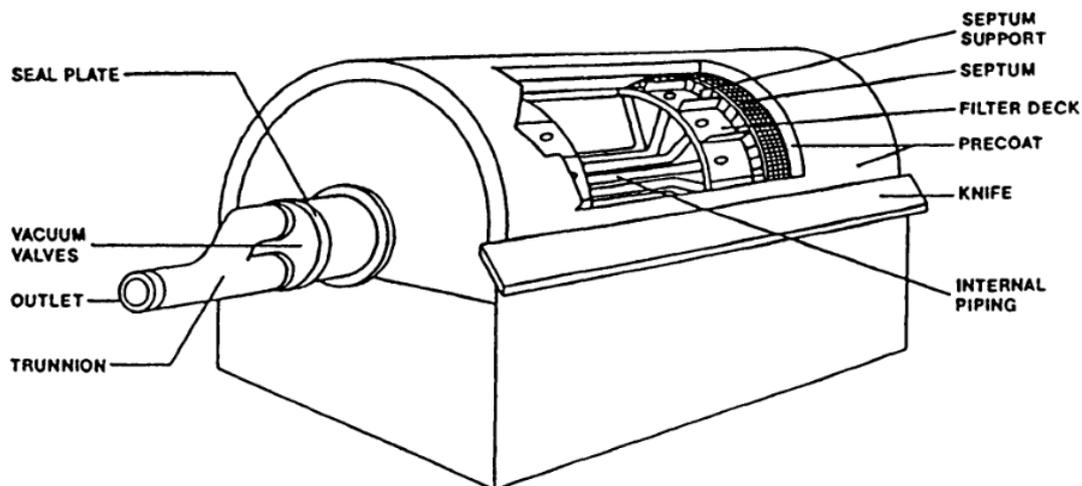
#### 5.3.1 Separação dos insolúveis

O grau de pureza e separação exigido para enzimas comerciais varia, principalmente, de acordo com a exigência de sua aplicação. Visto que as enzimas produzidas durante o processo fermentativo possuem alta dependência e sensibilidade em relação às condições de temperatura, pH e força iônica, os métodos de isolamento das mesmas devem ser realizados em condições brandas e específicas (AEHLE, 2006).

O processo de separação tem como objetivo a separação da biomassa insolúvel por um processo sólido-líquido, como sedimentação, centrifugação, flotação ou filtração (BLANCH; CLARK, 1996). Segundo Aehle (2006) o método mais comum de separação sólido-líquido utilizado industrialmente é filtração contínua, porém, há, atualmente, uma grande ascensão no uso do processo de centrifugação no âmbito industrial. Nesses processos, quando há presença de células maiores, um processo de decantação (Aehle, 2006) ou floculação (LIMA et al., 2001) se faz necessário.

Para filtração, os processos são geralmente categorizados pelo tamanho do poro e as características de retenção do filtro. Em escala industrial, o tipo mais empregado de filtros são os filtros rotativos à vácuo, que consiste em um tambor horizontal perfurado, no qual seu interior está sob vácuo parcial (BLANCH; CLARK, 1996). Um esquema simplificado do filtro de tambor rotativo à vácuo está representado na Figura 14.

Figura 14 - Esquema simplificado de um filtro rotativo à vácuo



Fonte: Blanch e Clark (1996).

A centrifugação, porém, é uma operação eficiente, barata e os equipamentos necessários para realizá-la são menos sofisticados (LIMA et al., 2001). Para o emprego com o objetivo de separação de grandes células ou proteínas (por consequência, enzimas) são muito utilizadas centrífugas do tipo “screen scroll”. Esse tipo de centrífuga opera em baixa força centrífuga, onde o material sólido é descarregado continuamente por uma rosca transportadora giratória (AEHLE, 2006). Um modelo desse tipo de centrífuga é apresentado na Figura 15.

Figura 15 - Centrífuga do tipo “screen scroll”



Fonte: ANDRITZ (2022).

Sendo assim, o método escolhido para a separação do meio fermentativo e do produto de interesse é a centrifugação. A escolha se dá principalmente devido ao fato da simplicidade do equipamento e pela sua operação mais barata, apresentando resultados tão bons quanto a filtração.

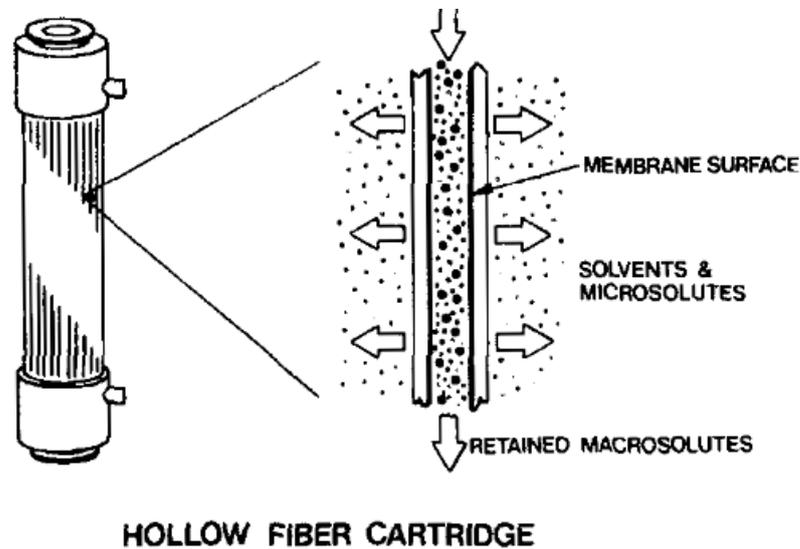
### 5.3.2 Isolamento e concentração

A concentração de enzimas no meio inicial é muito baixa e o volume de material é muito grande e, sendo assim, há presença de muito material indesejado no mesmo. Portanto, etapas iniciais de isolamento e concentração se fazem necessárias para que, posteriormente, seja feita a purificação do produto até a devida especificação.

Em primeiro momento, é necessário um método para a separação das moléculas menores presentes no solvente, nesse caso a água, das moléculas maiores de interesse, caracterizadas pelas enzimas. O método mais comum empregado em escala industrial é a ultrafiltração, em decorrência do avanço da tecnologia dos processos com membranas, substituindo o método que atualmente está em desuso de concentração por evaporação à vácuo (LIMA et al., 2001). O mecanismo básico de uma ultrafiltração é tal que uma membrana semipermeável permite a separação de moléculas do solvente, nesse caso a água, das moléculas maiores, no caso as enzimas. Visto que apenas as moléculas menores são capazes de penetrar tal membrana quando a pressão osmótica é excedida, é possível realizar a concentração e a dessalinização da solução (AEHLE, 2006). Pela simplicidade de limpeza e alta taxa de recuperação de produto (TUTUNJIAN, 1983), o tipo de membrana escolhida para a utilização

no processo de produção é o modelo de membrana de fibras ocas. Um esquema básico desse tipo de membrana é apresentado na Figura 16.

Figura 16 - Esquema ilustrativo de uma membrana de fibras ocas



Fonte: Tutunjian (1983).

### 5.3.3 Purificação

Por conta da necessidade de escala industrial, as técnicas de purificação que são adequadas apenas para escala laboratorial, como eletroforese, serão descartadas. Além disso, nota-se que, a partir dessa etapa, há grande diferenciação entre as operações utilizadas para operações de lipases e celulasas.

Para celulasas, as etapas de purificação são relativamente mais simples. Tal fato ainda é melhor corroborado dado as etapas de isolamento e concentração tomadas previamente. Sendo assim, a etapa restante necessária para a purificação do produto é de estabilização da solução, que se mostra como agente principal para a manutenção de um armazenamento de longo prazo da celulase. Essa estabilização é realizada adicionando certos tipos de açúcares à solução com celulose, sendo eles poliálcoois como sorbitol ou açúcares mais comuns como a lactose (PANDEY et al., 2006). Pelo preço, acessibilidade e disponibilidade de mercado, optou-se pelo uso do sorbitol como composto estabilizante da solução de celulase.

No contexto das lipases, as etapas de purificação se mostram mais complexas, envolvendo uma ou mais etapas de cromatografia (PANDEY et al., 2006). Técnicas cromatográficas tiveram um alto grau de avanço tecnológico desde meados do século XX, permitindo assim um bom *scale-up* a tal ponto em que é possível utilizá-las em escala industrial

de produção. Destes parâmetros, destacam-se a melhora na estabilidade e propriedades hidráulicas dos meios cromatográficos. Os parâmetros de análise essencial no contexto de uma cromatografia em escala industrial são: altura da coluna, taxa de fluxo linear e razão do volume de solução para o volume de leito (AEHLE, 2006).

Existem, porém, caminhos diferentes que podem ser seguidos dependendo do grau de pureza desejado para o produto. Pandey et al. (2006) expõe os três métodos mais utilizados quando se trata de cromatografia para purificação de lipases: cromatografia de troca iônica, cromatografia de interação hidrofóbica e cromatografia gel filtração. Em geral, utiliza-se cromatografia de interação hidrofóbica para compostos que exigem altíssimos graus de pureza, porém, requer adição de sais durante o processo, o que aumenta seu custo. A cromatografia gel filtração é amplamente utilizada em escalas menores, porém apresenta baixa capacidade ao se realizar o *scaling-up* da técnica.

O método mais comum, com resultados promissores para escalonamento e relativamente mais barato do que a cromatografia de interação hidrofóbica é a cromatografia de troca iônica (PANDEY et al., 2006). Segundo Aehle (2006), tal técnica se baseia na carga da molécula enzimática, em que a “carga líquida” da mesma é influenciada pelo pH. Sendo assim, é possível separar tais proteínas utilizando cátions ou ânions de troca. Portanto, escolheu-se o método de cromatografia de troca iônica, adaptando o processo proposto por Rúa et al., (1993).

#### 5.4 QUALIDADE DE MATÉRIA-PRIMA

As principais características a serem observadas no melaço de soja são o teor de umidade e a concentração do melaço, uma vez que a variação desta afeta diretamente a atividade da lipase (DE MORAIS et al., 2016b). A quantidade de carboidratos presentes no substrato também é de suma importância, haja vista que serão a fonte de energia primária a ser consumida pelos fungos.

De maneira semelhante, a umidade e o teor de carboidratos também devem ser analisados na torta de algodão.

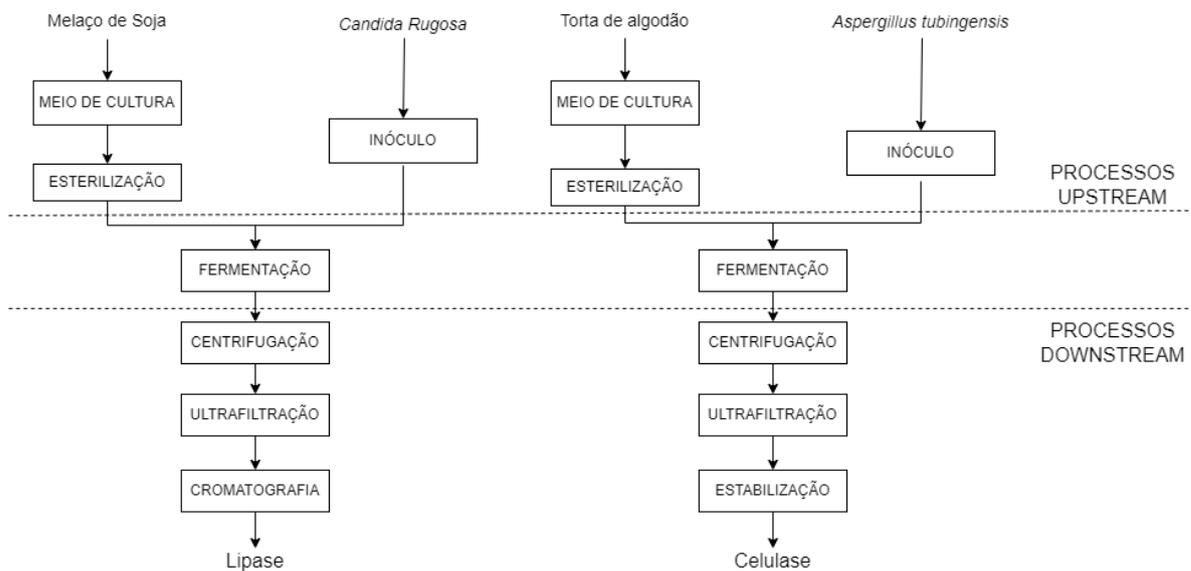
Pode-se caracterizar o teor de umidade através de uma balança determinadora de umidade, conforme a que consta no Anexo A. Quanto à caracterização dos carboidratos, esta pode ser feita a partir da utilização de DNS e análise da absorbância (MILOSKI et al., 2008).

## 6 PROJETO DO PROCESSO

### 6.1 DIAGRAMA DE BLOCOS

A Figura 17 apresenta o diagrama de blocos construído para os processos de produção de celulase e lipase, descrevendo as etapas que ocorrem desde o início do processamento da matéria-prima até a obtenção dos produtos finais.

Figura 17 - Diagrama de blocos da produção de celulase e lipase



Fonte: Autores (2023).

A produção das soluções de lipase e celulase se dão de forma similar. O substrato é adicionado ao fermentador junto do meio necessário, e o conjunto substrato-fermentador é esterilizado por meio de passagem de vapor. O microrganismo passa por incubação e repiques até ser adicionado ao processo, promovendo a fermentação. O processo ocorre em batelada até a fermentação, se tornando contínuo a partir dessa etapa.

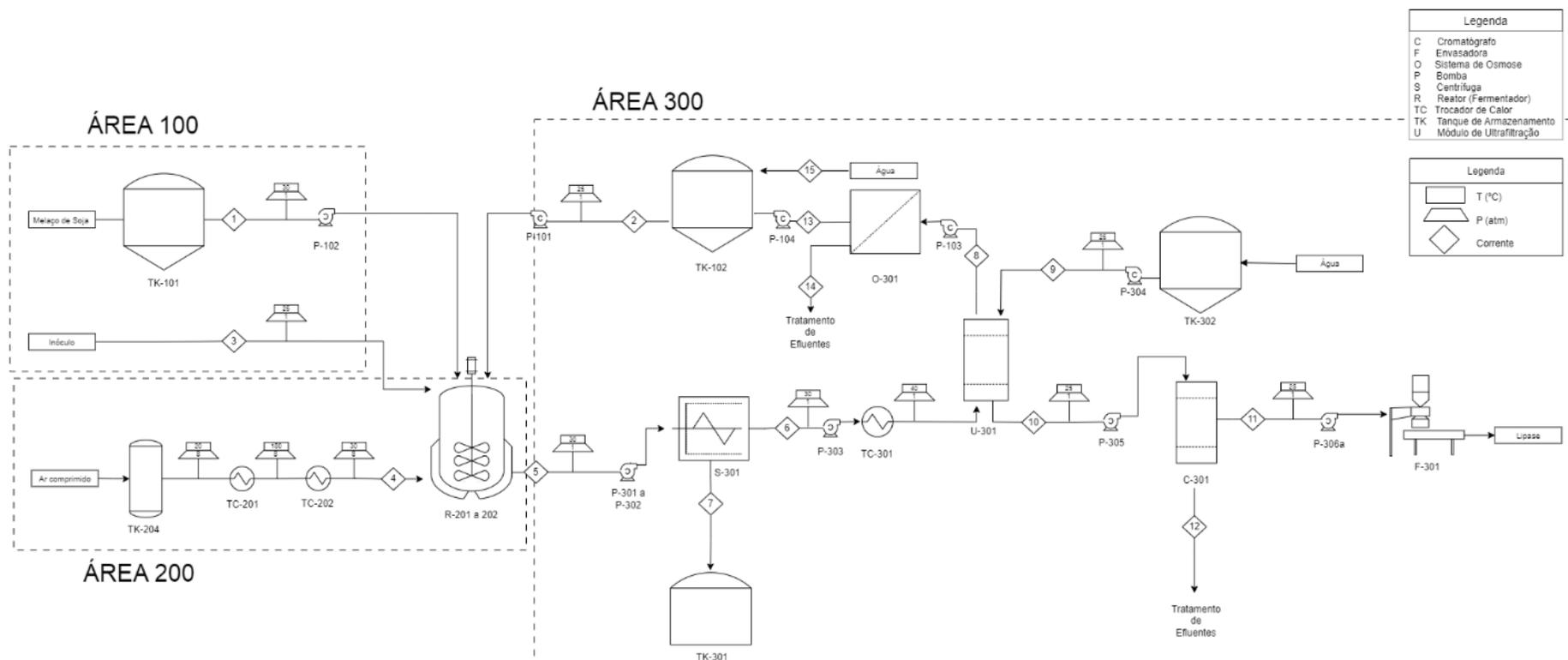
A solução fermentada passa pelo processo de centrifugação, em que deseja-se obter o caldo e retirar sólidos como biomassa e lipídios. O líquido passa pela ultrafiltração, em que as enzimas ficam retidas e são retiradas por uma corrente de água. No caso da lipase, essa solução passa por uma coluna de cromatografia de troca iônica, para purificação. No caso da celulase, a solução passa por um tanque de estabilização, onde é misturada com sorbitol. Por fim, ocorre o envase.

## 6.2 DESCRIÇÃO DO PROCESSO

Os fluxogramas PFD (Figuras 18 e 19) apresenta o fluxo de matéria do processo produtivo da lipase e da celulase, respectivamente. A Área 100 é composta pelo armazenamento da matéria-prima e do meio (processos upstream), a Área 200 compreende os oito biorreatores e esterilização do ar e a Área 300 é formada pelos equipamentos dos processos downstream. As correntes do processo são descritas no texto de acordo com o respectivo processo e fluxograma em questão.

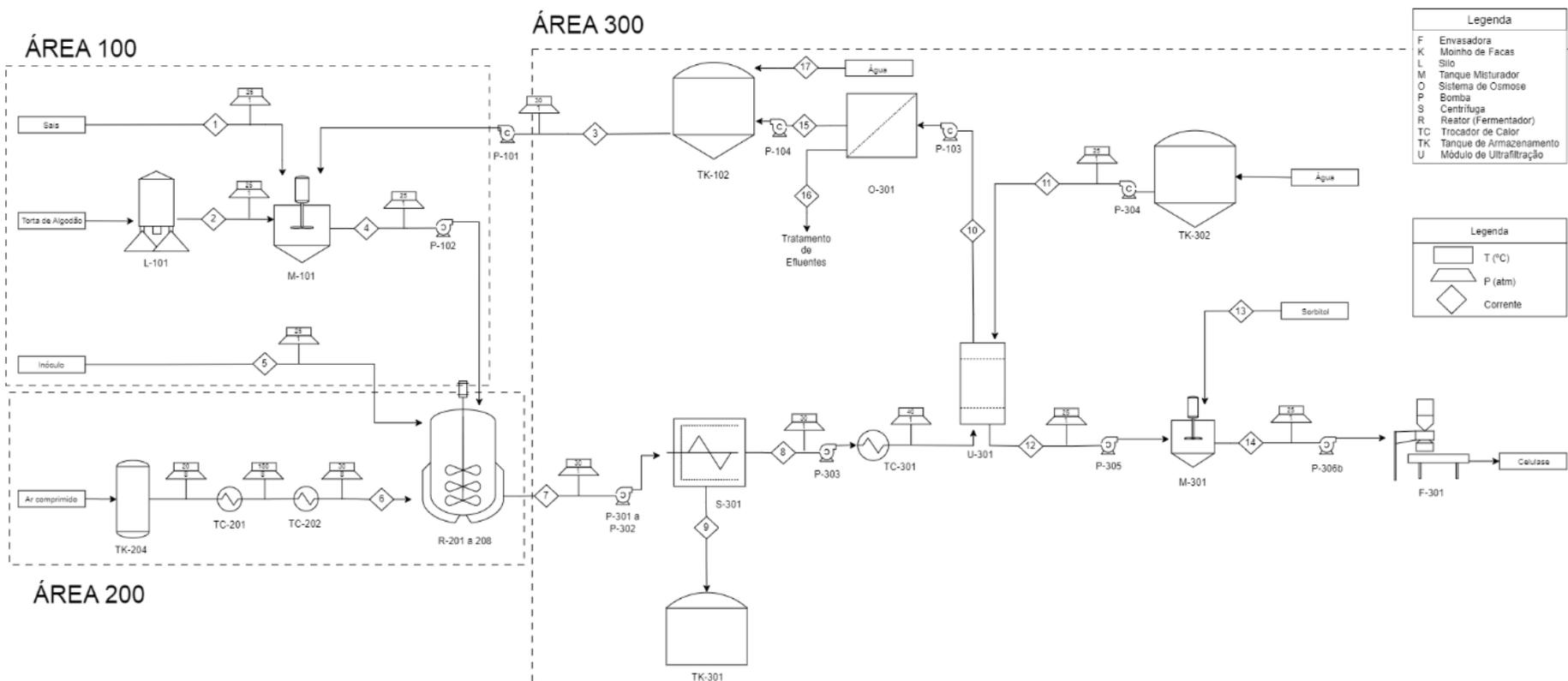
Devido a sazonalidade de produção e similaridade dos processos, muitos equipamentos serão os mesmos para os dois processos, e por isso serão descritos de uma forma geral e complementados com informações específicas para cada produto. As etapas que trazem diferença na obtenção dos produtos serão detalhadas separadamente, assim, a cromatografia de troca iônica se aplica apenas à produção da lipase, bem como o processo de estabilização se aplica apenas à produção da celulase.

Figura 18 - Fluxograma PFD da produção de lipase



Fonte: Autores (2023).

Figura 19 - Fluxograma PFD da produção de celulase



Fonte: Autores (2023).

## 6.2.1 Área 100

### 6.2.1.1 Recepção e armazenamento da matéria-prima

#### 6.2.1.1.1 Lipase - Melaço de soja (TK-101)

O melaço de soja utilizado é fornecido por beneficiadores de proteína de soja localizados próximos a cidade de Madureira, RJ. As instalações da ReActio possuem um estoque para 15 dias de operação, correspondente a 63 toneladas de melaço de soja, haja vista a demanda de 4000 kg/dia. O melaço é transportado até a unidade por carretas e armazenado no tanque cilíndrico vertical modelo CP da marca Stringal Hurner com capacidade para 50 m<sup>3</sup>. Para o processo, o melaço de soja é transportado do tanque até o biorreator (Corrente 01).

#### 6.2.1.1.2 Celulase - Torta de algodão (L -101)

A torta de algodão provém de fornecedores no Mato Grosso e é transportada por carretas com capacidade para 20 toneladas. Uma vez recebida, a torta de algodão é armazenada no silo L-101, do modelo GHT e material aço inoxidável, com capacidade para 229,3 m<sup>3</sup>, correspondente a necessidade para 15 dias, haja vista a demanda de 4000 kg/dia. Precedendo o início de batelada, a matéria-prima segue para os fermentadores por meio da rosca varredora VAF250-1, também da GSI, com capacidade de transporte de 25 ton/h.

A torta de algodão em seguida é direcionada (Corrente 02) para o tanque de mistura M-101, onde o meio de fermentação é preparado.

### 6.2.1.2 Preparo do Meio de Fermentação (M -101 & R-201 a R-208)

No tanque de mistura M-101, a torta de algodão é misturada com uma série de sais (Corrente 01) e nutrientes, juntamente com significativa quantidade de água (Corrente 03), promovendo a formação de um meio de cultura rico em celulose e apropriado para a fermentação de *A. tubingensis*. O tanque de mistura Mixquip Series 300 da marca Mixquip, com capacidade de 15 m<sup>3</sup>. A corrente 04 transporta o meio de cultura até os biorreatores, no processo de produção de celulases.

O preparo do meio de fermentação para produção de lipases, envolvendo o melaço de soja, não necessita de um tanque de mistura, pois a composição desse meio é apenas o próprio melaço e água adicionada. Essa mistura é realizada diretamente nos biorreatores. As Tabelas

23 e 24 apresentam as composições dos meios de mistura para produção de lipases e celulasas, respectivamente.

Tabela 23 - Composição do meio de fermentação para produção de lipases

<b>Substância</b>	<b>Fração Mássica (%)</b>	<b>Quantidade (kg/batelada)</b>
Água	83,34	10000
Melaço de Soja	16,66	2000

Fonte: Autores (2023).

Tabela 24 - Composição do meio de fermentação para produção de celulasas

<b>Substância</b>	<b>Fração Mássica (%)</b>	<b>Quantidade (kg/batelada)</b>
Água	83,25	10000
Extrato de Levedura	0,033	4
Cloreto de Sódio	0,008	1
Sulfato de Magnésio	0,017	2
Fosfato de Potássio Monobásico	0,033	4
Fosfato de Potássio Dibásico	0,008	1
Torta de Algodão	16,65	2000

Fonte: Autores (2023).

### 6.2.1.3 Preparo do inóculo e inoculação

Conforme descrito no Tópico 5.1, inicia-se o preparo do inóculo em um módulo de cultivo agitado, utilizando erlenmeyer. Após essa etapa, o então pré-inóculo passa por reatores de escala laboratorial de 3 L e 100 L, mantendo controle de temperatura, agitação e aeração.

O inóculo consiste em biomassa adicionada ao reator após a esterilização do meio de cultura, como descrito no Item 6.2.2.1. Para o processo de produção de lipases, são necessários 46,34 kg/batelada de biomassa, enquanto para a produção de celulasas, utilizam-se 1,303 kg/batelada para o inóculo. O inóculo é adicionado diretamente ao biorreator (R-201 a R-208)

via as correntes 03 e 05 para os processos de produção de lipases e celulases, respectivamente. Assim, evita-se contaminações envolvidas em transporte e abertura do recipiente.

#### 6.2.1.3.1 Lipase - *C. rugosa*

O microrganismo *C. rugosa*, empregado na produção de lipases, é mantido sob meio ágar do tipo Sabouraud, incubado a 34°C por 48 horas. Após o cultivo, culturas são mantidas em armazenagem a 5°C para futura utilização como inóculo.

#### 6.2.1.3.2 Celulase - *A. tubingensis*

O microrganismo *A. tubingensis*, empregado na produção de celulases, é mantido sob meio do tipo PDA (Potato-Dextrose-Agar), incubado a 30°C por 7 dias. Após o cultivo, culturas são mantidas em armazenagem a 4°C para futura utilização. Para manutenção da cepa, repiques são realizados a cada um mês.

Para ambos microrganismos apresentados, o escalonamento do inóculo é realizado em laboratório, com a subsequente utilização de reatores de maior escala, permitindo a obtenção da biomassa necessária para a iniciação de cada batelada. A biomassa contém não apenas o microrganismo, mas também umidade remanescente e meio de fermentação.

### 6.2.2 Área 200

#### 6.2.2.1 Esterilização do meio (R-201 a R-108)

Segundo Schmidell *et al.* (2001), a esterilização de reatores é feita em três etapas: aquecimento, esterilização e resfriamento. O reator é esterilizado juntamente com o meio de cultura, já adicionado ao volume do reator anteriormente ao início da esterilização.

Primeiramente, o vapor é circulado pela camisa do fermentador até que o meio atinja a uma temperatura maior que 96°C. Durante essa etapa, vapor fluente circulado no fermentador expulsa o ar presente em seu interior e também esteriliza válvulas, filtros e as tubulações de entrada e saída.

A etapa da esterilização do fermentador e do meio é feita por meio de vapor saturado a 120°C e 1 atm manométrico, durante 30 minutos, por meio da passagem do vapor no reator encamisado. Quando cessa a produção de um tipo de enzima e a ReActio passa a produzir outra, devido à sazonalidade, uma limpeza mais rigorosa deve ser feita, incluindo uma assepsia química do fermentador antes da esterilização por vapor, que pode ser mantida por mais de 60 minutos.

Por fim, o resfriamento é feito pela circulação de água fria pela camisa. Ao atingir 100°C, ar esterilizado é injetado no fermentador para evitar a formação de vácuo devido à condensação do vapor.

#### 6.2.2.2 Esterilização do ar

O processo de esterilização do ar é realizado por aquecimento, a 180 °C, a fim de se aproveitar a oferta de vapor disponível na própria caldeira. Será utilizado vapor saturado à 8 atm e 180°C, no qual Schmidell *et al.* (2001) afirma que é a temperatura mínima de esterilização. Logo após o aquecimento, é realizado um resfriamento para a temperatura de fermentação utilizando o ar ambiente. É utilizada uma vazão de 203,07 m<sup>3</sup>/h para a lipase, e 7,20 m<sup>3</sup>/h para a celulase. As correntes de ar esterilizado são representadas no fluxograma pelos números 06 para celulases e 04 para lipases.

#### 6.2.2.3 Fermentação (R-201 a R-208)

O processo de fermentação tem início a partir da adição do inóculo ao meio fermentativo utilizado. O micro-organismo ganha acesso às fontes de carbono e nutrientes presentes no meio de fermentação, promovendo sua adaptação e subsequente crescimento no meio. À medida que o crescimento do microrganismo se estende, enzimas são liberadas para o meio como subproduto dos processos metabólicos. Após o processo de fermentação, o mosto é direcionado às etapas de purificação da Área 300.

O processo de crescimento de microrganismos é exotérmico, assim, o processo fermentativo demanda resfriamento durante a sua ocorrência. Além disso, o processo exige aeração e agitação constantes, permitindo o acesso dos organismos a oxigênio e impedindo a formação de zonas mortas. Para ambos processos, os biorreatores são agitados durante o tempo de fermentação a 60 RPM, utilizando três impelidores de pás retas.

Ao total, utilizam-se 8 biorreatores para ambos processos. Os biorreatores possuem volume total de 12,5 m<sup>3</sup>. O volume útil utilizado para lipases é de 11,08 m<sup>3</sup> e de 11,53 m<sup>3</sup> para celulases. É importante ressaltar que a produção de lipases e celulases não é concomitante, isto é, segue o planejamento de produção. Assim, os reatores são sempre utilizados apenas para um processo durante certo período de tempo.

O processo de descarregamento dos reatores, para o processamento *downstream*, é realizado com as vazões mássicas de 5563,1 kg/h para a produção de lipases e 5922,42 kg/h para produção de celulases, a composição dessas correntes pode ser verificada no Apêndice A,

Itens 1.5 e 2.4. Nos fluxogramas, essas correntes são descritas como 05 e 07, para lipases e celulasas, respectivamente.

#### 6.2.2.3.1 Lipase

Durante o regime de produção de lipases, a fermentação ocorre após a adição do inóculo de *C. rugosa* e o processo é realizado por 12 h sob temperatura de 30 °C. Utilizam-se 2 biorreatores, com o total de 2 bateladas realizadas por dia, permitindo a obtenção de 48,71 kg de produto enzimático. O processo de produção de lipases exige agitação a 60 RPM e aeração constante, com vazão de 203,07 m<sup>3</sup> de ar por hora.

#### 6.2.2.3.2 Celulase

Durante o regime de produção de celulasas, a fermentação ocorre após a adição do inóculo de *A. tubingensis* e o processo é realizado por 96 h sob temperatura de 30 °C. Utilizam-se 8 biorreatores, com o total de 2 bateladas realizadas por dia, permitindo a obtenção de 39,86 kg de produto enzimático. O processo de produção de celulasas também exige agitação a 60 RPM e aeração constante, com vazão de 7,20 m<sup>3</sup> de ar por hora.

### 6.2.3 Área 300

#### 6.2.3.1 Centrifugação (S-301)

O processo de separação sólido-líquido é feito na centrífuga S-301, cujo modelo é GN Vertical Screen Scroll Centrifuge, modelo GNCD930E-GP, da marca GN Separation, de capacidade de 60 ton/h, para atender a necessidade de 5563,1 kg/h da produção para lipases e 5922,42 kg/h para celulasas que advém do descarregamento do reator.

O processo de centrifugação se dá pela diferença de inclinação e velocidade existente dentro do equipamento. Assim, a mistura de entrada separa-se em uma solução de precipitado, contendo particulado sólido, biomassa e lipídios. A centrifugação ocorre a 30°C com uma eficiência de retenção de sólidos de 95% (ANDRITZ, 2022a).

Após a centrifugação, as enzimas seguem para a ultrafiltração (Correntes 06 e 08) com uma vazão de sobrenadante de 5143,78 kg/h para a produção de lipases e 5134,69 kg/h para a produção de celulasas, enquanto os resíduos de biomassa e material sólido com vazão de 420 kg/h e 787,73 kg/h para lipases e celulasas, respectivamente, são direcionados (Correntes 07 e 09) para o tanque de armazenamento TK-301, para ser encaminhado para o subsequente uso

como combustível na caldeira. A composição dessas correntes pode ser verificada no Apêndice A, Itens 1.6 e 2.5

#### 6.2.3.2 Ultrafiltração (U-301)

O processo de ultrafiltração é um processo de separação onde o produto alvo, no caso, a lipase, fica retida nas membranas ocas utilizadas pelo equipamento no módulo de filtração. O processo ocorre em dois momentos distintos, a retenção e recuperação da enzima. A primeira etapa consiste na entrada do clarificado advindo da centrifugação, que contém a lipase solubilizada. Ao passar pelas membranas do filtro, a solução transpassa enquanto a enzima fica retida na superfície das mesmas. A solução filtrada é direcionada ao processo de osmose reversa (O-301) e posterior reutilização no processo.

A segunda etapa consiste na remoção das enzimas aderidas às membranas, pela passagem de água deionizada em contracorrente com concomitante passagem de ar comprimido, que promove a agitação das membranas. Assim, obtêm-se como solução final um produto que contém água, proteínas, a enzima alvo e traços de biomassa. Essa solução é então encaminhada para a etapa de cromatografia (C-301) no caso da lipase ou estabilização no caso da celulase (M-301).

A ultrafiltração ocorre a 40 °C, necessitando de um trocador de calor (TC-301) para aquecer a corrente de entrada de 30°C para 40 °C. Após a filtração, a corrente de água utilizada para recuperação de enzimas está a temperatura ambiente de 25 °C. O módulo escolhido foi o Puron MP System, da marca Koch, com capacidade de processamento máxima de 240 m<sup>3</sup>/h.

Com eficiência de recuperação de enzimas de 96% e 95% para lipases e celulases (SHAMEL; AZAHA; AL-ZUHAIR, 2005; TIAN et al., 2015), as correntes de saída de filtrado e retido possuem vazão mássica de 5126,08 kg/h e 130,20 kg/h no processo de produção de lipases (Correntes 08 e 10) e de 5113,57 kg/h e 85,10 kg/h no processo de produção de celulases (Correntes 10 e 12). Nota-se a adição de 225 kg/h (Corrente 09) de água na corrente de retido para a produção de lipases e 130 kg/h (Corrente 11) na produção de celulases, para garantir a concentração adequada final de enzimas. A composição dessas correntes pode ser verificada no Apêndice A, Itens 1.7 e 2.6.

#### 6.2.3.3 Lipase - Cromatografia de Troca Iônica (C-301)

Depois da filtração, o processo de purificação da lipase segue para a cromatografia por troca iônica. Esse processo ocorre no equipamento C-301 a 25°C. O processo ocorre por meio

da passagem da solução advinda da ultrafiltração por um cromatógrafo contendo resina de troca iônica. De tal modo que as proteínas e traços de biomassa são retidos pela resina, enquanto a enzima lipase é apenas retida em menor escala, permitindo a obtenção de uma solução mais pura e concentrada de lipase.

O modelo escolhido foi Resolute Linear Chromatography Columns oferecido pela Sartorius com a resina DEAE-Sephacel. Considerando a vazão de entrada de 130,20 kg/h (Corrente 10), a vazão de saída da corrente de produto é 5,52 kg/h (Corrente 11), com uma eficiência de recuperação de 85% (RÚA et al., 1993), e se encaminha para o envasador F-301, enquanto o resíduo é retido pela resina cromatográfica e permanece até a limpeza e recuperação da resina, que é realizada pela adição de uma solução de 5% de cloreto de sódio. A solução residual é então encaminhada para o tratamento de efluentes. A composição dessas correntes pode ser verificada no Apêndice A, Item 2.7.

#### 6.2.3.4 Celulase - Estabilização e mistura (M-301)

Após a ultrafiltração, a corrente 12 da celulase segue para o tanque de mistura M-301, da marca Agimix, modelo AGX-DPEX250, com capacidade de 250 L, onde é adicionado o sorbitol segundo a concentração de 0,1 mol por litro de solução, totalizando 0,28 kg/h (Corrente 13), para garantir a estabilização da enzima e a boa qualidade desta. Esse processo ocorre a 30°C. A seguir, a enzima segue para o envase e estocagem com uma vazão de 85,39 kg/h. A composição dessa vazão (Corrente 14) pode ser verificada no Apêndice A, Item 1.8.

#### 6.2.3.5 Envasamento e estocagem (F-301)

As enzimas são comercializadas em solução líquida, em frasco plástico de 20 L. Para isso, são utilizadas uma série de envasadoras, tampadoras e esteiras, da marca IG Máquinas e capacidade de 800 a 1000 unidades por hora. O armazenamento deve ser feito em local seco, protegido da luz solar e com temperaturas amenas.

#### 6.2.3.6 Osmose Reversa (O-301)

A osmose reversa é um processo que ocorre com a corrente de filtrado advinda da ultrafiltração (U-301). O processo de osmose reversa implica na utilização de uma membrana e da aplicação de pressão sobre um fluido, contrariando a pressão osmótica e promovendo a separação da solução em uma solução altamente concentrada de solutos e uma solução filtrada com baixa concentração de solutos.

No processo, a corrente de filtrado da ultrafiltração é tratada para remoção de sais e impurezas, obtendo-se uma corrente de baixa concentração de sais, que é direcionada ao tanque de armazenamento de água (TK-102, para fins de explicação do processo, na planta industrial se refere ao reservatório de água) e uma corrente altamente concentrada que é levada então ao tratamento de efluentes.

Com uma capacidade de recuperação de água de 90% e retenção de sais de 99% e capacidade de processamento de até 7 m<sup>3</sup> por hora supre as necessidades da planta, conforme calculado no Apêndice A.9. Assim, a corrente de água recuperada é equivalente a 4412,56 kg/h para o processo de produção de lipases (Corrente 13) e 4343,78 kg/h para celulases (Corrente 15), concomitantemente, a corrente de efluente altamente concentrado possui valores de 713,82 kg/h e 769,79 kg/h para lipases e celulases (Correntes 14 e 16), respectivamente. A composição dessas correntes pode ser verificada no Apêndice A, Itens 1.9 e 2.8. O equipamento escolhido é da marca ProMinent, de modelo DULCOSMOSE TW, específico para dessalinização de água, conforme Anexo K.

### 6.3 PLANEJAMENTO DA PRODUÇÃO

Como já descrito, a produção de celulase será de maio a setembro, e a lipase será de outubro a abril. Nesse sentido, serão utilizados os mesmos equipamentos para as duas produções, tendo como base o maior volume útil necessário. A ReActio trabalhará com 70 empregados em três turnos de 8h acrescidos de 1h para almoço ou jantar (Tabela 25) e, para melhor controle dos processos *upstream*, estes serão conduzidos nos períodos diurnos.

Tabela 25 - Turnos e trabalhadores

Cargo	Turno / Horário		
	1 (6h - 15h)	2 (14h - 22h)	3 (21h - 6h)
Vendas	3	0	0
Recursos Humanos	2	0	0

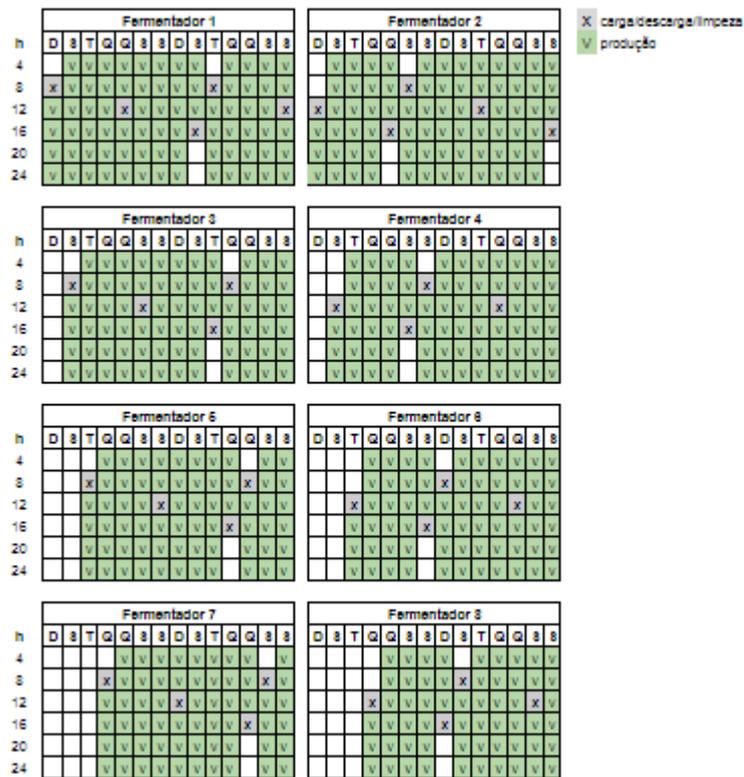
Administração	5	0	0
Controle de Qualidade	2	2	0
Preparo do inóculo	2	2	2
Segurança	3	3	3
Limpeza	3	3	8
Descarga	2	2	0
Chão de Fábrica	2	2	1
Sala de Controle	1	1	1
Embalagem	3	3	0
Expedição	1	1	0
Engenharia	2	2	0
Caldeira	1	1	1

Fonte: Autores (2023).

Assim, à noite só serão realizados controles das fermentações, permitindo também que apenas funcionários responsáveis pelo acompanhamento dos parâmetros fermentativos estejam no turno noturno.

A fermentação da celulase leva 96 horas, e uma batelada produz 19,93 kg de enzima. Para atender o mercado são necessários 33,72 kg/dia de enzima e, portanto, serão necessárias duas fermentações por dia, resultando em 8 fermentadores para produção, como mostrado na Figura 20, considerando um total de tempo morto de 4 horas (carga e descarga). A descarga ocorrerá em 2 horas a uma vazão de 5,76 m<sup>3</sup>/h.

Figura 20 - Planejamento da produção de celulase



Fonte: Autores (2023).

A fermentação da lipase leva 12 horas, e uma batelada produz 24,36 kg de enzima. Para atender o mercado são necessários 52,01 kg/dia de enzima e, portanto, serão necessárias duas fermentações por dia, resultando em 2 fermentadores para produção, como mostrado na Figura 21, considerando um tempo morto de 4 horas, sendo este de carga e descarga. A produção será de 48,71 kg/dia, um pouco abaixo do necessário, porém, devido à disponibilidade de substrato, não há viabilidade para tal aumento. A descarga ocorrerá em 2 horas a uma vazão de 5,54 m<sup>3</sup>/h.

Figura 21 - Planejamento da produção de lipase



Fonte: Autores (2023).

Para as etapas após a fermentação será necessário um equipamento para cada processo. Os processos downstream ocorrem durante 2 h.

Na produção de lipase, durante a centrifugação são processados 5563,1 kg/h, tendo como saída de sobrenadante 5143,78 kg/h. No processo de ultrafiltração, a vazão de saída de retido é de 130,20 kg/h. Por fim, a saída de cromatografia 5,52 kg/h, saindo para o envase.

Já para a produção de celulase, na centrifugação são processados 5922,42 kg/h, saindo 5134,69 kg/h de sobrenadante. Durante a ultrafiltração, a vazão de saída de retido é de 85,10 kg/h. Após a estabilização, que ocorre a 85,39 kg/h, o processo vai para envase.

## 6.4 CONTROLE E INSTRUMENTAÇÃO

### 6.4.1 Controle do processo produtivo

O controle do processo industrial é de fundamental importância para a qualidade do produto, segurança de operação e estabilização do processo em face a eventuais flutuações. Os fatores citados possuem alta significância e impacto quando se trata da viabilidade econômica da indústria, sendo necessário certificar que as variáveis são devidamente controladas de modo a evitar perdas desnecessárias e gastos evitáveis.

No contexto do processo produtivo, é evidente que nos biorreatores de fermentação R-201 a R-208 ocorrem as operações mais importantes e sensíveis de todo o processo. Ambos os produtos, lipase e celulase, são produzidos em um processo fermentativo sensível às variações de temperatura dos biorreatores, sendo necessário resfriamento ou aquecimento do meio durante o processo. Além disso, o monitoramento e controle de temperatura se mostra importante durante o processo de esterilização, onde a temperatura deve ser mantida constante, a 120°C, por 20 minutos. Por fim, é necessário conhecer, por motivos de segurança, o nível no interior dos biorreatores de modo a se evitar possíveis transbordamentos no processo de alimentação da matéria-prima.

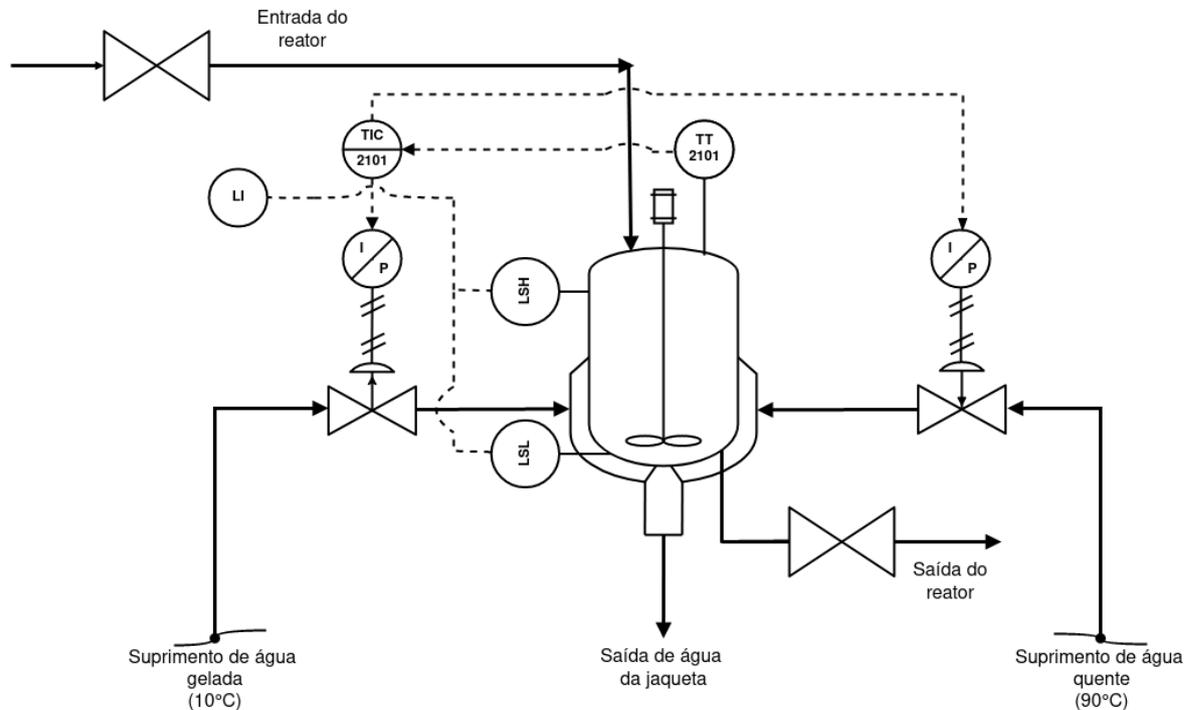
As malhas de controles da empresa foram projetadas seguindo o padrão internacional de simbologia e terminologia de instrumentação como também utilizado em Kuphaldt (2017), sendo essa a referência utilizada.

### 6.4.2 Diagrama de tubulação e instrumentação do biorreator

Definida a importância do controle e manutenção da temperatura a 30°C no processo de fermentação, é necessário que a instrumentação que será utilizada em cada biorreator seja

evidenciada. O diagrama de tubulação e instrumentação de um dos biorreatores utilizados no processo produtivo é exposto na Figura 22.

Figura 22 - Diagrama P&ID do biorreator controlado



Fonte: Autores (2023).

Em um primeiro momento, um sensor transmissor de temperatura será responsável por medir a temperatura interna do biorreator e, posteriormente, transmitir a informação da temperatura por meio de um sinal elétrico até o controlador indicador de temperatura. O controlador, então, recebe o sinal indicativo de temperatura do transmissor e, de maneira adequada, gera uma resposta em forma de sinais elétricos que variam de 4 a 20 mA.

Essa resposta é recebida pelos transdutores das respectivas válvulas de aquecimento e resfriamento, que têm como objetivo transformar o sinal elétrico em um sinal pneumático. O sinal pneumático, que varia de 3 a 15 psig, gerado pelos transdutores é responsável pela atuação nas válvulas de controle. De acordo com a abertura ou fechamento das respectivas válvulas, a temperatura do líquido na jaqueta de aquecimento do reator varia, causando, finalmente, uma resposta na temperatura interna do reator. Essa, então, é a malha que será responsável pelo controle da temperatura do biorreator.

Além do controle de temperatura, são necessários instrumentos para a visualização do nível do reator durante o processo de carregamento e descarregamento do mesmo. A fim de

evitar possíveis transbordamentos durante o processo de carregamento do reator, são utilizados dois sensores, de alto e baixo nível, com o objetivo de transmitir a informação do nível de líquido presente no biorreator em dado momento. Tal informação é transmitida até um painel indicador de nível, acessível aos operadores a todo momento. Caso haja necessidade, é possível parar a operação de carregamento do biorreator dado o comando do operador. Nota-se que não é necessário uma malha específica de controle de nível para o biorreator, visto que o processo ocorre descontínuamente e não há entradas nem saídas de matéria ao decorrer da fermentação.

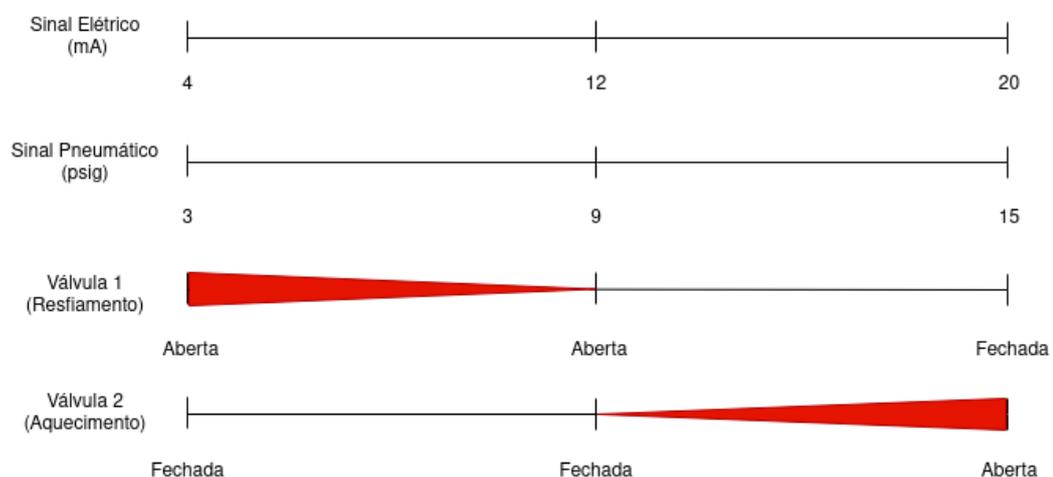
### 6.4.3 Estratégia de controle adotada

Para o controle da temperatura do biorreator, será adotada uma estratégia de controle chamada de “split-range”. Segundo Kuphaldt (2017), tal estratégia consiste em, no dado contexto, duas válvulas de controle respondendo a um output de um único controlador.

Válvulas controladas por *split-range* possuem diversos métodos de divisão do sinal para configurar abertura ou fechamento. O método de divisão utilizado para o biorreator é denominado de *exclusive valve sequencing*. Esse método funciona, essencialmente, dedicando a metade inicial do alcance do sinal para o controle de abertura de uma das válvulas, enquanto a metade final é responsável pelo controle de abertura da outra válvula (KUPHALDT, 2017).

A Figura 23 ilustra a relação entre as aberturas das válvulas, o sinal elétrico de saída do controlador e, por fim, o sinal pneumático de entrada nas válvulas. Ressalta-se que essa relação foi estabelecida tendo como base o modelo de Kuphaldt (2017), apenas estabelecendo os valores dos sinais, tanto elétricos quanto pneumáticos, e adaptando as funções das válvulas envolvidas.

Figura 23 - Relação entre sinais e abertura de válvulas de controle para o processo



Fonte: Autores (2023).

Percebe-se que, por opção de projeto, em caso de falha a válvula de resfriamento se manterá aberta enquanto a válvula de aquecimento se fecha completamente. Essa decisão de projeto se dá devido ao fato de que, em caso de superaquecimento do biorreator, há a possibilidade de morte da microbiota, o que condenaria aquela batelada. Porém, ao optar-se pelo resfriamento em caso de falha, a batelada não seria condenada por não haver morte dos microrganismos, apenas uma grande redução, reversível, em sua atividade.

## 6.5 DESCRIÇÃO DOS EQUIPAMENTOS DE PROCESSO

### 6.5.1 Área 100

#### 6.5.1.1 Silos (L-101)

O Silo L-101, de modelo FCHT de fundo cônico, marca GSI, é caracterizado pela capacidade total de 229,3 m<sup>3</sup>, suprimindo as necessidades de estocagem de torta de algodão conforme o Apêndice E.1.1. Assim, possui uma altura de 11,8 m, diâmetro nominal de 6,37 m, altura livre abaixo do funil de 1,64 m e um ângulo de funil de 45 graus, conforme o Anexo B.

#### 6.5.1.2 Rosca Varredora (RV-101)

A rosca varredora, de modelo VAF250-1, marca GSI, consiste de um meio de transporte de material sólido do silo (L-101) até o tanque misturador (M-101), permitindo um menor contato do material de torta de algodão com o ambiente, evitando assim contaminações da matéria-prima. Dessa forma, possui capacidade máxima de 25 toneladas por hora, com diâmetro nominal de 3,5 ft e comprimento total de 6,5 metros, conforme calculado no Apêndice E.1.2 e nos tamanhos disponibilizados no Anexo C.

#### 6.5.1.3 Tanques de Armazenamento (TK-101, TK-102)

O volume do tanque de armazenamento de melação de soja (TK-101) e armazenamento de água para o processo (TK-103) foi projetado conforme a suas demandas calculadas no Item 6.6.2 e no Apêndice E.1.3, respectivamente.

Os equipamentos são da marca Stringal Hurner. Sendo TK-101 um tanque cilíndrico vertical modelo AP com capacidade para 50 m<sup>3</sup>, altura total de 7,9 m, diâmetro de 3 m e altura livre de 0,6 m, cumprindo com as necessidades de armazenamento de melação de soja.

O tanque de armazenamento de água apresentado no fluxograma (TK-102), na prática é unificado aos reservatórios de água destinada ao processo, sendo apresentado dessa maneira para fins de representação.

#### 6.5.1.4 Misturadores (M-101)

O misturador M-101 é projetado para suprir a necessidade de mistura de componentes referente a uma batelada do processo conforme descrito no Apêndice A. Dessa forma, o equipamento Mixquip Series 300 da marca Mixquip, conforme Anexo E, com capacidade de 15 m<sup>3</sup>, mostrou-se adequado para instalação no processo conforme o Apêndice E.1.3. O equipamento utiliza impelidores em âncora para misturar efetivamente fluidos viscosos. O equipamento será encomendado de forma que possua diâmetro nominal de 2,5 m, altura total de 3,835 m e altura livre de 0,6 m.

### 6.5.2 Área 200

#### 6.5.2.1 Biorreatores (R-201 a R-208)

Os biorreatores (R-201 a R-208) são equipamentos de extrema importância para o processo fermentativo. Além disso, configuram equipamentos com exigências complexas de aeração, encamisamento, selo hermético, entre outras.

Dessa forma, os fermentadores serão encomendados segundo os serviços oferecidos pela Fermentec, mais especificamente o tipo de reator FMT PL Series. Esse módulo inclui o controle de agitação, temperatura, nível, entre outros. Além disso, cumpre com as necessidades de esterilização, aeração e agitação definidas no Apêndice D.2.1.

Utilizam uma serpentina perfurada para distribuição de ar esterilizado, promovendo a aeração do meio fermentativo. Além disso, possuem eixo de agitação contendo três impelidores de pás-retas, com potência de bomba de 6 HP para lipases e 10 HP para celulases. O reator é também encamisado, possibilitando o controle de temperatura tanto na fermentação quanto durante o processo de esterilização *in situ* do meio de cultura.

Os equipamentos serão encomendados seguindo as dimensões oferecidas pela empresa Pfaudler em sua série de Reatores DIN BE, em específico o modelo BE 12.500, que oferece um reator encamisado com capacidade nominal de 12,5 m<sup>3</sup>. Esse equipamento possui altura total de 6,45 m, um diâmetro de 3m e uma altura livre de 0,6m.

Os Anexos F.1 e F.2 descrevem o módulo escolhido para o biorreator e as dimensões especificadas, respectivamente.

### 6.5.3 Área 300

#### 6.5.3.1 Centrífuga Screen Scroll (S-301)

O equipamento responsável pela centrifugação no processo é a GN Vertical Screen Scroll Centrifuge, modelo GNCD93OE-GP, da marca GN Separation. Possui capacidade total de processamento de 60 ton/h com uma velocidade de rotação de 900 RPM. Dessa forma, a centrífuga escolhida possui altura de 1,65 m, comprimento de 2,64 m e uma largura de 1,81 m, conforme o Anexo G.

#### 6.5.3.2 Módulo de Ultrafiltração (U-301)

O módulo de ultrafiltração Puron MP System, da marca Koch, tem capacidade de processar até 240 m<sup>3</sup> por hora, cumprindo com os requisitos do processo definidos no Apêndice A.2.1 e A.2.2. Assim, utiliza membranas de fibra oca para realizar a separação entre os componentes da corrente. Utiliza-se o conjunto de membranas PHF 49, com 2,146 m de altura, comprimento de 0,828 m e largura de 8 cm, conforme Anexo H.

#### 6.5.3.3 Cromatógrafo (C-301)

Utiliza-se o sistema Resolute Linear Chromatography Columns oferecido pela Sartorius, com a membrana DEAE-Sepacel. O sistema possui diâmetro de 1,8m sem válvulas, embora para fins de espaçamento considere-se um espaço livre de 0,6m. Sua altura total é de 3,160 m, conforme Anexo I. Utilizou-se um total de 03 módulos de cromatografia totalizando 7,6 m<sup>3</sup> de resina conforme o dimensionamento realizado no Anexo D.3.1 Cada módulo possui volume útil de 2,73m<sup>3</sup>, encontrado por meio do produto entre o tamanho linear da coluna e a altura máxima do leito.

#### 6.5.3.4 Osmose reversa (O-301)

O módulo de osmose reversa utilizado para o tratamento de água advinda da ultrafiltração (U-301) é da marca ProMinent, sistema DULCOSMOSE TW e modelo PRO0600 TW, com capacidade de tratamento de 6000 litros por hora, contando com 6 membranas de oito polegadas. O sistema possui comprimento de 4m, largura de 1m e altura de 1,8m, conforme o Anexo J.

#### 6.5.3.5 Tanques de Mistura (M-301)

O misturador M-301 utilizado para a mistura entre a solução rica em celulose advinda da ultrafiltração (U-301) e o sorbitol necessário para estabilização da enzima conforme Apêndice A.1.8. Dessa forma, o equipamento escolhido foi um Misturador Industrial de Duplo Eixo, do modelo AGX-DPEX250, marca Agimix e com capacidade de 250 L. O equipamento utiliza impelidores padrão e possui comprimento nominal de 1,6 m, altura de 1,5 m e largura de 0,65 m, conforme Anexo K.

#### 6.5.3.6 Envasadora (F-301)

A envasadora configura o grupo final de equipamentos, tornando a solução enzimática em um produto pronto para armazenagem e posterior comercialização. Assim, é composta por uma enchedora, um tampador e esteiras. Os equipamentos selecionados são oferecidos pela marca IG Máquinas.

A envasadora propriamente dita é do modelo IG 9-3, com capacidade para 800 a 1000 garrafas de 10 a 20 L por hora. Possui altura de 2,5m, comprimento de 1,6m e largura de 1,55m. O tampador automático é do modelo IG 280, com capacidade para 800 a 1000 garrafas de 10 a 20 L por hora.

Possui altura de 1,85m, comprimento de 1,0m e largura de 1,30 m. Finalmente, a esteira com visor de inspeção é do modelo IG 05, com altura de 1 m, largura de 0,32 e comprimento especificado conforme necessidade.

Assim, para a Seção de envase, os Anexos L.1, L.2 e L.3 contém os equipamentos escolhidos.

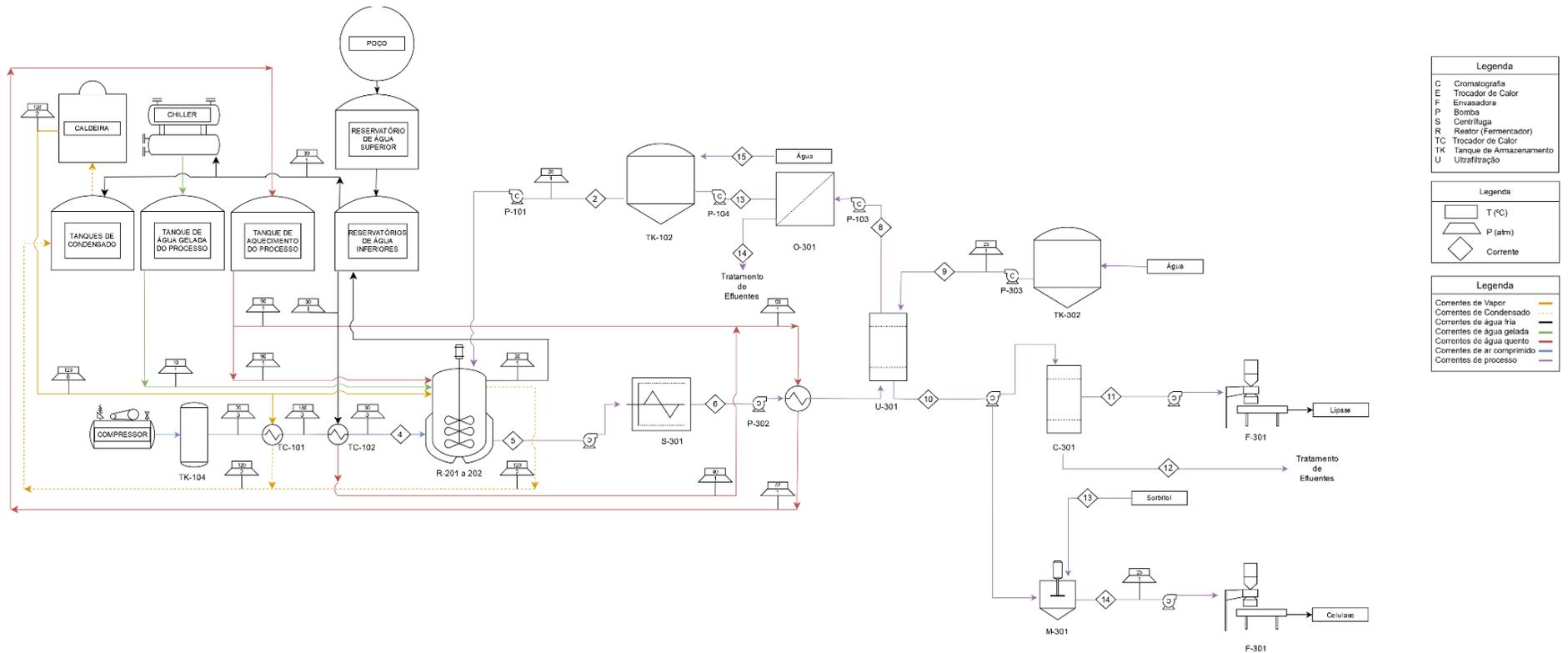
#### 6.5.3.7 Trocadores de Calor (TC-301)

O trocador de calor utilizado no aquecimento da corrente de saída da centrifugação é um trocador de calor de casco e tubo, mais especificamente do modelo BCTH, da marca Bermo. O trocador é composto por aço inoxidável AISI316L e formado por tubos helicoidais de 10mm de diâmetro. Conforme o Anexo M, o tipo apropriado para a área de troca térmica requerida é BCTH 219.10.S47, com 4,7 m<sup>2</sup> de área de troca térmica, suprimindo as demandas de 4,03 m<sup>2</sup> para produção de celulase ou 3,76 m<sup>2</sup> para a produção de lipase, conforme cálculos apresentados no Apêndice E, Tópico 3.1. O equipamento possui 1,272m de altura e 0,185 m de diâmetro.

## 6.6 UTILIDADES

O fluxograma PFD (Figura 24) apresenta o fluxo de matéria para as utilidades, em conjunto com o processo. Por conta do foco nas utilidades, o fluxograma não apresenta detalhes para a corrente de processo, mas sim uma simplificação. Um fluxograma mais completo para o processo industrial propriamente dito foi apresentado no Item 6.2.

Figura 24 - Fluxograma PFD das utilidades



Fonte: Autores (2023).

### 6.6.1 Vapor

A demanda de vapor se faz presente na ReActio tanto no processo produtivo, a 8 bar quanto no abastecimento das dependências utilizadas pelos funcionários, a 2 bar.

No processo produtivo, vapor é necessário para a esterilização do meio de cultivo, sendo utilizados 3408,91 kg vapor/batelada de celulase e 3428,51 kg vapor/batelada de lipase, conforme calculado nos Apêndices B.1, totalizando 13674,84 kg vapor/dia utilizado para este fim. A esterilização do ar usado para a aeração dos biorreatores demanda 56,12 kg vapor/batelada de celulase e 197,76 kg vapor/batelada de lipase, conforme calculado no Apêndice D.2, totalizando 507,76 kg vapor/dia voltado para esta etapa.

O processo também precisa de vapor para o aquecimento da água de controle do reator. A demanda nesta operação é de 1069,02 kg vapor/batelada para a celulase e de 490,05 kg vapor/batelada de lipase, conforme calculado no Apêndice B.5, totalizando 3118,15 kg vapor/dia para o controle do reator.

Fora do processo produtivo, o vapor é utilizado nas cozinhas, nos banheiros e na lavanderia. Na cozinha, o vapor é utilizado para aquecer diariamente 192 litros de água a 30°C até 70°C, a temperatura de cozimento das refeições disponibilizadas aos funcionários da ReActio. Utilizando a Equação D.1, conforme descrito no Apêndice D.1, e considerando a densidade da água a 70°C, foi obtido a quantidade de calor necessária para o aquecimento desta massa de água. Para obter a quantidade de vapor necessária para fornecer tal de calor, o valor foi dividido pelo calor latente do vapor a 2 bar. Dessa forma, foi obtido um valor de 14,43 kg vapor/dia para o preparo dos alimentos. A lava-louças modelo AMT2 da marca Hobart (Anexo AG.1), cujo consumo de vapor é de 100 kg/h e que realiza 18 ciclos de um minuto, demanda 30 kg vapor/dia para a higienização dos utensílios utilizados nas refeições.

Nos banheiros, o vapor é utilizado para aquecer a água que será misturada à água fria e utilizada nos chuveiros para higiene dos funcionários. A demanda para este fim é de 207,71 kg vapor/dia, conforme cálculo apresentado no Apêndice B.4.

Na lavanderia, o vapor é utilizado na máquina de lavar roupas, na secadora de roupas e na calandra. A máquina de lavar da marca Bracomlavex (Anexo AG.3) possui uma demanda de vapor de 35 kg/h e cada ciclo de lavagem dura 30 minutos. Sua capacidade é de 60 kg de roupas por ciclo. Considerando que 60 funcionários precisam ter 1,1 kg de uniforme higienizado diariamente, a máquina realizará 2 ciclos, totalizando uma hora de funcionamento e uma demanda de 35 kg vapor/dia.

A secadora de roupas modelo Bracomlavex (Anexo AG.3) possui um consumo de vapor de 45 kg/h, uma capacidade para 40 kg de roupa por ciclo, o qual dura 30 minutos. Desta forma, serão necessários dois ciclos e o consumo de vapor neste equipamento será de 45 kg/dia. A calandra modelo RCI-20 da marca Rufino (Anexo AG.2), por sua vez, tem o consumo de vapor de 10 kg/h, e a capacidade de passar 25 kg de roupa por ciclo, o qual dura 1 hora. Desta forma, serão necessários 3 ciclos, totalizando o consumo de 30 kg/dia de vapor neste equipamento.

Haja vista as demandas acima citadas, o consumo de vapor na ReActio será de 17.662,89 kg/dia, os quais devem ser fornecidos pela caldeira.

### **6.6.2 Água Fria**

A demanda de água como um todo se faz presente em diversas áreas da ReActio, sendo detalhada inicialmente a água à 30°C, presente tanto no pavilhão industrial quanto nos prédios administrativos. No caso das águas gelada e quente, estas serão detalhadas posteriormente. A descrição discorre sobre necessidades do processo, sendo parte delas supridas na integração energética, como será apresentado no Tópico 6.6.6.

No processo produtivo têm-se necessidade de 20 m<sup>3</sup>/dia para compor o meio fermentativo, 0,51 m<sup>3</sup>/dia que serão utilizados na etapa de ultrafiltração para remover a enzima da membrana e 2,95 m<sup>3</sup>/dia para resfriar o ar advindo da esterilização.

No refeitório, considerando uma máquina de lavar louças (Anexo AG.1), são necessários 18 ciclos de lavagem, gastando 3 L de água por cada ciclo, além de água para uso geral, totalizando 0,06 m<sup>3</sup>/dia. Já para a lavanderia, faz-se necessário um ciclo de lavagem na máquina de lavar roupas (Anexo AG.3), que comporta 60 kg de roupa, consumindo 0,3 m<sup>3</sup>/dia. Na empresa tem-se 60 colaboradores no pavilhão industrial, vestindo roupas de aproximadamente 1,1 kg cada.

Distribuídos entre os prédios estão dispostos 3 bebedouros, sendo estimado o consumo de 1 L de água por pessoa. Além disso, também estão distribuídos banheiros com lavatório, vaso sanitário e mictório, totalizando 8 m<sup>3</sup>/dia. Para os chuveiros, segundo Macintyre (2010), um banho demanda 720 L/h e, considerando banhos de 15 minutos para 60 funcionários do pavilhão industrial, tem-se uma demanda de 10,80 m<sup>3</sup>/dia, sendo 5,38 m<sup>3</sup>/dia de água a 30°C e 5,42 m<sup>3</sup>/dia de água a 50°C, conforme calculado no Apêndice B.4. Para uso geral e de limpeza, estarão dispostos pontos de água de totalizando 3,89 m<sup>3</sup>/dia, sendo assumido consumo de 1,1 L/m<sup>2</sup>.

No total, considerando excesso de 20% para combate à incêndio e, portanto, são necessários 244,75 m<sup>3</sup>/dia de água, porém, com recirculação e aproveitamento a demanda final é de 143,58 m<sup>3</sup>/dia.

### **6.6.3 Água Quente**

Há demanda de água quente tanto no processo produtivo quanto nas áreas administrativas. No processo, tem-se a necessidade de 7,39 m<sup>3</sup>/dia de água a 90°C para controle do reator no caso de ocorrer um declive de temperatura na produção de lipase, e 7,40 m<sup>3</sup>/dia na produção de celulase, como apresentado no Apêndice B5.

Ainda no processo, necessita-se de 4,40 m<sup>3</sup>/dia para o trocador de calor TC-301 no caso da produção de lipase ou 4,11 m<sup>3</sup>/dia na produção de celulase, conforme apresenta o Apêndice E, Ítem 3.3.

A demanda para as demais utilizações se refere a 5,42 m<sup>3</sup>/dia de água à 50°C para os banheiros, buscando uma temperatura média de 40°C nos chuveiros, como já descrito no tópico anterior, e 0,65 m<sup>3</sup>/dia para uso no refeitório e cozinha. Essa demanda foi tomada levando em conta o necessário para cozimento e demais necessidades, além da possibilidade de utilização em buffet para aquecimento. Para as refeições foi considerada a demanda de preparo para uma refeição balanceada, contendo arroz, massa, carne, proteína vegetal, leguminosa e salada cozida, resultando em 4,22 L/refeição/pessoa. Considerando os turnos da ReActio, serão servidas uma refeição por pessoa.

### **6.6.4 Água Gelada**

A demanda de água gelada se dá em dois setores principais do pavilhão industrial: esterilização dos biorreatores e controle dos mesmos. Em ambos os casos a temperatura da água gelada utilizada foi de 10°C. Para o processo de esterilização, foi calculada a demanda da água gelada necessária para a etapa em que se visa reduzir a temperatura do biorreator de 120°C para 30°C. Tal etapa é a última do processo de esterilização na qual é necessária para manter o meio fermentativo na temperatura ideal para a microbiota presente.

A quantidade necessária de calor a ser retirada do biorreator calculada foi de 4,09.10<sup>6</sup> kJ para alcançar a temperatura de 30°C, essa quantidade de calor pode ser retirada utilizando 48725,84 kg de água. Segundo Shuler e Kargi (2002), a duração da etapa de resfriamento é de 4800 segundos, o que permite o cálculo de uma vazão mássica de água gelada de 10,15 kg/s e, havendo duas bateladas diárias, 97485,81 L/dia de água gelada. Tais cálculos estão expostos no Apêndice B1.

Já no controle do biorreator, foi necessário realizar estimativas baseadas em um cenário de superaquecimento, na qual a temperatura atingisse 80°C, que afetasse todos os biorreatores simultaneamente. Evidentemente este cenário é improvável de se acontecer, porém, a água gelada produzida deve ser suficiente para atender a indústria até mesmo no pior caso possível de operação. Nas condições normais de operação, a água gelada é necessária para eventuais aquecimentos do reator no qual a temperatura interna do mesmo saia da temperatura ideal de 30°C. Tais aquecimentos ocorrerão, também, devido ao caráter exotérmico da fermentação, na qual, em alguns estágios específicos da mesma, será necessária a retirada de calor do sistema.

De qualquer maneira, ao considerarmos o cenário de superaquecimento, foi calculada a necessidade de retirada de  $2,24 \cdot 10^6$  kJ de calor do sistema. Essa quantidade de calor pode ser retirada com 26736,00 kg de água gelada a 10°C. Novamente, sendo realizadas duas bateladas realizadas por dia, necessita-se de 53490,71 L/dia de água gelada. Os cálculos estão expostos no Apêndice B5.

### **6.6.5 Ar Comprimido**

A demanda de ar comprimido no processo industrial se dá, unicamente, devido à necessidade de aeração nos processos fermentativos. Calculando-se a demanda de aeração em ambas as fermentações, como pode-se ver no Apêndice E.2.1.2, é possível obter uma demanda de ar de 3384,55 L/min para o processo fermentativo da lipase e 120,04 L/min para o processo fermentativo da celulase.

Logo, tomando como base a operação de maior demanda, foi possível calcular a demanda total, em litros, tanto por dia quanto por segundo. Em primeiro momento, porém, foi utilizado um coeficiente de segurança de 5% do valor total da demanda por dia. Sendo assim, obteve-se um valor de demanda total, em litros por dia, de  $5,12 \cdot 10^6$ . Tal valor, sendo convertido para uma demanda em litros por segundo, é de 59,23. O último foi utilizado para a escolha apropriada do compressor industrial.

### **6.6.6 Integração energética**

A integração energética ou aproveitamento energético foi um processo realizado com o fim integrar as diferentes utilidades, permitindo reutilizar a energia transferida nos diversos processos em outras áreas da indústria. A metodologia adotada baseou-se na determinação de quais processos possuíam excedente energético e quais processos apresentavam demanda de energia térmica. Dessa forma, foi construído um sistema para direcionar os excedentes para áreas de necessidade por meio das tubulações de utilidade, permitindo o reaproveitamento dessa

energia e material. Assim, o processo de reaproveitamento permitiu reduzir as demandas totais de água e vapor da indústria, contribuindo para uma maior eficiência energética, econômica e ultimamente reduzindo a pegada ambiental do processo. As principais utilidades envolvidas na integração energética são as de vapor, condensado, água quente e de água fria.

#### 6.6.6.1 Reaproveitamento de Vapor e Condensado

O condensado advindo da condensação do vapor após a transferência de seu calor latente é, naturalmente, conduzido por meio de tubulação própria (Apêndice C.1) até tanques de condensado, onde aguarda eventual reintrodução à caldeira e, conseqüentemente, ao ciclo de troca térmica. Dessa forma, o calor sensível, ainda contido no condensado, pode ser recuperado de forma significativa, excetuando-se perdas eventuais durante o trajeto da tubulação. Assim, foi reduzida não somente a demanda total de água de alimentação para caldeira, mas também as demandas de combustíveis.

#### 6.6.6.2 Reaproveitamento de Água Quente

A água quente é uma utilidade que é produzida de duas maneiras distintas. A primeira é pelo aquecimento no Tanque de Aquecimento, exigindo vapor como fonte de energia, mas essa utilidade também é gerada pelo trocador de calor TC-102, onde ocorre o resfriamento do ar esterilizado até a temperatura ambiente.

Assim, obtêm-se quantidades significativas de água aquecida a 90°C que pode ser utilizada para suplementar a necessidade do trocador de calor do processo TC-301. O fluido resfriado advindo desse equipamento, agora a 57°C é então direcionado novamente ao Tanque de Aquecimento, onde é misturado com o restante da água utilizada no processo e reiterado ao ciclo. A Tabela 26 apresenta o equipamento, a quantidade produzida, a quantidade consumida e o reaproveitamento dessa utilidade para a demanda máxima.

Tabela 26 - Reaproveitamento de Água Quente no Processo

<b>Equipamento</b>	<b>Quantidade Produzida (m<sup>3</sup>/dia)</b>	<b>Quantidade Consumida (m<sup>3</sup>/dia)</b>	<b>Saldo</b>
Tanque de Aquecimento (Indústria)	0,57	-	-0,57
Tanque de Aquecimento (Administração)	5,42	-	-5,42
TC-102	3,97	-	+3,97

TC-301 (Celulase)	-	4,4	-0,43
TC-301 (Lipase)	-	4,11	-0,14

Fonte: Autores (2023).

O retorno de água quente a 57°C ao tanque de aquecimento promove a recuperação de parte da energia utilizada para aquecer a água em primeiro lugar, reduzindo a necessidade de vapor de aquecimento direcionado a esse fim.

#### 6.6.6.3 Reaproveitamento de Água Fria

A água gelada inserida no processo é universalmente utilizada para resfriar o biorreator, tanto nas situações de esterilização do meio de cultura quanto para o controle de temperatura. Em ambos casos, o resultado da troca de calor da corrente de água gelada com o equipamento é uma corrente de água a 30 °C, caracterizada como água fria.

Essa água fria foi então direcionada ao processo, podendo ser utilizada para cobrir parte da demanda geral de água fria e também as demais demandas do processo. A Tabela 27 apresenta os saldos de produção e consumo dessas áreas para o processo de produção de celulases e lipases.

Tabela 27 - Reaproveitamento de Água Fria no Processo

Equipamento	Quantidade Produzida (L/dia)	Quantidade Consumida (L/dia)	Saldo
Chiller	-	97,48	-97,48
Biorreator (Esterilização)	97,48	-	+97,48

Fonte: Autores (2023).

Em paralelo à água utilizada no processo, a água quente e gelada utilizadas para o controle emergencial do biorreator, como descrito nas demandas, também podem ser reaproveitadas de forma equivalente. Assim, a Tabela 28 apresenta a produção dessa utilidade, assim como o reaproveitamento.

Tabela 28 - Reaproveitamento de Água Fria no Processo

<b>Equipamento</b>	<b>Quantidade Produzida (L/dia)</b>	<b>Quantidade Consumida (L/dia)</b>	<b>Saldo</b>
Biorreator (Aquecimento)	8,86	-	+8,86
Biorreator (Resfriamento)	53,49	-	+53,49

Fonte: Autores (2023).

No total, a integração energética permitiu a recuperação e reaproveitamento de 101,16 m<sup>3</sup> diários de água.

## 6.7 DESCRIÇÃO DOS EQUIPAMENTOS DE UTILIDADES

### 6.7.1 Vapor

#### 6.7.1.1 Caldeira

A produção de vapor a 180°C e pressão de 10 atm na indústria ocorre por meio da transformação de água advinda do sistema de captação de água em vapor saturado, por intermédio de uma caldeira alimentada a cavaco de madeira. A determinação da capacidade, dimensões e modelo da caldeira foi realizada pela análise da demanda total de vapor do processo somada com a demanda total relacionada à utilização para cozimento e limpeza.

Dessa forma, foi escolhida a caldeira ``Aalborg LHC`` de modelo LHC-8.0, pois supre as necessidades de geração de vapor da indústria, com sua capacidade de produção de 8000 kg/h. O equipamento possui largura de 7,655 m, comprimento de 2,7 m e altura total de 4,1 m, conforme Anexo V.

#### 6.7.1.2 Tanque de Condensado

A demanda de água para a produção de vapor é de 6,9 m<sup>3</sup>/dia e, considerando um retorno de 95% do condensado (6,649 m<sup>3</sup>/dia), faz-se necessário um tanque de armazenamento que comporte esse volume e mantenha a temperatura, otimizando o funcionamento da caldeira. Nesse sentido, como mostrado no Anexo Z, foi escolhido para tal função um tanque de condensado da marca ECAL, com isolamento em mantas de lã, sendo necessário utilizar dois tanques do modelo TCH-4000, de 4,04 m<sup>3</sup> cada.

## **6.7.2 Água Fria**

### **6.7.2.1 Sistema de captação de água**

A captação da água para utilização na indústria será realizada por meio de uma perfuração de poço, utilizando um sistema de bombeamento para a movimentação da água até reservatórios de água. Em primeiro momento, foram estudados os perfis de diferentes poços na região de São Carlos - SP para se obter uma base comparativa média de como se comporta o poço implantado na indústria. O sistema de captação de água foi projetado para suprir uma demanda de 5,71 m<sup>3</sup>/h, sendo essa a demanda total de água indústria. Logo, baseado na caracterização dos poços apresentada em Perroni (2005), foi possível definir os dados da instalação do poço utilizado. A vazão máxima de água que pode ser retirada do poço é de 49,00 m<sup>3</sup>/h, seu nível estático é de 70,00 m e seu nível dinâmico é de 77,10 m, sendo a profundidade de instalação da bomba de 85,00 m.

Utilizando uma tubulação de 4 in escolheu-se uma bomba submersa da marca Bombas Leão, modelo 4SD-16 350 de 5,5 cv e 16 estágios. O equipamento se mostra adequado para a perda de carga calculada de 100 m.c.a e a vazão requerida de 5,71 m<sup>3</sup>/h. O equipamento e suas respectivas dimensões estão expostos no Anexo X.

### **6.7.2.2 Reservatórios**

Os reservatórios de água dividirão a demanda total de 234,64 m<sup>3</sup>, de maneira que serão utilizados 5 reservatórios superiores da marca Caixa Forte (Anexo AA), sendo 3 com capacidade de 20 m<sup>3</sup> cada, 1 com capacidade de 25 m<sup>3</sup> e 1 com capacidade de 6 m<sup>3</sup>, suprimindo  $\frac{2}{5}$  da demanda diária de água, além de 1 reservatório inferior de 150 m<sup>3</sup>, da marca Tramec, do tipo tubular alto (Anexo AB), suprimindo  $\frac{3}{5}$  da demanda de água diária da empresa ReActio. Todos os reservatórios são acrescidos de 20% de seu volume, para caso haja necessidade de combate à incêndio.

## **6.7.3 Água Quente**

### **6.7.3.1 Tanque de Aquecimento**

Conforme a demanda já apresentada, serão necessários três tanques de aquecimento de água. Um deles aquece 6,07 m<sup>3</sup> de água até 50 °C, sendo essa destinada à mistura com água fria para os chuveiros e para uso na cozinha, e por isso foi escolhido um reservatório vertical com

trocador de calor de capacidade de 6,28 m<sup>3</sup>, da marca Arauterm (Anexo T) modelo TCR 6000, que utiliza vapor para o aquecimento.

Outro dois tanques de aquecimento se destinam às demandas de processo, sendo elas o trocador de calor presente no processo (4,4 m<sup>3</sup>/dia) e o controle de temperatura do reator (8,86 m<sup>3</sup>/dia), sendo necessários dois reservatórios verticais de 7,8 m<sup>3</sup>, modelo 7500 igualmente da marca Arauterm, com especificações descritas no Anexo T.

#### **6.7.4 Água Gelada**

##### 6.7.4.1 Chiller

O chiller utilizado para o resfriamento da água utilizada na indústria é do tipo parafuso de condensação de água. O equipamento utilizado é da marca LG Eletronics, modelo RCWW008CA1A. A capacidade de resfriamento do mesmo é de 261 kW, suprimindo a demanda total de 146,7 kW do processo para resfriamento da água até 10°C. Além disso, o equipamento possui um coeficiente de performance (COP) de 4,7. Ressalta-se que a demanda do processo foi dimensionada com uma demanda adicional para garantir que o chiller sempre consiga suprir a demanda real da indústria. O equipamento possui, conforme Anexo W, comprimento de 2,94 m, largura de 1,45 m e altura de 1,76 m.

#### **6.7.5 Ar Comprimido**

##### 6.7.5.1 Compressor

A demanda de ar comprimido, se resume, basicamente, à necessidade de aeração dos reatores (R-201 a R-208). Nesse contexto, é necessário que o ar seja limpo, puro e livre de contaminações, como o óleo. Sendo assim, a escolha por um compressor de parafuso isento de óleo se faz evidente. Atendendo a demanda de 59,23 L/s de ar para a fermentação, escolheu-se o equipamento da marca Atlas Copco, modelo AQ 22 VSD resfriado a ar, sendo o mesmo capaz de produzir entre 22 a 66 L/s de ar. O equipamento possui uma pressão de operação de, até, 13 bar manométrico. O motor do compressor possui uma potência de 30 hp. As dimensões do compressor podem ser encontradas junto de suas especificações, no Anexo Y.

##### 6.7.5.2 Tanque de Armazenamento

O reservatório de ar comprimido funciona como um tanque pulmão, com o objetivo de promover uma pequena estabilização do fluxo de ar comprimido. Assim, o equipamento possui

1,59 m de diâmetro, 3,7 m de altura e volume para 5 m<sup>3</sup> de ar comprimido, conforme o Anexo AI.

#### 6.7.5.3 Trocadores de Calor (TC-201, TC-202)

Os equipamentos TC-201 e TC-202 são responsáveis pela esterilização do ar comprimido a ser utilizado nos reatores (R-201 a R-208). Assim, o trocador de calor TC-201 utiliza vapor saturado a 180°C para o aquecimento, enquanto o TC-202 utiliza água a 30°C para resfriamento.

O trocador de calor TC-201, conforme calculado no Apêndice D.2, necessita de área de troca térmica de 1,59 m<sup>2</sup> para produção de lipase e 0,06 m<sup>2</sup> para a produção de celulase. Assim, foi escolhido o modelo BCTH 159.10.S24, da marca Bermo (Anexo M), de 1,246 m de altura e 0,14 m de diâmetro.

Para resfriar o ar esterilizado, o trocador de calor TC-202, conforme igualmente calculado no Apêndice D.2, necessita de área de troca térmica de 0,7 m<sup>2</sup> para produção de lipase e 0,02 m<sup>2</sup> para a produção de celulase, sendo escolhido o equipamento de mesmo modelo e descrição.

#### 6.7.6 Válvulas de controle

As válvulas de controle utilizadas, tanto para a tubulação de água fria, quanto para a tubulação de água quente, não necessitarão de suportar condições severas de operação. As temperaturas do fluido de resfriamento e aquecimento, respectivamente, são de 10°C e 90°C, não havendo necessidade, então, de reforços ou materiais especiais na estrutura mecânica das válvulas. Os atuadores de ambas as válvulas serão pneumáticos e, para fins de controle, optou-se pela escolha de válvulas do tipo globo. Por fim, por não se tratar de um sistema muito complexo e específico, foi escolhida uma válvula em que a dinâmica de abertura apresentasse um comportamento linear.

Sendo assim, dadas todas as características desejadas da válvula, optou-se por escolher a válvula Mark One da marca Valtek de classificação ANSI 150, sendo seu tamanho escolhido de 2 in. A descrição da válvula e suas dimensões estão dispostas no Anexo AC. Ao todo serão necessárias 16 válvulas de controle, sendo 8 para as tubulações de água fria e 8 para as tubulações de água quente. Nota-se que as válvulas possuem versatilidade na opção de escolha do comportamento adotado em caso de falha. Isso possibilita a escolha de projeto de diferentes comportamentos em falha entre o fornecimento de água fria e água quente ao reator.

### 6.7.7 Tubulações e bombas

O dimensionamento das tubulações, realizado para as tubulações de processo, para as tubulações de vapor e condensado e para as utilidades foi realizado com o intuito de garantir o bom funcionamento do processo em diversas situações. O Apêndice C.1 apresenta os cálculos realizados para o dimensionamento dessas instalações, assim como os trechos em si.

Além disso, é importante enunciar que as tubulações água gelada e água quente são isoladas termicamente, utilizando calhas de poliuretano expandido, conforme o Anexo AH. As tubulações de vapor são isoladas utilizando fibra de cerâmica, também conforme Anexo AH.

A pintura de tubulações segue as normas de padronização. Dessa forma, as tubulações de ar comprimido possuem coloração Azul Segurança - X17J, as tubulações de vapor são de cor Branca - B000 e as tubulações de água fria, quente e gelada são Verde Emblema - N541, assim como as tubulações de condensado.

Após dimensionamento da tubulação, foram dimensionadas as bombas para o processo e para o sistema de água como um todo (fria, quente e gelada). O Apêndice C.2 apresenta os cálculos realizados para escolha de cada bomba, considerando a presença de curvas 90°, tês de saída bilateral, saídas de canalização, luvas de redução de diâmetro, união a cada 6 metros de canalização e válvulas gaveta nas linhas, acessórios estes de mesmo diâmetro e material da tubulação onde estão inseridos.

No total, serão necessárias 26 motobombas centrífugas, sendo 7 delas (referentes ao processo produtivo) de rotor semiaberto, possibilitando a presença de sólidos em solução. Os equipamentos escolhidos são da marca Schneider (Anexo N.1), com potências variando de 1/6 a 25 cv, conforme descrito na Tabela 29.

Tabela 29 - Detalhamento das motobombas escolhidas

Modelo	Potência (cv)	Quantidade
BC-21 R/F 2	4	1
BC-21 R/F 2	7,5	2
BC-21 R/F 2 1/2	15	1
BC-21 R/F 2 1/2	7,5	1
BC-22 R 1 1/4	7,5	1
BC-23 R 1 1/4	25	2
BC-91 S/T	1/4	4
BC-91 S/T	1/6	3

BC-92 S/T AV	1,5	1
BC-92 S/T AV	2	1
BC-92 S/T AV	1	1
BC-92 S/T R/F 2 1/2	1	1
MSA-21 R/F 2 1/2	20	2
MSA-21 R 1 1/2	4	2
MSA-21 R 1 1/2	12,5	3

Fonte: Autores (2023).

## 6.6 CONTROLE DE QUALIDADE

O controle de qualidade da ReActio é realizado em um laboratório na própria planta industrial. Nele serão realizadas as análises de matérias-primas, sendo estas melação de soja, caroço de algodão e água, além dos inóculos e do produto final a cada nova batelada.

### 6.6.1 Análise das matérias-primas

Os teores de umidade do melação de soja e do caroço de algodão podem ser determinados através de uma balança determinadora de umidade (Anexo A), enquanto a caracterização dos carboidratos pode ser feita a partir da utilização de DNS e análise da absorvância (MILOSKI et al., 2008). A pureza da água, por sua vez, será analisada a partir do método de condutividade (Skoog, 2006).

A balança determinadora de umidade utilizada é da marca OHAUS, modelo MB27. A capacidade total deste modelo é de 90 gramas de amostra, a faixa de temperatura é de 50°C a 160°C, e suas medidas são 17 cm de comprimento, 28 cm de largura e 14 cm de altura, conforme o Anexo A.

O espectrofotômetro utilizado na análise de absorvância é da marca BEL, modelo UV-M51. Sua faixa de operação é de 190 a 1000 nm, e suas dimensões são 42 cm de comprimento, 28 cm de largura e 18 cm de altura, conforme consta no Anexo O.

O condutivímetro utilizado na análise da água é da marca BEL, modelo W12D. Suas dimensões são 21 cm de largura, 21 cm de comprimento e 10 cm de altura, conforme Anexo P.

### 6.6.2 Análises do inóculo

É importante ressaltar que a preparação inicial do inóculo a partir das cepas escolhidas é feita no laboratório próprio da etapa de inoculação, no entanto, o processo do inóculo deve

ser acompanhado pelo controle de qualidade também, a fim de garantir a manutenção no padrão da quantidade de esporos.

Periodicamente, amostras de inóculo de *Aspergillus tubigensis* e de *C. rugosa* serão coletados para verificar se a concentração de esporos/mL se mantém no padrão de  $10^5$  esporos/mL para *A. tubigensis* e de 0,004 kg/L para *C. rugosa* (BARBOSA; MORAIS JR; CARDOSO, 2014)

As amostras de *A. tubigensis* serão coletadas em 10 mL de água destilada estéril, filtradas em gaze e contadas em Câmara de Neubauer (SANTOS et al., 2015b). Já para as amostras de *C. rugosa*, utiliza-se a massa seca. Serão centrifugados 50 mL do meio fermentado, que será posteriormente lavado por 3 vezes com água destilada estéril, e colocado em placas de Petri previamente taradas para secar na estufa a 90°C durante 48 horas (MORAIS JR, 2013)

### **6.6.3 Análises da enzima diluída**

A atividade enzimática da celulase e lipase pré-concentração serão medidas na saída do fermentador. A amostra pode ser retirada por meio de uma válvula de amostragem Keofitt Classic W9 (ANEXO N) acoplada na saída do fermentador. A atividade da lipase será medida através do método de Moraes Jr, 2013, que consiste na medida da concentração dos ácidos graxos livres por meio da titulação com NaOH 0,05 M. Os ácidos graxos são provenientes da reação de 1 mL do caldo fermentado centrifugado em emulsão composta de 25% de azeite de oliva e 75% de goma arábica como substrato.

A atividade da celulase total ou FPase foi determinada seguindo o método de Ghose, 1987. Uma unidade de FPase foi definida como a quantidade de enzima necessária para liberar 1  $\mu$ mol de glicose por minuto.

### **6.6.4 Análises do produto final**

O produto final terá sua atividade enzimática analisada novamente após a concentração do líquido enzimático, utilizando os métodos acima citados. A atividade final da lipase deve ser de 700000 U/L e a da celulase de 200000 U/L.

## **6.7 TRATAMENTO DE EFLUENTES E RESÍDUOS**

No processo de centrifugação, o objetivo é obter o sobrenadante. Na produção da lipase são retidos 841 kg/batelada de biomassa, lipídios, impurezas e água, e na produção da celulase, 1600,55 kg/batelada conforme Apêndice A.1.6 e A.2.5. Esse sobrenadante é resíduo e, por se tratar de biomassa, será destinado para queima na caldeira.

Na planta industrial tem-se geração de efluentes na etapa de osmose reversa, produzindo 1427,24 kg/batelada de lipase e 1564,10 kg/batelada de celulase. Esse efluente consiste em uma solução composta principalmente por cinzas (sais). Além disso, durante a produção de lipase tem-se 11,04 kg/batelada de efluentes da etapa de cromatografia, contendo principalmente proteínas e biomassa. Os efluentes industriais serão tratados juntamente com os domésticos advindos dos demais prédios.

Da planta administrativa (refeitórios, lavanderia, limpeza, banheiros e higiene) tem-se uma geração total de efluentes de 12,73 m<sup>3</sup>/dia, conforme descrito no Tópico 6.6.2, considerando a geração de efluentes igual à demanda para tais áreas. Os efluentes resultantes da área do refeitório (0,06 m<sup>3</sup>/dia) serão primeiramente destinados a uma caixa de gordura, para então seguir tratamento. Considerando que serão servidas 70 refeições, optou-se pela caixa de gordura apresentada no Anexo R, da marca BakofTec, com um volume de retenção de 100 litros.

Os posteriores tratamentos primário e secundário (Anexo S) consistem em peneiramento rotativo e estação aeróbia com remoção de mais de 90% da DBO, dotada de painel de controle e monitoramento remoto (módulo da empresa Alfamec). Dada a vazão total de efluentes da ReActio (15,86 m<sup>3</sup>/h quando há produção de celulase ou 15,61 m<sup>3</sup>/h quando há produção de lipase) será necessário 1 reator de 2,5 m de diâmetro e 3,30 m de altura. O módulo total ocupará 35 m<sup>2</sup>, processando 17,5 m<sup>3</sup>/dia.

Segundo SPERLING (1996), a DBO (Demanda Bioquímica de Oxigênio) de um efluente doméstico é, em média, 300 mg/l. Considerando o tratamento de efluentes escolhido, tem-se uma DBO final de 30 mg/l. A resolução CONAMA nº 430 de 13/05/2011 traz como limite máximo de DBO final 120 mg/l e, de bom senso, busca-se emitir apenas 50% desse valor para evitar ultrapassá-lo, portanto o efluente emitido está dentro dos parâmetros desejados.

As análises para garantia de um efluente dentro dos parâmetros serão realizadas no laboratório de controle de qualidade. O Anexo U apresenta um equipamento respirométrico da marca Lovibond que será utilizado para determinação da DBO.

## 6.8 LAYOUT

A planta industrial compreende uma área de 2330,12 m<sup>2</sup>, conforme as vistas presentes no Apêndice F. O layout da indústria consiste simplificada das salas de máquinas e reservatórios na parte superior, do layout principal da indústria no centro da página e da área de administração na área inferior, com o tratamento de água e poço encontrando-se na área direita do layout.

O detalhamento dos setores administrativo e industrial, bem como layout das tubulações de processo, vapor, condensado e utilidades se encontra no Apêndice F, juntamente com os equipamentos e a estrutura física da indústria.

## 7 ANÁLISE ECONÔMICA

### 7.1 CUSTOS DA PREPARAÇÃO DE TERRENO

Entre os custos de preparação do terreno, contemplam-se, além da própria aquisição do terreno, custos com terraplanagem, demolição da construção antiga e construção do novo pavilhão industrial. Planeja-se fazer a aquisição apenas da parte necessária do terreno completo, orçado na cidade de São Carlos por R\$ 35.000.000,00 por 36000 m<sup>2</sup>. A área do terreno adquirida totaliza 9945,31 m<sup>2</sup>. Para a limpeza e escavação do atual terreno, foi orçado uma relação de R\$ 2.000,00 por metro quadrado, e para a construção da nova planta, foi orçado um valor de R\$ 410 por metro quadrado (HABITISSIMO, 2023). Os valores são apresentados na Tabela 30.

Tabela 30 - Custos de aquisição e preparação do terreno

Item	Custo Unitário (R\$/m <sup>2</sup> )	Custo
Prospecção	R\$ 972,22	R\$ 9.669.051,39
Limpeza	R\$ 166,67	R\$ 18.833,33
Escavações	R\$ 1.732,44	R\$ 4.036.793,09
Fundações	R\$ 410,00	R\$ 955.349,20
Pintura	-	R\$ 128.884,76
<b>TOTAL</b>		<b>R\$ 14.808.911,78</b>

Fonte: Habitissimo (2023).

### 7.2 CUSTOS DE ESTOCAGEM

Os custos de estocagem envolvem toda a estrutura voltada à armazenagem dos substratos e seu transporte até a linha de processamento, como tanques, silos, tubulações e esteiras.

Os custos dos tanques e silos com diferentes capacidades foram calculados a partir da Equação 1, encontrada no Turton, 2018.

$$\frac{Ca}{Cb} = \left(\frac{Aa}{Ab}\right)^n \quad (1)$$

Onde o subscrito *a* identifica o equipamento sendo calculado e *b* o equipamento com o custo base, *A* é a dimensão a ser considerada, *C* é o custo do equipamento, *n* é o coeficiente do tipo de equipamento considerado, determinado como 0,3, de acordo com Turton. O custo base foi determinado com base no mercado chinês.

O custo com estes e outros equipamentos estão expostos na Tabela 31.

Tabela 31 - Custos de Estocagem do Substrato

Item	Quantidade	Custo Unitário (R\$)	Custo (R\$)
Tanque 0,1 m <sup>3</sup>	2	2.957,00	5.914,00
Tanque 2 m <sup>3</sup>	1	7.263,75	7.263,75
Tanque 3 m <sup>3</sup>	1	8.203,3	8.203,3
Tanque 15 m <sup>3</sup>	1	13.294,73	13.294,73
Tanque 50 m <sup>3</sup>	4	19.078,45	76.313,80
Silos	2	78.790,37	157.580,75
Tubulações	12,03 m	13,83	165,96
Esteira	4	6750	27.000,00
<b>TOTAL</b>	-	-	<b>764.112,26</b>

Fonte: Casa do Datador (2023) ; Soluções Usiminas (2023) ; Turton (2018)

### 7.3 CUSTOS DE PROCESSO

Os custos de processo estão relacionados com a arquitetura da instalação dos equipamentos e unidades industriais, como a aquisição dos equipamentos, fundação e instalação dos mesmos, bem como toda a instalação do sistema elétrico, de incêndio, ventilação e demais sistemas relacionados.

A precificação dos equipamentos foi realizada na oferta das fabricantes nacionais e internacionais, como Andritz (2022a, 2022b); IG Máquinas (2023); Prominent, (2022) e Techfors (2022). As compras internacionais foram acrescidas de uma taxa de 15 % de importação, e os resultados são apresentados na Tabela 32.

Tabela 32 - Lista de equipamentos da ReActio

(continua)

Processo	Qtde.	Equipamento	Custo Total (US\$)
Reservatório de Água	5	Superior	13.000,00
	1	Inferior	24.000,00
Geração de Vapor	1	Caldeira	10.000,00

<b>Processo</b>	<b>Qtde.</b>	<b>Equipamento</b>	<b>Custo Total (US\$)</b>
	1	Tratamento da água	2.500,00
Armazenamento	4	Tanque Cônico	76.313,80
	2	Silo Cônico	30.187,88
Esterilização	1	Tanque de Mistura	3.400,56
	1	Placa de Petri	200,00
	100	Erlenmeyer	233,00
Inoculação	2	Módulo de Cultivo	3.000,00
	2	Biorreator	20.700,00
	2	Biorreator	34.500,00
Fermentação	8	Biorreator	191.912,00
Centrifugação	1	Trocador de Calor	15.000,00
	2	Centrífuga	43.240,00
Ultrafiltração	2	Filtrador	23.000,00
	1	Cartucho	40,00
	2	Cromatógrafo	13.800,00
Cromatografia	14140	Resina	7.000.714,00
Estabilização	1	Tanque Cônico	3.000,00
Estoque de Biomassa para Caldeira	1	Tanque Cônico	7.263,75
	1	Envasadora	30.000,00
Envase	1	Tampadora	12.500,00
	2	Esteira	13.500,00
Utilidades	26	Bomba Centrífuga	24.700,00
	16	Válvulas de Controle	99.360,00
Chiller	1	Chiller	31.472,22
Tanque de Aquecimento	3	Reservatório com Trocador de Calor	41.736,00
	1	Compressor	13.454,20
Compressor	1	Reservatório de Ar comprimido	5.343,51

<b>Processo</b>	<b>Qtde.</b>	<b>Equipamento</b>	<b>Custo Total (US\$)</b>
	1	Caixa de Gordura	126,00
Efluentes	1	Tratador Primário e Secundário	10.000,00
	1	Medidor de DBO	9.252,80
	1	Equipamento de Osmose Reversa	9.200,00
Refeitório	1	Buffet	2.542,00
	1	Cubas	2.282,00
	1	Lava-Louças	2.047,00
Lavanderia	1	Lava-Roupas	35.006,81
	1	Calandra	4.500,00
	1	Espectrofotômetro	3.159,65
Controle de Qualidade	1	Válvula de Amostragem	130,00
	1	Balança Determinadora de Umidade	7.609,55
	2	Condutivímetro	1.039,50
		<b>TOTAL (US\$)</b>	<b>7.874.966,23</b>
		<b>TOTAL (R\$)</b>	<b>R\$ 41.264.823,05</b>

Fonte: Autores (2023).

O suporte dos equipamentos foi calculado com base no trabalho de Silva, Oliveira e Pereira-Neto (2018), aplicando um coeficiente no valor dos equipamentos de 0,30 sobre o valor total. Os demais equipamentos e sistemas de segurança foram baseados no mercado brasileiro, dos quais são todos apresentados na Tabela 33.

Tabela 33 - Custos de montagem do processo

<b>Item</b>	<b>Custo</b>
Suportes	R\$ 12.379.446,91
Tubulação	R\$ 54.010,00
Sistema Elétrico	R\$ 629.132,40

Isolamento	R\$ 16.200,00
Sistema de Incêndio	R\$ 24.000,00
Sistema de Ventilação	R\$ 43.000,00
<b>TOTAL</b>	<b>R\$ 13.145.789,31</b>

Fonte: Habitissimo (2023); Safety (2022); Silva, Oliveira e Pereira-Neto (2018).

#### 7.4 CUSTOS DAS UTILIDADES

Os custos das utilidades envolvem a distribuição de vapor, água, ar comprimido e eletricidade para as diferentes demandas da indústria, conforme o dimensionamento das tubulações.

Foram cotados valores dos sistemas de distribuição das utilidades, visto que o sistema produtor de vapor já está listado nos equipamentos de processo, e a subestação elétrica já se encontra no terreno adquirido.

Os resultados são apresentados na Tabela 34.

Tabela 34 - Custos de utilidades da ReActio

<b>Item</b>	<b>Custo</b>
Sistema Distribuição de Água	R\$ 142.275,83
Sistema Distribuição de Eletricidade	R\$ 34.228,00
Sistema Distribuição de Vapor	R\$ 1.289.800,00
Sistema Distribuição Ar Comprimido	R\$ 27.420,00
Sistema Refrigeração	R\$ 32.200,00
<b>TOTAL</b>	<b>R\$ 1.525.923,83</b>

Fonte: Aço Inox (2022; Dimensional (2022); Energia Completa (2022); Quality Tubos (2022); Santil (2022); Soluções Usiminas (2022).

#### 7.5 CUSTOS DE SERVIÇOS

Os custos relacionados aos serviços estão ligados à manutenção dos materiais para funcionários, bem como outros serviços de infraestrutura (*facilities*). Os valores foram baseados no custo de algumas instalações, e na manutenção de outras, como banheiro e escritórios, conforme a Tabela 35.

Tabela 35 - Custos de serviços

<b>Item</b>	<b>Custo / Veza</b>	<b>Veza</b>
Escritórios	R\$ 4.300,00	Anual
Laboratórios	R\$ 40.920,00	Único
Banheiros	R\$ 1.000,00	Anual
Prevenção de Incêndio	R\$ 20.000,00	Único
Estacionamento	R\$ 25.000,00	Único
<b>TOTAL / 1º ANO</b>	<b>R\$ 91.220,00</b>	

Fonte: Autolac (2019); Bruna (2017); Habitissimo (2023); Novo Negócio (2022).

## 7.6 CUSTOS DE PRODUÇÃO

Os custos com produção envolvem todo o valor que é gasto no processo produtivo das enzimas, desde o preço das matérias-primas até o valor investido em marketing e vendas para o produto.

### 7.6.1 Custos com Matéria-Prima

Os custos com a matéria-prima são relacionados ao substrato, meio de fermentação, compra dos microrganismos e pagamento da licença para seu uso. Tais valores estão na Tabela 36.

Tabela 36 - Custos de Estocagem do Substrato

<b>Item</b>	<b>Unidade</b>	<b>Quantidade (unidade/ano)</b>	<b>Custo (R\$/unidade)</b>	<b>Valor (R\$/ano)</b>
Substrato Melaço de Soja	ton	1,39.10 <sup>3</sup>	R\$ 1200,00	1.671.178,90
Substrato Torta de Algodão	ton	5,64.10 <sup>2</sup>	R\$ 700,00	394.517,95
Meio de Fermentação Lipase	m <sup>3</sup>	21,1	R\$ 538,60	11.364,86
Meio de Fermentação Celulase	m <sup>3</sup>	42,7	R\$ 338,00	14.431,50
Microrganismo <i>C. rugosa</i>	Cultura	10	R\$ 1049,6	20.889,60
Microrganismo <i>A. tubingensis</i>	Cultura	10	R\$ 2235,6	38.361,60
<b>TOTAL</b>				<b>2.150.744,41</b>

Fonte: Autores (2023)

Adiciona-se, também, o valor gasto com frete. Com base nas informações do site Tabela de Frete, o transporte do melaço de soja, vindo de Madureira, RJ, tem o valor de 172,57 R\$/tonelada da carga, devido a este trajeto se encaixar na faixa de distância de 601 a 700 km percorridos. O transporte da torta de algodão, vindo de algumas produtoras no Mato Grosso, por sua vez, tem o valor 334,95 R\$/tonelada, por se encaixar na categoria de 1301-1400 km percorridos. A Tabela 37 traz tais valores.

Tabela 37 - Custos de Frete

<b>Substrato</b>	<b>Preço/ton (R\$)</b>	<b>Ton</b>	<b>Valor (R\$)</b>
Melaço de Soja	172,57	1.390	239.872,3
Torta de Algodão	334,95	564	188.911,8
<b>TOTAL</b>	-	-	<b>428.784,1</b>

Fonte: Autores (2023) ; Tabela de Frete (2022).

Desta forma, o custo com matéria-prima é de R\$ 2.579.528,51 anuais.

### 7.6.2 Custos com Folha de Pagamento

Imprescindível para o funcionamento da indústria também é a mão de obra. A ReActio irá operar em três turnos, tendo sua atividade reduzida apenas para pessoal essencial e de limpeza durante a noite. Desta forma, 16 pessoas receberão adicional noturno.

O custo com a folha de pagamento foi calculado levando em conta o salário médio para cada atividade desenvolvida, o adicional dos trabalhadores do período noturno, corresponde a 20% do salário base, o 13º salário, o adicional de 30% das férias, e o valor referente ao FGTS, que corresponde a 9% do salário líquido. Levou-se em conta também o adicional de insalubridade do caldeirista, de 40% sobre o salário mínimo.

Todos estes custos estão dispostos na Tabela 38.

Tabela 38 - Custos com Folha de Pagamento

<b>Função</b>	<b>Quantidade</b>	<b>Salário líquido unitário (R\$)</b>	<b>Salário líquido (R\$)/mês</b>	<b>Salário bruto (R\$)</b>	<b>Adicional férias</b>
<b>Vendedores</b>	3	2.278,00	6.834,00	7.449,06	2.050,20
<b>RH</b>	2	2.797,00	5.594,00	6.097,46	1.678,20
<b>Equipe ADM</b>	5	2.384,00	11.920,00	12.992,80	3.576,00
<b>Qualidade</b>	4	3.260,00	13.040,00	14.213,60	3.912,00
<b>Inóculo</b>	6	1.611,00	10.310,40	11.238,33	3.093,12

<b>Guardas</b>	9	1.927,00	18.499,20	20.164,13	5.549,76
<b>Limpeza</b>	12	1.250,54	17.007,34	18.538,00	5.102,20
<b>Descarregar</b>	4	1.135,00	4.540,00	4.948,60	1.362,00
<b>Chão de fábrica</b>	5	1.813,00	9.427,60	10.276,08	2.828,28
<b>Sala de controle</b>	3	2.316,00	7.411,20	8.078,21	2.223,36
<b>Embalagem</b>	6	1.448,00	8.688,00	9.469,92	2.606,40
<b>Expedição</b>	2	1.497,00	2.994,00	3.263,46	898,20
<b>Engenheiros</b>	4	6.529,00	26.116,00	28.466,44	7.834,80
<b>Caldeirista</b>	3	2.102,00	8.310,40	9.058,33	2.493,12

Fonte: Autores (2023) ; vagas.br(2023)

Considerando todos os salários brutos, adicionais e décimo terceiro, a ReActio terá um gasto anual com folha de pagamento de R\$ 2.180.515,32.

### 7.6.3 Custos com EPIs

Para manter a esterilidade do processo e a segurança dos trabalhadores, serão fornecidos EPIs para todos os funcionários que atuam dentro da linha de produção. Foram consideradas unidades a mais, em caso de avaria ou visitas. Os preços foram estimados conforme encontrados na loja EPIs Online.

Tais custos estão dispostos na Tabela 39.

Tabela 39 - Custos com EPIs

<b>EPI</b>	<b>Quantidade</b>	<b>Custo unitário (R\$)</b>	<b>Custo total (R\$)</b>
Óculos de proteção	60	6,00	360,00
Capacete	60	22,00	1.320,00
Botina de segurança	60	58,00	3.480,00
Protetor auricular	60	3,90	234,00
Propé (100 und.)	20	24,90	498,00
Touca (100 und.)	20	15,00	300,00
Macacão	60	74,90	4.494,00
Luva nitrílica (100 und.)	20	37,90	758,00
<b>TOTAL</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>11.444,00</b>

Fonte: Autores (2023) ; EPI's Online (2023).

#### 7.6.4 Custo com Utilidades

As utilidades a serem custeadas no processo são vapor e energia elétrica, uma vez que a água utilizada na indústria será proveniente de um poço artesiano. Os gastos com energia elétrica são referentes a alguns equipamentos, iluminação e eletrônicos. Os custos com o vapor se referem à compra de cavacos de madeira para a alimentação da caldeira.

De acordo com Nascimento e Biaggioni, 2010, são necessárias 0,136 toneladas/h de cavaco alimentados na caldeira para suprir a demanda de vapor de 2968,88 kg/h calculadas para a indústria. Cotação feita pelo MF RURAL, o preço da tonelada do cavaco é de R\$ 80,00.

A demanda de energia elétrica foi estimada conforme a demanda conjunta das bombas centrífugas, bomba submersa, chiller, compressor e centrífuga, resultando em 278,46 kWh. O tempo de funcionamento destes equipamentos foi superdimensionado para corresponder com os outros gastos de energia elétrica da planta industrial.

O valor do kWh foi estimado com base nos dados do CPFL Paulista, 2022.

As demandas destas utilidades, bem como seu custo, estão dispostas na Tabela 40.

Tabela 40 - Custos com Utilidades

Utilidade	Preço (R\$)	Quantidade	Custo Anual (R\$)
Vapor	80 / ton	0,136 ton/h	94.043,14
Energia	0,98 / kW	278 kWh	1.080.637,47
<b>TOTAL</b>	-	-	1.174.680,62

Fonte: Autores (2023) ; MF RURAL (2023) ; CPFL Paulista (2022)

#### 7.6.5 Custo do Tratamento de Efluentes

O custo com tratamento de efluentes da ReActio engloba a manutenção do equipamento de osmose reversa, definida em 5% de seu valor de compra, e o custo do tratamento de esgoto industrial pelo Serviço Autônomo de Água e Esgoto (SAAE) de São Carlos, SP.

A ReActio necessita tratar 13,64 m<sup>3</sup> de esgoto por dia, encaixando-se na tarifa de 5,44 R\$/m<sup>3</sup> cobrada pela SAAE.

Desta forma, o custo anual com o tratamento de efluentes é de R\$ 100.818,38.

### **7.6.6 Custo das Embalagens**

A ReActio irá acomodar as soluções enzimáticas em bombonas de plástico de 20 litros. O preço unitário deste item é de R\$ 49,84, segundo orçamento da Emplasul Embalagens Plásticas. Serão necessários anualmente 13.516 bombonas para acomodação da solução enzimática. Desta forma, o custo com embalagens será de R\$ 673.637,44.

### **7.6.7 Outros Custos de Produção**

O valor destinado à manutenção dos equipamentos foi estimado como 5% do custo de compra (TOWLER; SINNOTT, 2008). Exclui-se deste cálculo o custo da resina cromatográfica, devido ao seu longo tempo de uso antes de necessitar de reposição. Desta forma, o custo anual da depreciação e manutenção dos equipamentos é de R\$ 1.696.783,23.

A ReActio irá investir anualmente 1% de seu valor de faturamento em marketing e operações de venda, totalizando R\$ 346.785,26. Além disso, o departamento de Pesquisa e Desenvolvimento receberá investimento anual de R\$ 687.570,82, correspondente a 2% do valor de faturamento, conforme a faixa usual de investimento nesta área (ABGI, 2022).

### **7.6.8 Custo com Seguros**

O valor estimado para seguros contra roubo, acidentes de trabalho, incêndio e danos a equipamentos foi de R\$ 288.093,64 anuais, levando em consideração o tamanho da indústria e seu nível de periculosidade.

## **7.7 OUTROS CUSTOS DIVERSOS**

As licenças necessárias para a operação da ReActio são:

- Registro na Junta Comercial, no valor de R\$ 207,12;
- Registro no Cadastro Estadual, no valor de R\$ 52,75;
- Alvará de Funcionamento e Localização, no valor de R\$ 5.000,00;
- Licença Ambiental Prévia, de Instalação e de Operação, totalizando R\$ 5.131,85;
- Auto de Vistoria do Corpo de Bombeiros, no valor de R\$ 3.497,16.

O valor total gasto nestas licenças será de R\$ 13.888,87.

O custo com os impostos sobre o faturamento líquido da empresa, sendo estes o Imposto sobre Circulação de Mercadoria e Prestação de Serviços (ICMS) do estado de São Paulo, a Contribuição para o Financiamento de Seguridade Social (COFINS) e o Programa de

Integração Social (PIS), os quais retêm 18%, 3% e 0,65% do lucro líquido, respectivamente, totalizam um valor de R\$ 9.286.118,00.

Outros custos a serem incluídos são os de desenhos de plantas baixas e plantas elétricas, projetos de engenharia de viabilidade e outros, verbas para pequenos itens e o custo de equipamentos auxiliares da lavanderia e cozinha.

A Tabela 41 traz o valor de todos estes e o custo total destes itens.

Tabela 41 - Custos com Itens Diversos

<b>Item</b>	<b>Valor (R\$)</b>
Desenhos	5.500,00
Engenharia e Projetos	16.860,00
Impostos	9.286.118,00
Verbas para Pequenos Itens	6.000,00
Licenciamentos	13.888,88
Equipamentos Auxiliares	98.512,80
<b>TOTAL</b>	<b>9.426.879,68</b>

Fonte: Autores (2023).

## 7.8 RECEITAS

O valor de venda das enzimas é estimado conforme a produção de meio, baseado no preço de venda (Tópico 3.5). Os valores anuais de faturamento são apresentados na Tabela 42.

Tabela 42 - Receita da ReActio

<b>Item</b>	<b>Preço de Venda (R\$ / ton)</b>	<b>Receita Bruta</b>
Celulase	R\$ 250.000,00	R\$ 26.435.000,00
Lipase	R\$ 100.000,00	R\$ 16.457.000,00
<b>TOTAL</b>		<b>R\$ 42.892.000,00</b>

Fonte: Autores (2023).

## 8 VIABILIDADE ECONÔMICA

### 8.1 TAXA MÍNIMA DE ATRATIVIDADE

A taxa mínima de atratividade (TMA) é definida como a mínima rentabilidade percentual do negócio no qual, abaixo deste índice, o investimento no negócio pode ser rejeitado. Adotou-se como TMA uma porcentagem de 14,0 %, que representa um valor um pouco maior que a atual taxa SELIC (13,75%), referência para os investimentos de renda fixa, tanto de forma direta quanto pelo índice CDI (13,65%) que acompanha a taxa SELIC, como o Tesouro Direto SELIC, CDBs, entre outros.

É importante destacar que a taxa SELIC encontra-se em um valor atípico no ano de 2023 devido à alta inflação no país, e que a tendência é que, nos próximos anos, volte a baixar para um dígito apenas. Tal indicador corrobora ainda mais para a rentabilidade da ReActio, pois aumenta a disparidade entre os investimentos conservadores e a rentabilidade da empresa.

### 8.2 FLUXO DE CAIXA E PONTO DE EQUILÍBRIO

Com base em todo o custo necessário para a montagem da indústria, custo variável de operação e receita líquida obtida, o fluxo de caixa é apresentado na Tabela 43.

Tabela 43 - Fluxo de caixa da ReActio sem financiamento

Ano	Custos e Despesas Fixas	Custos e Despesas Variáveis	Receita Líquida	Saldo
0	R\$ 71.631.729,11	R\$ -	R\$ -	-R\$ 71.631.729,11
1	R\$ -	R\$ 10.570.240,27	R\$ 30.024.400,00	-R\$ 52.177.569,38
2	R\$ -	R\$ 10.570.240,27	R\$ 30.024.400,00	-R\$ 32.723.409,64
3	R\$ -	R\$ 10.570.240,27	R\$ 30.024.400,00	-R\$ 13.269.249,91
4	R\$ -	R\$ 10.570.240,27	R\$ 30.024.400,00	R\$ 6.184.909,83
5	R\$ -	R\$ 10.570.240,27	R\$ 30.024.400,00	R\$ 25.639.069,56
6	R\$ -	R\$ 11.627.264,29	R\$ 30.024.400,00	R\$ 44.036.205,27
7	R\$ -	R\$ 11.627.264,29	R\$ 30.024.400,00	R\$ 62.433.340,98
8	R\$ -	R\$ 11.627.264,29	R\$ 30.024.400,00	R\$ 80.830.476,69
9	R\$ -	R\$ 11.627.264,29	R\$ 30.024.400,00	R\$ 99.227.612,39
10	R\$ -	R\$ 11.627.264,29	R\$ 30.024.400,00	R\$ 117.624.748,10

Fonte: Autores (2023).

O valor total de investimento inicial foi cotado em R\$ 71.631.729,11 (ano zero), que representa a soma de todos os gastos iniciais para preparação da indústria, aquisição de equipamentos e demais custos relacionados, logo, sendo considerados os custos e despesas fixas como investimento direto inicial. Foi considerado uma margem de 8,5% para o custo e despesa variável, para itens não considerados. Também foi considerado um aumento do custo de produção em 10% após 5 anos, no qual é representado a partir do ano 6, e a receita líquida já é apresentada como o valor de receita das enzimas com os descontos relacionados à tributos (30 %).

O fluxo de caixa apresenta valores positivos de saldo entre o terceiro e o quarto ano, sendo o ponto de equilíbrio do fluxo de caixa.

### 8.3 VALOR PRESENTE LÍQUIDO

A partir do valor presente (VP), o valor presente líquido (VPL) pode ser calculado conforme a Equação 2 no qual o saldo é calculado para o ano zero, sendo FC o fluxo de caixa do ano respectivo. Os resultados são apresentados na Tabela 44.

$$VPL = \sum_{i=0}^{i=n} VP_i = \sum_{i=0}^{i=n} \frac{FC_i}{(1 + TMA)^i} \quad (2)$$

Tabela 44 - Valor presente para o fluxo de caixa

Ano	Saldo	VP
0	-R\$ 71.631.729,11	-R\$ 71.631.729,11
1	-R\$ 52.177.569,38	-R\$ 45.769.797,70
2	-R\$ 32.723.409,64	-R\$ 25.179.601,14
3	-R\$ 13.269.249,91	-R\$ 8.956.365,73
4	R\$ 6.184.909,83	R\$ 3.661.963,13
5	R\$ 25.639.069,56	R\$ 13.316.129,31
6	R\$ 44.036.205,27	R\$ 20.062.302,73
7	R\$ 62.433.340,98	R\$ 24.950.693,22
8	R\$ 80.830.476,69	R\$ 28.335.855,51
9	R\$ 99.227.612,39	R\$ 30.513.278,96
10	R\$ 117.624.748,10	R\$ 31.728.547,65

Fonte: Autores (2023).

Logo, chega-se no valor presente líquido de R\$ 1.031.276,83, ótimo índice (com relação à TMA estimada) com um valor positivo, trazendo viabilidade ao projeto, pois representa lucratividade ao pagar os valores investidos.

#### 8.4 PRAZO DE RETORNO DE INVESTIMENTO

O prazo de retorno de investimento (PRI) é o cálculo do tempo necessário para o investimento inicial ser pago, e é calculado pela Equação 3.

$$PRI = \frac{\textit{Investimento Inicial}}{\textit{Lucro Anual}} \quad (3)$$

O valor calculado para a ReActio é de 3,68 anos, sendo confirmado pelo fluxo de caixa (Tópico 8.2), o que representa um baixo tempo do retorno do investimento, sendo considerado um ótimo resultado do indicador.

#### 8.5 ÍNDICE DE LUCRATIVIDADE E TAXA DE RENTABILIDADE

O índice de lucratividade (IL) é um indicador que relaciona os valores presentes do fluxo de caixa negativos e positivos para verificar a atratividade do investimento, conforme Equação 4. Já a taxa de rentabilidade (TR) é um indicador relacionado ao índice de lucratividade, que mede percentualmente o retorno do investimento (Equação 5).

$$IL = \frac{\sum_{i=0}^{i=n} VP_i \textit{ Fluxo de Caixa Positivos}}{\sum_{j=0}^{j=n} VP_j \textit{ Fluxo de Caixa Negativos}} \quad (4)$$

$$TR(\%) = IL - 1 = \frac{\sum_{i=0}^{i=n} VP_i \textit{ Fluxo de Caixa Positivos}}{\sum_{j=0}^{j=n} VP_j \textit{ Fluxo de Caixa Negativos}} - 1 \quad (5)$$

O valor de índice de lucratividade encontrado para a ReActio foi de 1,0070, valor pouco acima do mínimo considerado para a atratividade do projeto (1,00). Já a taxa de rentabilidade foi calculada como 0,70%, também pouco acima da mínima considerada para a rentabilidade do projeto (0%). Logo, confirma-se bons indicadores para a verificação da viabilidade econômica do projeto.

## 8.6 FINANCIAMENTO

O financiamento para abertura do negócio foi cotado em: R\$ 45.000.000,00 (62,82%) para financiamento com o Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES); R\$ 15.000.000,00 do capital próprio dos investidores (20,94%); e R\$ 11.204.751,40 de capital aberto em sociedade (16,24%) em troca de 10% da receita líquida obtida.

O valor financiado com o BNDES está compreendido em uma taxa de juros de IPCA (Índice de preços ao consumidor amplo) + 5,5% a.a, logo, atualmente, 11,29% a.a. O financiamento será de dez anos e será feito na modalidade SAC, com amortizações constantes e juros decrescentes, conforme Tabela 45, no qual o valor total a ser pago é de R\$ 72.942.750,00.

Tabela 45 - Financiamento com o BNDES segundo a modalidade SAC

Ano	Juros	Amortização	Prestação	Saldo
0	R\$ -	R\$ -	R\$ -	-R\$ 72.942.750,00
1	R\$ 5.080.500,00	R\$ 4.500.000,00	R\$ 9.580.500,00	-R\$ 63.362.250,00
2	R\$ 4.572.450,00	R\$ 4.500.000,00	R\$ 9.072.450,00	-R\$ 54.289.800,00
3	R\$ 4.064.400,00	R\$ 4.500.000,00	R\$ 8.564.400,00	-R\$ 45.725.400,00
4	R\$ 3.556.350,00	R\$ 4.500.000,00	R\$ 8.056.350,00	-R\$ 37.669.050,00
5	R\$ 3.048.300,00	R\$ 4.500.000,00	R\$ 7.548.300,00	-R\$ 30.120.750,00
6	R\$ 2.540.250,00	R\$ 4.500.000,00	R\$ 7.040.250,00	-R\$ 23.080.500,00
7	R\$ 2.032.200,00	R\$ 4.500.000,00	R\$ 6.532.200,00	-R\$ 16.548.300,00
8	R\$ 1.524.150,00	R\$ 4.500.000,00	R\$ 6.024.150,00	-R\$ 10.524.150,00
9	R\$ 1.016.100,00	R\$ 4.500.000,00	R\$ 5.516.100,00	-R\$ 5.008.050,00
10	R\$ 508.050,00	R\$ 4.500.000,00	R\$ 5.008.050,00	R\$ 0,00

Fonte: Autores (2023).

O novo fluxo de caixa é apresentado na Tabela 46, juntamente com o novo valor presente seguindo a mesma TMA. O novo valor presente líquido é de R\$ 184.671.148,33, o que representa um grande aumento em relação ao antigo valor. Novamente, o projeto confirma-se como viável economicamente, devido aos bons indicadores financeiros calculados, valor presente líquido positivo e um bom tempo de recuperação do valor investido, bem como possibilidade de financiamento sem tornar negativo o fluxo de caixa.

Tabela 46 - Fluxo de caixa da ReActio com financiamento

<b>Ano</b>	<b>Custos e Despesas Fixas</b>	<b>Custos e Despesas Variáveis</b>	<b>Receita Líquida</b>	<b>Saldo</b>	<b>VP</b>
0	R\$ -	R\$ -	R\$ -	R\$ 0,00	R\$ 0,00
1	R\$ 9.580.500,00	R\$ 13.572.680,27	R\$ 30.024.400,00	R\$ 6.871.219,73	R\$ 6.027.385,73
2	R\$ 9.072.450,00	R\$ 13.572.680,27	R\$ 30.024.400,00	R\$ 14.250.489,47	R\$ 10.965.288,91
3	R\$ 8.564.400,00	R\$ 13.572.680,27	R\$ 30.024.400,00	R\$ 22.137.809,20	R\$ 14.942.390,64
4	R\$ 8.056.350,00	R\$ 13.572.680,27	R\$ 30.024.400,00	R\$ 30.533.178,94	R\$ 18.078.093,06
5	R\$ 7.548.300,00	R\$ 13.572.680,27	R\$ 30.024.400,00	R\$ 39.436.598,67	R\$ 20.482.133,58
6	R\$ 7.040.250,00	R\$ 14.629.704,29	R\$ 30.024.400,00	R\$ 47.791.044,38	R\$ 21.772.956,92
7	R\$ 6.532.200,00	R\$ 14.629.704,29	R\$ 30.024.400,00	R\$ 56.653.540,09	R\$ 22.640.869,07
8	R\$ 6.024.150,00	R\$ 14.629.704,29	R\$ 30.024.400,00	R\$ 66.024.085,80	R\$ 23.145.341,12
9	R\$ 5.516.100,00	R\$ 14.629.704,29	R\$ 30.024.400,00	R\$ 75.902.681,51	R\$ 23.340.677,45
10	R\$ 5.008.050,00	R\$ 14.629.704,29	R\$ 30.024.400,00	R\$ 86.289.327,22	R\$ 23.276.011,84

Fonte: Autores (2023).

## 9 CONCLUSÃO

Devido à crescente demanda energética, à preocupação com o uso de combustíveis menos poluentes, ao desenvolvimento do mercado mundial de enzimas e à atuação do Brasil como produtor de biocombustíveis por rotas tradicionais, fica evidente a possibilidade de exploração da rota enzimática na produção de etanol de segunda geração e biodiesel.

A escolha de São Carlos (SP) para a localização da planta fabril se mostra favorável devido à sua proximidade com os fornecedores de matéria-prima e maiores mercados consumidores do produto. Justifica isso o destaque do Rio de Janeiro na produção de melão de soja, e do Mato Grosso na produção de torta de algodão. Além disso, São Carlos encontra-se na região Sudeste, onde há a maior demanda por biocombustíveis, representando uma vantagem na logística da distribuição das enzimas.

De acordo com a fatia do mercado que se deseja suprir e os cálculos realizados, a ReActio possui capacidade de produção anual de 29,23 toneladas de enzimas, das quais 16,08 toneladas serão celulase e 13,15 toneladas serão lipase, comercializadas em bombonas de plástico de 20 litros. A planta industrial conseguirá suprir 7,1% do mercado nacional de etanol de segunda geração e 0,1% do mercado de biodiesel, representando 6 milhões de litros de etanol e 7 milhões de litros de biodiesel.

Os microrganismos utilizados na fermentação para a obtenção de celulase e lipase serão, respectivamente, *A. tubingensis* e *C. rugosa*. Foi possível concluir que o uso de fermentação submersa é vantajoso para a obtenção das soluções enzimáticas com as características desejadas, haja vista os melhores resultados de escalonamento obtidos para este método.

A implementação do projeto da empresa ReActio é viável do ponto de vista econômico. Apesar dos altos custos de investimento inicial, a empresa possui tendência de obter boa lucratividade com o passar do tempo. Para uma TMA de 14%, o VPL obtido foi de R\$ 1.031.276,83, demonstrando tal viabilidade. Os valores encontrados para o índice de lucratividade e taxa de rentabilidade também corroboram tal resultado.

Desta forma, conclui-se que o projeto da empresa ReActio exibe viabilidade tecnológica e econômica para ser implementado em São Carlos, demonstrando o potencial da produção de celulase e lipase a partir de microrganismos, para seu uso na indústria de biocombustíveis.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

**7LAB. Espectrofotômetro Bel UV-M51 UV-Visível - 190 a 1.000 nm.** Disponível em: [https://www.7lab.com.br/equipamentos-para-laboratorio/espectrofotometro-uv-e-uv-vis/espectrofotometro-bel-uv-m51-uv-visivel-190-a-1-000-nm?parceiro=5060&variant\\_id=739&campaignid=17392559260&adgroupid=&keyword=&network=x&utm\\_medium=cpc&gclid=CjwKCAiA-dCcBhBQEiwAeWidTcXBZ0FiOIMyFQ6REz7l8ilRDhmNwo8OFX2HVaoWp8R3TEDIIAsaxoC-8sQAvD\\_BwE](https://www.7lab.com.br/equipamentos-para-laboratorio/espectrofotometro-uv-e-uv-vis/espectrofotometro-bel-uv-m51-uv-visivel-190-a-1-000-nm?parceiro=5060&variant_id=739&campaignid=17392559260&adgroupid=&keyword=&network=x&utm_medium=cpc&gclid=CjwKCAiA-dCcBhBQEiwAeWidTcXBZ0FiOIMyFQ6REz7l8ilRDhmNwo8OFX2HVaoWp8R3TEDIIAsaxoC-8sQAvD_BwE).

**7LAB. Condutivímetro de Bancada Microprocessado Bel W12D.** Disponível em: [https://www.7lab.com.br/equipamentos-para-laboratorio/condutivimetro-medidor-de-conductividade/condutivimetro-de-bancada-microprocessado-bel-w12d?parceiro=5060&campaignid=17392559260&adgroupid=&keyword=&network=x&utm\\_medium=cpc&gclid=CjwKCAiA-dCcBhBQEiwAeWidT3-C5VYXUiuUd4ccF4ejtFdxFPnK5fo93\\_AgZtfqFI6ucolYhqlhoCkP0QAvD\\_BwE](https://www.7lab.com.br/equipamentos-para-laboratorio/condutivimetro-medidor-de-conductividade/condutivimetro-de-bancada-microprocessado-bel-w12d?parceiro=5060&campaignid=17392559260&adgroupid=&keyword=&network=x&utm_medium=cpc&gclid=CjwKCAiA-dCcBhBQEiwAeWidT3-C5VYXUiuUd4ccF4ejtFdxFPnK5fo93_AgZtfqFI6ucolYhqlhoCkP0QAvD_BwE).

**ABGI. Investir em P&D é Caminho Rumo à Competitividade.** Disponível em: <http://brasil.abgi-group.com/radar-inovacao/noticias/investir-em-pd-e-caminho-rumo-a-competitividade/#:~:text=Atualmente%2C%20os%20investimentos%20das%20empresas,%C3%A1rea%20do%20que%20as%20nacionais>.

**ABOISSA. Torta de Algodão.** Disponível em: <https://www.aboissa.com.br/pt/industrias/produtos/torta-de-algodao>. Acesso em: 10 dez. 2022.

**AÇO INOX. Loja do Aço Inox.** Disponível em: <https://www.lojadoacoinox.com.br/>. Acesso em: 15 jan. 2023.

**AÇOTUBO. Tubos de Condução com e sem costura - NBR 5590 (ASTM A-53) / A106 A / API 5L B.** Disponível em: <https://acotubo.com.br/tabelas-site/tubos-de-aco/tubos-de-conducao-com-e-sem-costura-nbr-5590-astm-53-a106-api-5l-b.html>. Acesso em: 16 jan. 2023.

**ADITIYA, H. B. et al. Second generation bioethanol production: A critical review. Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 66, p. 631–653, 1 dez. 2016.

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

AGIMIX. **Agimix** -. Disponível em: <https://www.agimix.com.br/>. Acesso em: 16 jan. 2023.

ÁGUAS CLARAS LOJA. **CAIXA DE GORDURA CIRCULAR - 100 LITROS**. Disponível em: <https://loja.aguasclarasengenharia.com.br/solucoes-ecologicas/caixa-de-gordura/caixa-de-gordura-circular-100-litros>.

ALFAMEC, S. A. **Catálogo de Produtos**. , 2017.

AL-ZUHAIR, S. et al. Enzymes in Biofuels Production. **Enzyme Research**, v. 2011, p. 658263, 2011.

ANDRITZ. **Membrane Filtration - Koch Separation | Separation technology**. Disponível em: <https://www.kochseparation.com/technologies/membrane-filtration/>. Acesso em: 18 nov. 2022a.

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>. Acesso em: 17 ago. 2022b.

ANP. **Painel Dinâmico de Produtores de Biodiesel**. Disponível em: <https://www.gov.br/anp/pt-br/centrais-de-conteudo/paineis-dinamicos-da-anp/paineis-e-mapa-dinamicos-de-produtores-de-combustiveis-e-derivados/painel-dinamico-de-produtores-de-biodiesel>. Acesso em: 13 jun. 2022a.

ANP. **Painel Dinâmico de Produtores de Etanol**. Disponível em: <https://www.gov.br/anp/pt-br/centrais-de-conteudo/paineis-dinamicos-da-anp/paineis-e-mapa-dinamicos-de-produtores-de-combustiveis-e-derivados/painel-dinamico-de-produtores-de-etanol>. Acesso em: 15 ago. 2022b.

ARAÚJO, A. P. F. **Tratamento Da Torta De Semente De Algodão Por Autoclavagem E Macrófungos Para Degradação De Gossipol**. p. 89, 2018.

ARAUTERM. **Trocador de Calor com Reservatório**. , 2023. Disponível em: <https://arauterm.com.br/manuais/trocador-de-calor-com-reservatorio-140918.pdf>. Acesso em: 10 jan. 2023

ATCC. **Aspergillus tubingensis (Schober) Mosseray - MYA-4996 | ATCC**. Disponível em: <https://www.atcc.org/products/mya-4996>. Acesso em: 10 ago. 2022a.

- ATCC. **ATCC**. Disponível em: <https://www.atcc.org>. Acesso em: 17 ago. 2022b.
- AURO'S QUÍMICA, T. **Loja Química**. Disponível em: <https://www.lojaquimica.com.br>. Acesso em: 18 ago. 2022.
- AUTOLAC. **Quanto custa montar um laboratório de análises clínicas?** Autolac, 14 out. 2019. Disponível em: <https://autolac.com.br/blog/custo-montar-laboratorio-analises-clinica/s/>. Acesso em: 15 jan. 2023
- BAILEY, J. E.; OLLIS, D. F. **Biochemical engineering fundamentals**. New York: McGraw-Hill, 1977.
- BALAN, V. Current Challenges in Commercially Producing Biofuels from Lignocellulosic Biomass. **ISRN Biotechnology**, v. 2014, p. 1–31, 5 maio 2014.
- BARBOSA, I. M. V.; MORAIS JR, W. G.; CARDOSO, V. L. **Otimização do tempo na produção de lipase por Candida rugosa em melão de soja**. Anais do X Congresso Brasileiro de Engenharia Química. **Anais...** Em: X CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA. Vassouras, RJ: Editora Edgard Blücher, dez. 2014. Disponível em: <http://www.proceedings.blucher.com.br/article-details/11145>. Acesso em: 29 nov. 2022
- BBC RESEARCH. **Global Markets for Enzymes in Industrial Applications**. [s.l.] BBC Research, 2021.
- BDC. **The 5 most common pricing strategies**. Disponível em: <https://www.bdc.ca/en/articles-tools/marketing-sales-export/marketing/pricing-5-common-strategies>. Acesso em: 10 ago. 2022.
- BENJAMIN, S.; PANDEY, A. Candida rugosa lipases: Molecular biology and versatility in biotechnology. **Yeast**, v. 14, n. 12, p. 1069–1087, 18 dez. 1998.
- BERMO. **trocadores-de-calor-casco-e-tubo-helicoidais-bcth\_469 (1).pdf**. , 2023.
- BERNIER, R. F.; STUTZENBERGER, F. J. Stabilization of fl-glucosidase by polyhydric alcohols. p. 6, 1988.
- BHAN, C.; GHARU, J. Role of microbial lipases in transesterification process for biodiesel production. **Environmental Sustainability**, v. 3, p. 1–10, 1 set. 2020.
- BHARGAV, S. et al. Solid-state Fermentation: An Overview. **Chem. Biochem. Eng. Q.**, p. 22,

2008.

BIODIESELBR. **16 empresas de biodiesel estão entre as maiores do Brasil**. Disponível em: <https://www.biodieselbr.com/noticias/bio/16-empresas-biodiesel-maiores-brasil-200711>. Acesso em: 15 ago. 2022.

BLANCH, H. W.; CLARK, D. S. **Biochemical engineering**. New York: M. Dekker, 1996.

BLIATSIU, C. et al. Rheological characteristics of filamentous cultivation broths and suitable model fluids. **Biochemical Engineering Journal**, v. 163, p. 107746, 15 nov. 2020.

**Bombas JVP**. Disponível em: <https://bombasjvp.com.br/>. Acesso em: 16 jan. 2023.

BOZARTH, C. C.; HANDFIELD, R. B. **Introduction to operations and supply chain management**. Fourth edition ed. Boston: Pearson, 2016.

BRUNA. **Quanto custa montar e manter um escritório próprio X custo do Coworking? CWK Coworking**, 6 nov. 2017. Disponível em: <https://cwk.com.br/quanto-custa-montar-e-manter-um-escritorio-proprio-x-custo-do-coworking/>. Acesso em: 15 jan. 2023

CAIXA FORTE. **Caixa d'água**. Disponível em: <http://caixaforte.ind.br/caixadagua/>.

**Caldeira LHC**. Disponível em: <https://www.alfalaval.com.br/produtos/transferencia-de-calor/caldeiras-industriais/caldeira-lhc/>. Acesso em: 16 jan. 2023.

CAREZYME. **Cellulase aqueous solution, = 700units/g 9012-54-8**. Disponível em: <http://www.sigmaaldrich.com/>. Acesso em: 10 ago. 2022.

CASA DO DATADOR. **Preço de esteira automática**. Disponível em: [https://www.casadodatador.com/datadores-ink-jet/esteira-transportadora-para-datadores-inkjet-modelo-al200?parceiro=8306&gclid=Cj0KCQiAgribBhDkARIsAASA5btVZwaf0D2hIq1KUBnKP9EdOBdL2qEFZS0KiMvEPVgCWjJbJp6qQrsaAlXoEALw\\_wcB](https://www.casadodatador.com/datadores-ink-jet/esteira-transportadora-para-datadores-inkjet-modelo-al200?parceiro=8306&gclid=Cj0KCQiAgribBhDkARIsAASA5btVZwaf0D2hIq1KUBnKP9EdOBdL2qEFZS0KiMvEPVgCWjJbJp6qQrsaAlXoEALw_wcB).

CASCIATORI, F. P.; CASCIATORI-FRASSATTO, P. A. [UNESP. Enzymes for the biochemical route of second-generation ethanol: Production by solid-state cultivation as a feasible and sustainable alternative. **Bioethanol and Beyond: Advances in Production Process and Future Directions**, p. 285, 1 jan. 2018.

CCL. **Lipase from Candida rugosa - Triacylglycerol lipase, Triacylglycerol acylhydrolase**.

Disponível em:

<https://www.sigmaaldrich.com/US/en/substance/lipasefromcandidarugosa123459001621>.

Acesso em: 10 ago. 2022.

CELLIC CTEC. **Cellulase, enzyme blend Cellic CTec2**. Disponível em:

<http://www.sigmaaldrich.com/>. Acesso em: 10 ago. 2022.

CELLUCLAST. **Cellulase aqueous solution 9012-54-8**. Disponível em:

<http://www.sigmaaldrich.com/>. Acesso em: 10 ago. 2022.

CHEESELAB. **balança determinadora de umidade ohaus MB27**. Disponível em:

<https://www.cheeselab.com.br//analizador-de-umidade-ohaus-mb27->

[p/p?idsku=518&gclid=CjwKCAiA5Y6eBhAbEiwA\\_2ZWIXQEVl3\\_TFdYDFfTOYI2vN3fR4ZQQlbtwcuL8YkmiGP5HK\\_6QUjd4BoCR5sQAvD\\_BwE](https://www.cheeselab.com.br//analizador-de-umidade-ohaus-mb27-p/p?idsku=518&gclid=CjwKCAiA5Y6eBhAbEiwA_2ZWIXQEVl3_TFdYDFfTOYI2vN3fR4ZQQlbtwcuL8YkmiGP5HK_6QUjd4BoCR5sQAvD_BwE).

CHRISTIAN, H. **Senado aprova incentivos fiscais por 20 anos para a produção de biocombustíveis**. Disponível em:

<https://www12.senado.leg.br/radio/1/noticia/2022/06/14/senado-aprova-incentivos-fiscais-por-20-anos-para-a-producao-de-biocombustiveis#:~:text=SENADO%20APROVA%20A%20PROPOSTA%20QUE,COM%2000%20TETO%20DO%20ICMS..>

CHRISTOPHERSON, P. C. Product Pricing in the Chemical Industry. **Financial Analysts Journal**, v. 33, n. 6, p. 54–62, 1977.

COÊLHO, J. D. **Algodão: Produção E Mercados**. p. 11, 2021.

COLLA, L. M. et al. Surface response methodology for the optimization of lipase production under submerged fermentation by filamentous fungi. **Brazilian Journal of Microbiology**, v. 47, n. 2, p. 461–467, 2016.

COMEX, S. **Exportação e Importação Geral**. Disponível em:

<http://comexstat.mdic.gov.br/pt/geral>. Acesso em: 17 jun. 2022.

**Compressores AQ - Atlas Copco Brasil**. Disponível em: <https://www.atlascopco.com/pt-br/compressors/products/air-compressor/oil-free-air-compressors/aq-water-injected-screw-compressor>. Acesso em: 16 jan. 2023.

CONAB. **Acompanhamento da Safra Brasileira 2017/2018**. [s.l: s.n.].

CONAB. **Calendario de Plantio e Colheita de Grãos no Brasil 2019.** , 2019.

CONAB. **12° Levantamento da Safra - 2020/2021.** Disponível em: <https://www.conab.gov.br/info-agro/safra/graos/boletim-da-safra-de-graos?start=10>.

CONAMA. **Resolução CONAMA N° 430 de 13/05/2011.**

CPFL PAULISTA. **tarifa energia elétrica.** Disponível em: [https://www.ngsolar.com.br/single-post/preco-kwh-cpfl#:~:text=Com%20o%20reajuste%20de%202022,comercial%2F%20industrial%20\(B3\)..](https://www.ngsolar.com.br/single-post/preco-kwh-cpfl#:~:text=Com%20o%20reajuste%20de%202022,comercial%2F%20industrial%20(B3)..)

CREMASCO, M. A. **Operações unitárias em sistemas particulados e fluidomecânicos.** São Paulo: Blucher, 2012.

DAHMAN, Y. et al. 13 - An introduction to biofuels, foods, livestock, and the environment. Em: VERMA, D. et al. (Eds.). **Biomass, Biopolymer-Based Materials, and Bioenergy.** Woodhead Publishing Series in Composites Science and Engineering. [s.l.] Woodhead Publishing, 2019. p. 241–276.

DE ARAÚJO, C. R.; GARRIDO, C. V. S. **Estudo Das Rotas De Hidrólise Química E Biológica Para A Produção De Etanol De Segunda Geração A Partir De Resíduos Lignocelulósicos.** p. 18, 2013.

DE MORAIS, W. G. et al. Optimization of the production and characterization of lipase from *Candida rugosa* and *Geotrichum candidum* in soybean molasses by submerged fermentation. **Protein Expression and Purification**, v. 123, p. 26–34, 2016.

DE OLIVEIRA, W. L. INSTITUTO FEDERAL DE EDUCAÇÃO, CIÊNCIA E TECNOLOGIA GOIANO - CAMPUS RIO VERDE PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ZOOTECNIA. p. 54, 2013.

DIMENSIONAL. **Dimensional | Materiais Elétricos, EPI's e Automação.** Disponível em: <https://www.dimensional.com.br/>. Acesso em: 15 jan. 2023.

Discover **LG Business, Commercial Solutions.** Disponível em: <https://www.lg.com/global/business>. Acesso em: 16 jan. 2023.

DORAN, P. M. **Bioprocess engineering principles.** Reprint ed. Amsterdam: Elsevier/Acad. Press, 2004.

DORIYA, K. et al. Solid-State Fermentation vs Submerged Fermentation for the Production of L-Asparaginase. Em: **Advances in Food and Nutrition Research**. [s.l.] Elsevier, 2016. v. 78p. 115–135.

ECAL. **Tanque de Condensado**. Disponível em: <https://www.ecal.com.br/produtos/tanque-de-condensado>. Acesso em: 10 jan. 2023.

EMBRAPA. **Enzimas promovem produção mais limpa de biodiesel**. Disponível em: <https://www.embrapa.br/busca-de-noticias/-/noticia/16390353/enzimas-promovem-producao-mais-limpa-de-biodiesel>. Acesso em: 18 ago. 2022.

EMBRAPA. **Mistura de enzimas mostrou alto desempenho para gerar etanol a partir de bagaço de cana**. Disponível em: <https://www.embrapa.br/busca-de-noticias/-/noticia/52639673/mistura-de-enzimas-mostrou-alto-desempenho-para-gerar-etanol-a-partir-de-bagaco-de-cana>. Acesso em: 12 jun. 2022.

EMPLASUL. **preço bombona 20 litros**.

ENERGIA COMPLETA. **Energia Completa - Soluções do início ao fim da obra. - Energia Completa**. Disponível em: <https://www.energiacompleta.com.br/>. Acesso em: 15 jan. 2023.

FAZCOMEX. **NCM 3507.90.49**. Disponível em: <https://ncm.fazcomex.com.br/35079049-outras/>.

FERMENTEC. **FMT PL Series. fermentec**, 2014. Disponível em: <http://fermentec.co.kr/product/plant-fermenter/?ckattemp=1>. Acesso em: 16 jan. 2023

FERNANDES, P. L. II Encontro de Pesquisa e Inovação Embrapa Agroenergia. p. 21, 2015.

FEV, A. **Utilização de enzimas na produção de combustíveis**. Disponível em: <https://www.bioblog.com.br/utilizacao-de-enzimas-na-producao-de-combustiveis/>. Acesso em: 20 jun. 2022.

FLORES, C. M.; BELLADONA, C. L. **Obtenção De Enzimas Para Enriquecimento De Rações De Aves Via Fermentação Em Estado Sólido A Partir De Resíduos Agroindustriais**. p. 208, 2020.

FRESEN. **Aspergillus fumigatus Fresen.** Disponível em: <https://www.gbif.org/species/5260010>. Acesso em: 3 fev. 2023.

GALDINO, W.; EDMUNDO, D.; FERREIRA, H. **Estudo Das Equações De Hazen-Williams E Darcy-Weisbach Aplicadas Ao Dimensionamento Hidraulico De Hidrantes**. 26 out. 2018. Disponível em: [http://www.inicepg.univap.br/cd/INIC\\_2018/anais/arquivos/0203\\_1179\\_02.pdf](http://www.inicepg.univap.br/cd/INIC_2018/anais/arquivos/0203_1179_02.pdf). Acesso em: 26 dez. 2022

GHOSE, T. K. **Measurement Of Cellulase Activities**. p. 12, [s.d.].

GN SEPARATION. **GN Solids Liquid Separation - GN Separation Equipment Manufacturer**. Disponível em: <https://www.gnseparation.com/>. Acesso em: 16 jan. 2023.

GRENVILLE, R. K. et al. Impeller Performance in Stirred Tanks. **Chemical Engineering**, n. 08/2017, p. 46–55, ago. 2017.

GSI Brasil. **Equipamentos para Armazenagem de Grãos, Avicultura, Suinocultura e Pecuária Leiteira**. Disponível em: <https://www.gsibrasil.ind.br/>. Acesso em: 16 jan. 2023.

GUERREIRO, L. Dossiê Técnico: Produção de Salsicha. **Serviço Brasileiro de Respostas Técnicas**, p. 48, 2021.

GUIMARÃES, A. F.; COLAVITE, A. P.; SILVA, E. A. DA. A Rede De Produção De Biocombustíveis Da Região Sul Do Brasil. **Revista de Geografia**, v. 36, n. 3, p. 63, 25 dez. 2019.

GUPTA, P. K. et al. **An Update on Overview of Cellulose, Its Structure and Applications**. [s.l.] IntechOpen, 2019.

HABITISSIMO. **Habitissimo**. Disponível em: <https://www.habitissimo.com.br/>. Acesso em: 13 jan. 2023.

HOOG, G. S. DE (ED.). **Atlas of clinical fungi**. 2. ed ed. Utrecht: Centraalbureau voor Schimmelcultures, 2000.

HOOG, G. S. Risk assessment of fungi reported from humans and animals. **Mycoses**, v. 39, n. 11–12, p. 407–417, nov. 1996.

H.W. ANDERSON. **Candida rugosa (H.W.Anderson) Diddens & Lodder**. Disponível em: <https://www.gbif.org/species/2599585>. Acesso em: 3 fev. 2023.

IG MÁQUINAS. **IG Máquinas - Projetos Especiais**. Disponível em:

<https://www.igmaquinas.com.br/artigos/artigos/maquina-embaladora-de-agua>.

IMAMOGLU, E.; SUKAN, F. V. Scale-up and kinetic modeling for bioethanol production. **Bioresource Technology**, v. 144, p. 311–320, set. 2013.

INCROPERA, F. P. **Fundamentos de transferência de calor e de massa**. 6a. ed ed. Rio de Janeiro: Grupo Gen - LTC, 2008.

**Industries**. Disponível em: <https://biosolutions.novozymes.com/>. Acesso em: 4 jun. 2022.

ISOLAN. **ISOLAN Isolações Térmicas Ltda**. Disponível em: <https://isolan.com.br/>. Acesso em: 16 jan. 2023.

IULIANO, M. et al. Candida rugosa lipase for the biodiesel production from renewable sources. **Renewable Energy**, v. 162, p. 124–133, dez. 2020.

JORNAL CANA. **Conheça as 8 empresas do setor sucroenergético que estão entre as 50 maiores da Forbes**. 12 jul. 2018. Disponível em: <https://jornalcana.com.br/conheca-as-8-empresas-do-setor-sucroenergetico-que-estao-entre-as-50-maiores-da-forbes/>. Acesso em: 15 ago. 2022

JUHÁSZ, T. et al. Characterization of cellulases and hemicellulases produced by *Trichoderma reesei* on various carbon sources. **Process Biochemistry**, v. 40, n. 11, p. 3519–3525, nov. 2005.

KEOFITT. **Válvula de Amostragem**. Disponível em: <https://stockval.com.br/product/w9/>.

KOCH. **Membrane Filtration - Koch Separation | Separation technology**. Disponível em: <https://www.kochseparation.com/technologies/membrane-filtration/>. Acesso em: 16 jan. 2023.

KOIZUMI, T. Biofuels and food security. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 52, p. 829–841, 1 dez. 2015.

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

LEHNINGER, A. L.; NELSON, D. L.; COX, M. M. **Lehninger principles of biochemistry**. 4th ed ed. New York: W.H. Freeman, 2005.

LIMA, T. DE. **Modelo De Inferência Para A Estimção Da Umidade Do Leito De Um Biorreator De Fermentação No Estado Sólido**. Curitiba: Universidade Federal do Paraná,

2009.

LIMA, U. DE A. et al. **Biotecnologia industrial: processos fermentativos e enzimáticos**. São Paulo: Blucher, 2001.

Linear Globe/Angle Control Valves - Mark One. **Valtek® Linear Control Valves | Flowserve**. Disponível em: <https://www.flowserve.com/en/products/products-catalog/valves/linear-control-valves/linear-globe-angle-control-valves-mark-one/>. Acesso em: 16 jan. 2023.

LINK. **Aspergillus flavus Link**. Disponível em: <https://www.gbif.org/species/5259820>. Acesso em: 3 fev. 2023.

LIPASE AP6. **Lipase from Rhizopus oryzae - Lipase from Rhizopus arrhizus, Triacylglycerol lipase**. Disponível em: <https://www.sigmaaldrich.com/US/en/substance/lipasefromrhizopusoryzae123459001621>. Acesso em: 10 ago. 2022.

LIPASE F-AP-15. **Lipase powder fine, 200U/g 9001-62-1**. Disponível em: <http://www.sigmaaldrich.com/>. Acesso em: 10 ago. 2022.

LOVIBOND. **BD 600 GLP**. Disponível em: <https://www.lovibond.com/usa-pt/PW/An%C3%A1lise-de-%C3%81gua/Produtos/Instrumentos-laboratoriais-e-report%C3%A1teis/Determina%C3%A7%C3%A3o-de-DBO/BD-600-GLP>.

MACHADO, C. M. M. **Microrganismos na Produção de Biocombustíveis Líquidos**. Brasília: [s.n.].

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

MADUREIRA, D. **Consumo de Salsicha Disparou no Brasil nos Últimos Meses**.

MALA, J. G. S. et al. Mixed substrate solid state fermentation for production and extraction of lipase from *Aspergillus niger* MTCC 2594. **The Journal of General and Applied Microbiology**, v. 53, n. 4, p. 247–253, 2007.

MENDES, L. H. **BRF Investe em Expandir Fábrica em Santa Catarina**.

MF RURAL. **MF Rural - Compre e Venda Produtos Agro em todo Brasil**. Disponível em: <https://www.mfrural.com.br/>. Acesso em: 18 ago. 2022.

MF RURAL. **Cavaco de Eucalipto.** Disponível em: <https://www.mfrural.com.br/detalhe/271556/cavaco-de-eucalipto>.

MILLENIUM. **Melaço de Soja.** Disponível em: <http://www.millenum.agr.br/produtos/melaco-soja.html>. Acesso em: 10 dez. 2022.

MILOSKI, K. et al. Comparison of Biochemical and Chemical Digestion and Detection Methods for Carbohydrates. **American Journal of Undergraduate Research**, v. 7, n. 2, 20 set. 2008.

MIXQUIP. **Industrial Mixers & Fluid Mixing Equipment Manufacturer | Mixquip.** Disponível em: <https://mixquip.com/>. Acesso em: 16 jan. 2023.

**Modelo 4SD | Submersas 4'' | Motobombas Submersas | Bombas Leão | Franklin Electric.** Disponível em: <https://leao.com.br/produtos/motobombas-submersas/submersas-4/modelo-4sd/#Caractersticas>. Acesso em: 16 jan. 2023.

MONTEIRO, V. N.; SILVA, R. DO N. Aplicações Industriais da Biotecnologia Enzimática. **Revista Processos Químicos**, v. 3, n. 5, p. 9–23, 2009.

MORAIS JÚNIOR, W. **Produção de lipase por Candida rugosa e Geotrichum candidum empregando melaço de soja.** [s.l.] Universidade Federal de Uberlândia, 21 fev. 2013.

MOSSERAY. **Aspergillus tubingensis Mosseray.** Disponível em: <https://www.gbif.org/species/5259931>. Acesso em: 3 fev. 2023.

MRUDULA, S.; MURUGAMMAL, R. Production of cellulase by *Aspergillus niger* under submerged and solid state fermentation using coir waste as a substrate. **Brazilian Journal of Microbiology**, v. 42, n. 3, p. 1119–1127, 2011.

MUSSATTO, S.; FERNANDES, M.; MILAGRES, A. Enzimas: Poderosa Ferramenta na Indústria. **Ciência Hoje**, v. 41, p. 28–33, jan. 2007.

NADUMANE, V. K.; VENKATACHALAM, P.; GAJARAJ, B. *Aspergillus* Applications in Cancer Research. Em: **New and Future Developments in Microbial Biotechnology and Bioengineering.** [s.l.] Elsevier, 2016. p. 243–255.

NAMNUCH, N.; THAMMASITTIRONG, A.; THAMMASITTIRONG, S. N.-R. Lignocellulose hydrolytic enzymes production by *Aspergillus flavus* KUB2 using submerged

fermentation of sugarcane bagasse waste. **Mycology**, v. 12, n. 2, p. 119–127, 2021.

NASCIMENTO, M. D. DO; BIAGGIONI, M. A. M. Avaliação Energética Do Uso De Lenha E Cavaco De Madeira Para Produ-ção De Energia Em Agroindústria Seropédica. **Energia Na Agricultura**, v. 25, n. 3, p. 104, 30 set. 2010.

NOVO NEGÓCIO. **Novo Negócio**. Disponível em: <https://novonegocio.com.br/>. Acesso em: 15 jan. 2023.

NOVOZYMES A/S. **The Novozymes Report 2021**. [s.l.: s.n.]. Disponível em: [https://report2021.novozymes.com/?\\_ga=2.193517485.1657032999.1654373810-1643723014.1642337205#Strategic-highlights](https://report2021.novozymes.com/?_ga=2.193517485.1657032999.1654373810-1643723014.1642337205#Strategic-highlights). Acesso em: 4 jun. 2022.

OKAFOR, N. **Modern industrial microbiology and biotechnology**. Enfield, (NH): Science Publishers, 2007.

OSTERWALDER, A.; PIGNEUR, Y. **Business model generation: inovação em modelos de negócios : um manual para visionários, inovadores e revolucionários**. Rio de Janeiro: Alta Books, 2011.

OSTI, N. P.; PANDEY, S. B. **Use of Whole Cotton Seed and Cotton Seed Meal as a Protein Source in the Diet of Ruminant Animals: Prevailing situation and opportunity**. , 2006.

PANDEY, A. et al. (EDS.). **Enzyme technology**. New York : New Delhi: Springer ; Asiatech Publishers, 2006.

PAPADAKI, E. et al. Feasibility of multi-hydrolytic enzymes production from optimized grape pomace residues and wheat bran mixture using *Aspergillus niger* in an integrated citric acid-enzymes production process. **Bioresource Technology**, v. 309, p. 123317, ago. 2020.

PERRONI, J. C. A. **Avaliação do consumo de energia elétrica para produção de água subterrânea : o caso do abastecimento público da cidade de São Carlos - SP**. Mestrado em Hidráulica e Saneamento—São Carlos: Universidade de São Paulo, 23 fev. 2005.

PFAUDLER. **Technologies, Systems and Services provider for the chemical and pharmaceutical industries**. Disponível em: <https://www.gmmpfaudler.com/>. Acesso em: 16 jan. 2023.

PH LAB. **PH Lab**. Disponível em: <https://www.phlab.com.br/>. Acesso em: 18 ago. 2022.

PRAJAPATI, B. P. et al. Characterization of cellulase from *Aspergillus tubingensis* NKBP-55 for generation of fermentable sugars from agricultural residues. **Bioresource Technology**, v. 250, p. 733–740, fev. 2018.

PROMINENT. **Product Overview - ProMinent.** Disponível em: <https://www.prominent.com/en/Products/Products/Product-Overview/Product-Overview.html>. Acesso em: 15 jan. 2023.

PROPEQ. **Etanol de Segunda Geração: O Combustível do Futuro?** Disponível em: <https://propeq.com/etanol-de-segunda-geracao/#:~:text=Dessa%20forma%2C%20a%20produ%C3%A7%C3%A3o%20de,taxa%20de%2090%25%20em%202025..>

QUALITY TUBOS. **Loja Quality Tubos.** Disponível em: <https://www.lojaqualitytubos.com.br/>. Acesso em: 15 jan. 2023.

QUAYSON, E. et al. Immobilized lipases for biodiesel production: Current and future greening opportunities. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 134, p. 110355, dez. 2020.

ROBINSON, T.; SINGH, D.; NIGAM, P. Solid-state fermentation: a promising microbial technology for secondary metabolite production. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 55, n. 3, p. 284–289, 1 abr. 2001.

ROMÃO, B. B. et al. Ethanol Production from Hydrolyzed Soybean Molasses. **Energy & Fuels**, v. 26, n. 4, p. 2310–2316, 19 abr. 2012.

RÚA, M. L. et al. Purification and characterization of two distinct lipases from *Candida cylindracea*. **Biochimica et Biophysica Acta (BBA) - General Subjects**, v. 1156, n. 2, p. 181–189, fev. 1993.

RUFINO. **Calandra Industrial Rufino.** Disponível em: <http://www.rufinoequipamentos.com.br/wp-content/uploads/2018/03/CALANDRA-INDUSTRIAL-RUFINO-RCI2018.pdf>.

SAAE. **tarifa tratamento de água e esgoto SAAE - São Carlos.**

SAFETY. **Safety Sistemas Contra Incêndio.** Disponível em: <https://www.safetynofire.com.br/>. Acesso em: 13 jan. 2023.

SANTIL. **Santil**. Disponível em: <https://www.santil.com.br/Home>. Acesso em: 15 jan. 2023.

SANTOS, R. S. et al. **Seleção De Fungos Filamentosos Para Produção De Hidrolases Lignocelulolíticas Por Fermentação Submersa Com Uso De Resíduos Da Agroindústria De Óleos Vegetais Como Fonte De Carbono**. Anais do XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química. **Anais...** Em: XX CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA. Florianópolis, Brasil: Editora Edgard Blücher, 2015a. Disponível em: <http://www.proceedings.blucher.com.br/article-details/16802>. Acesso em: 8 ago. 2022

SARTORIUS. **Chromatography Columns**. Disponível em: <https://www.sartorius.com/en/products-pt/process-chromatography-pt/chromatography-columns>. Acesso em: 16 jan. 2023.

SCHMIDELL, W. et al. **Biotecnologia industrial. Volume II, Volume II**, [s.l: s.n.].

SCHMIDELL, W. et al. **Biotecnologia Industrial**. [s.l: s.n.]. v. 2

SCHNEIDER MOTOBOMBAS. **Tabela de seleção de bombas e motobombas**. , 2019. . Acesso em: 10 jan. 2023

SHAMEL, M. M.; AZAHA, R. B.; AL-ZUHAIR, S. Adsorption of Lipase on Hollow Fiber Membrane Chips. **Artificial Cells, Blood Substitutes, and Biotechnology**, v. 33, n. 4, p. 423–433, jan. 2005.

SHELDON, R. A.; WOODLEY, J. M. Role of Biocatalysis in Sustainable Chemistry. **Chemical Reviews**, v. 118, n. 2, p. 801–838, 24 jan. 2018.

SHOBANA, P.; MAHESWARI, N. U. Production of Cellulase from *Aspergillus fumigatus* Under Submerged and Solid State Fermentation Using Agricultural Waste. v. 2, p. 5, 2013.

SHULER, M. L.; KARGI, F. **Bioprocess engineering: basic concepts**. 2nd ed ed. Upper Saddle River, NJ: Prentice Hall, 2002.

SILVA, J. **Catálise enzimática na produção de etanol de segunda geração**. São João del-Rei: Universidade Federal de São João del-Rei, 2016.

SILVA, J. DE S.; OLIVEIRA, L. G.; PEREIRA-NETO, A. **Análise econômico-financeira da construção de tanques circulares para a aquicultura**. v. 6, n. 1, p. 50–60, 4 abr. 2018.

SIQUEIRA, P. F. et al. Production of bio-ethanol from soybean molasses by *Saccharomyces*

cerevisiae at laboratory, pilot and industrial scales. **Bioresource Technology**, v. 99, n. 17, p. 8156–8163, nov. 2008.

SKOOG, D. A.; HOLLER, F. J.; NIEMAN, T. A. **Princípios de análise instrumental**. 5. ed ed. Porto Alegre: Bookman, 2002. reimpressão, 2006.

SOLUÇÕES USIMINAS. **Mais Soluções Usiminas**. Disponível em: <https://maissolucoes.usiminas.com/home>. Acesso em: 15 jan. 2023.

SOLUÇÕES USIMINAS. **preço tubo**. Disponível em: <https://maissolucoes.usiminas.com/produto/tubo-de-aco-carbono-redondo-508mm-2-x-120mm-chapa-18-x-6000mm/5298721?IdSku=4626734>.

SOUSA, G. DOS S. DE et al. Catálise Enzimática: uma estratégia promissora na produção de biodiesel. **Almanaque Multidisciplinar de Pesquisa**, v. 2, n. 1, 2015.

SPERLING, M. V. **Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias**. 2. ed. Belo Horizonte: [s.n.]. v. 1

STRINGAL EQUIPAMENTOS INDUSTRIAIS. **Tanques de Armazenamento**. Disponível em: <http://stringalhurner.com.br/wp-content/pdf/catalogoPRFV.pdf>.

SZTAJER, H.; BRYJAK, M. Capillar membranes for purification of Pseudomonas fluorescens lipase. **Bioprocess Engineering**, v. 4, n. 6, p. 257–259, 1989.

SZYMCZAK, T. et al. Various Perspectives on Microbial Lipase Production Using Agri-Food Waste and Renewable Products. **Agriculture**, v. 11, n. 6, p. 540, 2021.

TABELA DE FRETE. **Carreteiro: carga e tonelada**.

TECHFORS. **Techfors - Biorreator piloto de bioprocessos sofisticados**. Disponível em: <https://www.infors-ht.com/pt/biorreatores/biorreator-piloto/techfors/>. Acesso em: 15 jan. 2023.

TIAN, S.-Q. et al. Recycling Cellulase from Enzymatic Hydrolyzate of Laser-Pretreated Corn Stover by UF Membrane. **BioResources**, v. 10, n. 4, p. 7315–7323, 14 set. 2015.

TIEGH. **Aspergillus niger Tiegh**. Disponível em: <https://www.gbif.org/species/3465658>. Acesso em: 3 fev. 2023.

TOWLER, G. P.; SINNOTT, R. K. **Chemical engineering design: principles, practice and**

**economics of plant and process design.** Amsterdam; Boston: Elsevier/Butterworth-Heinemann, 2008.

TRAMEC. **Fabricação e comercialização de caixas d água e reservatórios metálicos.** Disponível em: <https://docplayer.com.br/44614608-Catalogo-fabricacao-e-comercializacao-de-caixas-d-agua-e-reservatorios-metalicos-caixas-d-agua-e-reservatorios-metalicos.html>. Acesso em: 10 jan. 2023.

TURTON, R. (ED.). **Analysis, synthesis, and design of chemical processes.** 5th edition ed. Boston: Prentice Hall, 2018.

TUTUNJIAN, R. S. Ultrafiltration Processes in Biotechnology. **Annals of the New York Academy of Sciences**, v. 413, n. 1 Biochemical E, p. 238–253, dez. 1983.

UK HEALTH SECURITY AGENCY. **Fungi Collection: Candida rugosa.** Disponível em: <https://www.culturecollections.org.uk/products/fungi/detail.jsp?refId=NCPF+8691&collection=n=ncpf>. Acesso em: 18 ago. 2022.

UKHSA. **Fungi Collection: Candida Rugosa.** Disponível em: <https://www.culturecollections.org.uk/products/fungi/detail.jsp?refId=NCPF+8452&collection=n=ncpf>. Acesso em: 10 ago. 2022.

VAGAS.BR. **vagas.br.**

VON STOCKAR, U. Biothermodynamics of live cells: a tool for biotechnology and biochemical engineering. **Journal of Non-Equilibrium Thermodynamics**, v. 35, n. 4, jan. 2010.

WIETSCHEL, L. et al. Environmental benefits of large-scale second-generation bioethanol production in the EU: An integrated supply chain network optimization and life cycle assessment approach. **Journal of Industrial Ecology**, v. 25, n. 3, p. 677–692, jun. 2021.

WILSON, D. E.; CHOSEWOOD, L. C. Biosafety in Microbiological and Biomedical Laboratories. n. 5, p. 438, 2009.

YANG, Y.; SHA, M. A beginner's guide to bioprocess modes—batch, fed-batch, and continuous fermentation. **Enfield, CT: Eppendorf Inc**, 2019.

## APÊNDICE A - MEMORIAL DE CÁLCULO DOS BALANÇOS DE MASSA

A Reactio tem como objetivo preliminar a captação de 7,1% do mercado potencial de consumo de enzimas. Desse modo, os cálculos de balanço material para cada equipamento foram realizados no intuito de gerar uma quantidade de enzima equivalente a 16,08 toneladas por ano, cumprindo com as necessidades estabelecidas no Item 4.2.

Considerando a natureza discreta da produção enzimática, o balanço de massa e energia aqui apresentado refere-se às quantidades de materiais empregadas a uma batelada do processo. As quantidades de material utilizadas diariamente, mensalmente ou anualmente podem ser verificadas ao levar em conta as tabelas aqui apresentadas em conjunto com o planejamento de produção estabelecido no Item 6.3.

### APÊNDICE A.1 - BALANÇO DE MASSA PARA CELULASES

#### APÊNDICE A.1.1 - BALANÇO DE MASSA GLOBAL

No balanço de massa global, tem-se como entradas os valores de 10000 kg/batelada de água, 2000 kg/batelada de torta de algodão, 4 kg/batelada de extrato de levedura, 1 kg/batelada de cloreto de sódio, 2 kg/batelada de sulfato de magnésio 4 kg/batelada de fosfato de potássio monobásico e 1 kg/batelada de fosfato de potássio dibásico, assim como 1,303 kg/batelada de biomassa de *A. tubingensis* como inóculo. Nota-se que a torta de algodão foi caracterizada como formada por uma série de subcomponentes, sendo estes proteínas, lipídios, celulose e cinzas.

O crescimento do microrganismo proporciona então o consumo dos nutrientes presentes no meio de cultura, assim como a produção de celulases. As correntes finais apresentam então uma mistura de material não-consumido, biomassa e enzimas, que caracterizam o produto final após sua separação e purificação. O balanço de massa global para enzimas pode ser representado pela Equação A.1:

$$m_{entrada} - m_{saída} \pm m_{produzida} = 0 \quad (A.1)$$

A Tabela A.1 apresenta os cálculos para os diferentes componentes envolvidos no processo, precedendo as etapas de purificação. Nota-se que os valores de enzima produzida presentes na Tabela A.1 não representam os valores finais, após os processo de purificação, já que estes acarretam em perdas eventuais de produto final ao realizar a remoção das contaminações e dos subprodutos indesejados. As eventuais considerações realizadas na construção do balanço de massa para o processo de produção de celulases serão apresentadas conforme sua relevância, nos itens seguintes.

Tabela A.1 - Balanço Global para produção de celulases

Componente	Quantidades na Entrada(kg/batelada)	Quantidades produzidas ou consumidas (kg/batelada)	Quantidades na Saída (kg/batelada)
Água	10000,00	0,00	10000,00
Extrato de Levedura	4,00	-0,34	3,66
Cloreto de Sódio	1,00	-0,08	0,92
Sulfato de Magnésio	2,00	-0,17	1,83
Fosfato de Potássio Monobásico	4,00	-0,34	3,66
Fosfato de Potássio Dibásico	1,00	-0,08	0,92
Proteínas	890,00	0,00	890,00
Lipídios	314,00	0,00	314,00
Celulose	210,00	-17,66	192,34
Cinzas	586,00	0,00	586,00
Biomassa	1,30	18,90	20,20
Enzima	0,00	19,93	19,93

Fonte: Autores (2023).

#### APÊNDICE A.1.2 - PREPARO DO MEIO DE CULTURA (M-101)

O preparo do meio de cultura visa a obtenção de uma solução rica em nutrientes, permitindo o crescimento ótimo do microorganismo e subsequente produção enzimática. Assim, essa etapa necessita concentrações específicas de substrato e sais, conforme estabelecido por Santos *et al.*, 2014. A composição do meio de cultura para fermentação é apresentado na Tabela A.2.

A torta de algodão foi então considerada como uma mistura de quatro componentes, estes sendo proteínas, lipídios, celulose e cinzas. A composição mássica da torta de algodão é apresentada na Tabela A.3, conforme a análise realizada por Oliveira, 2013.

Tabela A.2 - Composição do meio de cultura para celulases

<b>Componente</b>	<b>Concentração (g/L)</b>	<b>Quantidade (kg/batelada)</b>
Extrato de Levedura	0,4	4,00
Cloreto de Sódio	0,1	1,00
Sulfato de Magnésio	0,2	2,00
Fosfato de Potássio Monobásico	0,4	4,00
Fosfato de Potássio Dibásico	0,1	1,00
Torta de Algodão	5	2000

Fonte: Santos *et al.* (2014).

Tabela A.3 - Composição da torta de algodão

<b>Componente</b>	<b>Fração Mássica</b>	<b>Quantidade (kg/batelada)</b>
Proteínas	44,5%	890
Lipídios	15,7%	314
Celulose	10,5%	210
Cinzas	29,3	586

Fonte: Oliveira (2013)

No misturador (M-101), é realizada a mistura das correntes 01, 02 e 03, constituídas dos sais, da torta de algodão e da água, como previamente citado. Essas correntes fundem-se, dando origem à corrente 04 que segue ao biorreator. A Tabela A.4 apresenta as composições das correntes 01, 02 e 03 de entrada e corrente 04 de saída.

Após o preparo do meio de cultura, a mistura é encaminhada do Misturador (M-101) até os biorreatores. Para fins de simplicidade, a série de biorreatores que vai de R-201 a R-208 será representada apenas por R-201 em menções seguintes.

Tabela A.4 - Balanço Global para produção de celulases

(continua)

<b>Componente</b>	<b>Corrente 01</b>	<b>Corrente 02</b>	<b>Corrente 03</b>	<b>Corrente 04</b>
Água	-	-	10000,00	10000,00
Extrato de Levedura	4,00	-	-	4,00
Cloreto de Sódio	1,00	-	-	1,00
Sulfato de Magnésio	2,00	-	-	2,00

Componente	Corrente 01	Corrente 02	Corrente 03	Corrente 04
Fosfato de Potássio Monobásico	4,00	-	-	4,00
Fosfato de Potássio Dibásico	1,00	-	-	1,00
Proteínas	-	890	-	890
Lipídios	-	314	-	314
Celulose	-	210	-	210
Cinzas	-	586	-	586

Fonte: Autores (2023).

### APÊNDICE A.1.3 - ESTERILIZAÇÃO DO MEIO DE CULTURA (R-101)

Após o preparo do meio de cultura, este sofre esterilização por meio de calor úmido *in situ*, conforme apresentado anteriormente na Seção 6.2.2.1. Durante o processo, o reator é selado hermeticamente, evitando a perda de água na forma de vapor e garantindo uma temperatura superior a 100 °C, concomitante com o aumento da pressão.

Após a esterilização, a composição da solução foi considerada como inalterada em relação à etapa anterior do processo. O balanço de energia relacionado a essa etapa pode ser verificado no Apêndice B.1.

### APÊNDICE A.1.4 - INOCULAÇÃO DO REATOR (R-101)

O meio de cultura, após sofrer esterilização e subsequente resfriamento até 30 °C, é inoculado com uma solução contendo biomassa de *A. tubingensis* conforme os valores de biomassa inicial apresentados por Santos et al. (2015). A referência estabelece uma quantidade inicial de biomassa de 0,1131 g/L de solução. Dessa forma, a determinação da quantidade de biomassa necessária para inoculação foi realizada através da estimativa do volume da solução e das respectivas frações mássicas, usando os valores apresentados na Tabela A.5 para massas específicas.

Componente	Massa específica (kg/m <sup>3</sup> )	Fração Mássica
Água	992,2	0,8325
Extrato de Levedura	500	0,0003
Cloreto de Sódio	2170	0,0001
Sulfato de Magnésio	2660	0,0002
Fosfato de Potássio Monobásico	2340	0,0003
Fosfato de Potássio Dibásico	2440	0,0001
Proteínas	1410	0,0741
Lipídios	900	0,0261
Celulose	1614	0,0175
Cinzas	1200	0,0488

Fonte: Autores (2023).

Assim, determinou-se que a presente solução possui densidade de 1042,54 kg/m<sup>3</sup> e um volume de 11,52 m<sup>3</sup>, necessitando assim de 1,303 kg de biomassa de *A. tubingensis*, conforme estabelecido por Santos *et al.*, (2015).

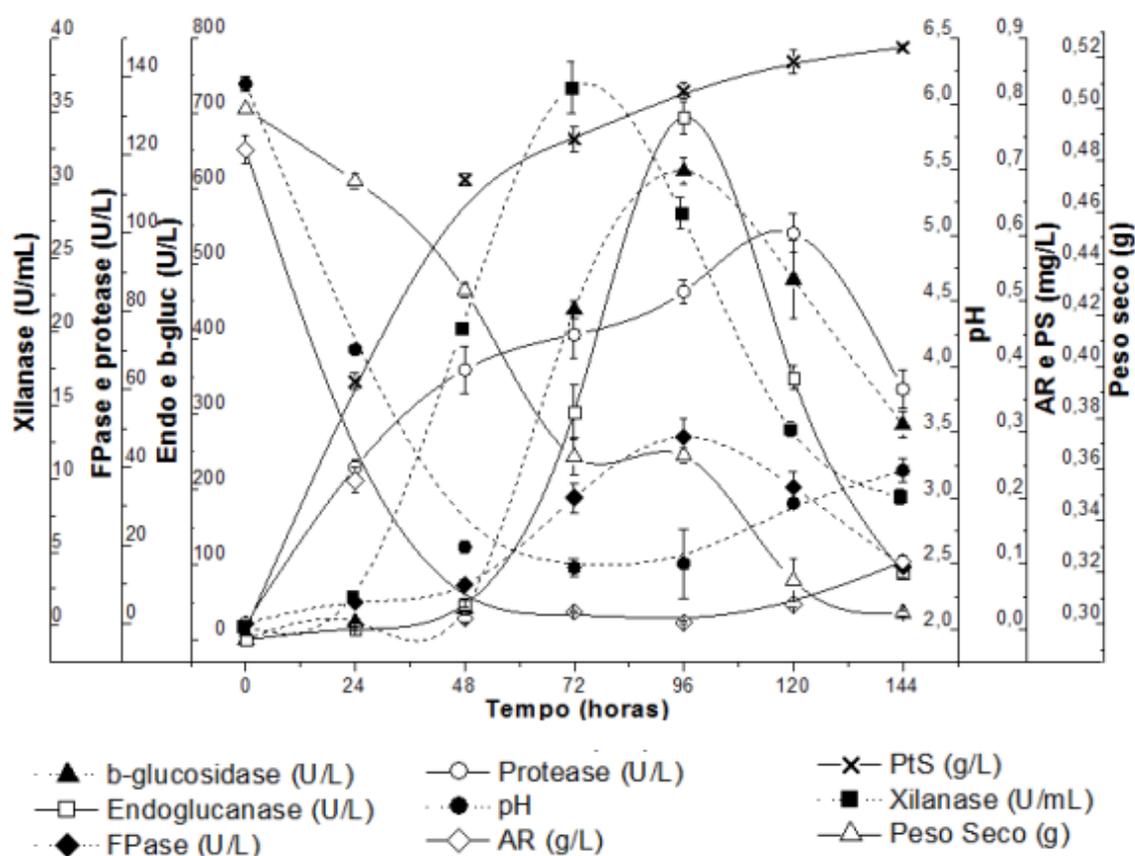
Possibilita-se com a adição do inóculo o início da fermentação e da multiplicação do organismo, ocasionando o consumo de nutrientes e a produção de biomassa e enzimas. Considerou-se que o inóculo é composto apenas de biomassa, e outros componentes estão presentes em quantidades pequenas o suficiente para serem desconsideradas.

#### APÊNDICE A.1.5 - FERMENTAÇÃO (R-201 a R-208)

A fermentação é o coração do processo de produção de celulases. O processo consiste na metabolização dos nutrientes presentes no meio de fermentação pelo microorganismo *A. tubingensis* que, ao promover o crescimento e produção de biomassa, também realiza a produção de celulases, uma enzima necessária para o acesso à principal fonte de carbono presente no meio, a celulose.

O processo ocorre dentro da série de biorreatores, onde após a esterilização do meio de cultura, este é resfriado novamente e inoculado conforme descrito no Item A.1.4. Assim, o microorganismo cresce conforme detalhado por Santos *et al.*, (2014). A Figura A.1 representa o crescimento do microorganismo em relação ao tempo, conforme apresentado pelo autor.

Figura A.1 - Cinética fermentativa de *A. tubingensis*



Fonte: Santos et al. (2014)

A partir da análise bibliográfica, o cálculo para determinar o quanto o microrganismo cresceu e quais as quantidades envolvidas foi realizado por meio da determinação e utilização de parâmetros cinéticos, apresentados na Tabela A.6.

Tabela A.6 - Parâmetros Cinéticos para fermentação de celulases

Parâmetro	Valor	Unidade
Parâmetro de Conversão X/S	1,07	kg X/ kg S
Parâmetro de Conversão S/X	0,94	kg S/ kg X
Parâmetro de Conversão P/X	922780	U/ kg X

Fonte: Autores (2023).

Nessa tabela, X representa a quantidade de biomassa, S representa a quantidade de substrato celulósico e P representa a quantidade de enzima celulase. Esses parâmetros relacionam o quanto, em quilogramas, de substrato é necessário para produzir 1 quilograma de

biomassa e quantas unidades de enzima P são produzidas concomitantemente com a produção de X.

O cálculo realizado pode então ser melhor descrito pelo sistema de Equações A.2 e A.3.

$$(S_0 - S) \cdot Y_{X/S} = X - X_0 \quad (\text{A.2})$$

$$(P - P_0) \cdot Y_{X/P} = X - X_0 \quad (\text{A.3})$$

A quantidade de biomassa produzida, ou seja,  $X - X_0$  é um parâmetro conhecido ao analisar a cinética apresentada por Santos *et al.*, (2015). Assim, basta determinar os valores de S finais para obter com sucesso a quantidade de produto gerada. Essas condições iniciais e finais encontram-se na Tabela A.7.

Tabela A.7 - Condições iniciais e finais para fermentação de celulases

Parâmetro	Condição Inicial (I <sub>0</sub> )	Condição Final (I)
Substrato	5 g/L	Variável
Biomassa	0,1131 g/L	0,93 g/L
Produto	0	Variável

Fonte: Autores (2023).

Para a concentração final de biomassa, um valor necessário para a solução do sistema, foi utilizado o valor apresentado por Santos *et al.*, (2015), mas dimensionado para reatores em grande escala segundo a metodologia estabelecida por Imamoglu e Sukan, (2013). Assim, obteve-se valores para a produção de biomassa por volume de solução e subsequente produção de enzima associada. Esses valores encontram-se na Tabela A.8.

Tabela A.8 - Valores finais para fermentação

Parâmetro	Valor	Unidade
Produção de Biomassa	0,0016	g/L
Consumo de celulose	0,0015	g/L
Produção de celulase	1,73	g/L

Fonte: Autores (2023).

Conhecendo a produção de biomassa por unidade de volume e os parâmetros cinéticos, foi possível realizar o balanço geral de consumo de substrato e produção de enzimas. Dessa forma, as quantidades dos componentes do meio de cultura antes da fermentação e do caldo fermentado após a mesma podem ser representadas pela Tabela A.9.

Tabela A.9 - Composição do meio de cultura para celulasas

<b>Componente</b>	<b>Pré-Fermentação (kg/batelada)</b>	<b>Pós-Fermentação(kg/batelada)</b>
Água	10000,00	10000,00
Extrato de Levedura	4,00	3,66
Cloreto de Sódio	1,00	0,92
Sulfato de Magnésio	2,00	1,83
Fosfato de Potássio Monobásico	4,00	3,66
Fosfato de Potássio Dibásico	1,00	0,92
Proteínas	890,00	890,00
Lipídios	314,00	314,00
Celulose	210,00	192,34
Cinzas	586,00	586,00
Biomassa	1,30	20,20
Enzima	0,00	19,93

Fonte: Autores (2023).

É importante notar que durante todo o processo fermentativo, há ocorrência de aeração por meio da injeção de ar comprimido esterilizado. Para fins de balanço de massa, a troca de massa por via gasosa metabólica foi desconsiderada, por conta da ausência de literatura relevante para o microrganismo utilizado. Assim, o balanço de massa limitou-se ao metabolismo sólido e líquido apresentado.

Com a finalização da fermentação, a abertura da válvula de descarga do reator promove o fluxo do caldo, constituindo a corrente 08, em direção aos processos *downstream*.

#### APÊNDICE A.1.6 - CENTRIFUGAÇÃO (S-301)

O processo de centrifugação ocorre na centrífuga S-301, ao receber a corrente 08 advinda da saída do processo fermentativo. Promove então a separação da corrente em uma

fração contendo predominantemente material sólido, a corrente 08 e outra contendo predominantemente material líquido e produto enzimático, caracterizada como a corrente 09.

Para fins de balanço de massa, foram considerados como materiais particulados e concomitantemente removidos aqueles incapazes de dissolução no meio aquoso. Assim, celulose, proteínas insolúveis, lipídios e biomassa encontram-se predominantemente na corrente 07, enquanto sais, água e produto enzimático solúvel encontram-se predominantemente na corrente 06.

Segundo a ANDRITZ (2022), a centrífuga escolhida do tipo Screen Scroll GNCD93OE-GP possui capacidade de separar até 98% do material particulado. Dessa forma, foi calculada a quantidade de material em cada corrente utilizando esse valor como base. Assim, a Tabela A.10 apresenta as quantidades dos diferentes componentes nas correntes de entrada 07 e de saída 08 e 09, em kg/batelada.

Tabela A.10 - Perfil das correntes 07,08 e 09

<b>Componente</b>	<b>Corrente 07</b>	<b>Corrente 08</b>	<b>Corrente 09</b>
Água	10000,00	9800,00	200,00
Extrato de Levedura	3,66	3,59	0,07
Cloreto de Sódio	0,92	0,90	0,02
Sulfato de Magnésio	1,83	1,80	0,04
Fosfato de Potássio Monobásico	3,66	3,59	0,07
Fosfato de Potássio Dibásico	0,92	0,90	0,02
Proteínas	890,00	17,80	872,20
Lipídios	314,00	6,28	307,72
Celulose	192,34	3,85	188,49
Cinzas	586,00	574,28	11,72
Biomassa	20,20	0,40	19,80
Enzima	19,93	19,53	0,40

Fonte: Autores (2023).

A partir desse processo, a corrente 08 de sobrenadante é direcionada à Ultrafiltração (U-301), enquanto a corrente 09 é caracterizada como resíduo biológico e adequadamente descartada. Embora essa possa ser utilizada como fonte de biomassa para subsequentes

bateladas, o risco de contaminação externa e quebra da assepsia do processo foi considerado como demasiado elevado.

#### APÊNDICE A.1.7 - ULTRAFILTRAÇÃO (U-301)

O processo de ultrafiltração é caracterizado como um processo de concentração do produto enzimático. Permite assim a simultânea redução do volume total e remoção de impurezas, dependendo se o produto de interesse está contido na corrente retida ou na corrente clarificada.

O produto enzimático contido na corrente 08 advinda da centrifugação (S-301) é direcionado aos módulos de ultrafiltração, onde ocorre novamente a separação da corrente em uma corrente rica em água e sais inorgânicos, a corrente 10 e uma corrente rica em proteínas, enzimas e outras macromoléculas, a corrente 12.

Nota-se a adição, evidente no fluxograma apresentado no Item 6.2 de uma corrente 11 que consiste de água pura. Essa corrente tem como objetivo forçar fluxo reverso dentro do módulo de ultrafiltração, desalojando o produto e construindo a corrente 12 com uma concentração específica de enzimas, conforme determinado no Item 3.5.

A membrana selecionada para o módulo de ultrafiltração foi a PS30, utilizada para a separação de celulases conforme descrito por Tian *et al.*, 2015. A membrana tem uma eficiência de coleta de 95% para celulase e proteínas e uma taxa de retenção muito baixa para sais e lipídios. Assim, a Tabela A.11 apresenta as quantidades dos componentes das correntes 08, 10, 11 e 12, assim como do precipitado como intermediário entre as correntes 10 e 11, em kg/batelada.

Tabela A.11 - Perfil das correntes 08,10,11 e 12

Componente	Corrente 08	Corrente 10	Corrente de precipitado	Corrente 11	Corrente 12
Água	9800,00	9800,00	0,00	130	130,00
Extrato de Levedura	3,59	0,18	3,41	-	3,41
Cloreto de Sódio	0,90	0,90	0,00	-	0,00
Sulfato de Magnésio	1,80	1,80	0,00	-	0,00
Fosfato de	3,59	3,59	0,00	-	0,00

Componente	Corrente 08	Corrente 10	Corrente de precipitado	Corrente 11	Corrente 12
Potássio					
Monobásico					
Fosfato de					
Potássio	0,90	0,90	0,00	-	0,00
Dibásico					
Proteínas	17,80	0,89	16,91	-	16,91
Lipídios	6,28	6,28	0,00	-	0,00
Celulose	3,85	0,19	3,65	-	3,65
Cinzas	574,28	574,28	0,00	-	0,00
Biomassa	0,40	0,02	0,38	-	0,38
Enzima	19,53	0,98	18,55	-	18,55

Fonte: Autores (2023).

Para fins do balanço de massa, foi considerado que a retenção de água pela membrana de ultrafiltração é desprezível, encontrando-se em sua totalidade na corrente 10.

A corrente 10 é direcionada ao sistema de osmose reversa (O-301) para recuperação d'água utilizada, enquanto a corrente 12 é direcionada à estabilização enzimática (M-301) e subsequente envasamento (F-301).

#### APÊNDICE A.1.8 - ESTABILIZAÇÃO (M-301)

A estabilização é o processo final de purificação da celulase, representa a adição de sorbitol para promover a estabilização da enzima e a consequente retenção de sua atividade enzimática.

O processo ocorre no tanque misturador M-301, onde a corrente 12 advinda da ultrafiltração (U-301) é misturada com a corrente 13, contendo sorbitol em concentração analítica com o fim de gerar uma solução na concentração descrita por Bernier e Stutzenberger, (1988), sendo de 0,1 mol por litro de solução enzimática. A Tabela A.12 apresenta a quantidade dos componentes das correntes 12, 13 e 14, em kg/batelada.

<b>Componente</b>	<b>Corrente 12</b>	<b>Corrente 13</b>	<b>Corrente 14</b>
Água	130,00	0,00	130,00
Extrato de Levedura	3,41	0,00	3,41
Cloreto de Sódio	0,00	0,00	0,00
Sulfato de Magnésio	0,00	0,00	0,00
Fosfato de Potássio Monobásico	0,00	0,00	0,00
Fosfato de Potássio Dibásico	0,00	0,00	0,00
Proteínas	16,91	0,00	16,91
Lipídios	0,00	0,00	0,00
Celulose	3,65	0,00	3,65
Cinzas	0,00	0,00	0,00
Biomassa	0,38	0,00	0,38
Enzima	18,55	0,00	18,55
Sorbitol	0,00	58	0,58

Fonte: Autores (2023).

Para determinação da quantidade de sorbitol a ser adicionada, foi utilizado um método de determinação do volume e solução similar ao utilizado anteriormente, no Item A.1.4, utilizando os volumes específicos de cada solução e massa conhecida da solução total.

A corrente 14 constitui o produto final de solução enzimática, que é direcionado diretamente ao envasamento, não sofrendo mais alterações em sua quantidade ou composição, a fim de oferecer um produto com concentração enzimática conforme especializado em itens anteriores.

#### APÊNDICE A.1.9 - OSMOSE REVERSA (O-301)

A osmose reversa é um processo de filtração por membranas onde os poros da membrana são finos o suficiente para permitir apenas a passagem de água. Assim, esse processo tem como objetivo recuperar parte da água utilizada durante a fermentação, permitindo a reutilização desse fluido em processos subsequentes e a consequente diminuição dos custos econômicos e ambientais.

Assim, a corrente 10 advinda da ultrafiltração (U-301) é direcionada ao módulo de osmose reversa (O-301) onde sofre uma separação em água mais límpida, a corrente 15, e uma solução altamente concentrada em sais, a corrente 16. Segundo o fabricante do sistema de osmose reversa escolhido, a Prominent, o módulo é capaz de promover a recuperação de até 90% de água com remoção de 99% dos sais presentes. Dessa forma, a Tabela A.13 apresenta as quantidades dos componentes das correntes 10, 15 e 16.

Tabela A.13 - Perfil das correntes 10, 15 e 16

<b>Componente</b>	<b>Corrente 10</b>	<b>Corrente 15</b>	<b>Corrente 16</b>
Água	9800,00	8820,00	980,00
Extrato de Levedura	0,18	0,00	0,18
Cloreto de Sódio	0,90	0,01	0,89
Sulfato de Magnésio	1,80	0,02	1,78
Fosfato de Potássio Monobásico	3,59	0,04	3,55
Fosfato de Potássio Dibásico	0,90	0,01	0,89
Proteínas	0,89	0,01	0,88
Lipídios	6,28	0,06	6,22
Celulose	0,19	0,00	0,19
Cinzas	574,28	5,74	568,54
Biomassa	0,02	0,00	0,02
Enzima	0,98	0,01	0,97

Fonte: Autores (2023)

A corrente 15 então pode ser reaproveitada após rigorosa análise de sua salinidade e dureza. A corrente 16 concentrada é direcionada como resíduos aos canais adequados, conforme as definições estabelecidas no Item 6.7.

## APÊNDICE A.2 - BALANÇO DE MASSA PARA LIPASES

### APÊNDICE A.2.1 - BALANÇO DE MASSA GLOBAL

No balanço de massa global, tem-se como entradas os valores de 10000 kg/batelada de água, 2000 kg/batelada de melação de soja e 46,34 kg/batelada de biomassa de *C. rugosa* como inóculo. Nota-se que, novamente, o substrato foi caracterizado como uma série de subcomponentes, sendo estes proteínas, lipídios, celulose e cinzas.

O crescimento do microrganismo proporciona então o consumo dos nutrientes presentes no meio de cultura, assim como a produção das lipases. As correntes finais apresentam então uma mistura de material não-consumido, biomassa e enzimas, que caracterizam o produto final após sua separação e purificação. O balanço de massa global para enzimas pode ser representado pela Equação 1.

$$m_{entrada} - m_{saída} \pm m_{produzida} = 0 \quad (\text{A.1})$$

A Tabela A.14 apresenta os resultados para os diferentes componentes envolvidos no processo, precedendo as etapas de purificação.

Tabela A.14 - Balanço Global para produção de lipases

Componente	Quantidades na Entrada(kg/batelada)	Quantidades produzidas ou consumidas (kg/batelada)	Quantidades na Saída (kg/batelada)
Água	10000,00	0,00	10000,00
Proteínas	128,80	0,00	128,80
Lipídios	312,00	0,00	312,00
Açúcares	1215,00	-1114,89	100,11
Cinzas	344,20	0,00	344,20
Biomassa	46,34	167,23	213,57
Enzima	0,00	30,16	30,16

Fonte: Autores (2023).

De maneira análoga à produção de celulases, os valores acima se referem aos produtos brutos da fermentação, sem passar, ainda, por nenhum tratamento de purificação. Sendo assim, todos os processos *downstream* notáveis serão apresentados a seguir.

#### APÊNDICE A.2.2 - ESTERILIZAÇÃO E INOCULAÇÃO DO MEIO DE CULTURA (R-101)

O processo para esterilização do meio de cultura acontece de forma idêntica ao processo produtivo da celulase, descrito no Apêndice A.1.3.

#### APÊNDICE A.2.3 - INOCULAÇÃO DO REATOR (R-101)

O meio de cultura, após sofrer esterilização e subsequente resfriamento até 30 °C, é inoculado com uma solução contendo biomassa de *C. rugosa* conforme os valores de biomassa inicial de 4 g/L de solução, apresentados por (MORAIS JÚNIOR, 2013). Novamente, considerou-se que o inóculo é composto apenas de biomassa, e outros componentes estão presentes em quantidades pequenas o suficiente para serem desconsideradas.

O processo de inoculação ocorre de maneira similar ao explicado no Apêndice A.1.4, tendo como principais diferenças a utilização direta da densidade média do melaço de soja para o cálculo do volume. A composição do meio é mostrada na Tabela A.15.

Tabela A.15 - Composição do meio de cultura para celulases

Componente	Massa específica (kg/m <sup>3</sup> )	Fração Mássica
Água	992,2	0,8333
Melaço de Soja	1250	0.1667

Fonte: Autores (2023).

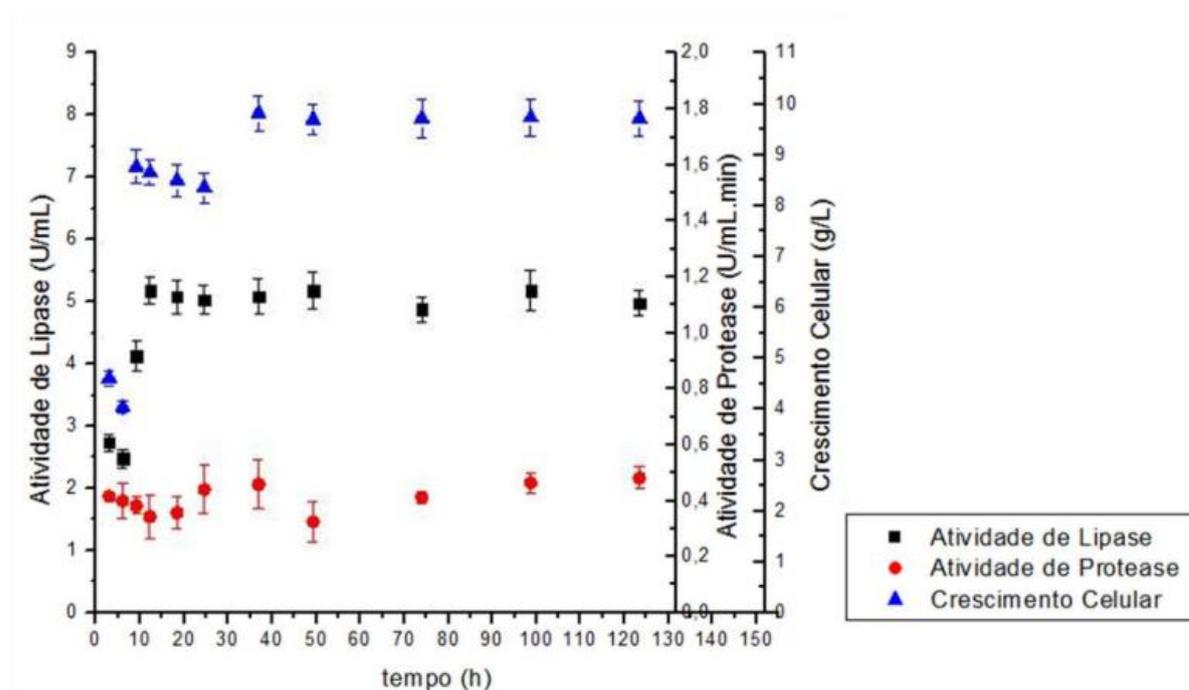
Dessa forma, determinou-se, por meio de uma aproximação utilizando as massas específicas e as respectivas frações mássicas, que a presente solução possui densidade de 1035,83 kg/m<sup>3</sup> e um volume de 11,59 m<sup>3</sup>.

#### APÊNDICE A.2.4 - FERMENTAÇÃO

A fermentação é o processo crucial do funcionamento da planta industrial. Ao decorrer da mesma os açúcares que se encontram no melaço de soja, matéria-prima, serão metabolizados e convertidos em nosso produto de interesse, a lipase. É importante ressaltar que, divergindo da produção de celulase, não será necessária a utilização de todos os biorreatores presentes na planta simultaneamente, fato que gera oportunidade para a rotatividade em quais biorreatores serão utilizados para a fermentação naquele momento.

A cinética do processo fermentativo é descrita em (MORAIS JÚNIOR, 2013), onde, analisando o gráfico exposto na Figura A.2 e os respectivos valores de crescimento em relação ao tempo, foi possível definir os respectivos parâmetros cinéticos de interesse.

Figura A.2 - Cinética fermentativa de *C. rugosa*



Fonte: Morais Júnior (2013)

Utilizando os valores apresentados acima, foi possível obter os parâmetros cinéticos dispostos na Tabela A.16.

Tabela A.16 - Parâmetros Cinéticos para fermentação de lipases

Parâmetro	Valor	Unidade
Parâmetro de Conversão X/S	0,150	kg X/ kg S
Parâmetro de Conversão S/X	6,667	kg S/ kg X
Parâmetro de Conversão P/X	0,180	U/ kg X

Fonte: Autores (2023).

Nessa tabela, X representa a quantidade de biomassa, S representa a quantidade de substrato e P representa a quantidade de enzima lipase. Tais parâmetros relacionam o quanto, em quilogramas, de substrato é necessário para produzir 1 quilograma de biomassa e quantas unidades de enzima P são produzidas concomitantemente com a produção de X.

Sendo assim, conhecendo as equações dos três parâmetros de conversão, pode-se encontrar o seguinte sistema linear a ser resolvido, formado pela Equação A.4 e Equação A.5.

$$(S_0 - S) \cdot Y_{X/S} = X - X_0 \quad (\text{A.4})$$

$$(P - P_0) \cdot Y_{X/P} = X - X_0 \quad (\text{A.5})$$

Considera-se que a quantidade de produto inicial ( $P_0$ ) é nula, o que é razoável, visto que nesse processo não há produto no início da fermentação. Sendo assim, os valores finais de biomassa ( $X$ ) e substrato ( $S$ ) são encontrados com base na cinética apresentada em Morais Júnior (2013), disposta na Tabela A.17.

Tabela A.17 - Condições iniciais e finais para fermentação de lipases

Parâmetro	Condição Inicial ( $I_0$ )	Condição Final ( $I$ )
Substrato	4 g/L	9,63 g/L
Biomassa	120 g/L	78,43 g/L
Produto	0	5,31 g/L

Fonte: Autores (2023).

Para realizar o dimensionamento para reatores em larga escala, novamente utilizou-se a metodologia de escalonamento de biorreatores exposta em Imamoglu e Sukan, (2013). Isso permitiu encontrar os seguintes parâmetros de produção e consumo, mostrados na Tabela A.18.

Tabela A.18 - Valores finais para fermentação para lipases

Parâmetro	Valor	Unidade
Produção de Biomassa	0,014	kg/L
Consumo de Açúcar	0,096	kg/L
Produção de Lipase	2,59	kg/L

Fonte: Autores (2023).

Sabendo os valores de produção e consumo de cada um dos componentes, foi possível realizar os balanços durante a fermentação utilizando o volume ocupado pela solução de 11,59 m<sup>3</sup>. As quantidades dos componentes do meio de cultura antes da fermentação e do caldo fermentado após a mesma podem ser representadas pela Tabela A.19.

Tabela A.19 - Fermentação do meio de cultura para lipase

Componente	Pré-Fermentação (kg/batelada)	Pós-Fermentação(kg/batelada)
Água	10000,00	10000,00
Proteínas	128,80	128,80
Lipídios	312,00	312,00
Açúcares	1215,00	100,11
Cinzas	344,20	344,20
Biomassa	46,34	213,57
Enzima	0,00	30,16

Fonte: Autores (2023).

Novamente, descarta-se a influência da aeração no balanço de massa do biorreator devido à sua pequena influência no mesmo.

Com a finalização da fermentação, a abertura da válvula de descarga do reator promove o fluxo do caldo, constituindo a corrente 05, em direção aos processos *downstream*.

#### APÊNDICE A.2.5 - CENTRIFUGAÇÃO (S-301)

O processo de centrifugação ocorre na centrífuga S-301, ao receber a corrente 05 advinda da saída do processo fermentativo. Promove então a separação da corrente em uma fração contendo predominantemente material sólido, a corrente 07 e outra contendo predominantemente material líquido e produto enzimático, caracterizada como a corrente 06.

Para fins de balanço de massa, foram considerados como materiais particulados e concomitantemente removidos aqueles incapazes de dissolução no meio aquoso. Assim, açúcares, proteínas insolúveis, lipídios e biomassa encontram-se predominantemente na corrente 07, enquanto sais, água e produto enzimático solúvel encontram-se predominantemente na corrente 06.

Segundo ANDRITZ (2022), a centrífuga escolhida do tipo Screen Scroll GNCD93OE-GP possui capacidade de separar até 98% do material particulado. Dessa forma, foi calculada a quantidade de material em cada corrente utilizando esse valor como base. Assim, a Tabela A.20 apresenta as quantidades dos diferentes componentes nas correntes de entrada 05 e de saída 06 e 07, em kg/batelada.

Tabela A.20 - Centrifugação do caldo fermentativo de lipases

<b>Componente</b>	<b>Entrada (kg/batelada)</b>	<b>Precipitado (kg/batelada)</b>	<b>Sobrenadante (kg/batelada)</b>
Água	10000,00	200,00	9800,00
Proteínas	128,80	126,22	2,58
Lipídios	312,00	305,76	6,24
Açúcares	100,11	0,00	100,11
Cinzas	344,20	0,00	344,20
Biomassa	213,57	209,30	4,27
Enzima	30,16	0,00	30,16

Fonte: Autores (2023).

A partir desse processo, a corrente 06 de sobrenadante é direcionada à ultrafiltração (U-301), enquanto a corrente 07 é caracterizada como resíduo biológico e adequadamente descartada. Embora essa possa ser utilizada como fonte de biomassa para subsequentes bateladas, o risco de contaminação externa e quebra da assepsia do processo foi considerado como demasiado elevado.

#### APÊNDICE A.2.6 - ULTRAFILTRAÇÃO (U-301)

O processo de ultrafiltração é caracterizado como um processo de concentração do produto enzimático. Permite assim a simultânea redução do volume total e remoção de impurezas, dependendo se o produto de interesse está contido na corrente retida ou na corrente clarificada.

O produto enzimático contido na corrente 06 advinda da centrifugação (S-301) é direcionado aos módulos de ultrafiltração, onde ocorre novamente a separação da corrente em uma corrente rica em água e sais inorgânicos, a corrente 08 e uma corrente rica em proteínas, enzimas e outras macromoléculas, a corrente 10.

Nota-se a adição, evidente no fluxograma apresentado no Item 6.2 de uma corrente 09 que consiste de água pura. Essa corrente tem como objetivo forçar fluxo reverso dentro do módulo de ultrafiltração, desalojando o produto e construindo a corrente 10 com uma concentração específica de enzimas, conforme determinado no Item 3.5.

A membrana selecionada para o módulo de ultrafiltração foi a PS30, isolando as lipases conforme descrito por SZTAJER & BRYJAK, (1989). A membrana tem uma eficiência de coleta de 95% para lipase, 96% para outras proteínas e uma taxa de retenção desprezível para

sais e lipídios. Assim, a Tabela A.21 apresenta as quantidades dos componentes das correntes 06, 08, 09 e 10, assim como do precipitado como intermediário entre as correntes 08 e 09, em kg/batelada.

Tabela A.21 - Perfil das correntes 06, 08, 09 e 10

Componente	Corrente 06	Corrente 08	Corrente de precipitado	Corrente 09	Corrente 10
Água	9800,00	9800,00	0,00	225,00	225,00
Proteínas	2,58	0,10	2,47	-	2,47
Lipídios	6,24	6,24	0,00	-	0,00
Açúcares	100,11	100,11	0,00	-	0,00
Cinzas	344,20	344,20	0,00	-	0,00
Biomassa	4,27	0,00	4,27	-	4,27
Enzima	30,16	1,51	28,65	-	28,65

Fonte: Autores (2023).

Para fins do balanço de massa, foi considerado que a retenção de água pela membrana de ultrafiltração é desprezível, encontrando-se em sua totalidade na corrente 08.

A corrente 08 é direcionada ao sistema de osmose reversa (O-301) de maneira idêntica à previamente explicada no Apêndice A.1.9, para recuperação d'água utilizada, enquanto a corrente 10 é direcionada à etapa de cromatografia (C-301) e subsequente envasamento (F-301).

#### APÊNDICE A.2.7 - CROMATOGRAFIA (C-301)

O processo cromatográfico é um método de separação baseado na afinidade entre um composto presente na fase móvel com o meio estacionário. No contexto do presente processo produtivo, o processo se faz necessário para a realização da separação da enzima de interesse, lipase, de outras proteínas de menor interesse econômico. Portanto, pode-se averiguar a indispensabilidade do processo para a purificação do produto. A técnica cromatográfica utilizada, melhor descrita em (RÚA et al., 1993), apresenta um método de isolamento da lipase utilizando a resina DEAE-Sephacel, na qual tal resina consegue reter 100% de biomassas e proteínas enquanto retém somente 15% da enzima de interesse.

A corrente 10, advinda da ultrafiltração (U-301), passa pela coluna cromatográfica (C-301) onde o processo de isolamento ocorre. A corrente 11, rica em lipase, então, sai da coluna

cromatográfica e parte para o processo de envase sendo o produto final. O produto retido na coluna cromatográfica, representado pela corrente 12, é, então, lavado com água e seu conteúdo é direcionado ao tratamento de efluentes. A Tabela A.22 mostra a composição das correntes 10, 11 e 12 em kg/batelada.

Tabela A.22 - Perfil das correntes 10,11 e 12

<b>Componente</b>	<b>Corrente 10</b>	<b>Corrente 11</b>	<b>Corrente 12</b>
Água	225,00	225,00	0,00
Proteínas	2,47	0,00	2,47
Lipídios	0,00	0,00	0,00
Açúcares	0,00	0,00	0,00
Cinzas	0,00	0,00	0,00
Biomassa	4,27	0,00	4,27
Enzima	28,65	24,36	4,30

Fonte: Autores (2023).

Logo, o produto exibido na corrente 11, está pronto para envasamento e expedição, não sofrendo mais alterações em sua composição, conforme as especificações do produto previamente discutidas.

#### APÊNDICE A.2.8 - OSMOSE REVERSA (O-301)

O processo de osmose reversa acontece de forma idêntica ao Apêndice A.1.9 e tem como parte, também, recuperar parte da água utilizada no processo para reduzir impactos econômicos e ambientais.

A água advinda da ultrafiltração (U-301), representada pela corrente 08, é direcionada ao módulo de osmose reversa (O-301) onde sofre o processo de dessalinização, separando as correntes do processo em uma corrente de água dessalinizada, corrente 13, e uma corrente rica em sais, corrente 14. A Tabela A.23 expõe o perfil das correntes 08, 13 e 14, em kg/batelada.

Tabela A.23 - Perfil das correntes 08,13 e 14

<b>Componente</b>	<b>Corrente 08</b>	<b>Corrente 13</b>	<b>Corrente 14</b>
Água	9800,00	8820,00	980,00

<b>Componente</b>	<b>Corrente 08</b>	<b>Corrente 13</b>	<b>Corrente 14</b>
Proteínas	0,10	0,00	0,10
Lipídios	6,24	0,06	6,18
Açúcares	100,11	1,00	99,11
Cinzas	344,20	3,44	340,76
Biomassa	0,00	0,00	0,00
Enzima	1,51	0,02	1,49

Fonte: Autores (2023).

A corrente 13, então, é direcionada ao sistema de reutilização de água para a indústria, enquanto a corrente 14 é direcionada ao tratamento de efluentes.

## APÊNDICE B - MEMORIAL DE CÁLCULO DO BALANÇO DE ENERGIA

### APÊNDICE B.1 - ESTERILIZAÇÃO

O processo de esterilização possui três etapas: uma rampa de aquecimento até 120°C durante 40 minutos; temperatura constante de 120°C durante 30 minutos; e por fim o resfriamento até a temperatura de fermentação (30°C) durante 80 minutos (SHULER; KARGI, 2002). Os resultados para a lipase e celulase são apresentados na Tabela B.1, e na Tabela B.2, respectivamente. Nessas, foram utilizadas as equações B.1, B.2 e B.3 para o cálculo da demanda de calor por batelada.

Tabela B.1 - Balanço de energia para a esterilização do processo da lipase

<b>Parâmetro</b>	<b>Rampa de Aquecimento</b>	<b>Temperatura Constante</b>	<b>Rampa de Resfriamento</b>
T início (°C)	25	120	120
T fim (°C)	120	120	30
Q processo (kJ)	4,315 x 10 <sup>6</sup>	3,236 x 10 <sup>6</sup>	-4,088 x 10 <sup>6</sup>
Tempo processo (min)	40	30	80
Q processo (kJ/s)	1798,01	1798,01	-851,69
Massa vapor (kg)	1959,15	1469,36	-
Massa água (kg)	-	-	48725,84

Fonte: Autores (2023).

Tabela B.2 - Balanço de energia para a esterilização do processo da celulase

<b>Parâmetro</b>	<b>Rampa de Aquecimento</b>	<b>Temperatura Constante</b>	<b>Rampa de Resfriamento</b>
T início (°C)	25	120	120
T fim (°C)	120	120	30
Q processo (kJ)	4,291 x 10 <sup>6</sup>	3,218 x 10 <sup>6</sup>	-4,065 x 10 <sup>6</sup>
Tempo processo (min)	40	30	80
Q processo (kJ/s)	1787,73	1787,73	-848,82
Massa vapor (kg)	1947,95	1460,96	-
Massa água (kg)	-	-	48447,29

Fonte: Autores (2023).

$$Cp_{mistura} = \sum_{i=0}^{i=n} x_i Cp_i \quad (B.1)$$

$$Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T \quad (B.2)$$

$$Q = \lambda_{vapor} \cdot m_{vapor} \quad (B.3)$$

O processo será aquecido com vapor saturado a 120 °C para garantir o processo em temperatura constante na fase intermediária de esterilização.

## APÊNDICE B.2 - FERMENTAÇÃO

Para o cálculo do balanço de energia do processo de fermentação, foi considerado que o processo é exotérmico durante toda a fermentação, sendo necessário o resfriamento com água fria. Foram utilizadas as mesmas equações do balanço de energia da esterilização (Apêndice B.1), além das equações B.4, B.5 e B.5. Os valores utilizados para o calor de geração de biomassa são de referência de von Stockar (2010), enquanto o calor gerado pela agitação é referenciado por Grenville *et al.* (2017) e Cremasco (2012) .

$$Q = Q_{reação} + Q_{impelidor} \quad (B.4)$$

$$Q_{reação} = Q_{geração\ biomassa} \cdot m_{biomassa\ gerada} \quad (B.5)$$

$$Q_{impelidor} = Pot_{não-hidrodinâmica} \quad (B.6)$$

Tabela B.3 - Balanço de energia para a fermentação

Parâmetro	Lipase	Celulase
Q impelidor (kJ)	83,78	743,49
Q processo (kJ)	2,174 x 10 <sup>6</sup>	2,047 x 10 <sup>5</sup>
Massa água (kg)	24.916,64	2.439,24
Tempo (h)	12	96
Q médio processo (kJ/s)	50,32	0,59

Fonte: Autores (2023).

## APÊNDICE B.3 - TROCADOR DE CALOR (TC-301)

O processo eleva a temperatura do fluido saindo da centrifugação de 30°C para 40°C utilizando a água quente a 90 °C proveniente da integração energética. Para uma baixa vazão do processo, foi admitido um tempo de residência longo para estimação das taxas de calor e vazões de água necessárias, conforme a Tabela B.4. Foram utilizadas as equações do balanço de energia da esterilização (B.1, B.2 e B.3), além do calor específico da água na temperatura (4,195 kJ/kg.K) e seu volume específico ( $1 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kg}$ ).

Tabela B.4 - Balanço de energia para o trocador de calor TC-301

Parâmetro	Lipase	Celulase
Q processo (kJ)	$4,164 \times 10^5$	$4,459 \times 10^5$
Massa água (kg)	1.985,39	2.125,93
Tempo (min)	4	4
Q processo (kJ/s)	1.735,15	1.857,97

Fonte: Autores (2023).

#### APÊNDICE B.4 - CHUVEIROS

Para determinação da quantidade de água quente e fria necessárias realizou-se um balanço de energia no formato descrito nas Equações B.7, B.8 e B.9, buscando obter 10,8 m<sup>3</sup> de água a 40°C a partir de água fria a 30°C e água quente a 50°C. As propriedades do fluido foram retiradas do Apêndice AI.

$$Q_{quente} = Q_{fria} \quad (\text{B.7})$$

$$m_{quente} \cdot cp_{quente} \cdot \Delta T_{quente} = m_{fria} \cdot cp_{fria} \cdot \Delta T_{fria} \quad (\text{B.8})$$

$$m_{40^\circ C} = m_{quente} + m_{fria} \quad (\text{B.9})$$

As massas de água levam em conta seus volumes e densidades. Portanto, a equação final obtida foi a Equação B.10, tendo como parâmetros e valores os dados da Tabela B.5.

$$m_{quente} = \frac{(m_{40^\circ C} - m_{quente}) \cdot cp_{fria} \cdot \Delta T_{fria}}{cp_{quente} \cdot \Delta T_{quente}} \quad (\text{B.10})$$

E para determinação da quantidade de vapor necessária para o tanque de aquecimento a 50°C utilizou-se igualmente de um balanço de energia, apresentado nas Equações B.10 e B.11, utilizando o calor latente  $\lambda$ .

Tabela B.5 - Balanço de energia para a água dos chuveiros

Parâmetro	Água a 30°C	Água a 40°C	Água a 50°C
$c_p$ (kJ/kg.K)	4,1801	4,1796	4,1815
Massa (kg)	5357,25	5381,83	5359,05
Densidade (kg/m <sup>3</sup> )	995,67	992,25	988,05
Volume (m <sup>3</sup> )	5,38	10,8	5,42

Fonte: Autores (2023).

$$Q_{vapor} = Q_{\acute{a}gua} \quad (B.10)$$

$$m_{vapor} \cdot \lambda_{quente} = m_{\acute{a}gua} \cdot c_{p\acute{a}gua} \cdot \Delta T_{\acute{a}gua} \quad (B.11)$$

## APÊNDICE B.5 - CONTROLE DOS REATORES

Para cálculo da demanda de água quente (90 °C) necessária para aquecer um fermentador no caso de sua temperatura cair a 10 °C, extremamente abaixo do desejado, realizou-se um balanço de energia conforme apresentam as Equações B.12, B.13 e B.14, em que o meio e a água entram em equilíbrio térmico a 30 °C.

$$Q_{meio} = Q_{\acute{a}gua} \quad (B.12)$$

$$m_{meio} \cdot c_{p_{meio}} \cdot \Delta T_{meio} = m_{\acute{a}gua} \cdot c_{p_{\acute{a}gua}} \cdot \Delta T_{\acute{a}gua} \quad (B.13)$$

$$m_{\acute{a}gua} = \frac{m_{meio} \cdot c_{p_{meio}} \cdot \Delta T_{meio}}{c_{p_{\acute{a}gua}} \cdot \Delta T_{\acute{a}gua}} \quad (B.14)$$

A Tabela B.6 apresenta os parâmetros utilizados e valores obtidos, utilizando calor específico médio da água de 4,18 kJ/kg.K. Para a obtenção do volume, a massa de água encontrada foi dividida pela densidade da água a 90 °C (965,3 kg/m<sup>3</sup>), sendo necessários 3,69 e 3,70 m<sup>3</sup> de água por batelada.

Tabela B.6 - Balanço de energia para o controle no cenário de resfriamento

<b>Parâmetro</b>	<b>Lipase</b>	<b>Celulase</b>
Massa fermentado (kg)	11128,84	12033,46
$c_p$ fermentado (kJ/kg.K)	4,016822121	3,72
Q fornecido (kJ)	$8,94 \cdot 10^5$	$8,96 \cdot 10^5$
Massa água necessária (kg)	3.564,80	3571,71

Fonte: Autores (2023).

Para determinação da quantidade de vapor necessária para aquecimento utilizou-se a Equação B.11.

Para a demanda de água fria, com temperatura de 10°C, realizou-se um processo similar ao realizado anteriormente. Foi estimado um cenário hipotético onde o reator sofreria superaquecimento pela água quente de tal maneira que sua temperatura interna fosse igual à temperatura da água quente de 90°C. Nesse cenário muito desfavorável, foi calculada a massa de água gelada necessária para o resfriamento da temperatura do reator de 90°C a 30°C, temperatura ideal para que ocorra a fermentação. Para o cálculo a Equação B.14 foi, novamente, utilizada.

A Tabela B.7 apresenta os parâmetros utilizados e valores obtidos, utilizando calor específico médio da água de 4,18 kJ/kg.K.

Tabela B.7 - Balanço de energia para o controle no cenário de aquecimento

<b>Parâmetro</b>	<b>Lipase</b>	<b>Celulase</b>
Massa fermentado (kg)	11128,84	12033,46
$c_p$ fermentado (kJ/kg.K)	4,02	3,72
Q retirado (kJ)	$2,24 \cdot 10^6$	$2,24 \cdot 10^6$
Massa água necessária (kg)	26.736,00	26.787,84

Fonte: Autores (2023).

Para a obtenção do volume ocupado pela massa de água, foi utilizada a densidade da água a 10°C de 999,65 kg/m<sup>3</sup>. Encontram-se, então, volumes de água gelada necessários, para a fermentação da lipase e da celulase, respectivamente, de 26,75 e 26,80 m<sup>3</sup>.



## APÊNDICE C - MEMORIAL PARA PROJETO DE INSTALAÇÕES

### APÊNDICE C.1 - TUBULAÇÕES DE PROCESSO

As tubulações foram projetadas para suportarem a máxima carga possível, isto é, as vazões foram determinadas conforme o máximo uso físico plausível dentro da indústria. Dessa forma, o superdimensionamento garante que a tubulação será funcional quando ocorrer eventual expansão do processo, ou até mesmo emergências de controle. Os trechos das tubulações podem ser verificados tanto nas tabelas apresentadas quanto nos layouts apresentados no Apêndice F.

Assim, o dimensionamento das tubulações de processo foi realizada conforme o critério da velocidade recomendada (MACINTYRE, 2010) e nas vazões necessárias para cada trecho. Inicialmente, foi especificada uma velocidade recomendada de 2 m/s para os trechos e a partir deste foi determinado um diâmetro interno para a tubulação a partir da Equação C.1.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot m \cdot \gamma}{\pi \cdot v}} \quad (\text{C.1})$$

Onde  $D$  é o diâmetro interno a ser calculado,  $m$  é a vazão mássica de vapor em cada trecho,  $\gamma$  é o volume específico do vapor para aquela dada pressão, e  $v$  é a velocidade recomendada.

Com um diâmetro interno calculado, foi obtido um NPS em polegadas por meio da tabela presente no Anexo AD para aço A53 SCH40. Com um NPS determinado, foi então calculada a perda de carga  $J$ , conforme a equação Equação C.2.

$$J = 0,002021 \cdot \frac{Q^{1,88}}{d^{4,88}} \quad (\text{C.2})$$

Em que  $J$  é a perda de carga, em m/m,  $Q$  é a vazão em L/h e  $d$  é o diâmetro interno, em metros.

Após calculada a perda de carga específica, foi calculada a queda de pressão, em metros, por meio da Equação C.3.

$$\Delta P = J \cdot L_{eq} \quad (\text{C.3})$$

Em que  $L_{eq}$  representa o comprimento equivalente, resultante da soma dos comprimentos horizontal e vertical com um acréscimo aplicado de 20%.

Assim, foi verificado se a perda de carga estava aceitável para os trechos estudados. Os trechos que apresentaram perda de carga superior a 0,1 metros de coluna da água por metro de tubulação tiveram seus parâmetros recalculados. O número de suportes necessário para tais

tubulações foi calculado conforme o espaçamento apresentado por Macintyre (2010) no Anexo AE, e o número foi determinado pela razão do comprimento real e do espaçamento calculado. Dessa forma, a Tabela C.1 apresenta o dimensionamento das tubulações do processo:

Tabela C.1 - Dados para dimensionamento da tubulação de processo

Trecho	Equivalência	Comprimento (m)	Vazão Máxima (L/h)	Maior Bitola (in)	Menor Bitola (in)	Queda de Pressão (m)	Espaçamento	Nº Suportes
<b>P1</b>	1a→4	12,04	10000,00	2"	2"	0,805	3,0	5
<b>P2</b>	1b→5	-	-	-	-	-	-	-
<b>P3</b>	6→7	5,76	80000,00	5"	5"	0,246	4,8	2
<b>P4</b>	7→10	5,30	40000,00	4"	2"	0,207	4,2	3
<b>P5</b>	9→12	5,70	30000,00	3"	2"	0,430	3,3	3
<b>P6</b>	11→14	5,70	20000,00	3"	2"	0,225	3,3	3
<b>P7</b>	13→16	5,70	10000,00	2"	2"	0,381	3,0	3
<b>P8</b>	7→19	9,77	40.000,00	3.1/2"	2"	0,634	3,6	4
<b>P9</b>	18→21	5,70	30000,00	3.1/2"	2"	0,235	3,6	3
<b>P10</b>	20→23	5,70	20000,00	3.1/2"	2"	0,135	3,6	3
<b>P11</b>	22→25	5,70	10000,00	2"	2"	0,381	3,0	3
<b>P12</b>	26→28	5,88	10.000,00	2"	2"	0,393	3,0	3
<b>P13</b>	29→30	5,88	20.000,00	2.1/2"	2"	0,576	3,3	3
<b>P14</b>	31→32	5,88	30.000,00	3"	2"	0,442	3,3	3
<b>P15</b>	33→34	3,80	40.000,00	3.1/2"	2"	0,248	3,6	2
<b>P16</b>	34→43	0,94	40000,00	3.1/2"	3.1/2"	0,061	3,6	1
<b>P17</b>	35→38	5,88	10000,00	2"	2"	0,393	3,0	3

<b>Trecho</b>	<b>Equivalência</b>	<b>Comprimento (m)</b>	<b>Vazão Máxima (L/h)</b>	<b>Maior Bitola (in)</b>	<b>Menor Bitola (in)</b>	<b>Queda de Pressão (m)</b>	<b>Espaçamento</b>	<b>Nº Suportes</b>
<b>P18</b>	37→40	5,88	20000,00	2.1/2"	2"	0,576	3,3	3
<b>P19</b>	39→42	5,88	30000,00	3"	2"	0,442	3,3	3
<b>P20</b>	41→43	3,80	40000,00	3.1/2"	2"	0,248	3,6	2
<b>P21</b>	43→45	8,99	80000,00	5"	5"	0,384	4,8	3
<b>P22</b>	46→47	1,40	80000,00	5"	5"	0,060	4,8	1
<b>P23</b>	48→52	3,31	80000,00	5"	5"	0,141	4,8	4
<b>P24</b>	51→54	2,80	80000,00	5"	5"	0,119	4,8	3
<b>P25</b>	54→55	1,00	80000,00	5"	5"	0,043	4,8	1
<b>P26</b>	55→58	4,44	3000	1,7	1"	0,104	2,7	3
<b>P27</b>	57→60	3,30	2000	1"	1"	0,274	2,1	3
<b>P28</b>	59→62	3,30	1000	1"	1"	0,080	2,1	3
<b>P29</b>	63→65	3,30	1000	1"	1"	0,080	2,1	3
<b>P30</b>	66→67	3,30	2000	1"	1"	0,274	2,1	3
<b>P31</b>	68→73	1,95	3000	1"	1"	0,046	2,7	2
<b>P32</b>	55→70	7,40	80000	5"	5"	0,316	4,8	3
<b>P33</b>	71→73	4,50	80000	5"	5"	0,192	4,8	2
<b>P34</b>	73→75	3,58	80000	5"	5"	0,153	4,8	2
<b>P35</b>	76→79	1,63	4500,00	1.1/2"	1.1/2"	0,082	2,7	2

<b>Trecho</b>	<b>Equivalência</b>	<b>Comprimento (m)</b>	<b>Vazão Máxima (L/h)</b>	<b>Maior Bitola (in)</b>	<b>Menor Bitola (in)</b>	<b>Queda de Pressão (m)</b>	<b>Espaçamento</b>	<b>Nº Suportes</b>
<b>P36</b>	78→79	0,50	4500,00	1.1/2"	1.1/2"	0,025	2,7	1
<b>P37</b>	79→85	35,12	9000,00	2"	2"	1,927	3,0	14
<b>P38</b>	86→89	38,57	7000,00	2"	2"	1,319	3,0	14

Fonte: Autores (2023).

## APÊNDICE C.2 - TUBULAÇÕES DE ÁGUA QUENTE, FRIA E GELADA

O dimensionamento das tubulações de água quente, água fria e água gelada, na área das utilidades, foi realizada também conforme o critério da velocidade recomendada, enunciado anteriormente, utilizando como velocidades recomendadas os valores de 2m/s para água fria e quente e 2,5 m/s para água gelada.

O número de suportes necessário para tais tubulações foi calculado conforme o espaçamento apresentado pelo Anexo AE e o número foi determinado pela razão do comprimento real e do espaçamento calculado. As Tabelas C.2, C.3 e C.4 apresentam tubulações dimensionadas para as utilidades de água fria, água gelada e água quente, respectivamente.

Nota-se que o material utilizado para a construção das tubulações é caracterizado como aço A53 SCH40 em sua totalidade para água quente e água gelada e para água fria, excluindo os trechos de AF39 a AF58, que possuem PVC como material de construção conforme o Anexo AD.

Tabela C.2 - Dados para dimensionamento da tubulação de água fria

(continua)

Trecho	Equivalência	Comprimento (m)	Vazão Máxima (L/h)	Maior Bitola (in)	Menor Bitola (in)	Queda de Pressão (m)	Espaçamento	Nº Suportes
AF1	1a→4	27,40	5980,12	2.1/2"	2.1/2"	0,293	3,3	10
AF2	5→9	63,07	130432,36	6 "	6 "	2,548	5,1	14
AF3	8→11	5,68	121654,36	6 "	6 "	0,217	5,1	2
AF4	10→13	5,68	121654,36	6 "	6 "	0,217	5,1	2
AF5	12→15	5,68	121654,36	6 "	6 "	0,217	5,1	2
AF6	16a→19a	14,28	121654,36	6 "	6 "	0,546	5,1	3
AF7	18a→21a	14,28	121654,36	6 "	6 "	0,546	5,1	3
AF8	20a→23a	14,28	121654,36	6 "	6 "	0,546	5,1	3
AF9	22a→24a	14,48	121654,36	6 "	6 "	0,554	5,1	3
AF10	24a→27a	8,89	45000,00	4 "	1.1/2"	0,578	4,2	4
AF11	26a→29a	5,92	15000,00	2.1/2"	1.1/2"	0,357	3,3	3
AF12	28a→31a	5,92	10000,00	2 "	1.1/2"	0,391	3	3
AF13	30a→33a	5,92	5000,00	1.1/2"	1.1/2"	0,361	2,7	3
AF14	34a→36a	7,07	25000,00	3 "	1.1/2"	0,386	3,3	3

<b>Trecho</b>	<b>Equivalência</b>	<b>Comprimento (m)</b>	<b>Vazão Máxima (L/h)</b>	<b>Maior Bitola (in)</b>	<b>Menor Bitola (in)</b>	<b>Queda de Pressão (m)</b>	<b>Espaçamento</b>	<b>Nº Suportes</b>
<b>AF15</b>	35a→38a	5,19	20000,00	2.1/2"	1.1/2"	0,529	3,3	3
<b>AF16</b>	37a→40a	5,19	15000,00	2.1/2"	2 "	0,305	3,3	3
<b>AF17</b>	39a→42a	5,19	10000,00	2 "	2 "	0,347	3	3
<b>AF18</b>	41a→44a	10,41	5000,00	2 "	2 "	0,189	3	4
<b>AF19</b>	16a←19a	5,68	106944,00	5 "	5 "	0,418	4,8	2
<b>AF20</b>	18a←21a	5,68	106944,00	5 "	5 "	0,418	4,8	2
<b>AF21</b>	20a←23a	5,68	106944,00	5 "	5 "	0,418	4,8	2
<b>AF22</b>	22a←24b	22,88	106944,00	5 "	5 "	1,685	4,8	6
<b>AF23</b>	24b←27b	14,49	106944,00	5 "	2.1/2"	0,990	4,8	5
<b>AF24</b>	26b←29b	6,52	40104,00	3.1/2"	2.1/2"	0,399	4,2	3
<b>AF25</b>	28b←31b	6,52	26736,00	4 "	2.1/2"	0,156	4,2	3
<b>AF26</b>	30b←33b	6,52	13368,00	2.1/2"	2 "	0,651	3,3	3
<b>AF27</b>	25b←36b	7,67	53472,00	4 "	2.1/2"	0,453	4,2	4
<b>AF28</b>	25b←28b	5,79	40104,00	4 "	2.1/2"	0,214	4,2	3
<b>AF29</b>	37b←40b	5,79	26736,00	4 "	2.1/2"	0,120	4,2	3
<b>AF30</b>	39b←42b	5,79	13368,00	2.1/2"	2 "	0,615	3,3	3
<b>AF31</b>	24a→54	20,20	14000,00	6 "	1.1/2"	0,746	5,1	8

<b>Trecho</b>	<b>Equivalência</b>	<b>Comprimento (m)</b>	<b>Vazão Máxima (L/h)</b>	<b>Maior Bitola (in)</b>	<b>Menor Bitola (in)</b>	<b>Queda de Pressão (m)</b>	<b>Espaçamento</b>	<b>Nº Suportes</b>
<b>AF32</b>	24a→59	23,49	62654,36	6 "	6 "	0,200	5,1	8
<b>AF33</b>	56→67	22,54	14954,36	3 "	5/8 "	0,686	3,3	12
<b>AF34</b>	60→69	31,54	14114,36	3 "	2.1/2"	0,786	3,3	10
<b>AF35</b>	69→71	9,32	250,00	2.1/2"	2.1/2"	0,000	3,3	4
<b>AF36</b>	69→73	5,58	13864,36	2.1/2"	2.1/2"	0,249	3,3	3
<b>AF37</b>	72→75	2,47	9924,36	2.1/2"	2 "	0,159	3,3	1
<b>AF38</b>	74→78	10,56	126,36	1/2"	1/2"	0,068	2,1	7
<b>AF39</b>	6→7	10,31	126,36	1/2"	1/2"	0,066	2,1	6
<b>AF40</b>	79→86	13,28	8778,00	2 "	1/2"	0,173	3	8
<b>AF41</b>	80→93	8,20	8238,00	2 "	3/8 "	0,354	3	7
<b>AF42</b>	93→104	20,05	7254,00	2 "	1/2"	1,238	3	14
<b>AF43</b>	104→106	8,29	4950,00	1.1/2"	1/2"	0,455	2,7	4
<b>AF44</b>	106→114	64,22	4950,00	1.1/2"	3/8 "	2,818	2,7	28
<b>AF45</b>	114→116	13,97	3970,00	1.1/2"	1/2"	0,554	2,7	7
<b>AF46</b>	116→117	15,85	370,00	1/2"	1/2"	0,764	2,1	8
<b>AF47</b>	117→126	10,00	310,00	1/2"	3/8 "	0,193	2,1	9
<b>AF48</b>	117→129	14,28	60,00	3/8 "	3/8 "	0,308	2,1	8

Trecho	Equivalência	Comprimento (m)	Vazão Máxima (L/h)	Maior Bitola (in)	Menor Bitola (in)	Queda de Pressão (m)	Espaçamento	Nº Suportes
AF49	115→130	32,307	3600,00	1.1/2"	1.1/2"	1,064	2,7	12
AF50	131→133	3,85	3600,00	1.1/2"	1.1/2"	0,127	2,7	2
AF51	131→141	4,78	60,00	3/8 "	3/8 "	0,103	2,1	3
AF52	138→150	13,22	3540,00	1.1/2"	3/8 "	0,444	2,7	10
AF53	150→154	18,32	2760,00	1.1/2"	3/8 "	0,570	2,7	13
AF54	154→157	14,80	660,00	2.1/2"	3/8 "	0,072	3,3	7
AF55	154→157	15,25	600,00	2.1/2"	2.1/2"	0,002	3,3	6
AF56	150→158	3,424	1260,00	1 "	1 "	0,128	2,1	2
AF57	158→166	12,48	540,00	1/2"	3/8 "	0,797	2,1	10
AF58	158→171	11,55	720,00	1 "	1 "	0,081	2,1	8

Fonte: Autores, 2023

Tabela C.3 - Dados para dimensionamento da tubulação de água gelada

Trecho	Equivalência	Comprimento (m)	Vazão Máxima (L/h)	Maior Bitola (in)	Menor Bitola (in)	Queda de Pressão (m)	Espaçamento	Nº Suportes
AG1	1→2	2,79	95760,00	5"	5"	0,188	4,8	1
AG2	3→6	19,84	106944,00	5"	5"	1,644	4,8	6
AG3	6→8	8,45	53472,00	5"	2.1/2"	0,357	4,8	3

<b>AG4</b>	7→10	10,19	40104,00	4"	2.1/2"	0,481	4,2	4
<b>AG5</b>	9→12	10,19	26736,00	4"	2.1/2"	0,376	4,2	4
<b>AG6</b>	11→14	10,19	13368,00	2.1/2"	2.1/2"	0,556	3,3	4
<b>AG7</b>	6→17	17,37	53472,00	4"	2.1/2"	1,110	4,2	6
<b>AG8</b>	16→19	10,19	40104,00	4"	2.1/2"	0,481	4,2	4
<b>AG9</b>	18→21	10,19	26736,00	3"	2.1/2"	0,631	3,3	4
<b>AG10</b>	20→23	10,19	13368,00	2.1/2"	2.1/2"	0,556	3,3	4

Fonte: Autores, 2023

Tabela C.4 - Dados para dimensionamento da tubulação de água quente

<b>Trecho</b>	<b>Equivalência</b>	<b>Comprimento (m)</b>	<b>Vazão Máxima (L/h)</b>	<b>Maior Bitola (in)</b>	<b>Menor Bitola (in)</b>	<b>Queda de Pressão (m)</b>	<b>Espaçamento</b>	<b>Nº Suportes</b>
<b>AQ1</b>	1a→3a	7,14	64633,88	4"	4"	0,614	4,2	3
<b>AQ2</b>	3a→9a	27,27	64381,16	5"	4"	1,511	4,8	7
<b>AQ3</b>	1b→9a	9,10	126,36	1/4"	1/4"	0,796	2,1	6
<b>AQ4</b>	9a→11	23,78	64002,08	5"	3"	0,806	4,8	6
<b>AQ5</b>	11→13	8,27	17.111,04	4"	4"	0,738	3,3	3
<b>AQ6</b>	12→15	10,10	12.833,28	2.1/2"	1.1/4"	1,028	3,0	4
<b>AQ7</b>	14→17	10,10	8.555,52	2"	1.1/4"	0,743	3,0	4
<b>AQ8</b>	16→19	10,10	4.277,76	2"	1.1/4"	0,977	3,0	4

<b>AQ9</b>	11→22	17,03	17.111,04	2.1/2”	1.1/2”	1,153	3,3	6
<b>AQ10</b>	21→24	10,10	12.833,28	2”	1.1/4”	1,028	3,0	4
<b>AQ11</b>	23→26	10,10	8.555,52	2”	1.1/4”	0,743	3,0	4
<b>AQ12</b>	25→28	10,10	4.277,76	1.1/2”	1.1/2”	0,721	3,0	4
<b>AQ13</b>	10a→30a	10,29	29780,00	3”	3”	0,778	3,3	4
<b>AQ14</b>	30b→5b	45,29	29780,00	3”	3”	3,425	3,3	15
<b>AQ15</b>	5b→1a	16,95	29780,00	3”	3”	1,282	3,3	7
<b>AQ16</b>	1c→35	71,94	1524,50	1”	1”	3,329	2,1	37
<b>AQ17</b>	35→38	40,05	1524,50	1”	1”	2,134	2,1	20
<b>AQ18</b>	38→46	14,20	1236,50	1”	1/2”	0,641	2,1	10
<b>AQ19</b>	45→47	64,94	372,50	1/2”	1/2”	3,170	2,1	31
<b>AQ20</b>	47→52	37,48	372,50	1/2”	3/8”	0,134	2,1	19

---

Fonte: Autores (2023).

### APÊNDICE C.3 - TUBULAÇÕES DE AR COMPRIMIDO

O dimensionamento da tubulação de ar comprimido foi realizado utilizando o critério da velocidade recomendada, conforme explicado anteriormente no Apêndice C.1. Foi considerada uma velocidade de 7 m/s para a tubulação de aço A53 SCH40. Calculou-se a descarga real, conforme a Equação C.4 apresentada por Macintyre, 2010:

$$Q_{real} = Q_{normal} \cdot \frac{1}{R} \quad (C.4)$$

Onde  $Q_{normal}$  é a vazão de consumo de ar comprimido (descarga livre padrão) para cada trecho, determinada pelo consumo de cada equipamento, e acrescido de um fator de 5% para compensar perdas por vazamento.  $R$  é a relação de compressão, dada pela Equação C.5:

$$R = \frac{p+1}{1} \quad (C.5)$$

Onde  $p$  é a pressão manométrica, considerada como 7 kgf/cm<sup>2</sup>.

Assim, foi calculado o diâmetro da tubulação conforme a equação da continuidade. Além disso, verificou-se a perda de carga para cada trecho de tubulação, através da fórmula da Atlas Copco, ou Equação C.6:

$$h_f = 0,008 \cdot \frac{Q_1^{1,85} \cdot L_{tot}}{d^5 \cdot p} \quad (C.6)$$

Onde  $h_f$  é a perda de carga (kgf/cm<sup>2</sup>),  $Q_1$  é a descarga livre padrão (m<sup>3</sup>/min),  $L_{tot}$  é o comprimento equivalente (m),  $d$  é o diâmetro interno (in) e  $p$  é a pressão absoluta (8 kgf/cm<sup>2</sup>).

O comprimento equivalente foi determinado a partir da determinação do comprimento real (soma do comprimento horizontal e vertical), acrescido de um fator de segurança de 35%.

A correção dos diâmetros nominais deu-se para garantir uma perda de carga geral na linha inferior a 0,5 kgf/cm<sup>2</sup> e a determinação do número de suportes foi realizada da mesma forma que para as tubulações de águas fria, quente e gelada. Dessa forma, a Tabela C.5 apresenta o dimensionamento das tubulações de ar comprimido.

Tabela C.5 - Dados para dimensionamento da tubulação de ar comprimido

Trecho	Equivalência	Comprimento (m)	Vazão Máxima (m <sup>3</sup> /min)	Maior Bitola (in)	Menor Bitola (in)	Queda de Pressão (kgf/m <sup>2</sup> )	Espaçamento	Nº Suportes
AC1	1a→3	11,71	27,07	5 "	4 "	0,030	4,8	4
AC2	3→6	7,59	27,07	5 "	1.1/2"	0,008	4,8	3
AC3	5→8	5,88	10,15	3 "	1.1/4"	0,015	3,3	3
AC4	7→10	5,88	6,77	2.1/2"	1.1/2"	0,018	3,3	3
AC5	9→12	5,88	3,38	1.1/2"	1.1/2"	0,041	2,7	3
AC6	4→15	8,04	13,53	3 "	1.1/4"	0,025	3,3	4
AC7	14→17	5,88	10,15	3 "	1.1/4"	0,015	3,3	3
AC8	16→19	5,88	6,77	2.1/2"	1.1/4"	0,020	3,3	3
AC9	18→21	5,88	3,38	1.1/2"	1.1/4"	0,043	3,0	3

Fonte: Autores (2023).

#### APÊNDICE C.4 - TUBULAÇÕES DE VAPOR E CONDENSADO

O dimensionamento das tubulações de vapor também foi realizado por meio do critério da velocidade recomendada. Para essa utilidade, assumiu-se uma velocidade de escoamento de 23 m/s. Inicialmente, foi utilizada essa velocidade a fim de determinar um diâmetro interno para a tubulação a partir da equação da continuidade:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot m \cdot \gamma}{\pi \cdot v}} \quad (C.1)$$

Com um NPS determinado, foi então calculada a perda de carga  $J$ , conforme a Equação C.8.

$$J = 0,029 \cdot m^{1,95} \cdot \gamma \cdot \frac{0,95}{D^{5,1}} \quad (C.8)$$

Onde  $J$  é a perda de carga em kgf/cm<sup>2</sup>/100m,  $m$  é a vazão de vapor em kg/h,  $\gamma$  é o volume específico do vapor em m<sup>3</sup>/kg, e  $D$  é o diâmetro interno da tubulação.

Após calculada a perda de carga, realizou-se o cálculo da queda de pressão, dada pela Equação 9:

$$\Delta P = J \cdot \frac{L_{eq}}{100} \quad (C.9)$$

Onde  $\Delta P$  é a queda de pressão em kgf/cm<sup>2</sup> e  $L_{eq}$  é o comprimento equivalente da tubulação, em metros. Para determinação do comprimento equivalente, primeiro estimou-se o comprimento real da tubulação, dado pela soma do comprimento horizontal (dado pela layout na planta) e comprimento vertical (estimado), e posteriormente aplicou-se um fator de acréscimo de 35%, conforme MacIntyre. Assim, os trechos foram corrigidos de forma a tornar a perda de carga máxima a cada 100 m de 0,5 kgf/cm<sup>2</sup>/100m.

As tubulações de condensado foram dimensionadas de forma similar, mas ao invés de considerar a vazão de vapor durante o método da velocidade recomendada, utilizou-se uma vazão de condensado estimada pela suposição de condensação total de vapor. Isto é, estima-se que a tubulação de condensado de certo trecho ou equipamento deve suportar a condensação de todo o vapor que percorre dito trecho ou equipamento. Assim, para o vapor a 180 °C e 8 bar, a quantidade de condensado pode ser estimada pela Equação C.10.

$$Q_{condensado} = Q_{vapor} \cdot 0,001121 \quad (C.10)$$

A equação acima descreve que a vazão de condensado é equivalente à vazão de vapor multiplicada pelo volume específico da água saturada à 180 °C, considerando apenas troca de calor latente durante a condensação. Com essa vazão, utilizou-se a equação da continuidade e uma velocidade recomendada de 2 m/s para obter um NPS preliminar utilizou-se a Equação C.1.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot m \cdot \gamma}{\pi \cdot v}} \quad (\text{C.1})$$

Com um NPS determinado, foi então calculada a perda de carga  $J$ , conforme a equação de Fair-Whipple-Hsiao.

$$J = 0,002021 \cdot \frac{Q^{1,88}}{d^{4,88}} \quad (\text{C.2})$$

Onde  $J$  é a perda de carga, em m/m,  $Q$  é a vazão em L/h e  $d$  é o diâmetro interno, em metros.

Após calculada a perda de carga específica, foi calculada a queda de pressão, em metros, por meio da Equação:

$$\Delta P = J \cdot L_{eq} \quad (\text{C.3})$$

Onde  $L_{eq}$  representa o comprimento equivalente, resultante da soma dos comprimentos horizontal e vertical com um acréscimo aplicado de 20%. Assim, foi verificado se a perda de carga estava aceitável para os trechos estudados. Os trechos que apresentaram perda de carga superior a 0,1 metros de coluna da água por metro de tubulação tiveram seus parâmetros recalculados. Suportes foram calculados da forma já apresentada em itens anteriores. As Tabelas C.6 e C.7 apresentam, então, os dados de dimensionamento para as tubulações de vapor e condensado, respectivamente.

Tabela C.6 - Dados para dimensionamento da tubulação de vapor

Trecho	Equivalência	Comprimento (m)	Vazão Máxima (kg/h)	Pressão do vapor (bar)	Maior Bitola (in)	Menor Bitola (in)	Queda de Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> )	Espaçamento	Nº Suportes
V1	1→2	6,63	27189,33	8	12"	12"	0,0066	6,7	1
V2	2→4	5,96	3495,12	8	5"	4"	0,0078	4,8	3
V3	3→6	2,28	3118,15	8	5"	5"	0,0027	4,8	2
V4	6→9	11,03	169,26	8	4"	2"	0,0016	4,2	4
V5	2→11	7,48	23694,21	8	12"	12"	0,0057	6,7	2
V6	11→13	17,29	23375,36	8	12"	12"	0,0129	6,7	4
V7	13→15	7,34	11687,68	8	10"	6"	0,0032	6,7	2
V8	14→17	9,74	8765,76	8	10"	6"	0,0033	6,7	2
V9	16→19	9,74	5843,84	8	8"	6"	0,0039	6,7	2
V10	18→21	9,74	2921,92	8	6"	6"	0,0040	5,1	2
V11	13→24	15,45	11687,68	8	10"	6"	0,0070	6,7	4
V12	23→26	9,74	8765,76	8	10"	6"	0,0033	6,7	2
V13	25→28	9,74	5843,84	8	8"	6"	0,0039	6,7	2
V14	27→30	5,88	2921,92	8	6"	6"	0,0024	5,1	2
V15	11→31	48,02	2921,92	2	3.1/2"	3.1/2"	0,0122	3,6	14
V16	31→42	21,03	294,08	2	2.1/2"	1"	0,0177	3,3	11
V17	42→50	49,83	100	2	2.1/2"	1"	0,0089	3,3	18

Fonte: Autores (2023).

Tabela C.7 - Dados para dimensionamento da tubulação de vapor

Trecho	Equivalência	Comprimento (m)	Vazão Máxima (L/h)	Maior Bitola (in)	Menor Bitola (in)	Queda de Pressão (m)	Espaçamento	Nº Suportes
<b>C1</b>	1→2	6,63	30479,24	3 "	3 "	0,589	3,3	3
<b>C2</b>	2→4	5,96	3918,03	1.1/4"	1.1/4"	0,487	2,1	3
<b>C3</b>	3→6	2,28	3495,44	1.1/4"	1.1/4"	0,149	2,1	1
<b>C4</b>	6→9	11,03	189,74	1/2"	1/2"	0,027	2,1	1
<b>C5</b>	2→11	7,48	26561,21	3 "	3 "	0,095	3,3	1
<b>C6</b>	11→13	17,29	26203,78	3 "	3 "	1,022	3,3	5
<b>C7</b>	13→15	7,34	13101,89	3 "	1.1/2"	0,047	3,3	1
<b>C8</b>	14→17	9,74	9826,42	3 "	1.1/2"	0,053	3,3	2
<b>C9</b>	16→19	9,74	6550,94	1.1/2"	1.1/2"	0,571	2,7	2
<b>C10</b>	18→21	9,74	3275,47	1.1/2"	1.1/2"	0,155	2,7	2
<b>C11</b>	13→24	15,45	13101,89	2.1/2"	2.1/2"	0,018	3,3	2
<b>C12</b>	23→26	9,74	9826,42	2.1/2"	2.1/2"	0,153	3,3	2
<b>C13</b>	25→28	9,74	6550,94	3 "	1.1/2"	0,025	3,3	2
<b>C14</b>	27→30	5,88	3275,47	1.1/4"	1.1/2"	0,329	2,1	3
<b>C15</b>	11→31	46,24	357,43	1.1/4"	1.1/2"	0,047	2,1	23

<b>C16</b>	31→42	21,03	329,66	1.1/4”	1/2”	0,040	2,1	1
<b>C17</b>	42→50	43,20	112,10	1/2”	1/2”	0,000	2,1	1

---

Fonte: Autores (2023).

## APÊNDICE C.5 - DIMENSIONAMENTO DE BOMBAS

O dimensionamento das bombas centrífugas foi dado conforme descrito no catálogo (Anexo N.1), realizando no cálculo da altura manométrica total (Equação C.11) em metros de coluna d'água (m.c.a.), buscando a bomba ideal conforme vazão passante na tubulação, conforme Anexo N.1.

$$AMT = ASR + (CT \cdot PC) \quad (C.11)$$

Em que AMT é altura manométrica total, ASR é altura de sucção e recalque, CT é o comprimento dos tubos considerando comprimento equivalente dos acessórios e PC é o fator de perda de carga, dados apresentados no Anexo N.2. Assim, a partir dos diâmetros dimensionados, foi construída a Tabela C.8 e, com base nos fatores de perda de carga, foram escolhidas as bombas para o processo (Tabela C.9).

Tabela C.8 - Dados para dimensionamento das motobombas

(continua)

Bomba	Trecho		Vazão (m <sup>3</sup> /h)	$\Delta Z$ (m)	Diâmetro médio (pol.)	Acessórios
<b>Processo</b>						
P-101	1a	4	10	0,6	2	2 curvas, 2 válvulas esfera abertas, 1 saída
P-102	6	25	80	0	3	7 tê, 4 curvas, 9 válvulas esfera abertas, 8 saídas, 8 reduções
P-301	27	43	40	2,4	3	3 tê, 2 curvas, 4 válvulas esfera abertas, 3 expansões
P-302	35	43	40	2,4	2,5	4 tê, 1 curva, 4 válvulas esfera abertas, 3 expansões
P-303	46	52	80	0	5	1 tê, 2 curvas, 5 válvulas esfera abertas, 2 saídas
P-304	55	62	80	0	1	3 tê, 2 curvas, 3 válvulas esfera abertas, 3 saídas, 1 redução
P-305	55	70	80	0	5	1 curva, 1 válvula esfera aberta
P-306B	71	75	80	0	5	1 tê, 2 curvas, 2 válvulas esfera abertas, 1 saída
P-306A	63	75	3	0	1	3 tê, 2 curvas, 2 válvulas esfera abertas, 1 saída
P-103	3	9	9	0	2	1 tê, 6 curvas, 3 válvulas esfera abertas, 1 saída, 2 uniões
P-104	10	13	7	0	2	2 curvas, 2 válvulas esfera abertas, 1 saída, 2 uniões
<b>Água gelada</b>						
Saída do tanque	6	14	53,472	17,864	5	4 tê, 1 curva, 5 válvulas esfera abertas, 4 saídas, 5 reduções
Controle reatores	15	23	53,472	17,864	5	3 tê, 2 curvas, 5 válvulas esfera abertas, 4 saídas, 3 reduções

Bomba	Trecho		Vazão (m <sup>3</sup> /h)	$\Delta Z$ (m)	Diâmetro médio (pol.)	Acessórios
<b>Água Quente</b>						
Reservatório 50 °C	32	37	1,5245	0	1,25	5 curvas, 1 válvula esfera abertas, 14 uniões
Banheiros	37	46	1,5245	6	0,5	4 tês, 2 curvas, 2 válvulas esfera abertas, 4 saídas, 3 uniões, 3 reduções
Refeitório	45	52	0,6605	3	0,5	1 tê, 3 curvas, 1 válvula esfera aberta, 2 saídas, 14 uniões, 1 reduções
Reservatórios 90 °C	3a, 3b	10a, 10b	64,50752	0	3,00	1 tê, 2 curvas, 1 válvula esfera aberta, 8 uniões, 3 redução
Reatores	11	28	34,22208	35,728	2	7 tês, 3 curvas, 11 válvulas esfera abertas, 8 saídas, 1 união, 5 reduções
TC-301	29a, 29b	30a, 30 b	29,78	0	3	1 válvula, 1 saída
<b>Água Fria</b>						
Reservatório superior administrativo	6	7	8,778	0	2	1 válvula esfera aberta, 1 saídas, 2 uniões
Prédio administrativo	106	115	4,53	4,5	2	3 tês, 2 curva, 3 válvulas esfera abertas, 3 saídas, 11 uniões, 4 reduções
Cozinha	116	129	0,37	1,5	0,5	5 tês, 3 curva, 2 válvulas esfera abertas, 6 saídas, 3 uniões, 3 reduções
Banheiros	115	171	3,6	29,1	1	14 tês, 11 curva, 4 válvulas esfera abertas, 21 saídas, 7 uniões, 13 reduções
Reservatórios superiores indústria	6	15	121,65436	17	6	4 tês, 1 curva, 5 válvulas esfera abertas, 4 saídas, 3 uniões
Chiller	24a, 24b	59	47,7	0	6	2 curvas, 1 válvula esfera aberta, 1 saída, 3 reduções
Caldeira	56	78	14,95436	9	0,75	5 tês, 5 curvas, 4 válvulas esfera abertas, 5 saídas, 7 uniões, 6 reduções

Fonte: Autores (2023).

Tabela C.9 - Dimensionamento das motobombas

(continua)

Bomba	Comprimento equivalente acessórios (m)	Comprimento tubulação (m)	Perda tabelada	Perda de carga	Altura manométrica (m.c.a)	Potência (cv)	Modelo	Observação
<b>Processo</b>								
P-101	3,9	12,04	4,4	0,7012	1,3012	1/4	BC-91 S/T	
P-102	69,94	55,00	25,6	31,9841	31,9841	20	MSA-21 R/F 2 1/2	sólidos
P-301	22,54	21,50	7,1	3,1265	5,5265	4	MSA-21 R 1 1/2	sólidos
P-302	21,93	10,36	15,8	5,1018	7,5018	4	MSA-21 R 1 1/2	sólidos
P-303	16,37	4,24	2,5	0,5153	0,5153	12,5	MSA-21 R 1 1/2	sólidos
P-304	9,36	19,59	94	27,2149	27,2149	20	MSA-21 R/F 2 1/2	sólidos
P-305	3	7,40	2,5	0,2600	0,2600	12,5	MSA-21 R 1 1/2	sólidos
P-306B	18,4	8,08	2,5	0,6621	0,6621	12,5	MSA-21 R 1 1/2	sólidos
P-306A	7,2	8,55	12,3	1,9374	1,9374	1/4	BC-91 S/T	
P-103	11,32	35,12	3,6	1,6718	1,6718	1/4	BC-91 S/T	
P-104	3,92	38,57	2,3	0,9773	0,9773	1/6	BC-91 S/T	
<b>Água gelada</b>								
Saída do tanque	61,55	39,03	3,8	3,8221	21,6861	7,5	BC-21 R/F 2	
Controle reatores	53,11	39,01	3,8	3,5005	21,3645	7,5	BC-21 R/F 2	

Bomba	Comprimento equivalente acessórios (m)	Comprimento tubulação (m)	Perda tabelada	Perda de carga	Altura manométrica (m.c.a)	Potência (cv)	Modelo	Observação
<b>Água Quente</b>								
Reservatório 50C	3,34	91,17	0,9	0,8506	0,8506	1,5	BC-92 S/T AV	
Banheiros	8,92	28,348	10,1	3,7641	9,7641	2	BC-92 S/T AV	
Refeitório	4,13	99,427	10,1	10,4593	13,4593	1	BC-92 S/T AV	
Reservatórios 90 °C	10,8	60,153	17,4	12,3458	12,3458	7,5	BC-21 R/F 2 1/2	
Reatores	43,19	50,154	44,2	41,2580	76,9860	25	BC-23 R 1 1/4	
TC-301	2,7	20,58	4,2	0,9778	0,9778	1	BC-92 S/T R/F 2 1/2	
<b>Água Fria</b>								
Reservatório superior administrativo	3,08	15,00	2,6	0,4701	0,4701	1/4	BC-91 S/T	
Prédio administrativo	41,6	76,21	1,1	1,2960	5,7960	1/6	BC-91 S/T	PVC
Cozinha	20,5	40,12	1,2	0,7275	2,2275	1/6	BC-91 S/T	PVC
Banheiros	81,8	129,97	13,7	29,0125	58,1125	7,5	BC-22 R 1 1/4	PVC
Reservatórios superiores indústria	56,32	54,92	1,6	1,7798	18,7798	15	BC-21 R/F 2 1/2	
Chiller	12,31	10,86	0,3	0,0695	0,0695	4	BC-21 R/F 2	
Caldeira	14,11	82,01	92,4	88,8167	97,8167	25	BC-23 R 1 1/4	

Fonte: Autores (2023).

## APÊNDICE D - DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS DAS UTILIDADES

### APÊNDICE D.1 - CHILLER

O dimensionamento do chiller se dá, essencialmente, encontrando a necessidade de retirada de calor a ser retirada do sistema para reduzir a temperatura da água da temperatura ambiente à temperatura desejada. No contexto aqui apresentado, a água fria retirada do poço sai a uma temperatura média de 30°C, como apresentado na Seção 6.6.2. A quantidade de calor pode ser obtida pela Equação D.1.

$$Q_{Chiller} = m_{H_2O} C_{p_{H_2O}} (T_{Fria} - T_{Amb}) \quad (D.1)$$

Em que  $m_{H_2O}$  representa a vazão mássica da água fria em kg/h,  $c_{p_{H_2O}}$  a capacidade calorífica média da água,  $T_{amb}$  a temperatura ambiente da água fria. Por fim,  $T_{fria}$  representa a temperatura desejada a se alcançar no resfriamento da água, no caso, 10°C. Nota-se que a demanda total de água a ser resfriada foi, conforme os valores apresentados na Seção 6.6.4, obtida a partir da soma das demandas do processo de ‘, também, controle dos biorreatores. Sendo assim, a Equação D.2, expõe os valores já substituídos.

$$Q_{Chiller} = 6288,49 \cdot 4,18 \cdot (10 - 30) \quad (D.2)$$

$$Q_{Chiller} = -5,28 \cdot 10^5 \text{ kJ/h} \quad (D.2)$$

Usualmente, os chillers são selecionados pela quantidade de calor retirada, sendo essa expressa tanto em BTU/h ou kW. Nesse caso, ao converter-se para a unidade kW, encontra-se uma quantidade de calor a ser retirada de -146,67 kW. Obtida a quantidade de calor a ser retirada, a seleção do chiller é apenas uma questão de disponibilidade de espaço físico e a capacidade de retirada de calor do mesmo.

### APÊNDICE D.2 - TROCADORES DE CALOR (TC-201 e TC-202)

O dimensionamento dos trocadores de calor busca obter a área de troca térmica (A) necessária para que a energia em forma de calor seja trocada pelos fluidos de forma eficiente. Para tal, utilizou-se a Equação D.3.

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ML} \quad (D.3)$$

Em que Q é o calor trocado (J/s), U é o coeficiente global de troca térmica (W/m<sup>2</sup>.K) e  $\Delta T_{ML}$  é a temperatura média logarítmica, dada pela Equação D.4.

$$\Delta T_{ML} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln(\Delta T_2 / \Delta T_1)} \quad (D.4)$$

sendo  $\Delta T_1$  a variação de temperatura entre o fluido quente que entra e o fluido frio que sai, e  $\Delta T_2$  a variação de temperatura entre o fluido quente que sai e o fluido frio que entra. Como a variação de temperatura  $\Delta T_2$  é pequena, não é necessário utilizar fator de correção em  $\Delta T_{ML}$ .

Os valores de calor trocado advém do balanço de energia (Apêndice B). Já o valor do coeficiente global de troca térmica foi calculado a partir dos coeficientes convectivos de calor ( $h$ ) dos fluidos quente e frio, como apresenta a Equação D.5.

$$U = \frac{1}{\left(\frac{1}{h_q}\right) + \left(\frac{1}{h_f}\right)} \quad (D.5)$$

O cálculo dos coeficientes convectivos (Equação D.6) se baseia no tipo de geometria e escoamento dos fluidos no equipamento.

$$h = \frac{k}{D} Nu_D \quad (D.6)$$

Em que  $k$  é a condutividade térmica,  $D$  o diâmetro dos tubos do trocador de calor e  $Nu_D$  o número de Nusselt, para o qual foi utilizada a Equação D.7, por se tratar de um trocador de calor casco e tubo e não se ter a área do trocador.

$$Nu_D = 0,0023 \cdot Re_D^{4/5} \cdot Pr^n \quad (D.7)$$

com  $Pr$  sendo o número de Prandtl, valor tabelado, e  $n$  como sendo 0,4 se a temperatura da superfície é maior que a do meio e 0,3 se for o oposto. No caso do TC-201, ar frio esco nos tubos e, portanto,  $n = 0,4$ . Já no TC-202 ocorre o oposto, sendo  $n = 0,3$ . O parâmetro  $Re_D$  utiliza a massa necessária para as trocas de calor para seu cálculo, valor que será também obtido deste dimensionamento e, portanto, utilizou-se valores de  $Re$ .

O número de Reynolds pode ser calculado pela Equação D.8, em que  $\rho$  é a densidade do fluido,  $v$  a velocidade recomendada de 2 m/s para a água e 30 m/s para o ar,  $D$  o diâmetro dos tubos do trocador de calor (0,01 m) e  $\mu$  a viscosidade dinâmica do fluido que esco.

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \quad (D.8)$$

A Tabela D.1 apresenta todos os valores calculados e parâmetros utilizados.

Parâmetro	TC-201		TC-202	
	Fluido quente	Fluido frio	Fluido quente	Fluido frio
Re	2,65.10 <sup>4</sup>	1,36.10 <sup>4</sup>	1,36.10 <sup>4</sup>	2,57.10 <sup>4</sup>
Pr	5,20	0,703	0,703	5,27
k (W/m.K)	0,62	0,031	0,031	0,62
Nu <sub>D</sub>	130,45	40,45	40,45	127,60
h (W/m <sup>2</sup> .K)	8088,16	126,78	126,78	7902,44
$\Delta T_{ML}$ (°C)	45,76		98,22	
Q - Celulase (kJ/s)	1,16.10 <sup>3</sup>		-1,090.10 <sup>3</sup>	
Q - Lipase (kJ/s)	3,28.10 <sup>4</sup>		-3,073.10 <sup>4</sup>	
U (W/m <sup>2</sup> .K)	124,83		124,78	
Área necessária - Celulase (m <sup>2</sup> )	0,06		0,02	
Área necessária - Lipase (m <sup>2</sup> )	1,59		0,7	

Fonte: Autores (2023).

### APÊNDICE D.3 - MOTOBOMBA DO POÇO

O sistema de captação de água fria da empresa se baseia no bombeamento de água diretamente de um poço artesiano para a posterior utilização. A utilização da água fria é discutida no Item 6.6.2, onde encontra-se uma demanda total de 143,58 m<sup>3</sup>/dia de água a ser retirada do poço. Sabendo a demanda diária total de água a ser retirada, é necessário o dimensionamento de uma motobomba que seja capaz de retirar a quantidade adequada de água para suprir tal demanda.

A técnica utilizada para o dimensionamento da motobomba é melhor descrita em “Bombas JVP” (2009) sob a Seção “Catálogos”, página 4, arquivo nomeado “Dimensionamento de bombas”. Em suma, calcula-se a altura manométrica total com base nas características do poço, características da tubulação e características do layout industrial.

Para obter as características do poço, foi utilizada a caracterização dos poços artesanais em São Carlos - SP utilizando como base o trabalho de (PERRONI, 2005), em que se definiu

como referência para a caracterização o Poço 2 - Antônio Fisher dos Santos. A Tabela D.2 traz todas as características utilizadas como base para o poço instalado na indústria.

Tabela D.2 - Características do poço

<b>Característica do poço</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidade</b>
Vazão de Água máxima	49,00	m <sup>3</sup> /h
Diâmetro	4	in
Profundidade da bomba	85,0	m
Nível estático	70,0	m
Nível dinâmico	77,1	m

Fonte: Autores (2023).

É necessário, também, definir algumas características importantes da disposição industrial e suas respectivas demandas. Logo, a Tabela D.3 expõe informações necessárias acerca da instalação do poço.

Tabela D.3 - Disposições industriais relacionadas ao poço

<b>Dado</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidade</b>
Vazão de Água a ser produzida	6,10	m <sup>3</sup> /h
Desnível/Altura de recalque	18,6	m
Distância até o reservatório	12,19*	m

\*10 m vertical, 2,19m horizontal

Fonte: Autores (2023).

Com essas informações é possível, por meio da Equação D.9, calcular o comprimento total da tubulação ( $L_t$ ) utilizada, levando em conta a profundidade da bomba, o desnível e a distância até o reservatório.

$$L_t = L_{prof} + L_{des} + L_{dist} \quad (D.9)$$

Encontra-se, portanto, um comprimento total da tubulação de 115,8 m.

Para o cálculo da perda de carga da tubulação, foi utilizada a fórmula de Hazem-Williams com seus respectivos coeficientes (GALDINO; EDMUNDO; FERREIRA, 2018). Ressalta-se a utilização de uma tubulação de aço galvanizado para as tubulações do poço.

Portanto, a Equação D.10 fornece a perda de carga total no trecho, em m.c.a, enquanto a Equação D.11 fornece a perda de carga gerada pelo atrito em m/m. Sendo  $Q$  a vazão do sistema em L/min,  $C$  o coeficiente de Hazem-Williams com o valor de 120 para tubulações de aço galvanizado,  $D$  o diâmetro da tubulação em mm e  $L_t$  o comprimento total da tubulação.

$$h_f = J \cdot L_t \quad (\text{D.10})$$

$$J = 605 \cdot Q^{-1,85} \cdot C^{-1,85} \cdot D^{-4,87} \cdot 10^{-4} \quad (\text{D.11})$$

Com isso, encontram-se valores de  $J = 2,81 \cdot 10^{-19}$  e  $h_f = 3,25 \cdot 10^{-17}$ , sendo esses, valores que podem ser considerados desprezíveis. Os valores calculados tem ordem de grandeza pequena devido ao fato do diâmetro da tubulação ser significativamente maior quando comparado às condições de operação do sistema.

Por fim, o cálculo da altura manométrica total será feito somando o nível dinâmico com a altura do recalque, ou desnível, e adicionando um coeficiente de segurança de 5% com o objetivo de garantir que a bomba sempre consiga suprir a demanda industrial. Sendo  $ND$  o nível dinâmico e  $AR$  a altura de recalque, a Equação D.12 mostra o método de cálculo da altura manométrica total,  $AMT$ .

$$AMT = (ND + AR + h_f) \cdot 1,05 \quad (\text{D.12})$$

Arredondando o valor encontrado para o maior inteiro superior, tem-se que  $AMT = 100$  m.c.a.

Sendo assim, a motobomba submersa mais adequada para o diâmetro, vazão e altura manométrica total do sistema foi escolhida como sendo a 4SD-16 350, disponível no Anexo X.

## **APÊNDICE E - DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS DE PROCESSO**

Os equipamentos do processo foram dimensionados a fim de atender as demandas tanto do processo de produção de celulases quanto do processo de produção de lipases, usando valores máximos encontrados como a base para a determinação de equipamento, volume e outras características. Esse apêndice refere-se aos cálculos realizados para embasar as escolhas comerciais feitas em itens anteriores, assim, essa escolha não será reiterada por motivos de redundância.

### **APÊNDICE E.1 - EQUIPAMENTOS DA ÁREA 100**

#### **APÊNDICE E.1.1 - Silos (L-101)**

O Silo de armazenamento de Torta de Algodão foi dimensionado conforme as necessidades do processo elencadas no Item 4.2.2. Estimou-se a necessidade de armazenamento de substrato para garantir o funcionamento da indústria por um período de 15 dias, ocasionando em uma massa de 60000 kg de torta de algodão. Assim, o volume mínimo do Silo foi calculado pela Equação E.1:

$$V_{\text{silos}} = d \cdot m_{\text{torta de algodão}} \cdot v_{\text{torta de algodão}} \quad (\text{E.1})$$

Onde  $V$  é o volume mínimo do silo,  $d$  é o número de dias de armazenamento,  $m$  é demanda diária de torta de algodão e  $v$  é o volume específico da torta de algodão, definido no Item 3.4.3. Assim, define-se um volume mínimo para o silo de 200 m<sup>3</sup>.

#### **APÊNDICE E.1.2 - Rosca Varredora (RV-101)**

A rosca varredora foi selecionada diretamente do catálogo do Anexo C a partir do comprimento do trecho P2 da tubulação do processo como determinada no Apêndice C.1. Assim, a rosca varredora tem comprimento de 6,1 m e 42". Embora o comprimento seja levemente menor ao do trecho P2, encaixes e pequenas alterações suprem essa necessidade.

#### **APÊNDICE E.1.3 - Tanques de Armazenamento (TK-101)**

O tanque de armazenamento de Melaço de Soja foi dimensionado conforme as necessidades do processo elencadas no Item 4.2.2. Estimou-se a necessidade de armazenamento de substrato para garantir o funcionamento da indústria por um período de 15 dias, ocasionando em uma massa de 60000 kg de melaço de sola. Assim, o volume mínimo do tanque foi calculado pela Equação E.2.

$$V_{tanque} = d \cdot m_{melaço\ de\ soja} \cdot v_{melaço\ de\ soja} \quad (E.2)$$

Onde  $V$  é o volume mínimo do tanque,  $d$  é o número de dias de armazenamento,  $m$  é demanda diária de melaço de soja e  $v$  é o volume específico do melaço de soja, definido no Item 3.4.3. Assim, define-se um volume mínimo para o silo de 44,4m<sup>3</sup> e escolhe-se um tanque comercial conforme esse valor.

#### **APÊNDICE E.1.4 - Misturadores (M-101)**

O equipamento misturador foi dimensionado de forma que seu volume comporte a mistura de uma batelada do processo, como determinado no Apêndice A.1.2. e A.2.2 Assim, o misturador deve suportar um volume de 11,52 m<sup>3</sup> para uma batelada de celulase e 11,58 m<sup>3</sup> para uma batelada de lipase. Dessa forma, escolhe-se um misturador conforme os volumes disponíveis comercialmente.

#### **APÊNDICE E.2 - EQUIPAMENTOS DA ÁREA 200**

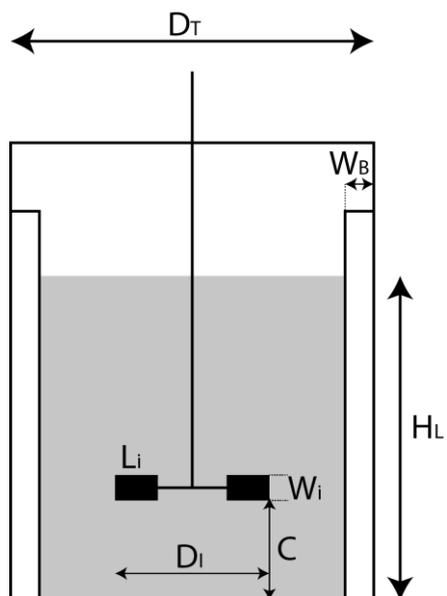
##### **APÊNDICE E.2.1 - Biorreatores (R-201 a R-208)**

O dimensionamento dos reatores foi realizado de forma a cobrir as necessidades de volume, agitação e aeração da fermentação dos processos de produção de lipases e celulases. Assim, o equipamento foi escolhido de forma a suportar diferentes níveis de agitação e aeração enquanto mantém as características e dimensões físicas constantes.

##### **APÊNDICE E.2.1.1 - Volume e Dimensões**

O volume do biorreator foi definido como aquele disponível comercialmente capaz de suportar os volumes dos meios de cultura da produção de lipases e da produção de celulases. Assim, considerando que esses volumes são de 11,53 m<sup>3</sup> e 11, 63 m<sup>3</sup>, utiliza-se um biorreator de 12,5 m<sup>3</sup> como já foi determinado no Item 6.5.2.1. A partir desse volume e das dimensões apresentadas no Anexo F.2, pode-se obter dimensões padronizadas para o biorreator, conforme exemplificado pela Figura E.1.

Figura E.1 - Dimensões padrão de biorreatores



Fonte: Autores (2023).

Assim, as dimensões dos biorreatores do processo encontram-se na Tabela E.1.

Tabela E.1 - Dimensões do Biorreator

Dimensão	Valor
$D_t$ (m)	2,400
$D_i$ (m)	1,090
$D_i$ (cm)	109,000
$H_L$ (m)	2,450
$V$ (m <sup>3</sup> )	11,63
$A$ (m <sup>2</sup> )	4,524

Fonte: Autores (2023).

### APÊNDICE E.2.1.2 - Agitação

A a agitação foi dimensionada ao assumir-se características newtonianas do meio de fermentação e ao selecionar um agitador de placas planas, que possui as dimensão característica de  $W/D$  igual a  $\frac{1}{8}$  e, concomitantemente, um número de potência definido de 3, conforme a geometria do agitador de placas planas, segundo o Anexo AF. Com o número de potência definido, a Tabela E.2 apresenta as características dos fluidos a serem agitados.

Tabela E.2 - Características dos Fluidos

Dimensão	Caldo de Celulase	Caldo de Lipase
Número de potência (Np)	3	3
Número de Reynolds(Re)	1,00.10 <sup>5</sup>	8,00.10 <sup>5</sup>
Densidade (kg/m <sup>3</sup> )	1042,32	1035,83
Viscosidade (kg/m.s)	1,20.10 <sup>-2</sup>	1,57.10 <sup>-3</sup>

Fonte: Autores (2023) ; Bliatsiou *et al.* (2020).

Assim, calculou-se o número de rotações por minuto de cada processo, por meio da Equação E.3.

$$N = \frac{(Re \cdot \mu)}{\rho \cdot Di^2 \cdot 60} \quad (E.3)$$

O biorreator foi dimensionado para que a bomba seja capaz de promover uma agitação de 60 RPM para ambos processos. Assim, foi possível calcular a potência dos impelidores, em Watts pela Equação E.4.

$$P = Np \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Di^5 \quad (E.4)$$

Assim, obtive as potências necessárias para a bomba. Ao considerar três impelidores, multiplica-se a potência por três e converte-se a unidade para HP. Além disso, considera-se o fator de correção ocasionado pelas dimensões atípicas escolhidas para o biorreator. Esse fator tem valor de 0,74 e 0,76 para lipases e celulases, respectivamente. Assim, a potência fica representada pela Equação E.5.

$$P_0 = 3 \cdot \frac{P}{745,7} \cdot fc \quad (E.5)$$

Dessa forma, foi obtida uma potência necessária de 15,16 HP para o processo de produção de lipases e 13,32 HP para o processo de produção de celulases. Esse valor não considera a diminuição da potência requerida observada com a adição da aeração, que será o foco do próximo item.

#### APÊNDICE E.2.1.3 - Aeração

A aeração foi dimensionada considerando a produção de biomassa, conforme o Anexo A.1.5 e A.2.5 assim como a necessidade de oxigênio para o crescimento de cada um dos respectivos microrganismos. A Tabela E.3 apresenta a necessidade de oxigênio para a fermentação envolvida na produção de lipases e celulases:

Tabela E.3 - Necessidade específica de oxigênio

Dimensão	<i>A. tubingensis</i>	<i>C. rugosa</i>
$n_{Oxigênio}$ (mmol/g.h)	3	8
$n_{Oxigênio}$ (mmol/kg.h)	3	8

Fonte: Shuler e Kargi (2002).

A partir deste valor, calcula-se uma necessidade máxima de aeração, por meio do produto entre a biomassa final da fermentação e a necessidade de oxigênio. Concomitantemente, calcula-se a necessidade de aeração em termos de ar, pela Equação E.5:

$$Q_{ar} = \frac{n_{Oxigênio} \cdot M_{Oxigênio}}{X_{Oxigênio} \cdot \rho_{ar}} \quad (E.5)$$

Assim, obtém-se os valores de 3384,55 L/min e 120,04 L/min para a aeração dos processos de fermentação de lipases e celulasas. Nota-se que o processo de fermentação de *C. rugosa* exige um grau muito maior de aeração, por conta de sua característica como organismo aeróbio.

Finalmente, utiliza-se os dados de aeração, juntamente com a equação de Michael e Miller, para obter a potência real de agitação, que é inferior à potência calculada no Item D.2.1.2, como mostra a Equação E.6:

$$P_g = K \cdot \left( P_0 \cdot \frac{N \cdot Di^3}{Q_{ar}^{0,56}} \right)^{0,45} \quad (E.6)$$

Onde K é uma constante que depende da geometria, como mostra a Equação E.7:

$$K = \frac{P_0^2 \cdot N \cdot Di^3}{Q^{0,56}} \quad (E.7)$$

Dessa forma, foi obtida uma potência necessária de 5,89 HP para o processo de produção de lipases e 9,4 HP para o processo de produção de celulasas. Esse valor considera a diminuição da potência requerida observada com a adição da aeração, e é significativamente menor que valores anteriores. Assim, esses valores foram utilizados para o dimensionamento e escolha do equipamento, como já explicado em itens anteriores.

## APÊNDICE E.3 - EQUIPAMENTOS DA ÁREA 300

### APÊNDICE E.3.1 - Cromatógrafo (C-301)

O cromatógrafo, ou melhor, o conjunto de cromatógrafos foram dimensionados conforme a necessidade de resina para a cromatografia da quantidade de lipase gerada pelo processo. Para a determinação da quantidade de resina necessária, foi realizado um cálculo considerando que a razão entre unidade enzimática (U) e volume de resina (L) é constante entre a escala laboratorial apresentada por Rúa *et al.*, 1993 e a escala industrial. Assim, a Tabela E.4 apresenta os valores obtidos pela referência e para o nosso processo, com um fator de segurança igual a 3.

Tabela E.4 - Valores em escala laboratorial e industrial para cromatografia

Valor	Escala Laboratorial	Escala Industrial
Quantidade de Enzima (U)	10720	121775640
Volume de Resina (L)	0,22	7588

Fonte: Autores (2023) ; Rúa *et al.* (1993).

O valor de quantidade de enzima para a escala industrial foi obtido pelo produto da atividade enzimática específica enunciada no Item 3.5 e pela produção de lipases obtida no Apêndice A. O volume final de resina necessário é de 7,588 m<sup>3</sup>, sendo necessário uma série de cromatógrafos para suportar esse valor, conforme enunciado anteriormente.

### **APÊNDICE E.3.2 - Tanques de Mistura (M-301)**

O equipamento misturador foi dimensionado de forma que seu volume comporte a mistura de uma batelada do processo de produção de celulase, como determinado no Apêndice A.1.8. Assim, o misturador deve suportar um volume de 250 L para uma batelada de celulase. Dessa forma, escolhe-se um misturador conforme os volumes disponíveis comercialmente.

### **APÊNDICE E.3.3 - Trocador de Calor (TC-301)**

O trocador de calor do processo foi dimensionado da mesma forma que os trocadores de calor para esterilização do ar, descrita no Apêndice D, Tópico D.2, com  $n = 0,4$ . A temperatura de saída do fluido quente foi calculada a partir de um balanço de energia (Equação

E.8) considerando o calor trocado e massa necessária para a troca obtidos no Apêndice B, Tópico 3, obtendo-se o valor de 57 °C para ambos os processos

$$Q = m \cdot cp \cdot (T_f - T_i) \quad (\text{E.8})$$

A Tabela E.5 apresenta os valores obtidos e parâmetros utilizados no dimensionamento do trocador de calor do tipo casco e tubo.

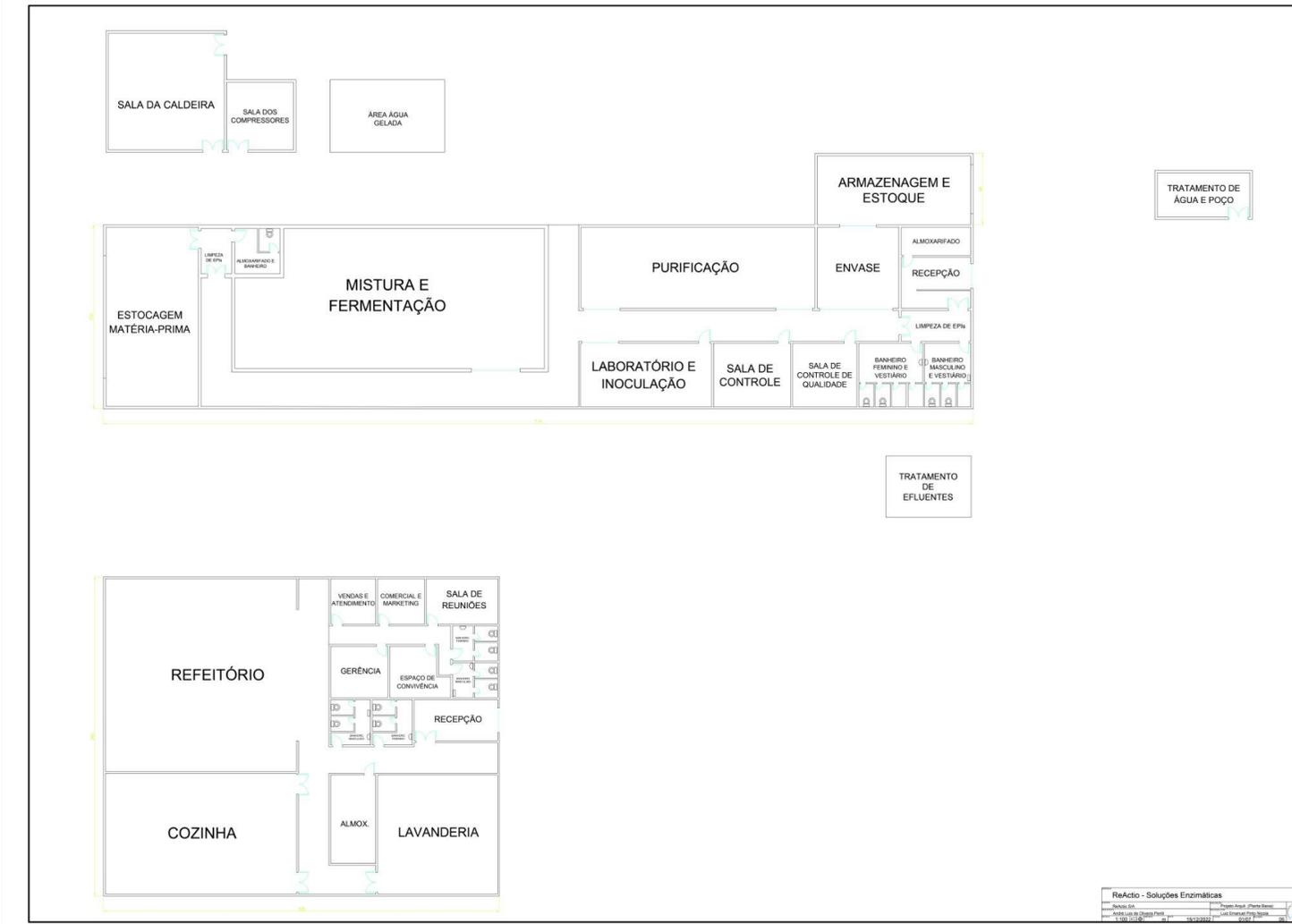
Tabela E.5 - Dimensionamento do trocador de calor TC-301

Parâmetro	Lipase		Celulase	
	Fluido quente	Fluido frio	Fluido quente	Fluido frio
Re	5,15.10 <sup>4</sup>	2,65.10 <sup>4</sup>	5,15.10 <sup>4</sup>	2,65.10 <sup>4</sup>
Pr	2,45	5,2	2,45	5,2
k (W/m.K)	0,664	0,62	0,664	0,62
Nu <sub>D</sub>	193,46	130,45	193,46	130,45
h (W/m <sup>2</sup> .K)	12845,94	8088,16	12845,94	8088,16
ΔT <sub>ML</sub> (°C)	37,19		37,19	
Q (kJ/s)	694,06		743,19	
U (W/m <sup>2</sup> .K)	4963,19		4963,19	
Área necessária (m <sup>2</sup> )	3,76		4,03	

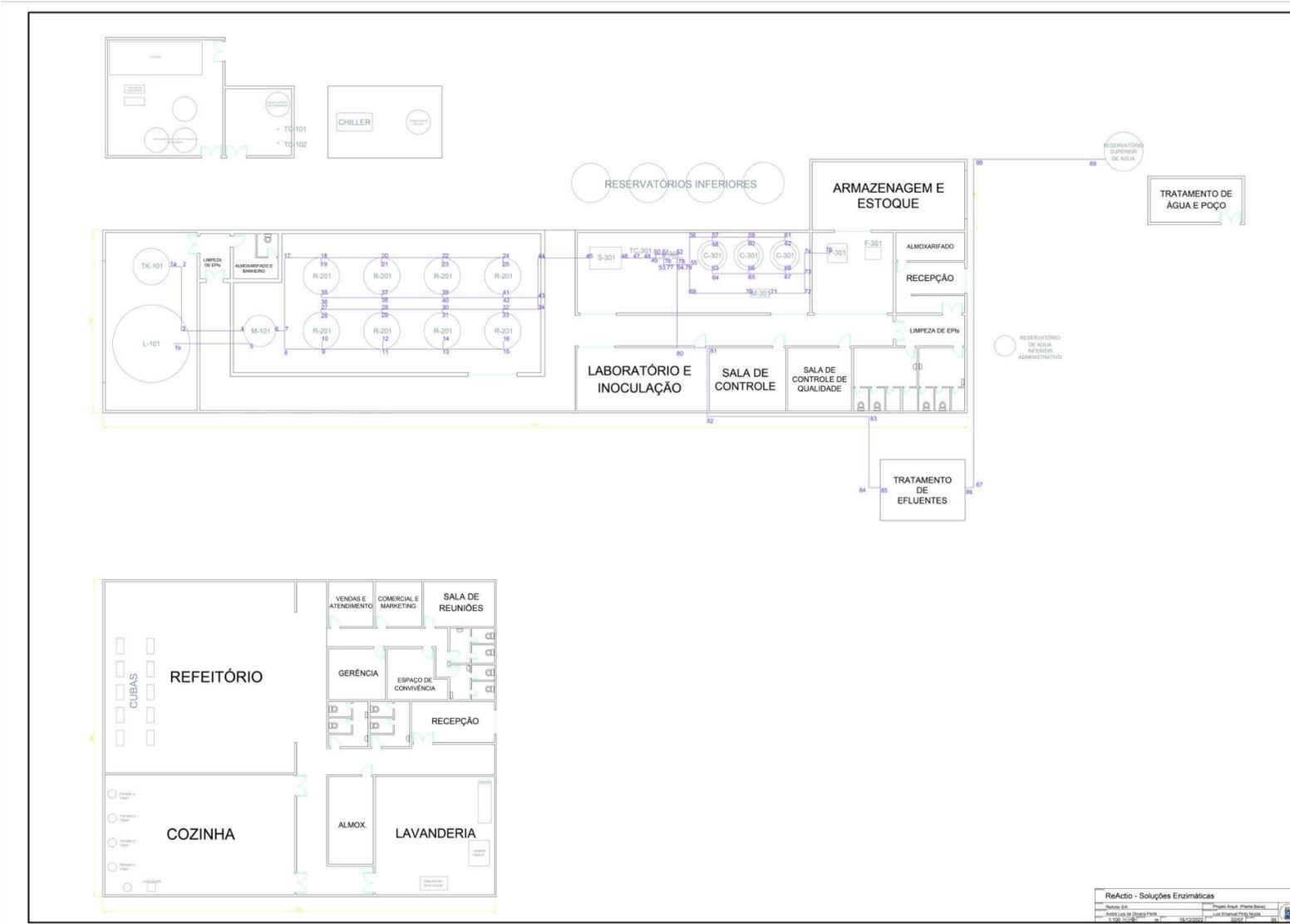
Fonte: Autores (2023).

# APÊNDICE F - LAYOUTS

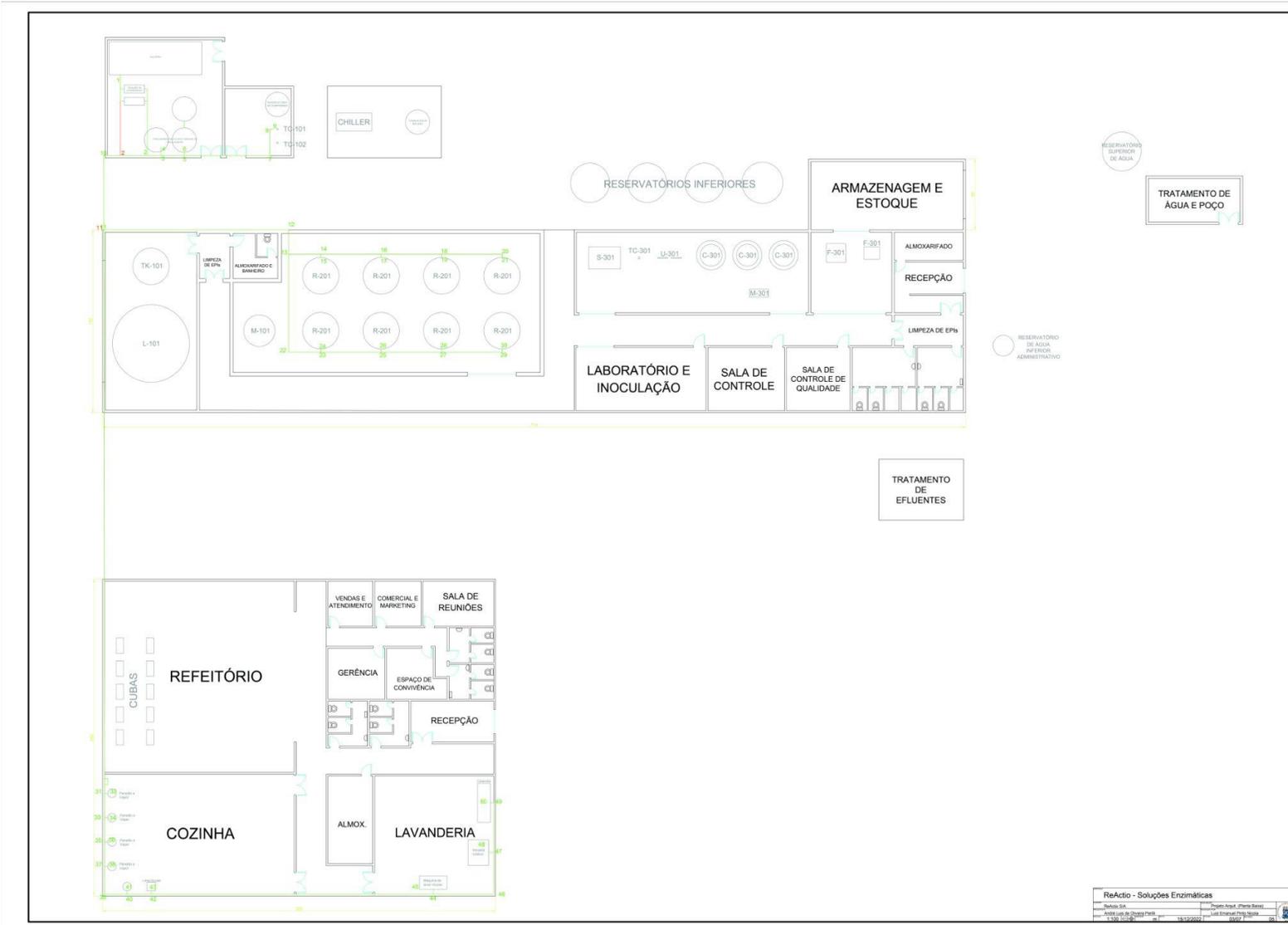
## APÊNDICE F.1.1 - LAYOUT GERAL



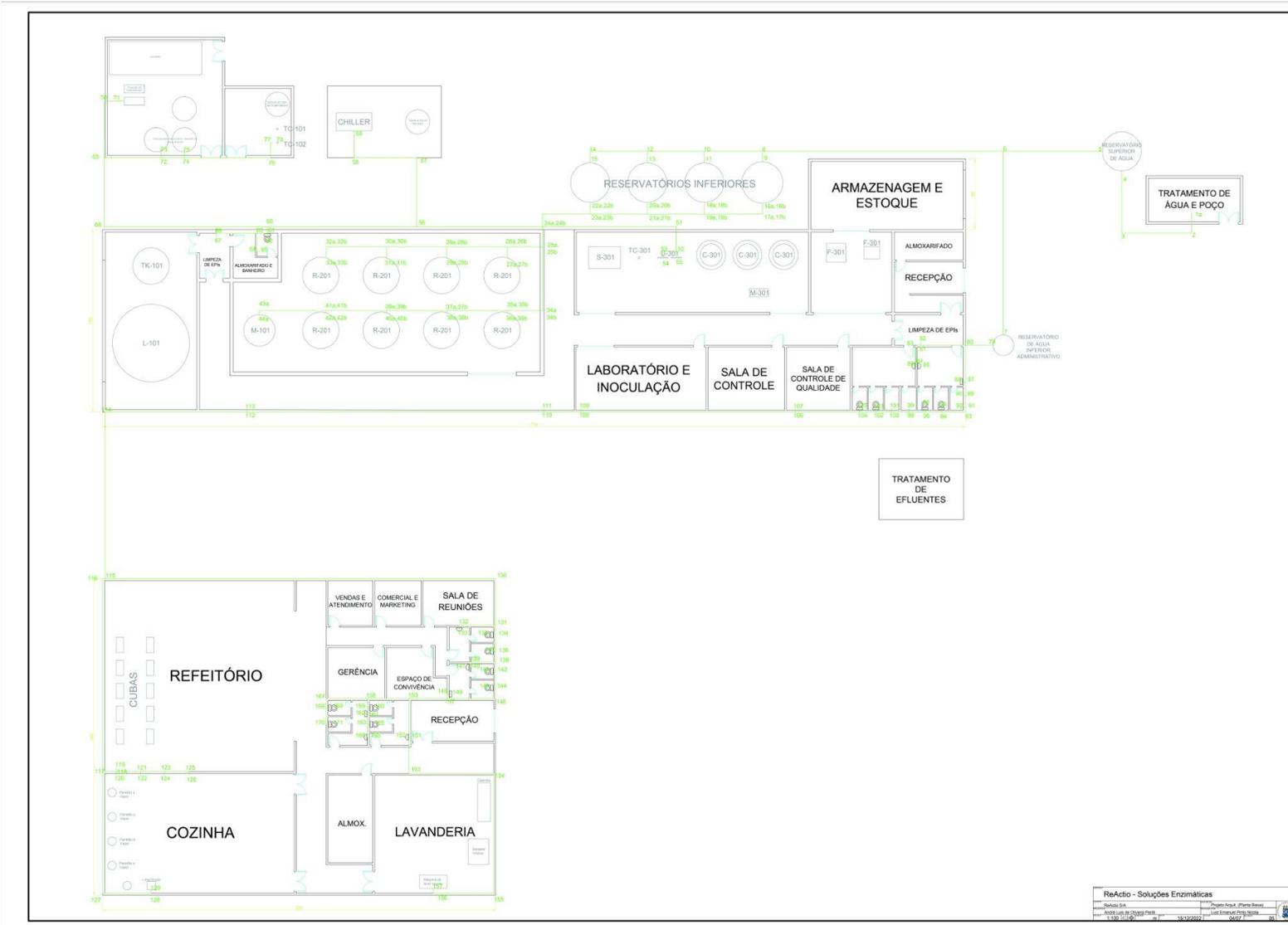
APÊNDICE F.1.2 - LAYOUT DAS TUBULAÇÕES DE PROCESSO



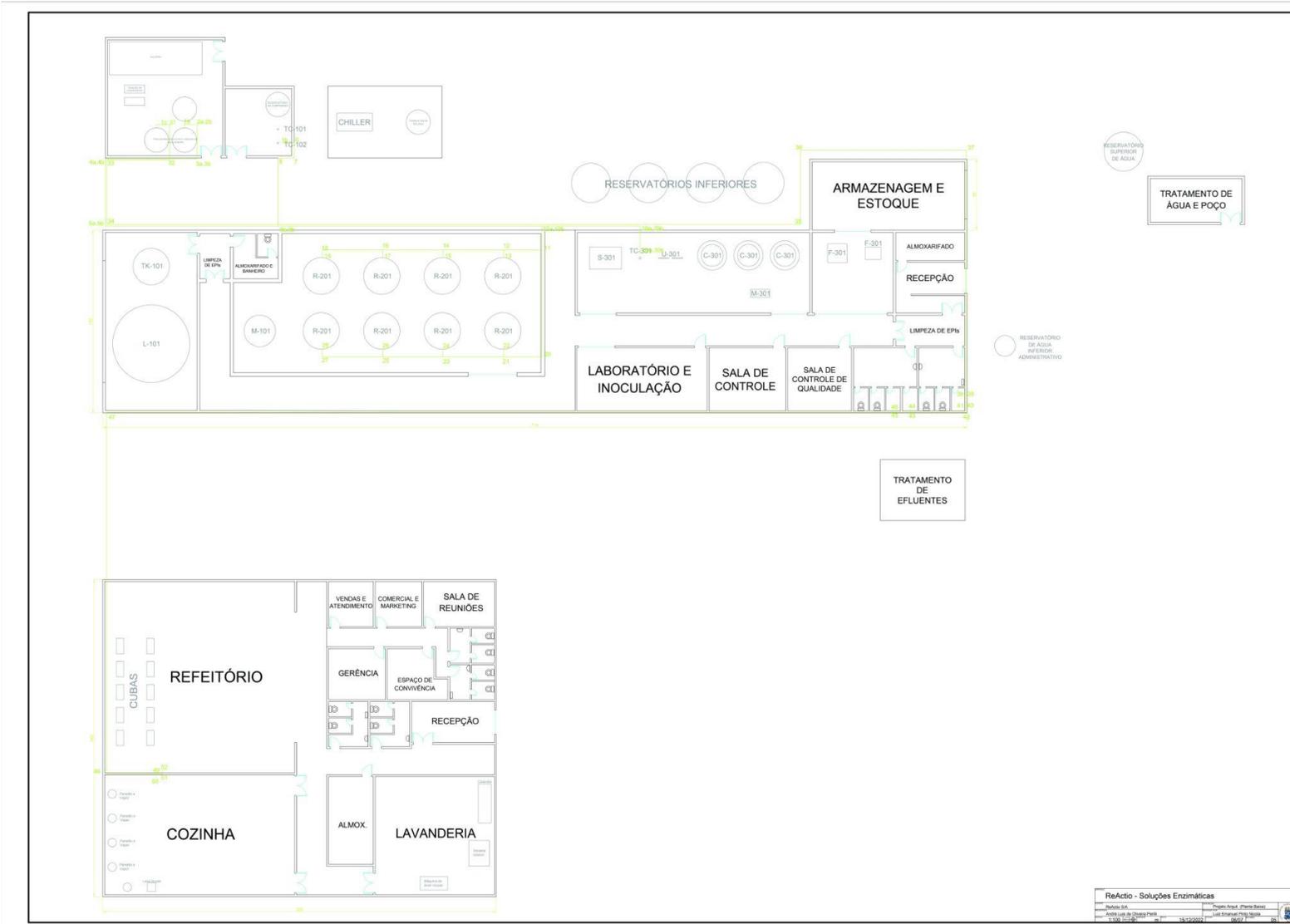
APÊNDICE F.1.3 - LAYOUT DE VAPOR E CONDENSADO



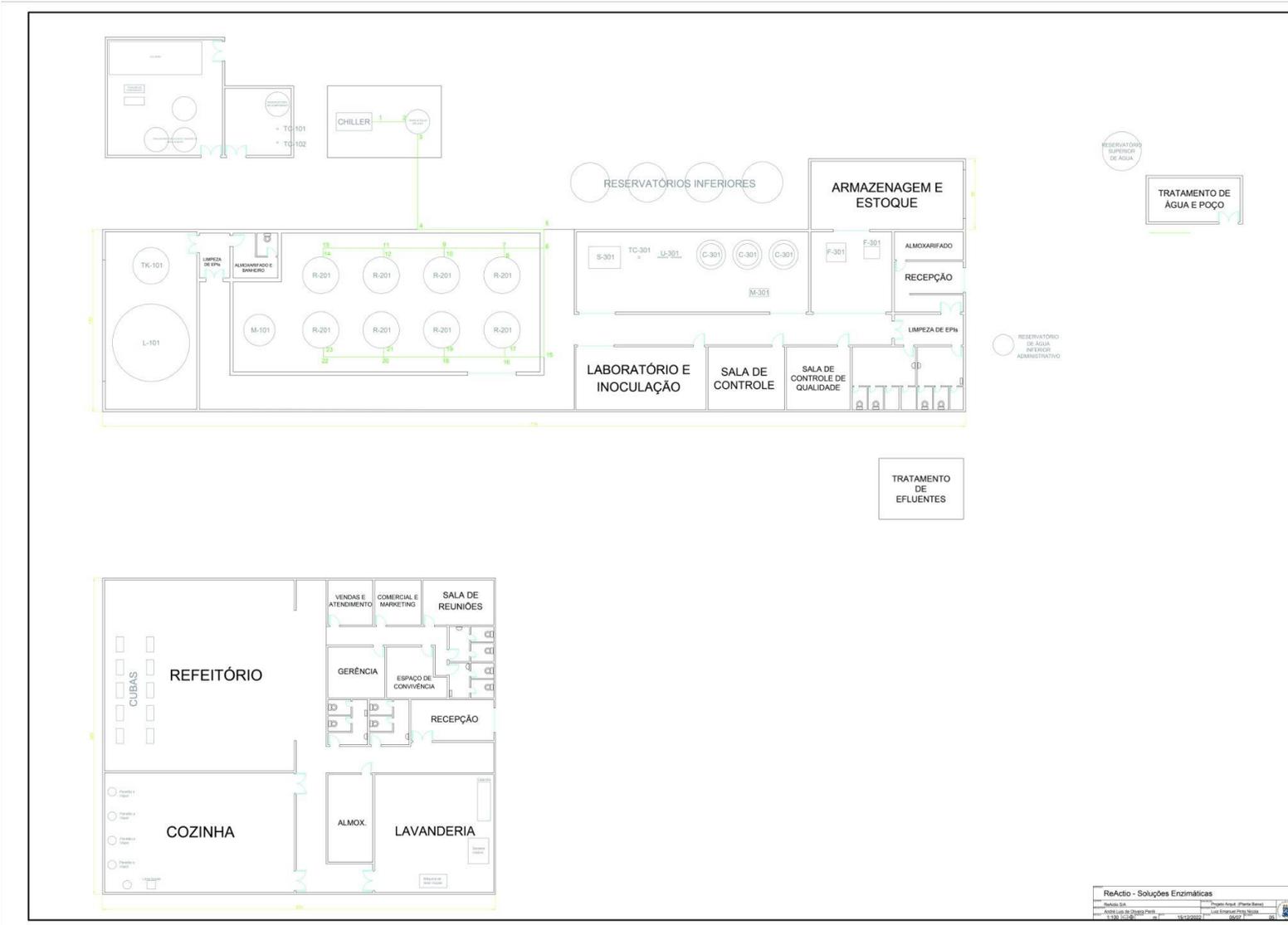
APÊNDICE F.1.4 - LAYOUT DE ÁGUA FRIA



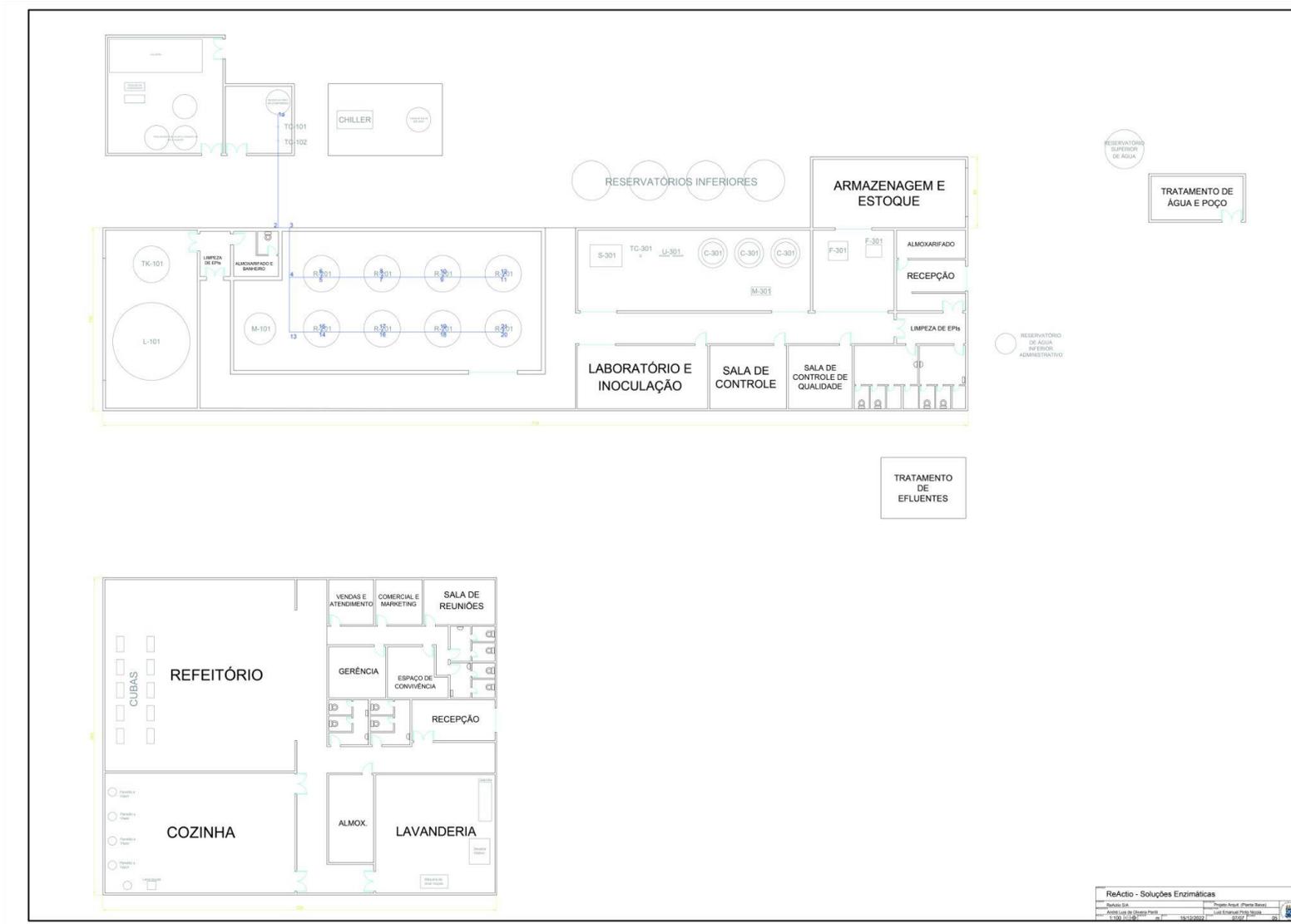
APÊNDICE F.1.5 - LAYOUT DE ÁGUA QUENTE



APÊNDICE F.1.6 - LAYOUT DE ÁGUA GELADA



APÊNDICE F.1.7 - LAYOUT DE AR COMPRIMIDO



## ANEXO A - BALANÇA DETERMINADORA DE UMIDADE

**MB27** Moisture Analyzer

Modelo	MB27
Capacidade	90 g
Repetibilidade (Std Dev) (g)	0,2% (amostra de 3 g) 0,05% (amostra de 10 g)
Legibilidade	0,01% / 0,001 g
Tamanho da amostra	típico: 3g - 20gminimum: 0,5g
Interface	bidirecional RS232
Temporizador	1 a 99 minutos, incrementos de 30 segundos a 60 minutos
Tecnologia de aquecimento	halogênio
Faixa de temperatura	50 ° C a 160 ° C em incrementos de 5 ° C
Potência	Para capacidade por subtração
Faixa de Tara	100 a 240 VAC, 50/60 Hz
Faixa de temperatura operacional	LCD Retroiluminado
Display	5 ° C a 40 ° C
Exibe	% de umidade ou% de sólidos ou peso (g), temperatura, tempo
Tamanho do Pan (Diâmetro)	90 mm
Dimensões (L x A x P)	17 x 14 x 28 cm
Peso Líquido	2,3 kg
Peso de envio	3,9 kg

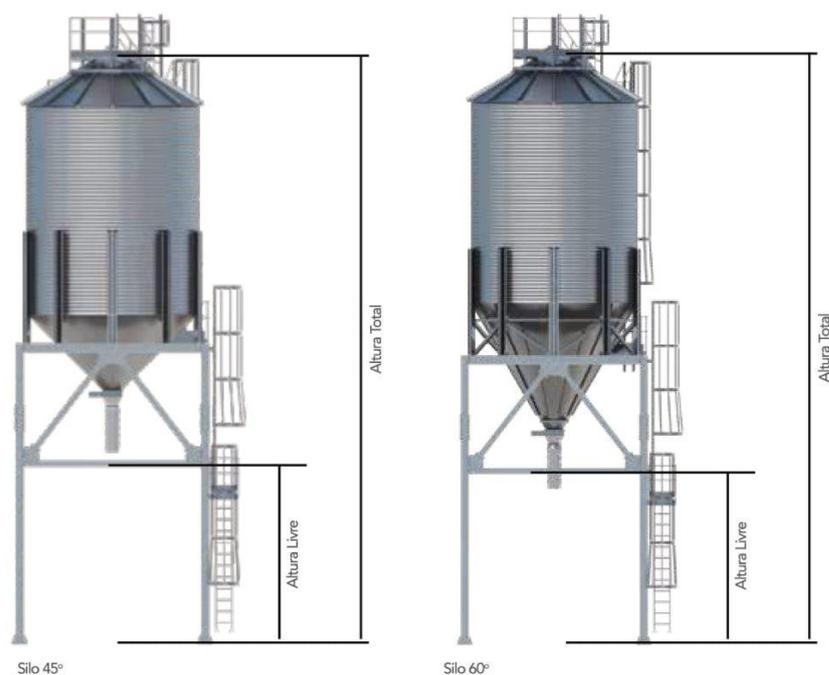
Fonte: CheeseLab (2023)

## ANEXO B - SILO DE FUNIL CÔNICO

# INFORMAÇÕES TÉCNICAS ESTRUTURA EXPEDIÇÃO SILOS FUNDO CÔNICO

Diâmetro do Silo	Diâmetro Nominal (m)	Número de Anéis	Ângulo do Funil	Altura do Silo	Altura Total	Altura livre para fluxo de veículos	Capc. (m <sup>3</sup> )
15	4,55	2	45°	4,3	12,3	4,5	55,1
15	4,55	3	45°	5,4	13,4	4,5	73,3
15	4,55	4	45°	6,5	14,5	4,5	91,4
15	4,55	5	45°	7,6	15,6	4,5	109,5
15	4,55	2	60°	5,0	13,0	4,5	63,6
15	4,55	3	60°	6,1	14,1	4,5	81,7
15	4,55	4	60°	7,2	15,2	4,5	99,9
15	4,55	5	60°	8,3	16,3	4,5	118

(\*) para outros diâmetros de silos consulte a GSI.



Imagens meramente ilustrativas. Conforme atualização da norma NR12, a pintura na cor "amarelo segurança" não é mais necessária.



# INFORMAÇÕES TÉCNICAS

## SILOS FUNDO CÔNICO

Código	Diâm.	Anel	Ângulo Funil	Diâm. Nominal (m)	Altura livre abaixo funil (m) - B	Altura Total A	Capacidade Total (m³)*	SOJA/MILHO 750kg/m³	SOJA/MILHO
			(deg)					(T)†	(scs60kg)†
GHT	12	2	45	3,64	0,77	5,13	26,7	20	334
GHT	12	3	45	3,64	0,77	5,94	35,1	26,4	439
GHT	12	4	45	3,64	0,77	6,76	43,6	32,7	545
GHT	12	5	45	3,64	0,77	7,56	52	39	651
GHT	12	6	45	3,64	0,77	8,38	60,5	45,4	756
GHT	12	7	45	3,64	0,77	9,2	68,9	51,7	862
GHT	12	2	60	3,64	0,63	6,27	31,8	24	398
GHT	12	3	60	3,64	0,63	7,08	40,3	30	504
GHT	12	4	60	3,64	0,63	7,89	48,7	37	609
GHT	12	5	60	3,64	0,63	8,7	57,2	43	715
GHT	12	6	60	3,64	0,63	9,5	65,6	49	820
GHT	12	7	60	3,64	0,63	10,32	74,1	56	926
GHT	18	2	45	5,46	0,78	6,55	70,4	53	880
GHT	18	3	45	5,46	0,78	7,36	89,4	67	1.118
GHT	18	4	45	5,46	0,78	8,17	108,4	81	1.355
GHT	18	5	45	5,46	0,78	8,99	127,4	96	1.593
GHT	18	6	45	5,46	0,78	9,80	146,4	110	1.830
GHT	18	7	45	5,46	0,78	10,61	165,4	124	2.068
GHT	18	8	45	5,46	0,78	11,42	184,5	138	2.306
GHT	21	2	45	6,37	0,77	7,24	102,9	77	1.287
GHT	21	3	45	6,37	0,77	8,05	128,8	97	1.610
GHT	21	4	45	6,37	0,77	8,86	154,7	116	1.934
GHT	21	5	45	6,37	0,77	9,68	180,6	135	2.257
GHT	21	6	45	6,37	0,77	10,49	206,4	155	2.580

Código	Diâm	Anel	Ângulo Funil	Diâm Nominal (m)	Altura livre abaixo funil (m) - B	Altura Total A	Capacidade Total (m³)*	SOJA/MILHO 750kg/m³	SOJA/MILHO
			(deg)					(T)†	(scs60kg)†
FCHT	18	3	45	5,46	1,5	8,9	110,6	83	1.381
FCHT	18	4	45	5,46	1,5	10	136	102	1.708
FCHT	18	5	45	5,46	1,5	11,1	162,6	122	2.034
FCHT	18	6	45	5,46	1,5	12,2	189,3	142	2.361
FCHT	18	7	45	5,46	1,5	13,3	214	161	2.688
FCHT	18	8	45	5,46	1,5	14,5	241,3	181	3.014
FCHT	18	9	45	5,46	1,5	15,6	266,6	200	3.341
FCHT	21	3	45	6,37	1,64	9,6	157,3	118	1.973
FCHT	21	4	45	6,37	1,64	10,7	193,3	145	2.418
FCHT	21	5	45	6,37	1,64	11,8	229,3	172	2.862
FCHT	21	6	45	6,37	1,64	13	264	198	3.307
FCHT	21	7	45	6,37	1,64	14,1	300	225	3.751
FCHT	21	8	45	6,37	1,64	15,2	336	252	4.196
FCHT	21	9	45	6,37	1,64	16,3	370,6	278	4.640

Imagens meramente ilustrativas. Conforme atualização da norma NR12, a pintura na cor "amarelo segurança" não é mais necessária.

## ANEXO C - ROSCA VARREDORA COM PAINEL DE CONTROLE AUTOMÁTICO



### ROSCA VARREDORA COM PAINEL DE CONTROLE AUTOMÁTICO



Rosca varredora vista frontal



Rosca varredora vista traseira

Projetada para atender os rigorosos requisitos operacionais de segurança do trabalho a Rosca Varredora com painel de controle automático, busca aliar agilidade, eficiência e robustez em um só equipamento, minimizando o acesso de operadores dentro do silo.

Desenvolvida em chassi estrutural modulado, proporciona facilidade em sua montagem e extingue o uso de coberturas de proteção. Seu sistema de funcionamento proporciona uma maior eficiência e uniformidade na descarga do silo.

#### BENEFÍCIOS

- ▶ Painel de comando móvel com controle eletrônico de avanço, controle do helicóide, sistema de proteção dos motores, aviso sonoro de erro (inclusive via rádio frequência) e também aviso de término de operação;
- ▶ Não possui mancalização final permitindo maior proximidade e captação do produto na extremidade do silo;
- ▶ Elimina a necessidade de trilhos;
- ▶ Pés de apoio e robustez dispensam a necessidade de cobertura do corpo do helicóide;
- ▶ Junta universal (tipo cardan) dispensa necessidade de acoplamentos elásticos e permite compensação de ângulo entre motor e helicóide;
- ▶ Possui kit de cabos para ligação elétrica (cabos, tomadas e plugs);
- ▶ Raspadores permitem uma melhor varredura, diminuindo o número de grãos no silo;

#### INFORMAÇÕES TÉCNICAS

Modelo	Diâmetro	Capacidade máxima (t/h)	Comprimento total (mm)	Diâmetro Helicóide (m)	Potência	RPM (média)	Trator
VAF250-1	42	25	6100	250	5cv	129	1/2cv
	48		7100		5cv	129	1/2cv
	54		8000		7,5cv	115	1/2cv
	60		8900		7,5cv	115	1/2cv
VAF250-2	42	50	6100	250	7,5cv	232	1/2cv
	48		7100		10cv	206	1/2cv
	54		8000		10cv	206	1/2cv
	60		8900		12,5cv	208	1/2cv
	72		10700		15cv	208	1/2cv
VAF250-3	90	80	13390	250	20cv	213	1/2cv
	105		16150		20cv	213	1/2cv
	42		6100		10cv	269	1/2cv
	48		7100		10cv	269	1/2cv
	54		8000		12,5cv	243	1/2cv
VAF250-4	60	120	8900	290	15cv	244	1/2cv
	72		10700		20cv	269	1/2cv
	90		13390		20cv	269	1/2cv
	105		16150		25cv	245	1/2cv
	48		7100		12,5cv	269	1/2cv
	54		8000		15cv	269	1/2cv
	60		8900		15cv	269	1/2cv
	72		10700		20cv	269	1/2cv
	90		13390		25cv	256	1/2cv
	105		16150		30cv	256	1/2cv

As capacidades de transporte são calculadas em média, podendo variar conforme o avanço.

Imagens meramente ilustrativas. Conforme atualização da norma NR12, a pintura na cor "amarelo segurança" não é mais necessária.

ANEXOD - TANQUES DE ARMAZENAMENTO

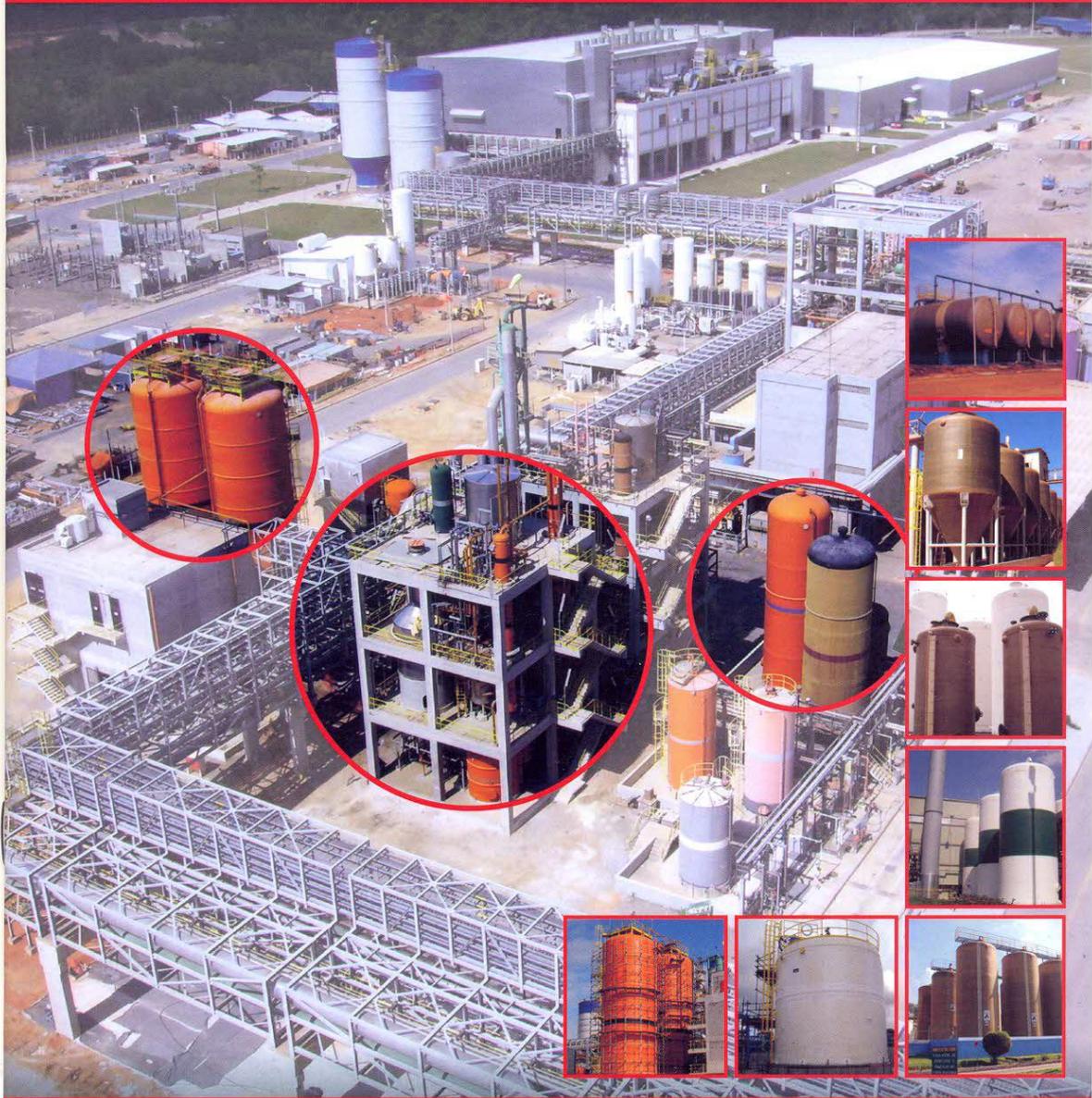


**STRINGAL**

Equipamentos Industriais

ISO 9001

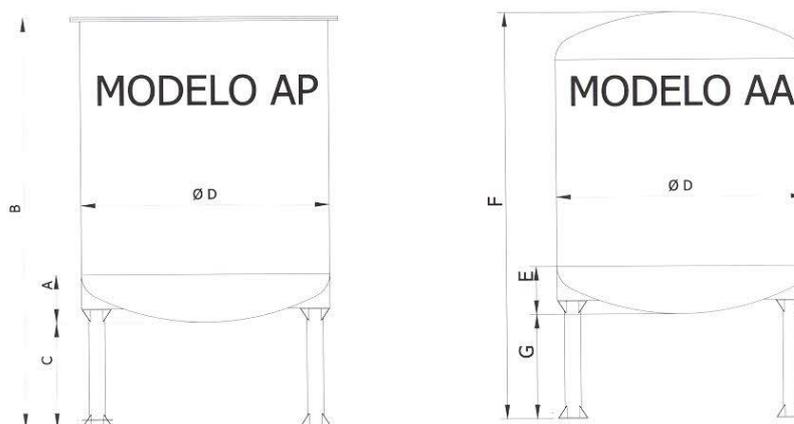
[www.stringal.com.br](http://www.stringal.com.br)



DESDE 19 **67**

**TANQUES PRFV**

## TANQUE CILÍNDRICO VERTICAL



CAPACIDADE (Litros)	DIÂMETRO (mm)	MODELO AP			MODELO AA		
		A	B	C	E	F	G
1.000	1.000	194	1.945	600	194	2.020	600
1.500	1.000	194	2.585	600	194	2.650	600
2.000	1.200	233	2.455	600	233	2.540	600
2.500	1.200	233	2.895	600	233	2.980	600
3.000	1.500	291	2.405	600	291	2.505	600
3.500	1.500	291	2.695	600	291	2.795	600
4.000	1.500	291	2.975	600	291	3.075	600
5.000	1.500	291	3.545	600	291	3.645	600
6.000	1.750	340	3.220	600	340	3.340	600
7.000	1.750	340	3.640	600	340	3.750	600
8.000	1.750	340	4.050	600	340	4.170	600
10.000	2.000	388	3.930	600	388	4.060	600
15.000	2.500	485	3.835	600	485	4.000	600
20.000	2.500	485	4.845	600	485	5.020	600
25.000	2.500	485	5.865	600	485	6.040	600
30.000	2.750	534	5.245	600	534	5.432	600
30.000	3.000	582	5.055	600	582	5.255	600
35.000	3.000	582	5.765	600	582	5.965	600
40.000	3.000	582	6.475	600	582	6.675	600
50.000	3.000	582	7.880	600	582	8.089	600
50.000	3.300	640	6.075	600	640	6.300	600
60.000	3.660	915	6.608	600	915	6.915	600
60.000	3.800	737	6.149	600	737	6.406	600
70.000	3.800	737	7.030	600	737	7.279	600
80.000	3.800	737	7.912	600	737	8.160	600
90.000	3.800	737	8.794	600	737	9.042	600
100.000	3.800	737	9.675	600	737	9.924	600
110.000	3.800	737	10.555	600	737	10.815	600
120.000	3.800	737	11.435	600	737	11.695	600
130.000	3.800	737	12.320	600	737	12.580	600
140.000	3.800	737	13.200	600	737	13.555	600
150.000	3.800	737	14.080	600	737	14.340	600

**NOTA 01:** Outras capacidades e dimensões sob consulta.

**NOTA 02:** Dimensões em milímetros.

## ANEXO E - TANQUES DE MISTURA

### APPLICATIONS



#### MIXQUIP SERIES 75

Mixquip Series 75 Top Entry Mixers are capable of handling intense mixing processes across a wide range of applications. A modular design with a robust and detailed construction this series offers tank mixing solutions designed to suit open, closed and fully sealed mixing vessels. The Series 75 design is suitable for applications from aggressive chemical service to demanding sanitary standards and requirements, skillfully designed and engineered to withstand intense and long hours of operation. Parallel shaft geared motors combined with rigid drive shaft and specially designed impellers contribute to long-lasting operation.

- Versatile design
- Low maintenance
- Range of impeller options
- Adaptable
- Detailed construction
- Modular design



#### MIXQUIP SERIES 300

Mixquip designs and manufactures a range of high efficiency agitators and tank mixers to meet the widest range of fluid mixing requirements. Mixquip top entry agitator mixers incorporate advanced designs in mixing technology achieving ultimate blending & mixing conditions in open or closed top vessels. Blending liquids and powders, maintaining solids in suspension, pH correction and aerating products plus many other duties which are achievable by drawing on 45 years of mixing know-how and unique Mixquip impeller designs.

- Versatile design
- Low maintenance
- Range of impeller options
- Adaptable
- Detailed construction
- Modular design



EDITION 3: OCT 2021 - DEC 2021

**mixPRO**

**TANK MIXING;  
COVERING ALL PROCESS**

**PERFORMANCE. DELIVERED.**

**mixquip**<sup>®</sup>  
fluid mixing equipment

## ANEXO F.1 - MÓDULO DE BIOREACTORES

### FMT PL Series

#### Specifications

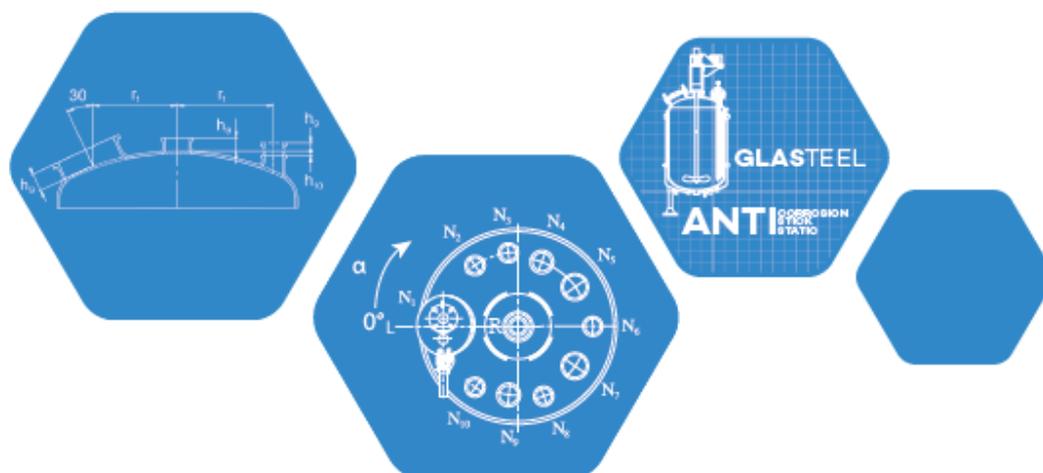
- High performance design
- Vessel with water jacketed and insulation (STS316L vessel + ST304 jacket)
- Automatic sterilization
- 700 ~ 500,000 L total volume or more
- Top plate
  - Inoculum port : Aseptic inoculation valve (option: Flaming)
  - Pressure gauge and transmitter port
  - Foam sensor port
  - 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 $\mu$ m micro sparger)
  - 0.2  $\mu$ 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







# BE 12.500

### Reactor specifications

Nominal Volume	12500 l
Overall capacity	14360 l
Overall jacket volume	1199 l
Heat exchange surface	25,27m <sup>2</sup>
Total weight	12690 kg

### Baffles/Quatro Pipe

Quatro-Pipe for nozzle	DN300
Immersion depth (ET):	3300 mm
Width of baffle ( $\alpha_2$ ):	260 mm
Volume below Quatro Pipe/baffle:	1043 l

### Insulation

Design	$d_c$	$d_o$	$d_7$
Upper insulating ring	2500	2700	-
Upper insulating collar	2500	2700	-
Central insulating ring	2500	2700	-
Lower insulating ring	-	-	550

[mm]

### Main dimensions

$h_1$	$h_2$	$h_3$	$h_4$	$h_5$
4001	135	3780	1723	680

$h_6$	$h_7$	$h_8$	$d_1$	$d_2$
521	86	3090	2400	2500

[mm]

### Agitator shafts

Number of honed areas	$d_A$ [mm]	$a_1$ [mm]	$l_1$ [mm]	$l_2$ [mm]	$l_3$ [mm]	$l_A$ [mm]	$V_1$ [l]	$V_2$ [l]	$V_3$ [l]	$V_4$ [l]
1	114,3	251	4270	280	-	-	363	944	-	-
2	114,3	251	4270	280	1640	-	363	944	6813	-
3	114,3	251	4270	280	1180	2080	363	944	4821	8718
1	114,3	80	4440	280	-	-	38*	347	-	-

[mm]

\* for turbine type OBR and anchor type agitators

### Nozzle arrangement

	DN	$\alpha^\circ$	$r_1$	$h_9$	$h_{10}$
N1	600	0	850	150	-
N2	200	55	925	-	40
N3	200	82,5	925	-	40
N4	300	110	900	-	15
N5	300	145	900	-	15
N6	200	180	925	-	40
N7	300	215	900	-	15
N8	200	250	925	-	40
N9	300	277,5	900	-	15
N10	200	305	925	-	40
L	100	0	-	-	-
R	250	-	Center	110	-

[mm]

### Turbines

Type	$d_3$	$d_A$
OBT	1040	114,3
OBR	1040	114,3
TBF	1220	114,3
FBT	1090	114,3
PBT	1090	114,3
ROI	1300	114,3
MSG	1200	114,3
GST	960	114,3
MXT	960	114,3

Protection of honed area made of FEP

[mm]

Fonte:PFAUDLER, 2023

## ANEXO G - CENTRÍFUGA

### GN Separation Equipment Manufacturer

[gnseparation.com/screen-scroll-centrifuge](http://gnseparation.com/screen-scroll-centrifuge)

#### Vertical Screen Scroll Centrifuge



#### GN Vertical Screen Scroll Centrifuge Specifications

Model	GNCD930E-GP	GNCD930E-VFD
Capacity	40~60 Tons/H	
Surface Moisture	4 % - 10% Depends on Material	
Screen Max Diameter	930mm	
Screen Opening	0.25/0.35/0.5mm	
Rotation Speed	900RPM	0~900RPM
G Force	420 G	
Oil Tank Capacity	48L	
Air Knife Input Pressure	0.69Mpa	
Air Knife Input Capacity	1.8m <sup>3</sup> /m	
Flushing Pump Qty	1pcs	
Main Motor	55Kw (75HP)	
Oil Pump	0.55Kw(0.75HP)	
Flushing Pump Power	4Kw(5.5HP)	
Weight	4600Kg	4400Kg
Dimension	2640×1810×1650mm	

Fonte: GN SEPARATION, 2013

## ANEXO H - MÓDULO DE ULTRAFILTRAÇÃO

### DATASHEET



## PURON® HF High Flow Rows

Hollow Fiber Submerged Membrane Row for Water and Wastewater Treatment Applications

PRODUCT DESCRIPTION	
<b>Membrane Chemistry:</b>	Proprietary PVDF
<b>Membrane Type:</b>	Braided hollow fiber for outside-in operation
<b>Fiber Support Chemistry:</b>	Polyester
<b>Nominal Pore Size:</b>	0.03 µm
<b>Outside Fiber Diameter:</b>	0.1 inch (2.6 mm)
<b>Regulatory Information:</b>	Accepted by California Department of Public Health (CDPH) for compliance with California Water Recycling Criteria (Title 22) Components of products classified by UL to NSF/ANSI Standard 61 and in accordance with NSF/ANSI Standard 372
<b>Potting Material:</b>	Proprietary epoxy compound
<b>Storage Solution:</b>	Glycerin

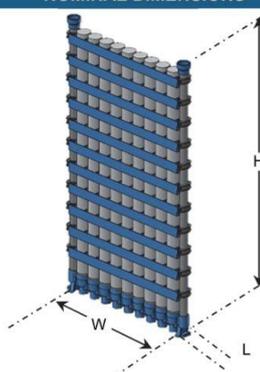
PRODUCT SPECIFICATIONS	
<b>Model</b>	<b>Membrane Area ft<sup>2</sup> (m<sup>2</sup>)</b>
PHF 49*	527 (49)
PHF 53	570 (53)

OPERATING AND DESIGN INFORMATION*	
<b>Temperature Range:</b>	41 - 104°F (5 - 40°C)
<b>Maximum Filtration Transmembrane Pressure:</b>	11.5 psi (0.8 bar)**
<b>Maximum Backflush Transmembrane Pressure:</b>	9 psi (0.6 bar)
<b>Allowable pH Range for Cleaning:</b>	2.0 - 10.5
<b>Maximum Allowed Total Chlorine @ 95°F (35°C) or Lower:</b>	1,000 ppm @ pH 8 or higher during maintenance clean
<b>Maximum Allowed Total Chlorine @ 95°F (35°C) or Lower:</b>	2,000 ppm @ pH 8 or higher during recovery clean
<b>Maximum Allowed Total Chlorine Contact:</b>	500,000 ppm-hrs cumulative

\*Consult Process Technology Group for specific applications.

\*\*Dependent on atmospheric conditions

### NOMINAL DIMENSIONS



Model	L		W		H		Dry Weight		Connection Type
	inches	(mm)	inches	(mm)	inches	(mm)	Pounds	(kg)	
PHF 49	3.14	(80)	32.60	(828)	84.49	(2,146)	61.7	(28)	D40 union
PHF 53	3.14	(80)	32.60	(828)	88.39	(2,245)	68.3	(31)	Custom socket

All connections: d40 threaded union

## MODULE TRANSPORT AND STORAGE CONDITIONS

**Storage of Unused PURON® HF Modules**

PURON modules should be stored within a temperature range of 41 to 77°F (5 to 25°C) in the original packaging material. Extended exposure to UV source must be avoided. The PURON® modules must not be stored for longer than 3 months after delivery.

**Transport of PURON HF Modules**

During transport, PURON modules should be stored within a temperature range of 23 to 113°F (-5 to 45°C), but they should not be kept at temperature outside the normal storage range of 41 to 77°F (5 to 25°C) for more than 6 weeks.

When the PURON modules are being transported by ship, the PURON module should be placed in seaworthy packaging and stored at ambient temperature, provided that such temperature is within the temperature range specified herein.

**Dry-Out Protection and Storage of Used PURON HF Modules**

Once a PURON module has been immersed in an aqueous medium, it should never be stored dry. If storage is necessary, the module must be kept wet by keeping it submerged in a storage solution. Please consult KSS for more details in case of short or long term storage of your PURON modules.

If used PURON modules are permitted to dry out, membrane performance, such as permeability, may be adversely affected. Please consult KSS to see what steps may be taken to try to reverse such negative effects.

**Proper Handling of PURON HF Modules**

Utmost care should be taken at all times when handling the PURON module. Collisions, impact or hitting the ground in a rough manner may damage modules or connections.

Keep the PURON modules free from contact with sharp or abrasive objects or exposure to heat sources. Actions that may cause sparks (e.g. welding, grinding) should be strictly prohibited in the vicinity of the modules.

*The information contained in this publication is believed to be accurate and reliable, but is not to be construed as implying any warranty or guarantee of performance. We assume no responsibility, obligation or liability for results obtained or damages incurred through the application of the information contained herein. Refer to Standard Terms and Conditions of Sale and Performance Warranty documentation for additional information*

**Koch Separation Solutions, Inc.** 850 Main Street, Wilmington, MA 01887  
Main: +1-978-694-7000 • Fax: +1-978-657-5208 • Toll Free: +1-888-677-5624

For complete contact information and listing of our global locations, visit [www.kochseparation.com](http://www.kochseparation.com)

©2020 Koch Separation Solutions, Inc. All rights reserved worldwide. For related trademark information, visit [www.kochseparation.com/legal](http://www.kochseparation.com/legal).

04/14 Rev. 14-1

## ANEXO I - MÓDULO DE CROMATOGRAFIA

SARTORIUS

Product Datasheet

# Resolute<sup>®</sup> Linear Chromatography Columns

Automated chromatography columns for pilot and process scale



## Benefits

The Resolute Linear column range offers a unique combination of active multi-axis piston control, precision linear actuation and fully automated operation that delivers the following benefits to the end-user:

- Fully automated, reliable, efficient packing
- Reduced operator activity and human error
- Safe, clean, quiet operation
- Reduction of additional equipment and cleanroom size
- Configurable to suit a wide range of processes

## Product Information

Resolute Linear chromatography columns are designed for large scale pilot and production use. They are available from 350 mm to 2000 mm internal diameter (ID), in all common sizes. The columns utilize the proven Resolute wetted flowpath providing low pressure drop and high-resolution chromatography over a wide range of normal operating flow rates. Typical flow rate ranges are from 30 to 800 cm/h.

## Technical Data

### Weights and Dimensions

The table below provides indicative dimensions and weights for the standard range. For additional diameters and bed heights, please contact your representative for an engineered solution.

Description	Weight Empty (kg)	Footprint Smallest Dimension Not Including Valves		Heights (mm)		
		Length (mm)	Depth (mm)	At Minimum Height	At Maximum Bed Height	Maximum Height During Maintenance
Drive station	90	510	600	850	-	-
<b>Resolute Linear Column Size (mm)</b>						
400	700	840	1050	2000	2750	2550
450	780	880	1050	2000	2750	2540
500	860	920	1050	2000	2750	2530
600	1030	1010	1060	2000	2750	2510
630	1270	1100	1150	2040	2790	2560
700	1520	1180	1250	2070	2820	2600
800	2010	1360	1450	2140	2890	2700
900	2370	1440	1480	2150	2900	2700
1000	2730	1510	1510	2160	2910	2700
1200	4250	1800	1780	2410	3160	2960

## ANEXO J - MÓDULO DE OSMOSE REVERSA



### Reverse Osmosis System DULCOSMOSE TW

Permeate output 0.1 – 50 m<sup>3</sup>/h

Reverse osmosis system DULCOSMOSE TW is the all-purpose model for modern potable water desalination. Maximum permeate output at low operating pressures ensures low investment and operating costs.

## Product description

[Overview](#) | [Application](#) | [Technical Data](#) | [Downloads](#)

Potable water desalination for industrial applications - compact and cost-effective

As the system runs with low operating pressures, the entire DULCOSMOSE TW can be fitted with inexpensive PVC pipework. This system is also available with an integral, semi-automated cleaning system and permeate and/or raw water flushing option. Equipped with the latest generation of "ultra low-pressure" membranes, this system achieves maximum permeate output with low operating pressures, thereby lowering investment and operating costs.

The system is very adaptable to specific customer requirements. Pipework material, other types of membrane for enhanced salt retention, integration of measuring and control technology and metering technology to visualisation of the entire process with peripheral components via a PLC.

### Your benefits

- Efficient operation with low-pressure diaphragms with outputs of up to 90% and high salt retention rates of up to more than 99% (depending on the type of diaphragm used)
- Reduced maintenance and service costs as well as long diaphragm service lives, thanks to integrated cleaning concepts and flushing options, such as permeate flushing
- Service-friendly construction of systems on a corrosion-resistant powder-coated steel, stainless steel frame or PP frame
- Simple and safe to operate: Control with direct connection option for peripheral system components and integrated conductivity measurement with plain text display in the graphic display
- One-stop shop: no interface problems, smooth running with short times between definition of the task to joint commissioning and on-site system supervision with our global subsidiaries.

### Systems with 8" membranes, system salt retention 90-97%

Plant	Permeate capacity at 15 °C water temperature	Number of 8" membranes	Connected load	Dimensions H x W x D	Order no.
	l/h	No.	kW	mm	
PRO 0300TW	3,000	3	3.0	1,800 x 4,000 x 1,000	on request
PRO 0400TW	4,000	4	3.0	1,800 x 3,000 x 1,000	on request
PRO 0500TW	5,000	5	4.0	1,800 x 4,000 x 1,000	on request
PRO 0600TW	6,000	6	4.0	1,800 x 4,000 x 1,000	on request
PRO 0700TW	7,000	6	5.5	1,800 x 4,000 x 1,000	on request
PRO 0800TW	8,000	7	5.5	1,800 x 4,000 x 1,000	on request
PRO 0900TW	9,000	7	7.5	1,800 x 4,000 x 1,000	on request

Fonte: PROMINENT, 2022

# ANEXO K - MISTURADOR DUPLO EIXO

## Misturador Duplo-Eixo

Misturas de sólidos-sólidos para zona fluidizada.

### MISTURADOR INDUSTRIAL DUPLO-EIXO

Os misturadores tipo Duplo-Eixo Agimix são indicados para mistura de materiais sólidos - sólidos que necessitam de alta eficiência e alta homogeneização, atingem o nível de mistura superior a 99%, o misturador duplo eixo DP-EX AGIMIX, garante excelente resultado final.

**Opções de materiais:**

- Fao totalmente em aço carbono
- Fao totalmente em aço inox AISI 304 ou 304L
- Fao totalmente em aço inox AISI 316 ou 316L
- Fao partes em contato em 304 externo

**Opções de acabamento:**

- Acabamento p/ Inox - GR 220 - Alimentício
- Acabamento p/ Inox - Polido manual - Farmacêutico
- Pintura epoxi especial - Alta resistência corrosão
- Revestimento PTFE



Desagregador de grumos

**Aplicação**

- Utilizado para as mais diversas operações de mistura de sólidos de baixa umidade.
- Fácil operação, alinhamento e descarregamento.
- Possui sistema de limpeza ou raspagem.

**Alta eficiência em processos**

- Alta eficiência em misturas homogêneas independentemente de grandes variedades de partículas e tamanho, forma ou densidade.
- 30 segundos a 3 minutos é o tempo típico de misturas, baixo consumo de potência.

**Baixo chilamento**

- Extremamente brando com ingredientes delicados
- Baixo calor gerado com o ar do interior

**Movimentação de partículas de forma suave sem impacto**

- Misturas rápidas e eficientes.

TABELA DUPLO EIXO PADRÃO - AGIMIX

Modelo de código SISTEMA AGIMIX	VOLUME (m³)	Capacidade (kg)	Altura (mm)	Comprimento (mm)	C.V. (CV)	C.V. (CV)	RPM	tipo DE SAÍDA (PRODUTO)		
AGQ-DPEX60	60	80	1000	400	1000	1	1,5	2,0	52	Preventiva
AGQ-DPEX100	100	100	1200	480	1200	2	3	4	41	Preventiva
AGQ-DPEX150	150	150	1400	650	1400	3	4	6	41	Preventiva
AGQ-DPEX200	200	200	1600	850	1600	4	5	6	40	Preventiva
AGQ-DPEX250	250	250	1800	700	1500	5	6	7,5	39	Preventiva
AGQ-DPEX300	300	300	2000	780	1600	6	7,5	10	40	Preventiva
AGQ-DPEX350	350	350	2200	800	1600	7,5	10	12,5	32	Preventiva
AGQ-DPEX400	400	400	2400	1000	2000	10	15	20	29	Preventiva
AGQ-DPEX450	450	450	2600	1100	2000	15	20	25	30	Preventiva
AGQ-DPEX500	500	500	2800	1200	2400	20	25	30	24	Preventiva
AGQ-DPEX550	550	550	3000	1400	2400	25	30	40	21	Preventiva
AGQ-DPEX600	600	600	3200	1600	3000	30	40	50	20	Preventiva

Consulte nos para modelos especiais semina da tabela



AGIMIX  
SOLUÇÕES EM EQUIPAMENTOS DE AGRICULTURA  
E MISTURAS DE LÍQUIDOS, SÓLIDOS E PASTOSOS

### CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS E VANTAGENS

- **Acionamento** - alta eficiência, garantem ao longo prazo economia e desempenho, com grande confiabilidade e durabilidade.
- **Redutores de velocidade** de primeira linha, com engrenagens metálicas garante eficiência igual ou superior a 99%.
- **Vedação** - Sistema de vedação tripo, contendo retedor de silicone, prêmia gaxeta em PTFE (Teflon) e sistema de injeção de ar, são livres de baixíssima manutenção e desgaste.
- **Montagem** do sistema de eixos e mancais concentricos, garantem a futura manutenção.
- **Montagem modular e estrutural** - Robustez estrutural e design especial garantem um equipamento de montagem bem como adequado em relação a altura e plataforma operacional.
- **Sistema de poldes e eixo** - Equipamento com melhor movimentação de material, de forma suave e eficiente.
- **Sistema de eixos** com montagem reforçada, eixo com encaixe macho/fêmea e pino de segurança.
- **Moinho de pinos** para quebra de partículas (opcional).
- **Bocal de saída** - Bocal de saída para tamanhos 3/4, 3/8", montados com válvula horizontal, podendo ser acionado manualmente ou por controle pneumático. Acima deste modelo o equipamento é fornecido com portinholo de saída e acionamento automático.
- **Tampas** - Sistema de tampas superiores dotados de amortecedores permitem operação segura e prática, vedação 100% eficiente evita o vazamento de material.
- **Elétrica** - Equipamento acompanha sistema elétrico de controle e operação, dotado, de inversor de frequência e sistema de abertura de portinholo.
- **Suporte** - Acionado e perfilado conforme NR-12 e NR-10, o equipamento possui sistema de paradas por abertura de portas, bobinas de emergência, tela de proteção, plataforma de operação e escadas em conformidade com as normas de segurança.
- **Acessórios** - Amplia gama de acessórios, (Alimentadores, aquecedores, sensores, transdutores e outros itens disponíveis).



Moinho de Pinos



Pis Misturas

Duplo-Eixo com moinho de pinos



## ANEXO L.1 - ENCHEDORA AUTOMÁTICA

08 | Catálogo I.G. MÁQUINAS

### 4. ENCHEDORA ROTATIVA AUTOMÁTICA



01

#### ENCHEDORA ROTATIVA AUTOMÁTICA | 01

para o envase de garrafões de 10 e 20 litros, é construída com aço inox 304, movida por motor e inversor e possui acionamento eletromecânico. O posicionamento dos garrafões para o envase é automático, realizado através de estrelas. As válvulas de envase trabalham com sistema mecânico por gravidade e são acionadas pelo próprio garrafão. O acionamento ocorre quando a válvula veda o gargalo, liberando o envase, e o término se dá com o equilíbrio da pressão do garrafão com o reservatório de água da máquina. As válvulas, então, liberam o garrafão para que a estrela os posicione de volta à esteira transportadora.

A Enchedora é disponível em cinco modelos, equipada com 9, 12, 16, 20 ou 24 válvulas de envase por gravidade e fechamento frontal em policarbonato.

\*máquina atende à NR-12

**MODELOS:**

- **IG 9-3**  
Produção: 800 a 1.000 garrações/hora;  
Altura: 2,50 m;  
Comprimento: 1,60 m;  
Largura: 1,55 m.
- **IG 12-3**  
Produção: 1.000 a 1.500 garrações/hora;  
Altura: 2,50 m;  
Comprimento: 1,85 m;  
Largura: 1,55 m.
- **IG 16-3**  
Produção: 1.500 a 2.000 garrações/hora;  
Altura: 2,50 m;  
Comprimento: 2,55 m;  
Largura: 2,10 m.
- **IG 20-3**  
Produção: 2.000 a 2.500 garrações/hora  
Altura: 2,50 m  
Comprimento: 2,80 m  
Largura: 2,40 m
- **IG 24-3**  
Produção: 2.500 a 3.000 garrações/hora;  
Altura: 2,50 m;  
Comprimento: 3,00 m;  
Largura: 3,30 m.

**DIFERENCIAIS / 02**

fácil regulagem para 10 e 20 litros, sobrepondo a estrela de entrada e posicionando o guia através dos manipuladores. Quadro de comando com fácil acesso dentro das normas de segurança.



## ANEXO L.2 - TAMPADORA AUTOMÁTICA

10 | Catálogo I.G. MÁQUINAS



### TAMPADORA AUTOMÁTICA / 01

para garraões de 10 e 20 litros, é construída com aço inox 304 e constituída por elevador selecionador de tampas, calha orientadora que efetua a alimentação das tampas, pressionador de tampas e sistema eletropneumático para o pressionamento das tampas. Proveniente do reservatório de tampas, elas são guiadas pela calha e ficam posicionadas corretamente para que sejam apanhadas pelo garraão no sistema pick off.

### MODELOS:

#### • IG 280

Produção: 800 a 2.000 garraões/hora

Altura: 1,85 m;

Comprimento: 1,00 m;

Largura: 1,30 m.

#### • IG 380

Produção: até 2.000 ou até 3.000 garraões/hora

Altura: 1,85 m;

Comprimento: 1,00 m;

Largura: 1,30 m.

### CALHA AJUSTÁVEL / 02

a calha da Tampadora permite ajustes finos de acordo com a tampa do cliente, sendo elas com ou sem abas.

### FÁCIL OPERAÇÃO / 04

a Tampadora, seguindo a linha dos outros equipamentos, tem sua regulagem fácil e ágil, sendo necessárias apenas duas regulagens, para garraões de 10 e 20 litros. Com baixa altura do reservatório de tampas, o funcionário consegue uma melhor ergonomia do equipamento. O sistema elevador selecionador diminui o ruído dentro da sala de envase, simplifica a manutenção e aumenta a vida útil do equipamento.

### DIFERENCIAL ELEVADOR / 03

a Tampadora possui sistema de esteira que colhe as tampas do reservatório e as seleciona com muito mais eficácia, não sendo necessário o uso do vibrador de tampas.

\*máquina atende à NR-12



Fonte: IG Máquinas (2023).

## ANEXO L.3 - ESTEIRA E VISOR DE INSPEÇÃO

11 | Catálogo I.G. MÁQUINAS

### 6. ESTEIRA E VISOR DE INSPEÇÃO



01



02



03

#### ESTEIRA TRANSPORTADORA / 01

para o transporte de garrações de 10 e 20 litros e interligação dos equipamentos, é construída com aço inox 304 e acionamento eletromecânico.

#### MODELOS: / 01 - 02

##### • IG 05

Movida por motor de 0,75 CV;  
Corrente de 3.1/4 polegadas;  
Altura: 1,00 m;  
Comprimento: de acordo com o layout;  
Largura: 0,32 m.

##### • IG 10

Movida por motor de 1 CV;  
Corrente de 7.1/2 polegadas;  
Altura: 0,70 m;  
Comprimento: de acordo com o layout;  
Largura: 0,32 m.

##### • IG 15

Movida por motor de 0,75 CV;  
Corrente com hastes em aço inox 304 para transporte de garração deitado;  
Altura: 1,10 m;  
Comprimento: de acordo com o layout;  
Largura: 0,80 m.

#### VISOR DE INSPEÇÃO / 03

equipamento destinado ao exame visual de limpeza e qualidade dos garrações envasados, é construído com aço inox 304 e placa de acrílico leitoso e equipado com três lâmpadas fluorescentes de 20 Watts cada.

#### MODELO :

##### • IG 030

Altura: 0,60 m;  
Comprimento: 0,75 m;  
Largura: 0,13 m.

\*máquinas atendem à NR-12

## ANEXOM - TROCADORES DE CALOR TIPO CASCO E TUBO



### Trocadores de Calor Casco e Tubo Helicoidais BCTH

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

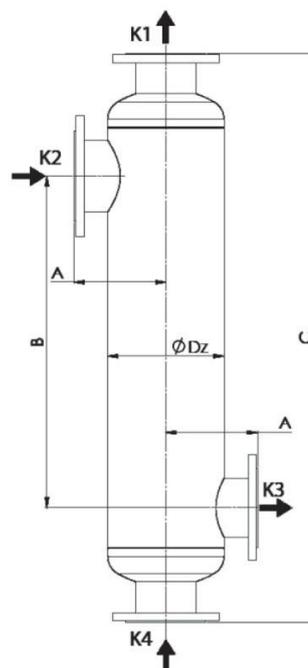
### Desenho Técnico

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 <sup>2</sup>	m <sup>2</sup>	lb	kg	gal	l	gal	l	A		B		C		ØDz	
									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 N.2 - COMPRIMENTO EQUIVALENTE DOS ACESSÓRIOS E FATOR DE PERDA DE CARGA DA TUBULAÇÃO

Perda de Carga em Tubulações de PVC (Valores em %)													
DC Ø Comercial (Pol)	3/4"	1"	1 1/4"	1 1/2"	2"	2 1/2"	3"	4"	5"	6"	8"	10"	12"
DN Ø Nominal (mm)	20	25	32	40	50	65	75	100	125	150	200	250	300
DE Ø Externo (mm)	25	32	40	50	60	75	85	110	125	170	222	274	326
Vazão m <sup>3</sup> /h	Perdas de carga em 100 metros de tubos novos de PVC												
0,5	1,2	0,4	0,1										
1,0	4,0	1,2	0,4	0,1	0,1								
1,5	8,2	2,5	0,8	0,3	0,1								
2,0	13,5	4,1	1,3	0,5	0,2	0,1							
2,5	20,0	6,0	2,0	0,7	0,3	0,1	0,1						
3,0	27,5	8,3	2,7	0,9	0,4	0,1	0,1						
3,5	36,0	10,8	3,5	1,2	0,5	0,2	0,1						
4,0	45,4	13,7	4,5	1,5	0,6	0,2	0,1						
4,5	55,8	16,8	5,5	1,9	0,8	0,3	0,1						
5,0	67,1	20,3	6,6	2,3	0,9	0,3	0,2	0,1					
5,5	79,3	23,9	7,8	2,7	1,1	0,4	0,2	0,1					
6,0	92,4	27,9	9,1	3,1	1,3	0,4	0,2	0,1					
6,5		32,1	10,4	3,6	1,4	0,5	0,3	0,1					
7,0		36,5	11,9	4,1	1,6	0,6	0,3	0,1					
7,5		41,2	13,4	4,6	1,9	0,6	0,4	0,1					
8,0		46,1	15,0	5,2	2,1	0,7	0,4	0,1					
8,5		51,3	16,7	5,8	2,3	0,8	0,4	0,1					
9,0		56,6	18,5	6,4	2,6	0,9	0,5	0,1					
9,5		62,3	20,3	7,0	2,8	1,0	0,5	0,2	0,1				
10,0		68,1	22,2	7,7	3,1	1,1	0,6	0,2	0,1				
12,0		93,7	30,5	10,6	4,2	1,5	0,8	0,2	0,1				
14,0			40,0	13,9	5,5	1,9	1,1	0,3	0,1				
16,0			50,5	17,5	7,0	2,4	1,3	0,4	0,1				
18,0			62,1	21,5	8,6	3,0	1,6	0,5	0,2	0,1			
20,0			74,7	25,9	10,3	3,6	2,0	0,6	0,2	0,1			
25,0				38,2	15,7	5,3	2,9	0,9	0,3	0,1			
30,0				52,6	21,0	7,3	4,0	1,2	0,4	0,1			
35,0				68,9	27,5	9,6	5,3	1,6	0,5	0,2	0,1		
40,0				87,0	34,7	12,1	6,7	2,0	0,6	0,2	0,1		
45,0					42,6	14,9	8,2	2,4	0,8	0,3	0,1		
50,0					51,3	18,0	9,8	2,9	0,9	0,3	0,1		
55,0					60,6	21,2	11,6	3,4	1,1	0,4	0,1		
60,0					70,5	24,7	13,5	4,0	1,3	0,5	0,1		
65,0					81,1	28,4	15,6	4,6	1,5	0,5	0,2	0,1	
70,0					92,4	32,4	17,7	5,2	1,7	0,6	0,2	0,1	
75,0						36,5	20,0	5,9	1,9	0,7	0,2	0,1	
80,0						40,9	22,4	6,6		0,8	0,2	0,1	
85,0						45,4	24,9	7,3	2,4	0,9	0,2	0,1	
90,0						50,2	27,5	8,1	2,6	1,0	0,3	0,1	
95,0						55,2	30,2	8,9	2,9	1,1	0,3	0,1	
100,0						60,4	33,1	9,7	3,2	1,2	0,3	0,1	0,1
120,0						83,1	45,5	13,4	4,3	1,6	0,4	0,2	0,1
150,0							67,2	19,8	6,4	2,4	0,7	0,2	0,1
200,0								32,7	10,6	3,9	1,1	0,4	0,2
250,0								48,4	15,7	5,8	1,6	0,6	0,3
300,0								66,6	21,6	7,9	2,2	0,8	0,4
350,0								87,2	28,2	10,4	2,9	1,1	0,5
400,0									35,7	13,1	3,7	1,4	0,6
450,0									43,8	16,2	4,5	1,7	0,7
500,0									52,7	19,4	5,4	2,0	0,9
600,0									72,5	26,7	7,5	2,8	1,2
700,0									95,0	35,0	9,8	3,6	1,6
800,0										44,2	12,4	4,6	2,0

Perda de Carga em Tubulações Metálicas (Valores em %)													
DCB Comercial (Pol)	3/4"	1"	1 1/4"	1 1/2"	2"	2 1/2"	3"	4"	5"	6"	8"	10"	12"
DN Ø Nominal (mm)	20	25	32	40	50	65	80	100	125	150	200	250	300
DE Ø Externa (mm)	26,9	33,7	42,4	48,3	60,3	76,1	88,9	114,3	139,7	165,1	219,1	273	323,8
Vazão m³/h	Perdas de carga em 100 metros de tubos metálicos novos												
0,5	1,3	0,4	0,1										
1,0	4,8	1,6	0,4	0,2	0,1								
1,5	10,1	3,4	0,9	0,4	0,1								
2,0	17,2	5,8	1,5	0,7	0,2	0,1							
2,5	26,1	8,8	2,3	1,1	0,3	0,1							
3,0	36,5	12,3	3,2	1,5	0,5	0,1	0,1						
3,5	48,5	16,4	4,2	2,0	0,6	0,2	0,1						
4,0	62,2	21,0	5,4	2,6	0,8	0,2	0,1	0,1					
4,5	77,3	26,1	6,7	3,2	1,0	0,3	0,1	0,1					
5,0	93,9	31,7	8,1	3,9	1,2	0,3	0,2	0,1					
5,5		37,8	9,7	4,6	1,4	0,4	0,2	0,1					
6,0		44,4	11,4	5,4	1,7	0,5	0,2	0,1					
6,5		51,5	13,2	6,3	2,0	0,5	0,2	0,1					
7,0		59,0	15,1	7,2	2,3	0,6	0,3	0,1					
7,5		67,1	17,2	8,2	2,6	0,7	0,3	0,2					
8,0		75,6	19,4	9,2	2,9	0,8	0,4	0,2					
8,5		84,5	21,7	10,3	3,2	0,9	0,4	0,2					
9,0		94,0	24,1	11,4	3,6	1,0	0,4	0,2					
9,5			26,2	12,7	4,0	1,1	0,5	0,3					
10,0			29,3	13,9	4,4	1,2	0,5	0,3	0,1				
12,0			41,1	19,5	6,1	1,7	0,8	0,4	0,1				
14,0			54,6	25,9	8,1	2,3	1,0	0,5	0,1				
16,0			69,9	33,2	10,4	2,9	1,3	0,7	0,1	0,1			
18,0			86,9	41,3	12,9	3,6	1,6	0,8	0,2	0,1			
20,0				50,2	15,7	4,4	2,0	1,0	0,2	0,1			
25,0				75,8	23,7	6,6	3,0	1,5	0,3	0,1			
30,0					33,3	9,3	4,2	2,1	0,4	0,2			
35,0					44,2	12,4	5,5	2,8	0,5	0,2	0,1		
40,0					56,6	15,8	7,1	3,6	0,7	0,3	0,1		
45,0					70,4	19,7	8,8	4,4	0,9	0,4	0,1		
50,0					85,6	23,9	10,7	5,4	1,1	0,5	0,1		
55,0						28,5	12,8	6,4	1,3	0,5	0,1		
60,0						33,5	15,0	7,6	1,5	0,6	0,2		
65,0						38,9	17,4	8,8	1,7	0,7	0,2	0,1	
70,0						44,6	20,0	10,1	2,0	0,8	0,2	0,1	
75,0						50,6	22,7	11,4	2,3	1,0	0,2	0,1	
80,0						57,0	25,6	12,9	2,5	1,1	0,3	0,1	
85,0						63,8	28,6	14,4	2,8	1,2	0,3	0,1	
90,0						70,9	31,8	16,0	3,1	1,3	0,3	0,1	
95,0						78,4	35,1	17,7	3,5	1,5	0,4	0,1	
100,0						86,2	38,6	19,5	3,8	1,6	0,4	0,1	0,1
120,0							54,1	27,3	5,3	2,3	0,6	0,2	0,1
150,0							81,8	41,2	8,1	3,4	0,9	0,3	0,1
200,0								70,2	13,7	5,8	1,5	0,5	0,2
250,0									20,7	8,8	2,2	0,7	0,3
300,0									29,0	12,4	3,1	1,0	0,4
350,0									38,6	16,5	4,1	1,3	0,6
400,0									49,4	21,1	5,2	1,7	0,7
450,0									61,5	26,2	6,5	2,1	0,9
500,0									74,7	31,9	7,9	2,6	1,1
600,0										44,6	11,1	3,6	1,5
700,0										59,4	14,8	4,8	2,0
800,0										76,0	18,9	6,1	2,6

Comprimentos Equivalentes em Conexões											
Tabela de comprimentos equivalentes em metros de canalização, para cálculo das perdas de carga localizadas.											
CONEXÃO	Material	Diâmetro nominal X Equivalência em metros de canalização									
		3/4"	1"	1 1/4"	1 1/2"	2"	2 1/2"	3"	4"	5"	
Curva 90°	PVC	0,5	0,6	0,7	1,2	1,3	1,4	1,5	1,6	1,9	
	Metálica	0,4	0,5	0,6	0,7	0,9	1,0	1,3	1,6	2,1	
Curva 45°	PVC	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0	1,1	
	Metálica	0,2	0,2	0,3	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,9	
Joelho 90°	PVC	1,2	1,5	2,0	3,2	3,4	3,7	3,9	4,3	4,9	
	Metálica	0,7	0,8	1,1	1,3	1,7	2,0	2,5	3,4	4,2	
Joelho 45°	PVC	0,5	0,7	1,0	1,3	1,5	1,7	1,8	1,9	2,5	
	Metálica	0,3	0,4	0,5	0,6	0,8	0,9	1,2	1,5	1,9	
Tê de passagem direta	PVC	0,8	0,9	1,5	2,2	2,3	2,4	2,5	2,6	3,3	
	Metálica	0,4	0,5	0,7	0,9	1,1	1,3	1,6	2,1	2,7	
Tê de saída lateral	PVC	2,4	3,1	4,6	7,3	7,6	7,8	8,0	8,3	10,0	
	Metálica	1,4	1,7	2,3	2,8	3,5	4,3	5,2	6,7	8,4	
Tê de saída bilateral	PVC	2,4	3,1	4,6	7,3	7,6	7,8	8,0	8,3	10,0	
	Metálica	1,4	1,7	2,3	2,8	3,5	4,3	5,2	6,7	8,4	
União	PVC	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,15	0,2	0,25	
	Metálica	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,02	0,03	0,04	
Saída de canalização	PVC	0,9	1,3	1,4	3,2	3,3	3,5	3,7	3,9	4,9	
	Metálica	0,5	0,7	0,9	1,0	1,5	1,9	2,2	3,2	4,0	
Luva de vedação (")	PVC	0,3	0,2	0,15	0,4	0,7	0,8	0,85	0,95	1,2	
	Aço	0,29	0,16	0,12	0,38	0,64	0,71	0,78	0,9	1,07	
Registro de gaveta ou esfera aberto	PVC	0,2	0,3	0,4	0,7	0,8	0,9	0,9	1,0	1,1	
	Metálica	0,1	0,2	0,2	0,3	0,4	0,4	0,5	0,7	0,9	
Registro de globo aberto	PVC	6,7	8,2	11,3	13,4	17,4	21,0	26,0	34,0	43,0	
	Metálica	3,6	4,6	5,6	6,7	8,5	10,0	13,0	17,0	21,0	
Válvula de pé com crivo	PVC	9,5	13,3	15,3	18,3	23,7	25,0	26,8	28,8	37,4	
	Metálica	5,6	7,3	10,0	11,6	14,0	17,0	22,0	23,0	30,0	
Válvula de Retenção	Horizontal	Metálica	1,6	2,1	2,7	3,2	4,2	5,2	6,3	6,4	10,4
	Vertical	Metálica	2,4	3,2	4,0	4,8	6,4	8,1	9,7	12,9	16,1

Fonte: SCHNEIDER MOTOBOMBAS (2019).

## ANEXO O - ESPECTROFOTÔMETRO

Spectrophotometer UV Visible MODEL UV-M51

Wavelength range is from 190nm to 1000nm with Absorbance, Transmittance, Concentration and Factor measuring modes.  
Bandwidth 2nm  
The internal database can store 200 groups of data,  
Halogen and deuterium lamp can be turned on/off individually to extend lifetime  
The instrument is equipped with USB to be connected to a computer

The **UV-PROFESSIONAL** software included expands the applications to: Photometry, Quantitative analysis, Wavelength scanning, Standard curve, Kinetics (time scanning), Multi-wavelength analysis. Also additional features like: spectrum computing (spectrum addition, subtraction, multiplication and spectrum division), Spectrum derivative and spectrum compare, DNA/Protein Analysis  
Included Accessories: Glass and quartz 10mm cuvettes



UV-M51

### Technical features

### Technical features

Optical system	Single beam with CT monochromator 1200 l/mm grating
Wavelength Range	190~1000nm
Wavelength Setting	Auto
Photometric Display Range	0~200%T, -0.3~3.0A, 0~9999C
Band Width	2nm
Scan Speed	800nm/min
Wavelength Accuracy	±1nm
Wavelength Repeatability	0.5nm
Photometric Accuracy	±0.5%T
Photometric Repeatability	0.3%T
Operating modes	T, A, C, F
Stability	0.002A/h @ 500nm
Stray Light	≤0.3%T
Standard cell holder	4-position 10mm cell holder
Display	128*64 Dots LCD
Lamps	Deuterium Lamp & Halogen Lamp
Detector	Silicon Photodiode
Data Output Port	USB
Printer port	Parallel
Power Requirement	AC 110V-220V 80W
Dimension [W*L*H], Weight	420*280*180mm 15kg

SPECTROPHOTOMETERS

## ANEXOP - CONDUTIVÍMETRO



foto ilustrativa

**BEL**<sup>®</sup>  
ENGINEERING

**Condutivímetro  
de Bancada  
modelo W12D**

Condutivímetro microprocessado de bancada.

Comutação automática da faixa de medição [auto-range] 0 ~ 20 $\mu$ S/cm, 20 ~ 200 $\mu$ S/cm, 0,2 ~ 2mS/cm, 2 ~ 20mS/cm, 20 ~ 200mS/cm.

Função para inserção do coeficiente de temperatura para a solução 0 ~ 5%/°C. Indicador gráfico da função selecionada. Grande display gráfico com retroiluminação azul, de excelente visibilidade.

Porta eletrodo articulada com giro de 180 graus e parada em qualquer posição. Equipamento fornecido com eletrodo, suporte articulado, fonte de alimentação e manual de instruções.

**Acompanha:**

Célula condutividade  
Sensor de temperatura  
Soluções tampão  
84,0 $\mu$ S/cm / 1413 $\mu$ S/cm / 12,88 $\mu$ S/cm  
Fonte Alimentação  
Suporte Articulado  
Manual

**Especificações:**

<b>Faixa condutividade</b>	0 ~ 20 $\mu$ S/cm, 20 ~ 200 $\mu$ S/cm, 0,2 ~ 2mS/cm, 2 ~ 20mS/cm, 20 ~ 200mS/cm
<b>Condutividade precisão</b>	$\pm$ 1% em todas escalas
<b>Conexão:</b>	mini-DIMN 6 pinos
<b>Eletrodo</b>	K = 1 (Resolução 3 casas)
<b>Faixa de compensação temperatura</b>	0 ~ 40°C
<b>Coeficiente temperatura</b>	0 ~ 5%/°C
<b>Dimensões</b>	210 X 205 X 65 mm
<b>Peso</b>	1,9 kg

**BEL**<sup>®</sup>  
ENGINEERING

Bel Engineering srl  
Bilance elettroniche di precisione e strumentazione scientifica  
" Via Carlo Carra' 5, Monza 20900 (MB) ITALIA".  
tel: +39 039 2006102/2005302 fax: +39 039 2006082  
e.mail: info@belengineering.com

## ANEXO Q - VÁLVULA DE AMOSTRAGEM

### KEOFITT CLASSIC W9 SAMPLING VALVE

The KEOFITT CLASSIC W9 Sampling Valve is considered the father of all steam-sterilizable sampling valves. Refined through 40 years of experience it remains KEOFITT's most popular sampling valve. Designed for the sampling of medium viscosity products in the range of 0-1000 cP with particles less than 3 mm in diameter, it covers most needs for liquid sampling. Sampling of more viscous liquids is possible, only will it take longer (depending on process pressure).

This valve is used in a range of industries such as brewery, dairy, pharmaceutical and bio-tech for products such as:

- Medical solutions
- Filtered Beer
- Creams and lotions
- Unprocessed milk

Besides the selection of the Valve Body and the Valve Head there are three different membrane materials to choose from: Silicone, EPDM and PTFE.

Accessories include quick couplings for the connection of tubing, piping and more.



Fonte: Keofitt (2023).

## ANEXOR - 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).

## ANEXOS - ESTAÇÃO PARA TRATAMENTO DE EFLUENTES TIPO AERÓBIA

### Estação para Tratamento de Esgoto Sanitário Tipo Aeróbio

#### 01 Aplicação

Sistema para tratamento de esgoto sanitário proveniente de residências, indústrias, condomínios, hotéis, canteiros de obras, mineradoras, centros comerciais e diversos outros segmentos.

Estações compactas e modulares em PRFV. Estações em alvenaria para projetos de grandes capacidades.

A quantidade e o dimensionamento dos reatores poderá variar de acordo com a necessidade específica de cada cliente.

#### 02 Vantagens e Benefícios

- . Ausência de odores/gases nocivos
- . Remoção de DBO > 90%
- . Adequação às leis ambientais
- . Flexibilidade: sistema modular
- . Fácil instalação e operação
- . Processo automatizado

#### 03 Normas atendidas

Este equipamento foi projetado para atender a norma ABNT NBR 13.969-97, e as exigências do CONAMA 430 (Art.21).

#### 04 Acessórios Opcionais

- . Peneira Rotativa
- . Plataforma de Observação
- . Skid para reuso (ver. pág. 11)
- . Analisadores
- . Painel de controle IHM (ver. pág. 10)
- . Monitoramento remoto da ETE
- . Operação assistida



### Indústria

Modelo	Qtde. Pessoas	Vazão diária (Litros)	Qtde. Reatores	Diâmetro Reatores (m)	A) Altura (m)	Área Ocupada (m²)	Potência Total Consumida em KW
ETE Aeróbio 50l	50	3.500	1	1,80	2,30	30	2,60
ETE Aeróbio 100l	100	7.000	1	2,50	2,30	30	2,60
ETE Aeróbio 200l	200	14.000	1	2,50	3,30	35	2,60
ETE Aeróbio 250l	250	17.500	1	2,50	3,30	35	2,60
ETE Aeróbio 300l	300	21.000	1	3,00	3,10	35	2,60
ETE Aeróbio 400l	400	28.000	2	2,50	3,30	45	5,00
ETE Aeróbio 500l	500	35.000	2	2,50	3,30	45	5,00
ETE Aeróbio 600l	600	42.000	2	3,00	3,10	55	5,00
ETE Aeróbio 750l	750	52.500	4	2,50	3,30	67	7,60
ETE Aeróbio 1.000l	1.000	70.000	4	2,50	3,30	67	7,60
ETE Aeróbio 1.200l	1.200	84.000	4	3,00	3,10	87	7,60

Fonte: ALFAMEC (2017).

## ANEXO T - TANQUES DE AQUECIMENTO

# 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/cm<sup>2</sup>

### 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	Volume (Litros)	Dimensionamento						Peso (kg)	Tubo de Vapor				Água Quente	
		A	B	C	D	E	F		Ø	Ø	Ø	Ø	Ø	Ø
500	540	1370	890	1340	5540	1140	260	200	1"	1 1/2"	1"	1 1/2"		
1000	1260	1630	1200	1600	5800	1430	350	500	1"	1 1/2"	1"	1 1/2"		
1500	1720	1980	1260	1950	6150	1530	370	600	1"	1 1/2"	1"	1 1/2"		
2000	2280	1980	1420	1950	6150	1710	280	700	1 1/2"	2"	1 1/2"	2"		
2500	2850	2480	1420	2430	6500	1710	290	800	1 1/2"	2"	1 1/2"	2"		
3000	3280	2520	1490	2490	6990	1740	350	1000	1 1/2"	2"	1 1/2"	2"		
4000	4300	2620	1680	2790	7790	1940	360	1300	1 1/2"	2"	1 1/2"	2"		
5000	5360	3010	1740	3180	8190	2070	330	1400	1 1/2"	2"	1 1/2"	2"		
6000	6280	3110	1870	3280	8290	2230	360	1500	1 1/2"	2"	1 1/2"	2"		
7500	7800	3710	1870	3880	8890	2230	360	1600	2"	2"	2"	2"		
10000	10300	4710	1870	4880	8890	2230	360	1800	2"	2"	2"	2"		

Ø do tanque (mm)	Potência		Consumo (litros/h)	Água Quente (litros/h)	
	Aplicação	Instalação		Aplicação	Instalação
Ø 400 mm	24000	40000	62	480	800
	30000	60000	93	720	1200
	48000	80000	125	960	1600
	60000	100000	156	1200	2000
	72000	120000	187	1440	2400
Ø 500 mm	84000	140000	218	1680	2800
	96000	160000	250	1920	3200
	120000	200000	312	2400	4000
	144000	240000	375	2880	4800
	156000	260000	406	3120	5200
180000	320000	500	3840	6400	

Produção de água quente com t=50°C : D5 e D6 conforme potência da serpentina : Peso do equipamento varia de acordo com o modelo.

Fonte: ARAUTERM (2023).

## ANEXO U - APARELHO MEDIDOR DA DEMANDA BIOQUÍMICA DE OXIGÊNIO (DBO)

### BD 600 GLP

Sistema de medição respiratória otimizado para testes de biodegradabilidade sob condições de BPL

★ Carrinho de cotação



#### Destaques

- Compatível com GLP
- Para os ensaios OCDE 301F e BOD
- Memória vitalícia protegida (1 GB)
- É possível prolongar a duração da medição até 90 dias

O BD 600 é um sistema respiratório para a determinação da demanda bioquímica de oxigênio (DBO). Economize tempo, reduza o potencial de erro e interprete facilmente os dados para tomar decisões de controlo do processo para sua planta.

<b>Princípio de Medição</b>	Respirométrico, sem mercúrio; sensor eletrônico de pressão
<b>Faixa de Medição</b>	0-40, 0-80, 0-200, 0-400, 0-800, 0-2000, 0-4000 mg/l
<b>Display</b>	Visor gráfico grande e iluminado
<b>Interfaces</b>	USB
<b>Armazenamento Externo</b>	USB
<b>Armazenamento Interno</b>	1 GB ou até 50000 dados de medição/ajuste
<b>Tempo de Medição</b>	Selecionável: 5, 28, 60 e 90 dias possíveis
<b>Fonte de Alimentação</b>	100 - 240 V / 50-60 Hz 3 pilhas alcali-manganês (tamanho C)
<b>Relógio</b>	Data e Relógio em Tempo Real
<b>Portabilidade</b>	Benchtop
<b>Início automático</b>	Não
<b>Estações de Medição</b>	6
<b>Intervalo de armazenamento</b>	- de 2 em 2 horas (5 dias) - cada 12 horas (28 dias) - cada 24 horas (60 dias) - cada 24 - 48 horas (90 dias)
<b>Conformidade</b>	CE CEN de acordo com a DIN EN 61326
<b>Dimensões</b>	181 x 230 x 375 mm

Fonte: LOVIBOND (2023).

## ANEXO V - 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" de vidro
- Tubos de gases: Espiralados
- Forno: Parede d'água tubular
- Greiha: 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-6,0	LHC-8,5	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	6.000	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	88,0	89,0
Consumo de lenha (PCI= 2.750kcal/kg) - kg/h	250	381	408	688	797	937	1171	1484	1904	2343	2528	7585	10.528

### Caldeira Aalborg Mini

Tradição e Qualidade

- Caldeira flamotubular a diesel, gás ou mista
- Traseira úmida (Wet Back)
- Três passagens de gases
- Eficiência: 90%
- Combustor Monobloco
- Caldeira fornecida como unidade completa pronta para instalação
- Tubos de gases espiralados



Caldeira	UN	Mini 0,500	Mini 0,625	Mini 0,800	Mini 1,000	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	880	1.100	1.360	1.760	2.200	2.750
Consumo máximo de gás natural	Nm³/h	39,5	49,3	63,1	78,9	98,7	126	158	197
Consumo máximo de óleo diesel	kg/h	34,9	43,6	55,8	69,7	87,2	112	130	162
Peso da caldeira em operação	kg	3320	3720	4480	6030	6790	7760	9960	11580
Comprimento da caldeira	mm	2860	3200	3400	3800	3940	4150	4150	4650
Altura da caldeira	mm	1630	1705	1855	1935	2030	2145	2205	2205
Largura da caldeira	mm	1725	1815	1915	1990	2100	2215	2235	2235
Diâmetro da saída de gases	mm	170	250	250	250	340	340	340	340

Observações: Gás natural com PCI = 9.055cal/litro, e óleo diesel = 10.290 kcal/kg

ANEXO W - CHILLER

Specification | 60Hz

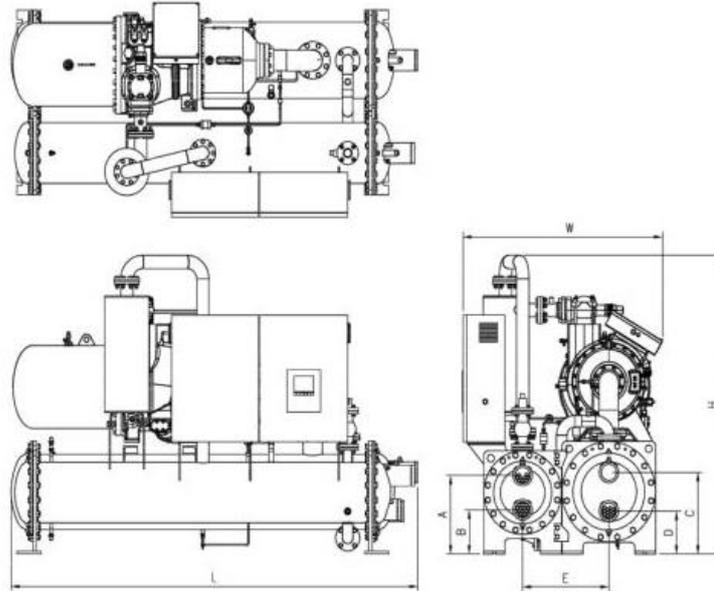


R134a (60Hz)

Model		Units	RCWW08CA1A	RCWW10CA1A	RCWW12CA1A	RCWW14CA1A	RCWW16CA1A	RCWW18CA1A	RCWW20CA2A
Standard Condition	Cooling capacity	KW	261	318	359	386	453	542	638
		usRT	74.2	90.4	102.1	109.7	128.7	154.2	172.8
	Input Power	KW	55.67	67.41	75.99	82.56	91.38	113.77	120.42
	COP		4.7	4.7	4.7	4.7	5	4.8	5
AHRI Conditions	Cooling capacity	KW	263.88	321.43	363.25	390.27	457.96	548.39	614.64
		usRT	75	91.4	103.3	111	130.2	155.9	174.8
	Input Power	KW	53.44	64.7	72.94	79.23	87.72	109.19	115.58
	COP		4.9	5	5	4.9	5.2	5	5.3
	IPV		5.41	5.42	5.45	5.43	5.8	5.61	5.92
General Unit Data	Number of Circuits		1	1	1	1	1	1	2
	Refrigerant, R-134a	kg	70	80	90	100	120	140	80 / 80
	Oil Charge	l	16	16	18	20	20	28	16 / 16
Weight	Shipping Weight	kg	2,190	2,360	2,450	2,440	2,730	3,060	3,180
	Operating Weight	kg	2,330	2,520	2,620	2,620	2,960	3,310	3,460
Compressors	Compressor type		Semi-hermetic twin screw						
	Quantity	EA	1	1	1	1	1	1	2
Condenser	Evaporator type		Shell and Tube						
	Water Volume	l	29	30	32	32	44	46	50
	Max. Water Pressure	MPa	1	1	1	1	1	1	1
	Max. Refrigerant Pressure	Mpa	1	1	1	1	1	1	1
	Min. Cooling Water Flow Rate	l/s	6.6	7.5	8.5	8.5	10.8	12	13.6
	Max. Cooling Water Flow Rate	l/s	26.5	30	34.2	34.2	43.2	48.1	54.4
Evaporator	Water Connections	DN	100	100	100	100	125	125	125
	Evaporator type		Shell and Tube						
	Water Volume	l	42	47	47	48	63	65	65
	Max. Water Pressure	MPa	1	1	1	1	1	1	1
	Max. Refrigerant Pressure	Mpa	1	1	1	1	1	1	1
	Min. Chilled Water Flow Rate	l/s	5.6	7.7	7.7	8.4	10.1	11.2	12.6
Dimension	Max. Chilled Water Flow Rate	l/s	22.3	30.7	30.7	33.5	40.5	44.6	50.2
	Water Connections	DN	100	100	100	100	125	125	125
	Length	mm	2,940	2,940	2,940	2,940	2,940	3,050	3,630
	Width	mm	1,450	1,470	1,470	1,470	1,470	1,480	1,455
	Height	mm	1,760	1,810	1,810	1,840	1,890	1,945	1,890

Note:  
 1. 1usRT = 3.024kcal/hr = 3.517kW, 1mH<sub>2</sub>O = 9.8kPa  
 2. Standard conditions:  
 Entering / leaving chilled water temperature is 12 / 7 °C (53.6 / 44.6 °F).  
 Entering / leaving cooling water temperature is 32 / 37 °C (89.6 / 98.6 °F).  
 Fouling factor of water in evaporator is 0.018 m<sup>2</sup>·C/kW (0.00001 h<sup>2</sup>·F/Btu).  
 Fouling factor of water in condenser is 0.044 m<sup>2</sup>·C/kW (0.00025 h<sup>2</sup>·F/Btu).  
 3. AHRI conditions:  
 Leaving chilled water temperature is 6.7 °C (44 °F). Water flow is 0.043 L/s per kW (2.4 gpm/ton).  
 Entering cooling water temperature is 29.4 °C (85 °F). Water flow is 0.054 L/s per kW (3.0 gpm/ton).  
 Fouling factor of water in evaporator is 0.018 m<sup>2</sup>·C/kW (0.00001 h<sup>2</sup>·F/Btu).  
 Fouling factor of water in condenser is 0.044 m<sup>2</sup>·C/kW (0.00025 h<sup>2</sup>·F/Btu).  
 4. Due to our policy of innovation some specifications may be changed without prior notification.

Outline drawing | 1 Compressor model



Frequency	Model	L	W	H	A	B	C	D	E
60 Hz	RCWW008CA1A	2,940	1,450	1,760	505	275	530	250	560
	RCWW010CA1A	2,940	1,470	1,810	505	275	530	250	560
	RCWW011CA1A	2,940	1,470	1,810	505	275	530	250	560
	RCWW012CA1A	2,940	1,470	1,840	505	275	530	250	560
	RCWW014CA1A	2,940	1,470	1,890	530	300	555	275	623
	RCWW016CA1A	2,940	1,480	1,945	530	300	555	275	623
50Hz	RCWW018CA1A	3,050	1,480	1,950	530	300	555	275	623
	RCWW008CA1A	2,940	1,470	1,815	505	275	530	250	560
	RCWW010CA1A	2,940	1,470	1,850	505	275	530	250	560
	RCWW011CA1A	2,940	1,470	1,855	505	275	530	250	560
	RCWW012CA1A	2,940	1,470	1,855	505	275	530	250	560
	RCWW014CA1A	2,940	1,480	1,890	530	300	555	275	623
	RCWW016CA1A	3,050	1,480	1,895	530	300	555	275	623
	RCWW018CA1A	3,120	1,480	1,950	530	300	555	275	623

026 | 2015 LG Water Cooled Screw

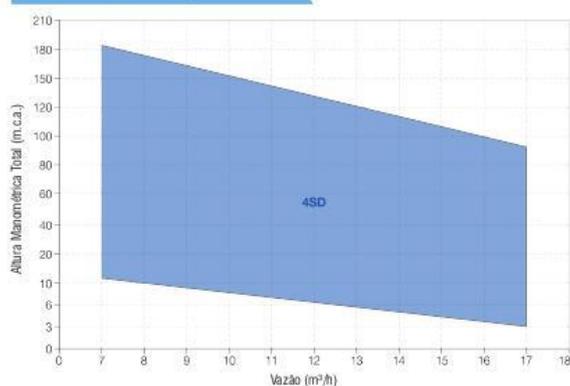
Fonte: Discover LG Business, Commercial Solutions (2015)

## ANEXO X - MOTOBOMBA SUBMERSA

## MOTOBOMBAS SUBMERSAS 4"

4SD

## FAIXA DE OPERAÇÃO



## DETALHES TÉCNICOS DO PRODUTO

- Especificações de acoplagem com motor de acordo com a Norma NEMA.
- Rotor de fluxo semi-axial.
- Vazão: 7,0 a 17,0 m³/h.
- Altura Manométrica: 3,0 a 181,0 m.c.a.

## APLICAÇÕES GERAIS

- Captação de água potável em poços tubulares profundos com diâmetro mínimo de 4".
- Fornecimento de água para uso residencial, industrial e agrícola.
- Pressurização de rede hidráulica.
- Sistemas de abastecimento, irrigação e mineração.
- Reservatórios.

## CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO

- Água limpa com pH entre 6,5 a 8,0.
- Teor máximo de areia permitido: 100 g/m³.
- Temperatura máxima: 40 °C.

## IMPORTANTE

- Utilizar Válvula de Retenção Intermediária para profundidades iguais ou superiores a 100 m.
- Submersão mínima recomendada: 6 metros abaixo do Nivel Dinâmico.
- As Chaves de Acionamento deverão ter, obrigatoriamente, proteção contra sobrecarga e curto-circuito.

## MOTORES

- Dimensionados para cobrir toda a faixa de potência consumida pela bomba. Em alguns casos foi permitida sobrecarga máxima de 3,0%, com plena garantia para operação contínua.

## MOTORES

Modelo	Monofásico		Trifásico	
	Potência (cv)	Tensão (v)	Potência (cv)	Tensão (v)
Série 230	0,5 a 0,7	110, 230, 250	0,5 a 3,0	230, 380
	0,5 a 1,5	230 - 2 Fios	-	-
	1,5 a 3,0	230, 250	-	-
Série 370	0,7 a 3,0	220, 250, 440	0,7 a 3,5	220, 380, 440
Série 350	3,5 a 5,0	220, 250, 440	4,0 a 6,0	220, 380, 440
Série 450	-	-	7,0 a 10,0	220, 380, 440

Motor IP68, 2 polos, 60 Hz





## MODELO 4SD

TABELA DE SELEÇÃO

Modelo	Potência (cv)	Estágios	Características Hidráulicas								Peso (Kg)	Ø mínimo do Poço (pol.)	Ø Recalque (pol.)	Dimensões (mm)			
			Vazão (m³/h)											Ø do Conjunto	Motor	Bombeador	Conjunto
			0	7	9	10	12	14	16	17							
Altura Manométrica Total (m. c. a.)											4"	2" BSP	97	435	447	882	
4SD-02 370	0,7	2	16	11	10	9	7	5,5	4,5	3				22,9	485	512	997
4SD-03 370	1	3	25,5	18,5	16,5	16	13,5	11	8,5	7				20,5	525	642	1167
4SD-05 370	1,5	5	44	32	29	27,5	24	20	16,5	14				35,7	695	707	1402
4SD-06 370	2	6	53	39	35	33,5	29	24,5	20	17,2				23,6	745	772	1517
4SD-07 370	2,5	7	61,5	45,5	41,5	39	34	29	23	20,5				29,9	745	837	1582
4SD-08 370	3	8	72,5	53	48	45,5	39,5	34	27,5	24,5				50,2	824	970	1794
* 4SD-10 XXX	3,5	10	89,5	65	59	56	49	42	34,5	30				47,2	824	1100	1924
4SD-12 350	4	12	106,5	79	72,5	67	59,5	51,5	42,5	37				52,2	824	1165	1989
4SD-13 350	4,5	13	115	86,5	78,5	74	65	56,5	47	42				53,9	824	1230	2054
4SD-14 350	5	14	123,5	93	85	80,5	71,5	61	51	45,5				58,5	824	1360	2184
4SD-16 350	5,5	16	139	106	96	91	80	68,5	55	48,5				61,6	824	1425	2249
4SD-17 350	6	17	150	112,5	103	97	86	75,5	63,5	55,5				62,8	904	1555	2459
4SD-19 450	7	19	169	128,5	118	112,5	100	88	74	65				73,5	904	1750	2654
4SD-22 450	8	22	195	146	134	127,5	113,5	99,5	83,5	74,5				77,8	954	1880	2834
4SD-24 450	9	24	211	160	145	137	122	107,5	90	80,5				82,7	954	2010	2964
4SD-26 450	10	26	228	171	155	147	133	117	96,5	85,5				86,9	954	2140	3094
4SD-28 450	10	28	243	181	165	159	138	121	101	91	88,2						

\*Para sistemas trifásicos deve-se utilizar motor da Série 370 e para monofásicos, motor da Série 350.

Corpo da válvula, corpo de sucção e corpo de estágio em ferro fundido. Rotor em bronze. Difusor incorporado ao corpo de estágio. Crivo em aço inox. Para verificar a possibilidade de alteração nos componentes, consulte o Suporte Técnico da Fábrica através do 0800 648 0200.

## MODELO 4SD - SÉRIE 230

TABELA DE SELEÇÃO

Modelo	Potência (cv)	Estágios	Características Hidráulicas								Peso (Kg)	Ø mínimo do Poço (pol.)	Ø Recalque (pol.)	Dimensões (mm)			
			Vazão (m³/h)											Ø do Conjunto	Motor	Bombeador	Conjunto
			0	7	9	10	12	14	16	17							
Altura Manométrica Total (m. c. a.)											4"	2" BSP	97	396	450	846	
4SD-02 230	0,5	2	17	11,5	10,5	9,5	8	6,5	4,5	3,5				16,8	416	515	931
4SD-03 230	0,7	3	25	18	16	15	13	11	8	7				19,2	456	645	1101
4SD-05 230	1,5	5	43,5	31	28	26	22,5	19,5	15,5	13,5				24,9	440	710	1150
4SD-06 230	2	6	53	37,5	33,5	31,5	27,5	23	18,5	16				28,1	440	775	1215
4SD-07 230	2	7	61	43	37	35,5	30,5	26	21	18				29,6	495	840	1335
4SD-08 230	3	8	73,5	52	46,5	44	37	31,5	26	21,5				34	495	905	1400
4SD-09 230	3	9	81,5	57	52	48	42,5	35	28	24,5				35,5	495	970	1465
4SD-10 230	3	10	89	62	56	52,5	46	38,5	31	26,5				37			

Corpo da válvula, corpo de sucção e corpo de estágio em ferro fundido. Rotor em bronze. Difusor incorporado ao corpo de estágio. Crivo em aço inox. Para verificar a possibilidade de alteração nos componentes, consulte o Suporte Técnico da Fábrica através do 0800 648 0200.

Os valores das colunas Peso, Ø do Conjunto, Motor, Bomba e Conjunto variam conforme a tensão do equipamento, sendo informado o valor máximo.

17

## ANEXO Y - COMPRESSOR

## TECHNICAL SPECIFICATIONS

### AQ 15-55 VSD (50/60 HZ VERSIONS)

COMPRESSOR TYPE	Max. working pressure (bar(e)/psig)		Capacity FAD <sup>1</sup>			Installed motor power		Noise level <sup>2</sup>	Weight (kg/lbs)	
	Pack	Full Feature	l/s	m <sup>3</sup> /min	cfm	kW	hp	dB(A)	Pack	Full Feature
<b>Air-cooled</b>										
AQ 15VSD	13/188	12.75/185	22-47	1.3-2.8	47-100	15	20	67	650 / 1433	700 / 1543
AQ 18VSD	13/188	12.75/185	22-54	1.3-3.2	47-114	18	25	69	650 / 1433	700 / 1543
AQ 22VSD	13/188	12.75/185	22-66	1.3-4.0	47-140	22	30	70	740 / 1631	800 / 1764
AQ 30VSD	13/188	12.75/185	22-83	1.3-5.0	47-176	30	40	72	740 / 1631	810 / 1786
AQ 37VSD	13/188	12.75/185	43-105	2.6-6.3	93-223	37	50	69	1195 / 2635	1306 / 2879
AQ 55VSD	13/188	12.75/185	43-147	2.6-8.8	93-311	55	75	72	1195 / 2635	1314 / 2897
<b>Water-cooled</b>										
AQ 15VSD	13/188	12.75/185	22-47	1.3-2.8	47-100	15	20	67	542 / 1195	592 / 1305
AQ 18VSD	13/188	12.75/185	22-54	1.3-3.2	47-114	18	25	69	542 / 1195	592 / 1305
AQ 22VSD	13/188	12.75/185	22-66	1.3-4.0	47-140	22	30	70	632 / 1393	692 / 1526
AQ 30VSD	13/188	12.75/185	22-83	1.3-5.0	47-176	30	40	72	632 / 1393	702 / 1548
AQ 37VSD	13/188	12.75/185	42-108	2.5-6.5	89-229	37	50	66	1090 / 2403	1201 / 2648
AQ 55VSD	13/188	12.75/185	42-155	2.5-9.3	90-328	55	75	69	1090 / 2403	1209 / 2665

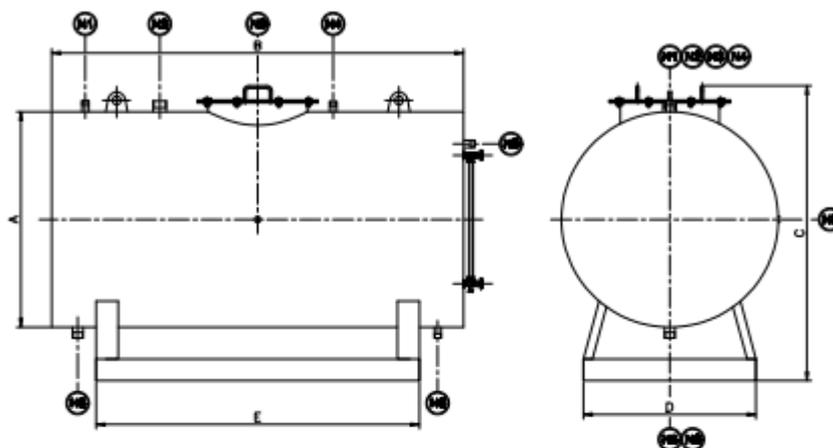
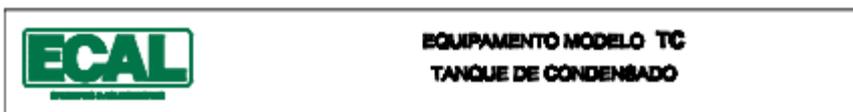
(1) Unit performance measured according to ISO1217 Annex E, Edition 4, 2009.

(2) Mean sound pressure level according to ISO2151, uncertainty 3 dB(A).



Fonte: Compressores AQ - Atlas Copco Brasil (2015)

## ANEXO Z - TANQUE DE CONDENSADO



Características	Unid.	Modelos								
		TCH-500	TCH-750	TCH-1000	TCH-1500	TCH-2000	TCH-3000	TCH-4000	TCH-5000	
Volume	litros	500	750	1000	1525	2010	3040	4040	5000	
Peso Aprox. Vazio	Kg	200	240	290	345	400	550	800	860	
Peso Aprox. com Água	Kg	700	990	1290	1870	2410	3590	4840	5860	
Entrada de Condensado	Pol.	1	1	1,1/2	1,1/2	1,1/2	2	2	2	
Respiro	Pol.	2	2	2	2	2	2	4	4	
Boca de Visita	mm	450	450	450	450	450	450	450	450	
Entrada de Água Fria	Pol.	1	1	1	1	1	1,1/2	1,1/2	1,1/2	
Saída de Água Quente	Pol.	1,1/2	1,1/2	1,1/2	2	2	2,1/2	2,1/2	2,1/2	
Dreno	Pol.	1	1	1	1	1,1/2	1,1/2	1,1/2	1,1/2	
Termômetro	Pol.	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2	
Extravasor/Ladrão	Pol.	1	1	1	1	1	1,1/2	1,1/2	1,1/2	
Dimensões	A	mm	800	900	1000	1100	1200	1300	1400	1500
	B	mm	1660	1830	1910	2260	2410	3010	3360	3560
	C	mm	1180	1280	1380	1480	1580	1680	1780	1880
	D	mm	650	700	800	1000	1100	1100	1100	1400
	E	mm	1300	1400	1500	1700	1900	2000	2600	2600
Material de construção em aço carbono ASTM-A-283-GrC										
Pintura Interna em EPOXI										
Acabamento Externo : Isolamento térmico com lã de rocha 2" revestido com alumínio 0,7mm										

Fonte: ECAL (2023).

## ANEXO AA - RESERVATÓRIOS SUPERIORES DE ÁGUA

### CAIXA D'ÁGUA 6000 LITROS

A caixa d'água de fibra 6000 litros da Caixa Forte é inteiramente laminada e estruturada, feita no formato tronco-cônico, proporcionando uma **alta resistência** mecânica estrutural. A laminação da caixa d'água é feita com resina poliéster, fabricada pela Reichhold, empresa que possui a mais alta tecnologia no seu segmento, detendo o certificado ISO 9001.

Muito mais práticas e duráveis, as Caixas d'água de Fibra CAIXAFORTE possuem superfícies internas lisas que facilitam a limpeza. São diversos modelos, de 2000l, 5000l, 6000l, 8000l, 10.000, 12.000l, 15.000l, 20.000l e 25.000 litros. Todas com exclusivo sistema de encaixe das tampas que dispensa parafusos e amarras na instalação e garante ainda mais vedação e conservação da água. Conteúdos que podem te auxiliar na escolha de Caixas d'água.

saiba todas informações sobre esse modelo, tamanhos, capacidade e dimensões desta *Caixa d'água consultar tabela abaixo:*



CAPACIDADE	6000 L LITROS
Altura sem tampa	1,70 m
Altura com tampa	1,92 m
Diâmetro superior	2,45 m
Diâmetro inferior	2,00 m
Peso	84 kg

## CAIXA D'ÁGUA 20000 LITROS

A caixa d'água de fibra 20000 litros da Caixa Forte é inteiramente laminada e estruturada, feita no formato tronco-cônico, proporcionando uma **alta resistência mecânica** estrutural. A laminação da caixa d'água é feita com resina poliéster, fabricada pela Reichhold, empresa que possui a mais alta tecnologia no seu segmento, detendo o certificado ISO 9001.



CAPACIDADE	20000 LITROS
Altura sem tampa	3,23 m
Altura com tampa	3,50 m
Diâmetro superior	3,35 m
Diâmetro inferior	2,44 m
Peso	266 kg

## CAIXA D'ÁGUA 25000 LITROS

A caixa d'água de fibra 25000 litros da Caixa Forte é inteiramente laminada e estruturada, feita no formato tronco-cônico, proporcionando uma **alta resistência mecânica** estrutural. A laminação da caixa d'água é feita com resina poliéster, fabricada pela Reichhold, empresa que possui a mais alta tecnologia no seu segmento, detendo o certificado ISO 9001.



CAPACIDADE	25000 LITROS
Altura sem tampa	3,87 m
Altura com tampa	4,29 m
Diâmetro superior	3,38 m
Diâmetro inferior	2,35 m
Peso	412 kg










Fonte: CAIXA FORTE (2023).

## ANEXO AB - RESERVATÓRIO INFERIOR DE ÁGUA



RESERVATÓRIO  
TUBULAR ALTO

Capac. (l)	Altura Total (m)	Dímetro
3.000	6,00	0,80
5.000	5,40	1,10
7.500	7,80	1,10
10.000	6,00	1,44
10.000	8,00	1,27
12.000	6,00	1,39
12.500	7,80	1,43
12.000	9,60	1,27
15.000	9,60	1,43
18.000	9,20	1,39
20.000	7,20	1,91
20.000	10,20	1,39
25.000	9,00	1,91
30.500	7,80	2,23
30.000	10,80	1,91
36.000*	12,60	1,91
40.000	10,80	2,23
40.000*	14,40	1,91
50.000	10,00	2,55
50.000*	13,20	2,23
60.000	12,00	2,55
70.000	10,80	2,86
80.000	10,00	3,20
90.000	11,40	3,20
100.000	12,60	3,20
100.000*	15,60	2,86
120.000*	15,00	3,20
150.000*	18,60	3,20
170.000*	15,00	3,82
200.000*	18,00	3,82

## RESERVATÓRIO TUBULAR ALTO

Construído no formato tubular, com capacidades de 3.000 a 200.000 litros, possui excelente relação custo-benefício. Com design tradicional, amplamente utilizado nos mais diversos segmentos de reservatório de Água Potável, podendo ser fabricado com ou sem divisão interna de células, propiciando atendimento técnico a quaisquer projetos hidráulicos.

Fonte: TRAMEC (2023).

## ANEXO AC - VÁLVULA DE CONTROLE



Valtek Mark One Control Valves FCD VLENTB0001 – 11/09

### Trim Materials, Data

Standard plug and seat ring material is 316 stainless steel, except special alloy bodies where trims are furnished in the same material as the body. A wide variety of services are successfully handled by stainless steel trim parts. Nevertheless, a general rule is for temperatures above 600° F / 316° C. Alloy 6 is stocked for many valve trim parts. This material offers a good combination of relative hardness and corrosion resistance. Special alloys, such as Alloy 20, Hastelloy C and Monel, are also available.

Table 6: Material Harness Ratings

Trim Material	Hardness Rockwell C	Corrosion Resistance*
316 S.S.	8	Excellent
Alloy 6	44	Good to Excellent
416 S.S.	40	Fair
440C S.S.	56	Fair
17-4 PH	40	Excellent
Colmonoy	45-50	Fair to Good
Tungsten Carbide	72	Good on Bases Poor on Acids

\*General rule only. Check specific application

Table 7: Standard Unbalanced Valve / Actuator Data

Valve Size		Rating Class		Full Area Trim Size		Seat Area		Stem Diameter		Stem Area		Std. Act. Size*	Stroke	
inch	DN	ANSI	PN	inch	cm	in²	cm²	in²	cm²	in²	cm²		inch	cm
0.5	15	150-600	16-100	0.50	1.3	0.20	1.3	0.56	1.43	0.25	1.60	25	0.75	1.9
0.75	20	150-2500	16-400	0.72	1.8	0.41	2.6	0.56	1.43	0.25	1.60	25	0.75	1.9
1	25	150-600	16-100	0.81	2.1	0.52	3.3	0.56	1.43	0.25	1.60	25	0.75	1.9
		900-1500	160-250	0.81	2.1	0.52	3.3	0.56	1.43	0.25	1.60	25	0.75	1.9
		2500	400	0.72	1.8	0.41	2.6	0.56	1.43	0.25	1.6	25	0.75	1.9
1.5	40	150-600	16-100	1.25	3.2	1.20	7.9	0.88	2.22	0.60	3.88	25	1.00	2.5
		900-1500	160-250	1.25	3.2	1.20	7.9	0.88	2.22	0.60	3.88	50	1.00	2.5
		2500	400	1.00	2.5	0.79	5.1	0.88	2.22	0.60	3.88	50	0.75	1.9
2	50	150-600	16-100	1.62	4.1	2.07	13.4	0.88	2.22	0.60	3.88	25	1.50	3.8
		900-1500	160-250	1.62	4.1	2.07	13.4	0.88	2.22	0.60	3.88	50	1.50	3.8
		2500	400	1.25	3.2	1.23	7.9	0.88	2.22	0.60	3.88	50	1.00	2.5
3	80	150-600	16-100	2.62	6.7	5.41	34.9	1.13	2.86	0.99	6.39	50	2.00	5.1
		900-1500	160-250	2.62	6.7	5.41	34.9	1.50	3.81	1.77	11.40	100	2.00	5.1
		2500	400	2.00	5.1	3.14	20.3	1.13	2.86	0.99	6.39	100	1.50	3.8
4	100	150-600	16-100	3.50	8.9	9.62	62.1	1.13	2.86	0.99	6.39	50	2.50	6.4
		900-1500	160-250	3.50	8.9	9.62	62.1	1.50	3.81	1.77	11.40	100	2.50	6.4
		2500	400	2.62	6.7	5.41	34.9	1.50	3.81	1.77	11.40	100	2.00	5.1
6	150	150	16	5.00	12.7	19.63	126.7	1.13	2.86	0.99	6.39	50	3.00	7.6
		300-1500	40-250	5.00	12.7	19.63	126.7	2.00	5.08	3.14	20.30	100	3.00	7.6
		2500	400	4.00	10.2	12.57	81.1	2.00	5.08	3.14	20.30	100	3.00	7.6
8	200	150	16	6.25	15.9	30.68	197.9	1.50	3.81	1.77	11.40	100	4.00	10.2
		300-600	40-100	6.25	15.9	30.68	197.9	2.00	5.08	3.14	20.30	100	4.00	10.2
		900-1500	160-250	6.25	15.9	30.68	197.9	2.50	6.35	4.91	31.70	100	4.00	10.2
10	250	150	16	8.75	22.2	60.13	388.0	2.00	5.08	3.14	20.30	100	4.00	10.2
		300-600	40-100	8.75	22.2	60.13	388.0	2.50	6.35	4.91	31.70	100	4.00	10.2
		900-1500	160-250	8.00	20.3	50.27	324.3	3.00	7.62	7.07	45.60	100	4.00	10.2
12	300	150	16	9.50	24.1	70.88	457.3	2.00	5.08	3.14	20.30	100	4.00	10.2
		300-600	40-100	9.50	24.1	70.88	457.3	3.00	7.62	7.07	45.60	100	4.00	10.2
		900-2500	160-400	8.00	20.3	50.27	324.3	3.00	7.62	7.07	45.60	100	4.00	10.2
14	350	150	16	11.00	27.9	95.03	613.1	3.00	7.62	7.07	45.60	100	4.00	10.2
		300-600	40-100	11.00	27.9	95.03	613.1	3.00	7.62	7.07	45.60	100	4.00	10.2

\* Minimum standards actuator size. Oversized actuators may be required for large pressure drops.



**Standard Materials of Construction**

**Table 13: Packing**

Configurations	Standard, Twin seal, Vacuum seal
Materials	PTFE V-ring, PTFE/AFP*, AFP/Inconel wire, glass-filled PTFE V-ring, braided PTFE, graphite, other materials as required.
Lubrication (optional)	Lubricator with integral isolation valve Lubricator with additional isolation valve

**Table 14: Trim**

Characteristics	Equal percentage, linear, quick-open
Materials	316 stainless steel Alloy 20 304 stainless steel Nickel 347 stainless steel Titanium 416 stainless steel Monel Hastelloy B 17-4 PH Hastelloy 440C
Hard Facings	Materials: Alloy 6, No. 5 Colmonoy Types: seat surface, full contour, full bore, lower stem guide area.
Soft Seat	PTFE, FEP, KEL-F, polyurethane, PEEK
Pressure-balanced	Sizes: 2-inch (DN 50) and larger. Seal types: elastomer, metal

**Table 15: Guides**

Type	Double-top stem
Materials	Glass-filled PTFE, graphite, Alloy 6, bronze, other materials as required

**Table 16: Gaskets**

Types	Spiral wound: 304 or 316 stainless steel/non-asbestos filler, PTFE, graphite Flat: PTFE, soft metal Metal O-ring: Inconel X750/silver plated
-------	--

**Table 17: Actuators**

Types	Double-acting cylinder with positive fail-safe spring action Manual handwheel Electro-hydraulic Electro-mechanical
Sizes	Cylinder: 25, 50, 100 (standard); 200, 300, 400, 500, 600 (optional) Manual Handwheel: 9, 12, 18, 24 inch (23, 20, 46, 61 cm) diameter
Auxiliary	Side mounted: continuously connected Top mounted: continuously connected, push-only, limit stops
Materials	Cylinder: anodized aluminum Piston: anodized aluminum Actuator stem: 416 stainless steel Yoke: ductile iron O-rings: nitrile
Action	Air-to-open, air-to-close (field reversible)
Max. Working Pressure	150 psig (10.3 barg) (Refer to IOM 2 for pressure limitations).

**Table 18: Positioner**

Types	Digital, pneumatic, electro-pneumatic
Input Signals	Digital: 4-20 mA, HART/FF communication Pneumatic: 3-15, 3-9, 9-15, 6-30 psig (0-1, 0-0.6, 0.6-1, 0.4-2.1 barg) and split ranges Electro-pneumatic: 4-20, 10-50 mA
Supply Pressure	40-50 psig (2.8-10.3 barg) (no supply regulator required)
Standard Materials	Aluminum, stainless steel, nitrile, nickel-plated brass
Adjustments	Stroke range, zero, balance pressure
Action	Air-to-open, air-to-close (field reversible)

\*Asbestos Free Packing (AFP)



Dimensions

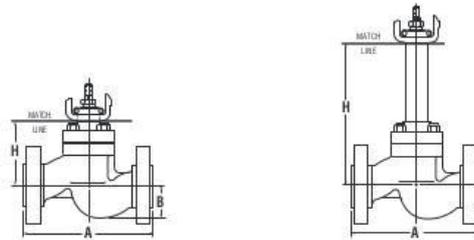


Table 19: Globe Body Dimensions - ANSI Class 150, 300, 600 (inches/mm)

Body Size	A								B	H		Clearance Above Actuator Required for Disassembly					
	Sep. Flange*		Integral Flange**				Standard Bonnet	Extended Bonnet									
	Class 150-600 PN 16-100	Class 150 PN 16	Class 300 PN 40	Class 600 PN 100													
0.5, 0.75	15-20	8.5	216	7.3	184	7.6	194	8.1	206	1.5	38	3.8	97	8.3	212	2.5	64
1	25	8.5	216	7.3	184	7.8	197	8.3	210	1.8	44	3.8	97	8.3	212	2.5	64
1.5	40	9.5	241	8.8	222	9.3	235	9.9	251	2.3	59	5.2	132	9.7	246	4.0	102
2	50	11.5	292	10.0	254	10.5	267	11.3	286	2.3	57	5.4	138	9.9	252	4.5	114
3	80	14.0	356	11.8	298	12.5	318	13.3	337	3.4	86	6.8	172	12.3	312	5.8	147
4	100	17.0	432	13.9	353	14.5	368	15.5	394	5.2	133	8.4	214	13.9	354	7.5	190
6	150			17.8	451					5.5	139	10.1	256	15.6	395	10.0	254
6	150					18.6	473	20.0	508	5.8	146	12.3	311	17.8	451	10.0	254
8	200			21.4	543					7.1	180	12.5	318	18.0	457	10.9	277
8	200					22.4	568	24.0	610	7.5	190	14.4	365	19.9	505	11.4	290
10	250			26.5	673					8.4	214	14.1	359	19.6	498	11.9	302
10	250					27.9	708	29.6	752	8.9	227	14.1	359	20.6	524	12.1	308
12	300			29.0	737					9.6	243	14.1	359	19.6	498	12.6	320
12	300					30.5	775	32.3	819			16.3	413	22.8	578	12.6	320

\* Per ANSI/ISA S75.20, latest edition. \*\* Per ANSI/ISA S75.03, latest edition

Table 20: Globe Body Dimensions - ANSI Class 900, 1500, 2500 (inches/mm)

Body Size	A				B		H				Clearance Required for Disassembly										
	Face-to-Face*				ANSI Class 900-1500 PN 160-250	ANSI Class 2500 PN 400	Standard Bonnet		Extended Bonnet		ANSI Class 900-1500 PN 160-250	ANSI Class 2500 PN 400									
	ANSI Class 900-1500 PN 160-250	ANSI Class 2500 PN 400	ANSI Class 1500 PN 250	ANSI Class 2500 PN 400			ANSI Class 900-1500 PN 160-250	ANSI Class 2500 PN 400	ANSI Class 900-1500 PN 160-250	ANSI Class 2500 PN 400											
1	25	11.0	279	12.0"	305"	1.8	44	1.8	44	5.6	143	6.8	173	10.1	257	11.3	286	3.6	90	3.6	90
1.5	40	13.0	330	15.0"	381"	2.7	68	2.4	60	8.7	220	8.7	221	13.2	334	13.2	334	5.6	141	5.6	141
2	50	14.8	375	15.8	400	2.8	71	3.0	77	8.7	220	8.7	221	13.2	334	13.2	334	6.1	154	6.1	154
3	80	18.1	460	26.0"	660"	4.2	106	3.7	94	11.4	289	12.9	328	18.4	467	19.9	506	8.4	214	8.3	211
4	100	20.9	530	29.0"	737"	4.4	113	5.4	138	12.4	316	14.6	371	19.4	496	21.6	549	9.7	246	10.7	272
6	150	30.0"	762"	34.0"	864"	7.2	183	7.3	184	19.4	493	17.4	442	26.4	671	27.3	692	12.2	309	13.6	344
8	200	32.8	832	40.3	1022	9.4	240	10.3	262	18.6	473	24.3	616	24.2	613	31.3	794	16.7	424	17.8	451
10	250	39.0	991	50.0	1270	11.2	284	10.0	254	21.9	556	26.0	660	28.9	734	33.0	838	18.3	465	19.5	495
12	300	44.5	1130	56.0	1422	14.0	356	12.9	327	26.6	675	28.0	711	33.6	852	35.0	889	19.4	492	20.5	521
14	350	49.5	1257							24.8	629			31.8	806			20.5	521		

\* ANSI/ISA S75.15, latest edition; (1) Per ANSI/ISA S75.16, latest edition; (2) Valtek standard

16

## ANEXO AD - AÇO A53 SCH40



Tubos de Condução com e sem costura - NBR 5590 (ASTM A-53) / A106 A / API 5L B

Norm. pol. (")	Diâmetro		Esp. Parede mm	Peso Kg/m	Denom. Conf. API 5L	Sched N°
	Ext. mm	Int. mm				
1/4"	13,7	9,22	2,24	0,83	STD	40
		7,66	3,02	0,80	XS	80
3/8"	17,1	12,48	2,31	0,84	STD	40
		10,70	3,20	1,10	XS	80
1/2"	21,3	15,76	2,77	1,27	STD	40
		13,84	3,73	1,82	XS	80
		11,74	4,78	1,95	-	160
		6,36	7,47	2,55	XXS	-
3/4"	26,7	20,96	2,87	1,89	STD	40
		18,88	3,91	2,20	XS	80
		15,58	5,56	2,90	-	160
		11,08	7,82	3,64	XXS	-
1"	33,4	26,64	3,38	2,50	STD	40
		24,30	4,55	3,24	XS	80
		20,70	6,35	4,24	-	160
		15,22	9,09	5,45	XXS	-
1.1/4"	42,2	35,08	3,56	3,39	STD	40
		32,50	4,85	4,47	XS	80
		29,50	6,35	5,81	-	160
		22,80	9,70	7,77	XXS	-
1.1/2"	48,3	40,94	3,68	4,05	STD	40
		38,14	5,08	5,41	XS	80
		34,02	7,14	7,25	-	160
		28,00	10,15	9,56	XXS	-
2"	60,3	52,48	3,91	5,44	STD	40
		49,22	5,54	7,48	XS	80
		42,82	8,74	11,11	-	160
		38,16	11,07	13,44	XXS	-
2.1/2"	73,0	62,68	5,16	8,83	STD	40
		58,98	7,01	11,41	XS	80
		53,94	9,53	14,92	-	160
		44,96	14,02	20,39	XXS	-
3"	88,9	77,92	5,49	11,29	STD	40
		73,66	7,62	15,27	XS	80
		66,64	11,13	21,35	-	160
		58,42	15,24	27,68	XXS	-
3.1/2"	101,6	90,12	5,74	13,57	STD	40
		85,44	8,08	18,63	XS	80
4"	114,3	102,26	6,02	16,07	STD	40
		97,18	8,56	22,32	XS	80
		92,04	11,13	28,32	-	120
		87,32	13,49	33,54	-	160
		80,06	17,12	41,03	XXS	-
5"	141,3	128,20	6,55	21,77	STD	40
		122,24	9,53	30,97	XS	80
		115,90	12,70	40,28	-	120
		109,54	15,88	49,11	-	160
6"	168,3	103,20	19,05	57,43	XXS	-
		155,60	6,35	25,36	-	-
		154,08	7,11	28,26	STD	40
		146,36	10,37	42,56	XS	80
		139,76	14,27	54,20	-	120
8"	219,1	131,78	18,26	67,56	-	160
		124,40	21,95	79,22	XS	-
		206,40	6,35	33,31	-	20
		205,02	7,04	36,81	-	30
		203,26	7,92	41,24	-	-
		202,74	8,18	42,55	STD	40
		198,48	10,31	53,08	-	60
		193,70	12,70	64,64	XS	80
		188,92	15,09	75,92	-	100
		182,58	18,26	90,44	-	120
		181,00	19,05	93,98	-	-
10"	273,0	177,86	20,62	100,92	-	140
		174,64	22,23	107,92	XXS	-
		173,08	23,01	111,27	-	160
		260,30	6,35	41,75	-	20
		257,45	7,80	51,01	-	30
		254,46	9,27	60,29	STD	40
		247,60	12,70	81,52	XS	60
12"	323,8	242,82	15,09	95,97	-	80
		236,48	18,26	114,71	-	100
		230,12	21,44	133,00	-	120
		222,20	25,40	155,09	XXS	140
		215,84	29,58	172,26	-	160
		311,14	6,35	49,71	-	20
		307,04	8,38	65,18	-	30
304,74	9,53	73,86	STD	-		
303,18	10,31	79,70	-	40		
298,40	12,70	97,43	XS	-		
295,26	14,27	108,92	-	60		
288,84	17,48	132,04	-	80		
282,56	20,62	154,16	-	-		
280,92	21,44	159,86	-	100		
273,00	25,40	186,91	XXS	120		
257,16	33,32	238,68	-	160		

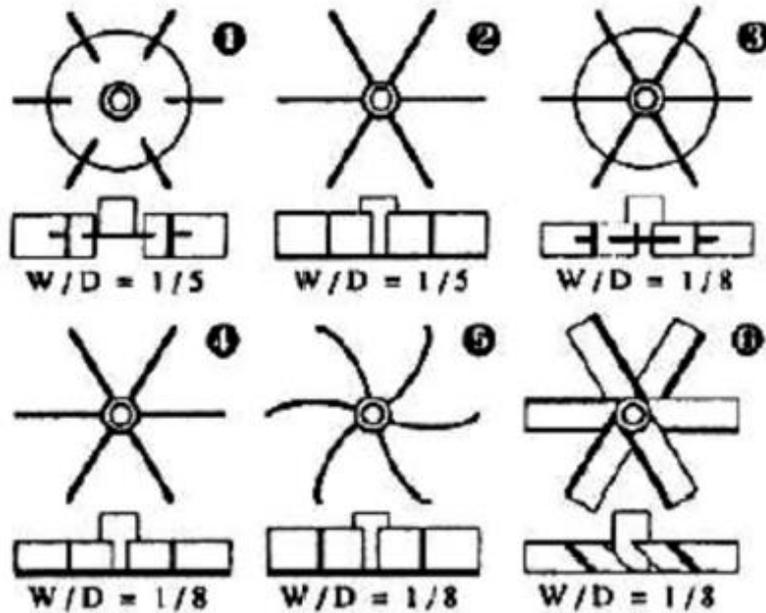
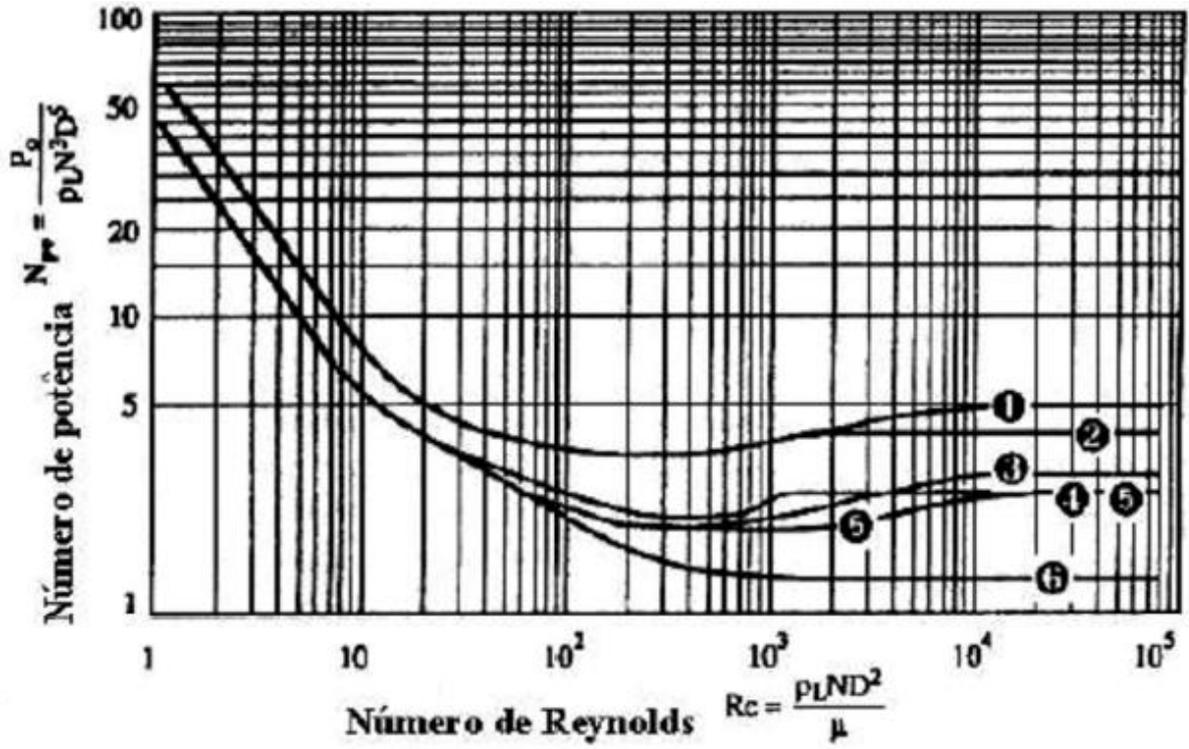
Fonte: AÇOTUBO, 2023

**ANEXO AE - SUPORTES****Tabela 9.12**

Diâmetro (polegadas)	1	1½	2	2½	3	4	5	6	8	10	12	14
Espaçamento (metros)	2,1	2,7	3,0	3,3	3,6	4,2	4,8	5,1	6,7	6,7	7,0	7,6

Fonte: MACINTYRE, 2010

ANEXO AF - AGITADOR E NÚMERO DE POTÊNCIA



Fonte:CREMASCO, 2012

## ANEXO AG - EQUIPAMENTOS AUXILIARES

## ANEXO AG.1 - LAVA LOUÇAS

## LAVADORA DE LOUÇA AMT2

### DESENHO PARA INSTALAÇÃO

VISTA FRONTAL      VISTA LATERAL

### INSTALAÇÃO EM LINHA OU DE CANTO

MESA    AMT2    MESA      MESA    AMT2    MESA

- 1 - ENTRADA DE ÁGUA 3/4" BSP (Ø=143 mm)
- 2 - SAÍDA DE ÁGUA 1" NPT (Ø=158 mm)
- 3 - ALIMENTAÇÃO ELÉTRICA CONECTOR 3/4" (Ø=164 mm)  
220V - 4 x 18 mm<sup>2</sup> (3 FASES + TERRA)  
380V/440V - 5 x 16 mm<sup>2</sup>  
(3 FASES + NEUTRO + TERRA)
- 4 - ENTRADA DE TENSIVOATIVO (SECANTE)  
1/8" - 27 NPT (Ø=142,5 mm)
- 5 - SUCESSÃO DO PONTO PARA SENSOR DE DETERGENTE NO TANQUE DE LAVAGEM

Para instalação deverá ser considerado o desenho específico de acordo com o modelo de equipamento a ser instalado. Entre variações de + 20mm de acordo com a opção da pasta.

### Especificações dos Motores

Motores	CV	Fases	Hz	Voltagem	Amperagem
Bomba de Lavagem	0,75	3	60	220/380/440	2,8/1,62/1,4
Bomba de Enxague	0,25	1	60	110/220	4,0/2,0

### Temperatura, Pressão e Consumo de Água

Descrição	Temperatura	Pressão (min-máx)	Consumo
Lavagem	55°C-65°C	—	—
Enxague	80°C-90°C	0,5 bar - 1,0 bar	180 litros/hora

### Opções para Aquecimento do Tanque de Lavagem (sem booster de enxague)

Tipo	kW	kg/h	Voltagem	Amperagem	Pressão (min-máx)
Elétrico	5*	—	220/380/440	13/8/7	—
Vapor**	—	20	—	—	1,0 - 3,0 bar

\* elemento elétrico de imersão / \*\* injetor direto

### Opções para Aquecimento do Booster de Enxague

Tipo	kW	kg/h	Voltagem	Amperagem	Pressão (min-máx)
Elétrico (embutido)	2 x 9 kW	—	220/380/440	48/28/24	—
Vapor (ext. a maq.)	—	80	—	—	2,0 - 3,5 bar

Nota: com entrada de água na temperatura ambiente (-20°C)

Nota: Como a Hobart está sempre desenvolvendo novos produtos, as especificações para os produtos podem ser modificadas sem aviso prévio. Sempre consulte o manual técnico para obter as informações mais recentes.

Fonte: Hobart (s.d.).

## ANEXO AG.2 - CALANDRA

**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		1600 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 Kg/cm <sup>2</sup>	0,8 Kg/cm <sup>2</sup>
	Consumo de Gás	1,5 Kg/h	1,5 Kg/h
Dimensões Externas Aproximadas	Altura	1050 mm	1050 mm
	Largura	2200 mm	2600 mm
	Profundidade	700 mm	700 mm

**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.

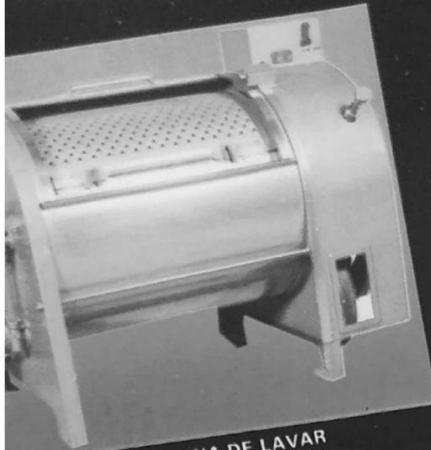
Possui acesso a regulagem da pressão da mola e posicionamento da calha com relação ao cilindro o qual trabalham em conjunto.

Dispõe de dois botões de emergência, um em cada lado do equipamento caso necessite que o equipamento desligue em situações de risco.

Fonte: Rufino(2023).

**ANEXO AG.3 - LAVA ROUPAS E SECADORA**

**MAQUINAS PARA LAVA NEW**



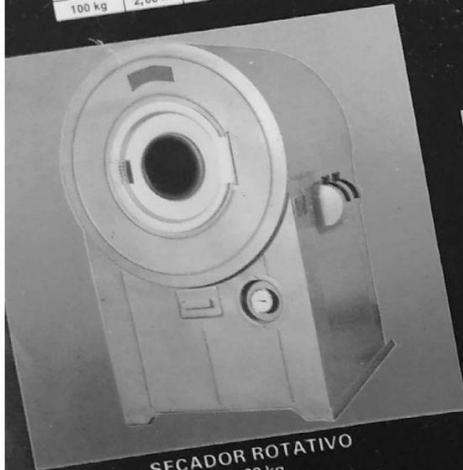
**MÁQUINA DE LAVAR**  
 Capacidade/carga: 18-26-36 - 60 e 100 kg.  
 Standard ou totalmente em aço inoxidável. Reversão Automática - transmissão em Polias Ciclo de operação p/carga: 30 min.

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	1.560 mm	850 mm	1.250 mm	16 kg	380 kg
36 kg	1,00 HP	1.670 mm	1.050 mm	1.330 mm	22 kg	470 kg
60 kg	1,00 HP	1.730 mm	1.100 mm	1.370 mm	35 kg	690 kg
100 kg	2,00 HP	2.260 mm	1.100 mm	1.370 mm	60 kg	850 kg



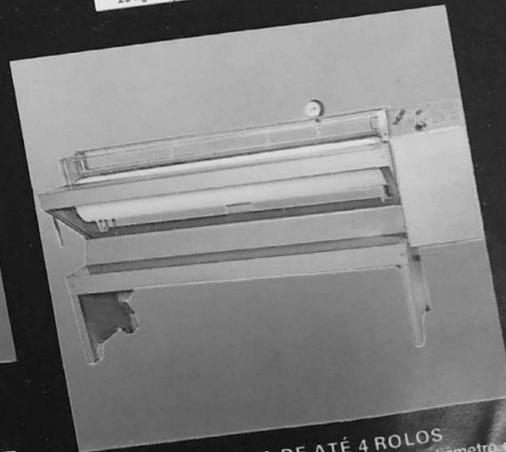
**EXTRATOR CENTRÍFUGO "TIPO FIXO"**  
 Capacidade/carga: 10-15 e 20 kg. Aço Inoxidável. Sem oscilação do cesto interno. Ciclo de operação p/carga: 8 min.

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	2,00 HP	1.000 mm	900 mm	900 mm	260 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	Motores	Espaço Ocupado			Aquec. Consumo/H.			Peso Aprox.
		Frente	Fundo	Altura	Elétr.	Vapor	Gás	
12 kg	2 de 0,50 HP	1.200 mm	950 mm	1.660 mm	10 kw	-	1,20 kg	250 kg
18 kg	2 de 0,50 HP	1.200 mm	1.160 mm	1.660 mm	12 kw	20 kg	Aprox.	300 kg
26 kg	2 de 0,50 HP	1.200 mm	1.389 mm	1.660 mm	14 kw	30 kg	Aprox.	350 kg
40 kg	2 de 1,00 HP	1.450 mm	1.870 mm	2.250 mm	22 kw	45 kg	2,50 kg aprox.	750 kg
80 kg	2 de 3,00 HP	2.190 mm	1.700 mm	2.600 mm	44 kw	80 kg	4,80 kg aprox.	1.350 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.

Dimensão Cilindro	Motor	Espaço ocupado			Passamento Produção/h	Aquec. Elétr.	Vapor	Peso Aprox.
		Frente	Fundo	Altura				
300x1.600 mm	0,75 HP	2.300 mm	1.650 mm	1.100 mm	m <sup>2</sup>	6,5 Kw	12 kg	400 kg
300x2.600 mm	0,75 HP	2.700 mm	1.050 mm	1.100 mm	m <sup>2</sup>	7,0 Kw	19 kg	550 kg
300x2.500 mm	1,00 HP	3.200 mm	1.050 mm	1.190 mm	m <sup>2</sup>	8,0 Kw	20 kg	750 kg

\* RESERVAMOS O DIREITO DE ALTERAR AS CARACTERÍSTICAS

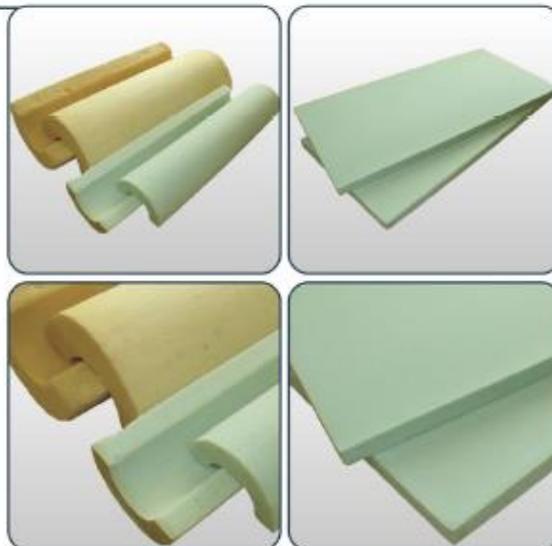
**QUALIDADE**

Digitizado em Canva.com

## ANEXO AH - CALHA DE ISOLAMENTO DE POLIURETANO EXPANDIDO E FIBRA CERÂMICA

### P.U. - Poliuretano

Poliuretano expandido é uma espuma rígida predominantemente utilizado na técnica da isolamento térmica, na Construção Civil e na Indústria, resultado da reação química de um poliisocianato que juntamente com o gás expensor são responsáveis pelo alto fator de isolamento térmico principalmente para superfícies operando a baixas temperaturas, consequência de sua baixa densidade (36 a 40kg/m<sup>3</sup>) e baixo coeficiente de condutibilidade térmica. Fornecimento em placas, calhas e blocos, em diversas dimensões e espessuras. Sua leveza e praticidade na hora de aplicar facilitam o trabalho do isolador reduzindo o tempo e o custo da mão de obra.



### Produtos

### Fibra Cerâmica



As fibras são aplicadas em mais de 50 tipos de produtos, fornecendo soluções para aplicações de alta temperatura em uma larga escala de mercados. A manta de fibra cerâmica é resistente, leve e flexível, que são multidirecionadas e entrelaçadas num processo contínuo de agulhamento que confere ao produto excelente resistência ao manuseio e à erosão. Devido a este processo, a manta dispensa a adição de ligantes, evitando assim o "burn-out", comum em materiais ligados com resinas fenólicas.

Obtida pela fusão de sílica e alumina de alta pureza, a manta pode ser empregada em temperaturas de até 1260°C. Os produtos foram desenvolvidos para aplicações em temperaturas médias, onde as principais preocupações foram a boa resistência mecânica, maior conforto durante o manuseio, sem deixar de manter todas as características inerentes aos produtos:

- Incombustível
- Excelente resistência ao manuseio
- Baixa condutibilidade
- Baixo armazenamento de calor
- Excelente resistência à corrosão
- Baixa densidade
- Resistente ao choque térmico
- Alta reflexão de calor
- Boa absorção de som

#### Aplicações Típicas:

- Isolamento de tubulações
- Isolamento de trocadores de calor e vasos em geral
- Revestimento de caldeiras
- Isolamento para baixas temperaturas
- Isolamento elétrico e acústico
- Isolamento de turbinas a vapor
- Isolamento de reatores
- Isolamento complementar

#### Características:

#### Propriedades:

- Limite Máximo de Uso .....(°C) 1260  
 - Limite Contínuo de Uso .....(°C) 1000  
 - Ponto de Fusão .....(°C) 1760

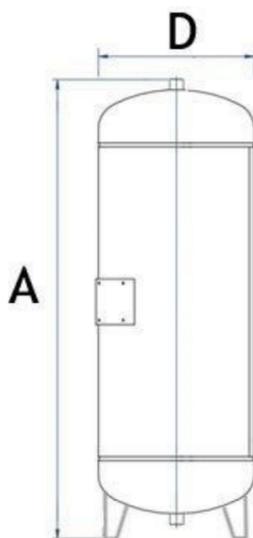
#### Dimensões (Padrão)\*:

Comprimento ..... 3810 e 7620 (mm)  
 Largura ..... 610 (mm)  
 Espessura ..... 25,4; 38,1 e 50,8 (mm)  
 Nota: \* Dimensões especiais sob consulta.

#### Disponibilidade:

Disponibilidade  
 Densidades 64, 96, 128 kg/m<sup>3</sup>

## ANEXO AI - RESERVATÓRIO DE AR COMPRIMIDO



Modelos de Reservatórios Verticais de Ar Comprimido

MODELO	VOLUME (L)	A (mm)	D (mm)	PRESSÃO (bar / libras)
RV100	Reservatório de Ar 100 litros	1150 mm	400 mm	até 12 bar / 174 libras
RV150	Reservatório de Ar 150 litros	1330 mm	450 mm	até 12 bar / 174 libras
RV200	Reservatório de Ar 200 litros	1540 mm	500 mm	até 12 bar / 174 libras
RV250	Reservatório de Ar 250 litros	1730 mm	500 mm	até 12 bar / 174 libras
RV300	Reservatório de Ar 300 litros	1830 mm	500 mm	até 12 bar / 174 libras
RV400	Reservatório de Ar 400 litros	1830 mm	600 mm	até 12 bar / 174 libras
RV500	Reservatório de Ar 500 litros	2210 mm	600 mm	até 12 bar / 174 libras
RV750	Reservatório de Ar 750 litros	2080 mm	750 mm	até 12 bar / 174 libras
RV1000	Reservatório de Ar 1000 litros	2630 mm	750 mm	até 12 bar / 174 libras
RV2000	Reservatório de Ar 2000 litros	3300 mm	930 mm	até 14 bar / 203 libras
RV3000	Reservatório de Ar 3000 litros	3480 mm	1120 mm	até 14 bar / 203 libras
RV4000	Reservatório de Ar 4000 litros	3500 mm	1320 mm	até 14 bar / 203 libras
RV5000	Reservatório de Ar 5000 litros	3650 mm	1450 mm	até 14 bar / 203 libras
RV6000	Reservatório de Ar 6000 litros	3700 mm	1590 mm	até 13 bar / 188 libras

Fonte: ArComprimido Brasil

## ANEXO AJ - TABELA DE PROPRIEDADES DOS FLUIDOS

$T$ (K)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$c_p$ (kJ/kg·K)	$\mu \cdot 10^7$ (N·s/m <sup>2</sup> )	$\nu \cdot 10^6$ (m <sup>2</sup> /s)	$k \cdot 10^3$ (W/m·K)	$\alpha \cdot 10^6$ (m <sup>2</sup> /s)	$Pr$
<b>Air, <math>M = 28.97</math> kg/kmol</b>							
100	3.5562	1.032	71.1	2.00	9.34	2.54	0.786
150	2.3364	1.012	103.4	4.426	13.8	5.84	0.758
200	1.7458	1.007	132.5	7.590	18.1	10.3	0.737
250	1.3947	1.006	159.6	11.44	22.3	15.9	0.720
300	1.1614	1.007	184.6	15.89	26.3	22.5	0.707
350	0.9950	1.009	208.2	20.92	30.0	29.9	0.700
400	0.8711	1.014	230.1	26.41	33.8	38.3	0.690
450	0.7740	1.021	250.7	32.39	37.3	47.2	0.686
500	0.6964	1.030	270.1	38.79	40.7	56.7	0.684
550	0.6329	1.040	288.4	45.57	43.9	66.7	0.683
600	0.5804	1.051	305.8	52.69	46.9	76.9	0.685
650	0.5356	1.063	322.5	60.21	49.7	87.3	0.690
700	0.4975	1.075	338.8	68.10	52.4	98.0	0.695
750	0.4643	1.087	354.6	76.37	54.9	109	0.702
800	0.4354	1.099	369.8	84.93	57.3	120	0.709
850	0.4097	1.110	384.3	93.80	59.6	131	0.716
900	0.3868	1.121	398.1	102.9	62.0	143	0.720
950	0.3666	1.131	411.3	112.2	64.3	155	0.723
1000	0.3482	1.141	424.4	121.9	66.7	168	0.726
1100	0.3166	1.159	449.0	141.8	71.5	195	0.728
1200	0.2902	1.175	473.0	162.9	76.3	224	0.728
1300	0.2679	1.189	496.0	185.1	82	257	0.719
1400	0.2488	1.207	530	213	91	303	0.703
1500	0.2322	1.230	557	240	100	350	0.685
1600	0.2177	1.248	584	268	106	390	0.688
1700	0.2049	1.267	611	298	113	435	0.685
1800	0.1935	1.286	637	329	120	482	0.683
1900	0.1833	1.307	663	362	128	534	0.677
2000	0.1741	1.337	689	396	137	589	0.672
2100	0.1658	1.372	715	431	147	646	0.667
2200	0.1582	1.417	740	468	160	714	0.655
2300	0.1513	1.478	766	506	175	783	0.647
2400	0.1448	1.558	792	547	196	869	0.630
2500	0.1389	1.665	818	589	222	960	0.613
3000	0.1135	2.726	955	841	486	1570	0.536
<b>Water Vapor (Steam), <math>M = 18.02</math> kg/kmol</b>							
380	0.5863	2.060	127.1	21.68	24.6	20.4	1.06
400	0.5542	2.014	134.4	24.25	26.1	23.4	1.04
450	0.4902	1.980	152.5	31.11	29.9	30.8	1.01
500	0.4405	1.985	170.4	38.68	33.9	38.8	0.998
550	0.4005	1.997	188.4	47.04	37.9	47.4	0.993
600	0.3652	2.026	206.7	56.60	42.2	57.0	0.993
650	0.3380	2.056	224.7	66.48	46.4	66.8	0.996
700	0.3140	2.085	242.6	77.26	50.5	77.1	1.00
750	0.2931	2.119	260.4	88.84	54.9	88.4	1.00
800	0.2739	2.152	278.6	101.7	59.2	100	1.01
850	0.2579	2.186	296.9	115.1	63.7	113	1.02

Fonte: INCROPERA (2008)

Temperature, $T$ (K)	Pressure, $p$ (bars) <sup>a</sup>	Specific Volume (m <sup>3</sup> /kg)	Heat of Vaporization, $h_g$ (kJ/kg)	Specific Heat (kJ/kg · K)	Viscosity ( $N \cdot s/m^2$ )	Thermal Conductivity (W/m · K)	Prandtl Number	Surface Tension, $\sigma_f \cdot 10^6$ (N/m)	Expansion Coeff. ( $K^{-1}$ )	Temperature, $T$ (K)
		$v_f \cdot 10^3$		$c_{p,f}$	$\mu_f \cdot 10^6$	$k_f \cdot 10^5$	$Pr_f$		$\beta_f \cdot 10^6$	
273.15	0.00611	1.000	206.3	4.217	1.854	8.02	12.99	0.815	-68.05	273.15
275	0.00697	1.000	181.7	4.211	1.855	8.09	12.22	0.817	-32.74	275
280	0.00990	1.000	130.4	4.198	1.858	8.29	10.26	0.825	46.04	280
285	0.01387	1.000	99.4	4.189	1.861	8.49	8.81	0.833	114.1	285
290	0.01917	1.001	69.7	4.184	1.864	8.69	7.56	0.841	174.0	290
295	0.02617	1.002	51.94	4.181	1.868	8.89	6.62	0.849	227.5	295
300	0.03531	1.003	39.13	4.179	1.872	9.09	5.83	0.857	276.1	300
305	0.04712	1.005	29.74	4.178	1.877	9.29	5.20	0.865	320.6	305
310	0.06221	1.007	22.93	4.178	1.882	9.49	4.62	0.873	361.9	310
315	0.08132	1.009	17.82	4.179	1.888	9.69	4.16	0.883	400.4	315
320	0.1053	1.011	13.98	4.180	1.895	9.89	3.77	0.894	436.7	320
325	0.1351	1.013	11.06	4.182	1.903	10.09	3.42	0.901	471.2	325
330	0.1719	1.016	8.82	4.184	1.911	10.29	3.15	0.908	504.0	330
335	0.2167	1.018	7.09	4.186	1.920	10.49	2.88	0.916	535.5	335
340	0.2713	1.021	5.74	4.188	1.930	10.69	2.66	0.925	566.0	340
345	0.3372	1.024	4.683	4.191	1.941	10.89	2.45	0.933	595.4	345
350	0.4163	1.027	3.846	4.195	1.954	11.09	2.29	0.942	624.2	350
355	0.5100	1.030	3.180	4.199	1.968	11.29	2.14	0.951	652.3	355
360	0.6209	1.034	2.645	4.203	1.983	11.49	2.02	0.960	679.9	360
365	0.7514	1.038	2.212	4.209	1.999	11.69	1.91	0.969	707.1	365
370	0.9040	1.041	1.861	4.214	2.017	11.89	1.80	0.978	733.7	370
373.15	1.0133	1.044	1.679	4.217	2.029	12.02	1.76	0.984	750.1	373.15
375	1.0815	1.045	1.574	4.220	2.036	12.09	1.70	0.987	761	375
380	1.2869	1.049	1.337	4.226	2.057	12.29	1.61	0.999	788	380
385	1.5233	1.053	1.142	4.232	2.080	12.49	1.53	1.004	814	385
390	1.794	1.058	0.980	4.239	2.104	12.69	1.47	1.013	841	390
400	2.455	1.067	0.731	4.256	2.158	13.05	1.34	1.033	896	400
410	3.302	1.077	0.553	4.278	2.221	13.42	1.24	1.054	952	410
420	4.370	1.088	0.425	4.302	2.291	13.79	1.16	1.075	1010	420
430	5.699	1.099	0.331	4.331	2.369	14.14	1.09	1.10	1072	430

Fonte: INCROPERA (2008).

